

“Año del Centenario de la Promulgación de la Constitución Política de los Estados Unidos Mexicanos”

DIVISIÓN DE ESTUDIO DE POSGRADOS E INVESTIGACIÓN

OPCIÓN I.- TESIS

TRABAJO PROFESIONAL

**“GENERACIÓN DE BIOENERGÉTICOS A PARTIR DE RESIDUOS SÓLIDOS
ORGÁNICOS EN UN REACTOR DE LECHO FLUIDIZADO INVERSO CON
ARREGLO EN PARALELO”**

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

PRESENTA:

I.I Oscar Marín Peña

DIRECTOR DE TESIS:

Dr. Alejandro Alvarado Lassman

CODIRECTOR DE TESIS:

M.I Norma Alejandra Vallejo Cantú



ORIZABA, VERACRUZ, MÉXICO

OCTUBRE 2017

"Año del Centenario de la Promulgación de la Constitución Política de los Estados Unidos Mexicanos"

FECHA: 30/10/2017
DEPENDENCIA: POSGRADO
ASUNTO: Autorización de Impresión
OPCIÓN: I

C. OSCAR MARIN PEÑA
CANDIDATO A GRADO DE MAESTRO EN:
CIENCIAS EN INGENIERIA QUIMICA

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

"GENERACION DE BIOENERGETICOS A PARTIR DE RESIDUOS SOLIDOS ORGANICOS EN UN REACTOR DE LECHO FLUIDIZADO INVERSO CON ARREGLO EN PARALELO".

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

A T E N T A M E N T E



RUBEN POSADA GOMEZ

JEFE DE LA DIV. DE ESTUDIOS DE POSGRADO

C.A. TITULACIÓN



SECRETARIA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA
INSTITUTO
TECNOLÓGICO
DE ORIZABA

ggc



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



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

"Año del Centenario de la Promulgación de la Constitución Política de los Estados Unidos Mexicanos"

FECHA : 23/10/2017

ASUNTO: Revisión de Trabajo Escrito

C. RUBEN POSADA GOMEZ

JEFE DE LA DIVISION DE ESTUDIOS
DE POSGRADO E INVESTIGACION.
P R E S E N T E

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

OSCAR MARIN PEÑA

la cual lleva el título de:

"GENERACION DE BIOENERGETICOS A PARTIR DE RESIDUOS SOLIDOS ORGANICOS EN UN REACTOR DE LECHO FLUIDIZADO INVERSO CON ARREGLO EN PARALELO".

Y concluyen que se acepta.

A T E N T A M E N T E

PRESIDENTE : DR. **ALEJANDRO ALVARADO LASSMAN**

SECRETARIO : M.I. **NORMA ALEJANDRA VALLEJO CANTU**

VOCAL : DR. **JUAN MANUEL MENDEZ CONTRERAS**

VOCAL SUP. : DR. **DENIS CANTU LOZANO**

FIRMA

FIRMA

FIRMA

FIRMA

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

OPCION: I **Tesis**



DEDICATORIAS

A Dios y a mis padres, por el increíble apoyo incondicional que me han brindado a lo largo de estos años de esfuerzo y dedicación, por siempre creer en mi, por motivarme a seguir superándome profesionalmente, por todo, sinceramente gracias a ustedes he logrado esta meta.

A mi novia Denisse Astrid Hernández Castelán, por su cariño, comprensión y amor, por motivarme, alentarme y estar siempre conmigo apoyándome en la realización de este trabajo.

A mis hermanas Thania y Ana Lilia, por quererme y siempre ser buenas personas conmigo.

A mis compañeros de trabajo y amigos que me ayudaron a crecer en el área, Erik, Sergio, Cerezo, Víctor y Alfredo

RECONOCIMIENTOS

A mis asesores de tesis el Dr. Alejandro Alvarado Lassman y la M.I.Q. Norma Alejandra Vallejo cantú por brindarme su apoyo en el desarrollo de este proyecto, por creer en mis capacidades y por haberme aceptado a ser parte de este grupo de trabajo.

A mis revisores de tesis el Dr. Denis Cantú Lozano y el Dr. Juan Manuel Méndez Contreras por las sugerencias recibidas, las cuales enriquecieron este trabajo de investigación.

Al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACYT) por haberme otorgado la beca No. 709206, gracias a este apoyo fue posible la realización de mis estudios de maestría.

RESUMEN

Generación de bioenergéticos a partir de residuos sólidos orgánicos en un reactor de lecho fluidizado inverso con arreglo en paralelo

Elaborado por: Ing. Oscar Marín Peña

Dirigido por: Dr. Alejandro Alvarado Lassman

M.I.Q. Norma Alejandra Vallejo Cantú

Los Residuos Sólidos Orgánicos (RSO) son generados diariamente en grandes cantidades ocasionando graves problemas al medio ambiente debido a los gases de efecto invernadero producidos. Ante este problema, es necesario desarrollar nuevas tecnologías para el tratamiento de los residuos y para la obtención de bioenergéticos.

En este trabajo, se diseñó, instaló y arrancó un Reactor de Lecho Fluidizado Inverso con Arreglo en Paralelo (RLFIAP) a escala piloto para el tratamiento de la fracción líquida de los RSO. Este reactor de característica híbrida, combina las ventajas de reactores convencionales. Como parte inicial de su automatización se instalaron válvulas de control proporcional para regular el caudal y se realizaron pruebas de conductividad para controlar la expansión del soporte, siendo los sensores con punta de plata los que mostraron mejores resultados. El RLFIAP consistió en cuatro reactores internos en configuración paralela e incluyó un tanque de distribución de sustrato para reducir el consumo energético de las bombas de alimentación y recirculación. También se instaló un sistema de captación y limpieza de biogás para la eliminación de componentes no deseados tales como la humedad y el sulfuro de hidrógeno (H_2S). El RLFIAP fue operado en su etapa de arranque con una Cva inicial de 4 gDQO/L*d. Los porcentajes de remoción de DQO fueron de hasta 26.7 % y 23 % para DQO_T y DQO_S respectivamente. El reactor produjo un promedio de 41 L diarios de biogás alcanzando porcentajes de hasta 63 % de metano (CH_4). La cantidad de biogás producido es aún bajo debido a la etapa de aclimatación, sin embargo la cantidad de CH_4 tiene tendencia positiva gracias a la pre-colonización del soporte utilizado y también a los beneficios de las ventajas del reactor.

ABSTRACT

Bioenergetics generation from organic solid wastes in a parallel arrangement inverse fluidized bed reactor

By: Ing. Oscar Marín Peña

Advisor(s): Dr. Alejandro Alvarado Lassman
M.I.Q. Norma Alejandra Vallejo Cantú

Organic Solid Wastes (OSW) are daily generated in large quantities causing serious environmental problems due to greenhouse gases production. Faced with this issue, new technologies for wastes treatment and bioenergetics obtainment are needed.

In this work, a pilot-scale Parallel Arrangement Inverse Fluidized Bed Reactor (PAIFBR) was designed, installed and started-up. This hybrid feature reactor, combines the advantages of conventional reactors. As starting automatization, proportional control valves for flow control were installed and conductivity tests for support particles expansion control were carried out, being the silver tip sensors with better results. The PAIFBR consisted in four parallel arrangement intern reactors and a substrate distributor tank was included to reduce the energy consumption of the feed and recirculation bombs. A biogas cleaning and collection system was also installed in order to remove unwanted components such as hydrogen sulfide (H_2S) and moisture. The PAIFBR was started-up at initial ORL of 4 gCOD/L*d. A maximum removal of 26.7 % for COD_t and 23 % for COD_s was obtained. The reactor produced 41 L of biogás reaching up to 63 % of methane (CH_4). The biogas production was slightly low due to the acclimatization phase, nevertheless positive trends were found in CH_4 generation terms thanks to the pre-colonized support used and to the benefits of the reactor advantages as well.

ÍNDICE

ÍNDICE	II
LISTA DE FIGURAS	VI
LISTA DE TABLAS.....	VIII
NOMENCLATURA.....	IX
INTRODUCCIÓN.....	1
OBJETIVOS	2
OBJETIVO GENERAL	2
OBJETIVOS ESPECÍFICOS	2
CAPÍTULO 1. FUNDAMENTOS TEÓRICOS	4
1.1 Residuos sólidos urbanos	4
1.2 Residuos sólidos orgánicos	4
1.3 Bioenergéticos	5
1.3.1 Biogás	8
1.4 Digestión anaerobia	9
1.4.1 Etapas de la digestión anaerobia	9
1.4.1.1 Hidrólisis	10
1.4.1.2 Acidogénesis	11
1.4.1.3 Acetogénesis	11
1.4.1.4 Metanogénesis	12
1.4.2 Sistemas anaerobios en configuración por etapas	12
1.4.2.1 Sistema anaerobio de una etapa.....	12
1.4.2.2 Sistema anaerobio de dos etapas	13
1.4.3 Parámetros de control en la digestión anaerobia.....	14
1.4.3.1 Materia prima.....	14
1.4.3.2 Pretratamiento	14
1.4.3.3 Temperatura	15

1.4.3.4 Sólidos totales y sólidos volátiles	17
1.4.3.5 pH	17
1.4.3.6 Ácidos Grasos Volátiles.....	18
1.4.3.7 Tiempo de Retención Hidráulico y Carga Volumétrica Aplicada	18
1.4.3.8 Nutrientes	19
1.4.3.9 Inhibición	19
1.4.4 Beneficios y áreas de oportunidad en la digestión anaerobia.....	20
1.5 Tipos de reactores bioquímicos.....	21
1.5.1 Reactor de mezcla completa.....	21
1.5.2 Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente	21
1.5.3. Reactor de Lecho Granular Expandido.....	22
1.5.4 Reactor de Biopelícula	22
1.5.5 Reactor de Lecho Fluidizado Inverso.....	23
1.5.5.1 El desarrollo de la biopelícula.....	24
1.5.5.2 Soporte	25
1.5.5.3 Fluidización.....	29
1.5.6 Reactor Híbrido	30
1.5.7 Reactor de Lecho Fluidizado Inverso con Arreglo en Paralelo (RLFIAP) .	30
1.6 Factores en el diseño de un Reactor de Lecho Fluidizado Inverso con Arreglo en Paralelo	31
CAPÍTULO 2. MATERIALES Y MÉTODOS	34
2.1 Obtención de la materia prima (RSO)	35
2.1.1 Separación de material leñoso y cuantificación de RSO	35
2.2 Pretratamiento mecánico: Trituración y filtración.....	36
2.3 Parámetros fisicoquímicos de la fracción soluble de los RSO.....	36
2.4 Diseño preliminar del reactor de lecho fluidizado inverso con arreglo en paralelo a escala piloto.	37
2.4.1 Características principales del reactor	39
2.4.1.1 TP y reactores internos	40
2.4.1.2 Tanque de distribución para alimentación y recirculación.....	43

2.4.2 Características operativas del reactor.....	44
2.4.2.1 Carga volumétrica aplicada	44
2.4.2.2 Flujo de alimentación y recirculación.....	45
2.4.2.3 Tiempo de retención hidráulico	45
2.4.2.4 Selección de las válvulas de control proporcional.....	46
2.4.3 Detección de nivel del soporte mediante conductividad eléctrica.....	46
2.4.3.1 Adecuación del RLFI a escala laboratorio.....	47
2.4.3.2 Caracterización del sustrato, inóculo y soporte.....	48
2.4.3.3 Medición independiente de conductividad eléctrica	49
2.4.3.4 Operación del RLFI para pruebas con sensores.....	49
2.5 Implementación de reactor de lecho fluidizado inverso con arreglo en paralelo en laboratorio de plantas piloto.....	51
2.5.1 Inóculo utilizado	52
2.5.2 Preparación del sustrato	53
2.5.3 Pruebas hidrodinámicas: Funcionamiento, hermeticidad y flujo.....	54
2.6 Operación y monitoreo del RLFIAP	54
2.7 Evaluación de producción de biogás y remoción de materia orgánica	55
CAPÍTULO 3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN	57
3.1 Obtención y pretratamiento del sustrato	57
3.2 Pretratamiento mecánico y acondicionamiento de los RSO	57
3.3 Caracterización fisicoquímica de la fracción soluble de los RSO.....	58
3.3.1 Fracción soluble de los RSO (sin dilución).	58
3.3.2 Efluente del Hidrolítico.	59
3.4 Diseño del reactor de lecho fluidizado inverso con arreglo en paralelo... 60	
3.4.1 Características operativas.....	60
3.4.2 Tanque de distribución y bomba centrífuga	62
3.4.3 Coeficiente de caudal y vaciado de tanque	63
3.4.4 Detección de nivel del soporte mediante conductividad eléctrica.....	64
3.4.4.1 Medición independiente de conductividad eléctrica	64
3.4.4.2 Resultados en la primera medición en el RLFI.....	65

3.4.4.3 Resultados en la segunda medición en el RLFI	65
3.5 Obtención del inóculo	68
3.6 Instalación del RLFIAP en plantas piloto	69
3.6.1 Instalación del tanque de distribución	69
3.6.2 Instalación del reactor principal.....	72
3.6.3 Instalación del sistema de biogás	78
3.6.4 Instalación del sistema eléctrico y electrónico.	81
3.6.5 Instalación del sistema de sensores	82
3.7 Etapa de arranque del RLFIAP y evaluación en la producción de biogás 83	
3.7.1 Monitoreo de pH.....	84
3.7.2 Monitoreo de DQO _T y DQO _S	85
3.7.3 Remoción de DQO _T y DQO _S	86
3.7.4 Monitoreo de ST y STV	87
3.7.5 Remoción de ST y STV.....	88
3.7.6 Producción de biogás.....	89
3.7.7 Monitoreo del soporte al final de la etapa de arranque del reactor	90
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	91
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	96

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1 Producción mundial de energía primaria (Secretaría de Energía, 2015)....	7
Figura 1.2 Etapas en el proceso de digestión anaerobia (Appels et al., 2008).....	10
Figura 2.1 Etapas en la metodología del proyecto.....	34
Figura 2.2 Lugar de recolección del RSO	35
Figura 2.3 RSO de frutas y verduras.....	35
Figura 2.4 Trituración y filtración de la materia orgánica	36
Figura 2.5 Diagrama del diseño preliminar del RLFIAP	38
Figura 2.6 Esquema del RLFIAP en plantas piloto con medidas	40
Figura 2.7 Estructura para el lecho fijo.....	42
Figura 2.8 Cono de entrada para reactor interno	42
Figura 2.9 Vista inferior de los reactores internos.....	43
Figura 2.10 Tanque de distribución.....	44
Figura 2.11 Ubicación de los tubos de PVC con los tres sensores en cada reactor interno	47
Figura 2.12 Esquema del Reactor de Lecho Fluidizado Inverso a escala laboratorio	48
Figura 2.13 Muestras de residuo cítrico, soporte colonizado y soporte no colonizado	49
Figura 2.14 Electrodo utilizado en la primera medición.....	50
Figura 2.15 Sensor con puntas de plata utilizado en la segunda prueba	51
Figura 2.16 Distribución del lodo, sustrato y soporte para la obtención del inóculo ..	53
Figura 3.1 Sólidos sedimentables en un período de 24 horas.....	59
Figura 3.2 Operación del RLFI con los sensores con puntas de plata.....	66
Figura 3.3 Niveles de expansión del soporte en las pruebas a) Soporte compactado, b) soporte semi expandido, c)Soporte totalmente expandido	67
Figura 3.4 Preparación del inóculo. a) Soporte limpio, b) biogás generado, c) soporte colonizado	68
Figura 3.5 Estructura de sujeción para el tanque de distribución	69
Figura 3.6 Ubicación de válvulas de PVC en tanque de distribución.....	70

Figura 3.7 Tanque de distribución instalado	70
Figura 3.8 Arreglo en las líneas de distribución de sustrato	71
Figura 3.9 Sistema de alimentación y recirculación de sustrato	72
Figura 3.10 Elementos principales del reactor principal.....	72
Figura 3.11 Colocación de neopreno a las bridas.....	73
Figura 3.12 Tipos de lecho fijo utilizados colonizado (izquierda), no colonizado (derecha).....	73
Figura 3.13 Colocación de los tubos corrugados para el lecho dijo.....	74
Figura 3.14 unión de elementos principales del RLFIAP	74
Figura 3.15 Colocación de tapas de bridas.....	75
Figura 3.16 Colocación de válvulas de control proporcional.....	76
Figura 3.17 Instalación de línea de salida de sustrato	76
Figura 3.18 Instalación de la tubería para purga de lodos.....	77
Figura 3.19 Instalación de válvulas para muestreo superior e inferior.....	77
Figura 3.20 Estructura de seguridad en el RLFIAP.....	78
Figura 3.21 Líneas de biogás.....	79
Figura 3.22 Proceso de limpieza y medidor de flujo de biogás.....	79
Figura 3.23 Válvula para muestra de biogás.....	80
Figura 3.24 Almacenamiento de biogás.....	80
Figura 3.25 Instalación de tablero para sistema electrónico	81
Figura 3.26 Compresor de aire de 1 hp	82
Figura 3.27 Instalación de juntas en entrada de sensores.....	82
Figura 3.28 Ingreso de soporte colonizado y preparación del sustrato.....	83
Figura 3.29 Monitoreo del pH en la etapa de arranque.....	84
Figura 3.30 Monitoreo de DQO_T y DQO_S en etapa de arranque.....	85
Figura 3.31 Remoción de DQO_T y DQO_S en etapa de arranque	86
Figura 3.32 Monitoreo de ST y STV en etapa de arranque	87
Figura 3.33 Remoción de ST y STV en etapa de arranque	88
Figura 3.34 Producción de biogás y porcentaje de CH_4	89
Figura 3.35 Microfotografía de soporte extensosphere colonizado a 200X.....	90

LISTA DE TABLAS

Tabla 1.1 Características generales del biogás (Sheth, 2009)	8
Tabla 1.2 Beneficios y áreas de oportunidad en la digestión anaerobia.....	20
Tabla 1.3 Tipos de soportes utilizados en los reactores de lecho fluidizado inverso.	26
Tabla 2.1 Dimensiones del tanque principal y de los reactores internos	40
Tabla 2.2 Unidades de volumen para reactor interno	41
Tabla 2.3 Características operativas del RLFI a escala laboratorio.....	48
Tabla 2.4 Caracterización fisicoquímica del sustrato cítrico	49
Tabla 2.5 Materiales y equipos utilizados en la instalación del RLFIAP	51
Tabla 3.1 Frutas y verduras en los RSO recolectados y remanente.....	57
Tabla 3.2 Fracción soluble de los RSO.....	58
Tabla 3.3 Caracterización y comparación de la fracción soluble de los RSO	58
Tabla 3.4 Caracterización de los RSO en el RH.....	60
Tabla 3.5 Flujo de alimentación del RLFIAP	60
Tabla 3.6 Caudal para cada reactor interno.....	61
Tabla 3.7 Caudal total necesario para expansión del soporte	61
Tabla 3.8 Tiempos de llenado del tanque de distribución	62
Tabla 3.9 Llenado y vaciado del tanque de distribución	63
Tabla 3.12 Resultados de las mediciones de la conductividad eléctrica	65
Tabla 3.13 Resultados de las pruebas en el RLFI con los sensores	67
Tabla 3.14 Colonización del soporte antes de ingresarlo al RLFIAP	68

NOMENCLATURA

ABREVIATURA	SIGNIFICADO
Cva	Carga Volumétrica Aplicada
DQO	Demanda Química de Oxígeno
DQO_s	Demanda Química de Oxígeno Soluble
DQO_T	Demanda Química de Oxígeno Total
MVA	Materia Volátil Adherida
RH	Reactor de Hidrólisis
RLFI	Reactor de Lecho Fluidizado Inverso
RLFIAP	Reactor de Lecho Fluidizado Inverso con Arreglo en Paralelo
SST	Sólidos Suspendidos Totales
ST	Sólidos Totales
STV	Sólidos Totales Volátiles
TP	Tanque Principal
TRH	Tiempo de Residencia Hidráulica

INTRODUCCIÓN

A partir del segundo tercio del siglo XX, con la expansión global de la economía, el incremento de la población mundial y por consecuencia el aumento en la cultura del obtener, usar y tirar, el tema de los residuos urbanos se ha convertido en un problema grave que favorece el calentamiento global. Específicamente, los Residuos Sólidos Orgánicos (RSO) son un tipo de residuos muy importante, ya que son generados en en todos los mercados y hogares alrededor del mundo en grandes cantidades y su disposición final es complicada debido a que son altamente perecederos provocando complicaciones ambientales incluso en su disposición final en corto plazo (Scano et al., 2014). Los RSO tienen un alto porcentaje de sólidos volátiles, lo cual favorece una rápida hidrólisis en la digestión anaerobia, resultando al mismo tiempo una acidificación seria dentro de los reactores anaerobios y por consecuencia, la metanogénesis es inhibida (Shen et al., 2013). La digestión anaerobia en dos etapas permite el tratamiento óptimo de los RSO. En este tipo de digestión, el proceso se lleva a cabo en dos o más reactores, separando la etapa de hidrólisis y acidogénesis de la etapa metanogénica, permitiendo una mejor estabilidad y eficiencia en todo el proceso. (Ganesh et al., 2014). La digestión anaerobia es una opción viable para el tratamiento de los RSO, ya que no sólo reduce la cantidad de residuos generadores de metano no controlado en vertederos, sino es generado un bioenergético útil para combustión, generación de energía eléctrica o combustible para automóviles. Este trabajo se enfoca en el tratamiento de los RSO (residuos de frutas y verduras) para la generación de biogás mediante el diseño, instalación y operación de un Reactor de Lecho Fluidizado Inverso con Arreglo en Paralelo (RLFIAP) el cual sustituye a un reactor de lecho fluidizado inverso tradicional con el fin de obtener mejores resultados en la remoción de materia orgánica y en la producción de biogás. El RLFIAP presenta ventajas con respecto a otros reactores metanogénicos, debido al estricto control en la expansión del soporte, evitando pérdidas de biopelícula. De la misma manera, su diseño permitió un ahorro en consumo energético debido a la inclusión de un tanque de distribución. El sustrato utilizado fue la fracción soluble de los RSO.

OBJETIVOS

OBJETIVO GENERAL

Evaluar la generación de bioenergéticos (biogás) a partir de residuos sólidos orgánicos utilizando un reactor de lecho fluidizado inverso con arreglo en paralelo

OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- a) Obtener y caracterizar la fracción soluble de RSO
- b) Diseñar preliminarmente un reactor de lecho fluidizado inverso con arreglo en paralelo
- c) Evaluar la producción de biogás en el reactor utilizando la fracción soluble de los RSO.

CAPÍTULO 1

FUNDAMENTOS TEÓRICOS

CAPÍTULO 1. FUNDAMENTOS TEÓRICOS

1.1 Residuos sólidos urbanos

La basura ha existido desde que nuestro planeta tiene seres vivientes. Los residuos tanto de plantas como de animales sirvieron para fertilizar los campos, por la capacidad que tiene la naturaleza para degradarlos, para después integrarlos a los suelos y al ciclo de vida. Sin embargo, esto ha ido cambiando a lo largo de la historia humana y la basura se ha convertido en un problema ambiental y de salud. Esto se debe a que cada vez generamos más basura y que ésta no siempre tiene un manejo adecuado, es decir, seguimos tirándola en sitios que no son apropiados como en las calles, barrancas, cauces de ríos, o incluso en lotes baldíos o parques (SEMARNAT, 2013). Los Residuos Sólidos Urbanos (RSU), son mezclas heterogéneas de papel, plástico, tela, metal, vidrio, materia orgánica, etc., generados en los hogares, establecimientos comerciales y mercados. Los residuos sólidos son aquellos materiales orgánicos e inorgánicos producidos por diferentes actividades de la sociedad, los cuales han perdido su valor desde el primer uso (Khan y Mir, 2014).

La ley general de residuos de nuestro país define a los residuos sólidos urbanos como aquellos generados en las casas habitación, que resultan de la eliminación de los materiales que utilizan en sus actividades domésticas, de los productos que consumen y de sus envases, embalajes o empaques; los residuos que provienen de cualquier otra actividad dentro de establecimientos o en la vía pública que genere residuos con características domiciliarias, y los resultantes de la limpieza de las vías públicas y lugares públicos, siempre que no sean considerados por esta ley como residuos de otra índole (SEMARNAT, 2003).

1.2 Residuos sólidos orgánicos

Los Residuos Sólidos Orgánicos (RSO) representan un recurso energético potencial si son propiamente y biológicamente convertidos a metano. Estos residuos son renovables y su contribución neta de CO₂ a la atmósfera es cero.

Las actividades humanas generan residuos de materiales que usualmente son descartados debido a que se consideran no útiles. Los RSO normalmente son sólidos, y la palabra residuo sugiere que el material ya no podrá utilizarse. Sin embargo, la mayoría de estos residuos, y hablando específicamente de los orgánicos, pueden ser utilizados nuevamente y por lo tanto pueden convertirse en un recurso valioso para la generación de energía. Los RSO son aquellos que provienen de algún ser vivo tales como plantas, hongos y animales. Se degradan fácilmente y con ellos puede producirse abono para enriquecer suelos empobrecidos, o fertilizar campos agrícolas o jardines domésticos. Actualmente, muchos países están buscando desviar los residuos sólidos orgánicos de los vertederos municipales al compostaje y otras opciones de reciclaje. El manejo de los RSO es una tarea enorme en naciones en desarrollo alrededor de todo el mundo, algunos métodos de disposición final tales como incineración, vertederos, pirolisis y gasificación son eficientes pero tienen impactos negativos al medio ambiente y la salud pública (Taiwo, 2011).

El problema de los residuos sólidos en México es muy grande: como parte del Programa Nacional para la Prevención y Gestión Integral de Residuos (PNPGIR) se reportó la generación de cerca de 103,000 toneladas diarias de RSU, lo que significa 37.6 millones de toneladas anuales, cuya composición aproximada de residuos orgánicos es de 53 % y se recupera menos del 50 % de residuos reciclables (SEMARNAT, 2013). El reciclaje y tratamiento de las fracciones orgánicas de los RSU, es rápidamente emergente como una estrategia efectiva de gestión de residuos que desvía desechos de los basureros y genera bioenergía.

1.3 Bioenergéticos

Las energías renovables son definidas inicialmente por la Ley para el Aprovechamiento de Energías Renovables y el Financiamiento de la Transición Energética (LAERFTE), y la definición es retomada por la Ley de Transición Energética (LTE), en su Artículo 3º, fracción XVI: "Aquellas cuya fuente reside en fenómenos de la naturaleza, procesos o materiales susceptibles de ser transformados en energía aprovechable por el ser

humano, que se regeneran naturalmente, por lo que se encuentran disponibles de forma continua o periódica, y que al ser generadas no liberan emisiones contaminantes. Se consideran fuentes de energías renovables las que se enlistan a continuación:

- a. El viento
- b. La radiación solar, en todas sus formas
- c. El movimiento del agua en cauces naturales o artificiales con embalses ya existentes, con sistemas de generación de capacidad menor o igual a 30 MW o una densidad de potencia definida como la relación entre capacidad de generación y superficie de embalse, superior a 100 watts/m^2
- d. La energía oceánica en sus distintas formas, a saber: de las mareas, del gradiente térmico marino, de las corrientes marinas y del gradiente de concentración de sal
- e. El calor de los yacimientos geotérmicos
- f. Los bioenergéticos que determine la Ley de Promoción y Desarrollo de los QQA Bioenergéticos, y
- g. Aquellas otras que, en su caso, determine la secretaría de energía” (Congreso de la Union, 2015).

Adicionalmente, la Ley de la Industria Eléctrica, en su Artículo 3º, fracción XXII, y como parte de la definición de Energías Limpias incluye a los siguientes procesos de generación de electricidad que utilizan energías renovables, cuyas emisiones o residuos, cuando los haya, no rebasen los umbrales establecidos en las disposiciones reglamentarias que para tal efecto se expidan:

- h. “La energía generada por el aprovechamiento calorífico del metano y otros gases asociados en los sitios de disposición de residuos, granjas pecuarias, y en las plantas de tratamiento de aguas residuales, entre otros
- i. La energía generada con los productos del procesamiento de esquilmos agrícolas
- j. La energía generada por ingenios azucareros que cumplan con los criterios de eficiencia que establezca la Comisión Reguladora de Energía y de emisiones establecidos por la Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales” (Congreso de la Union, 2014).

Las energías limpias, y en particular las renovables, han tenido un vertiginoso ascenso en la escena internacional en materia de inversiones. Por primera vez en cuatro décadas, las emisiones globales de carbono asociadas al consumo de energía permanecieron estables a pesar del crecimiento de la economía global. Ésta estabilización se atribuye al aumento de la participación de los bioenergéticos. Hay que tomar en consideración que ante un escenario de volatilidad y precios bajos de los hidrocarburos, es importante seguir demostrando la viabilidad de las energías renovables en el largo plazo, aprovechando el contexto de la creciente demanda por energéticos limpios y confiables (Secretaría de Energía, 2015).

La producción mundial de energías renovables incrementó 3.8%, la de gas natural 2.2% y la nucleoenergía 0.7%; mientras que la producción de petróleo disminuyó 0.2%.

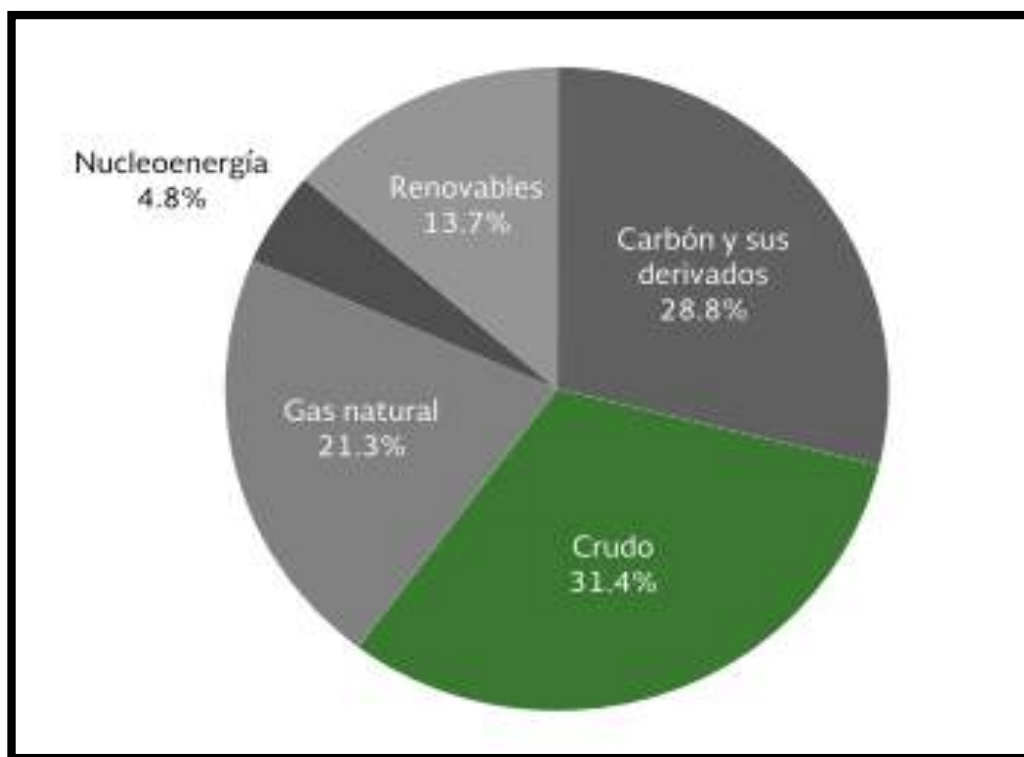


Figura 1.1 Producción mundial de energía primaria (Secretaría de Energía, 2015)

1.3.1 Biogás

El biogás, como fuente de energía renovable, ha ganado terreno en trabajos de investigación en los últimos años, siendo tal vez una de las tecnologías de más fácil implementación y con amplias aplicaciones en el sector energético. Su potencial en la producción como bioenergético y la obtención de biofertilizante, hacen que genere gran difusión en los sectores con abundancia de materia orgánica, haciendo atractivo su tratamiento y generación.

El biogás es una mezcla gaseosa formada principalmente de metano y dióxido de carbono, pero también contiene diversas impurezas. La composición del biogás depende del material digerido y del funcionamiento del proceso. Generalmente está compuesto por 55-70 % de metano (CH₄) y 30-45 % de dióxido de carbono (CO₂) (Tabla 1.1). Cuando el biogás tiene un contenido de metano superior al 45 % se considera inflamable.

Tabla 1.1 Características generales del biogás (Sheth, 2009)

Composición	55-70 % de metano (CH₄) 30-45 % de dióxido de carbono (CO₂) Trazas de otros gases
Contenido energético	6.0-6.5 kWh·m ⁻³
Equivalente de combustible	0.60-0.65 L petróleo/m ³ biogás
Límite de explosión	6-12 % de biogás en el aire
Temperatura de ignición	600-750 °C (con el contenido de CH ₄ mencionado)
Presión crítica	74-88 atm
Temperatura crítica	-82.5 °C
Densidad normal	1.2 kg·m ⁻³
Olor	Huevo podrido (el olor del biogás desulfurado es imperceptible)
Masa molar	16.043 kg·kmol ⁻¹

El biogás se puede utilizar para producir energía eléctrica mediante turbinas o plantas generadoras a gas.

Aunque existe una tendencia incremental evidente en la generación eléctrica a partir del biogás, el desarrollo es aún limitado. El rendimiento del biogás obtenido de la digestión anaerobia por residuos orgánicos es sustancialmente afectado por la composición de la materia prima, incluso para las mismas especies de biomasa, su composición puede variar dependiendo de la localización geográfica y la temporada de cosechas. Por consiguiente, la caracterización de los componentes de los residuos orgánicos tales como celulosa, hemicelulosa, lignina y proteína son importantes para la correcta estimación del rendimiento de metano (Ge et al., 2014).

1.4 Digestión anaerobia

La digestión anaerobia es un proceso tecnológico bioquímico para el tratamiento de sustratos orgánicos tales como aguas residuales, efluentes industriales, estiércol de animales y sustratos sólidos (cultivos energéticos, residuos agrícolas y residuos de comida). El proceso envuelve la degradación y estabilización de materia orgánica compleja por un consorcio de microorganismos conduciendo a la producción de biogás con alto contenido energético, el cual puede utilizarse como energía renovable para reemplazar a las fuentes de combustibles fósiles. El proceso también se lleva a cabo de manera natural cuando las bacterias degradan la materia orgánica en ambientes con o sin oxígeno. La digestión anaerobia controlada de residuos orgánicos en vertederos cerrados producirá metano. Casi cualquier material orgánico puede ser procesado con la digestión anaerobia (Molino et al., 2013). La digestión anaerobia puede ser llevada a cabo en modo batch o en modo continuo. Considerando que el proceso en modo continuo es más laborioso y suele realizarse en mayor tiempo que las pruebas en batch, la literatura indica que éste último es más utilizado.

1.4.1 Etapas de la digestión anaerobia

La digestión anaerobia (Figura 1.2) es un proceso complejo el cual requiere condiciones estrictas anaerobias para proceder y depende de la actividad coordinada

de la asociación microbiana compleja para transformar la materia orgánica en CO_2 y CH_4 . A pesar de las cuatro etapas sucesivas, la hidrólisis es considerada generalmente como la etapa limitante.

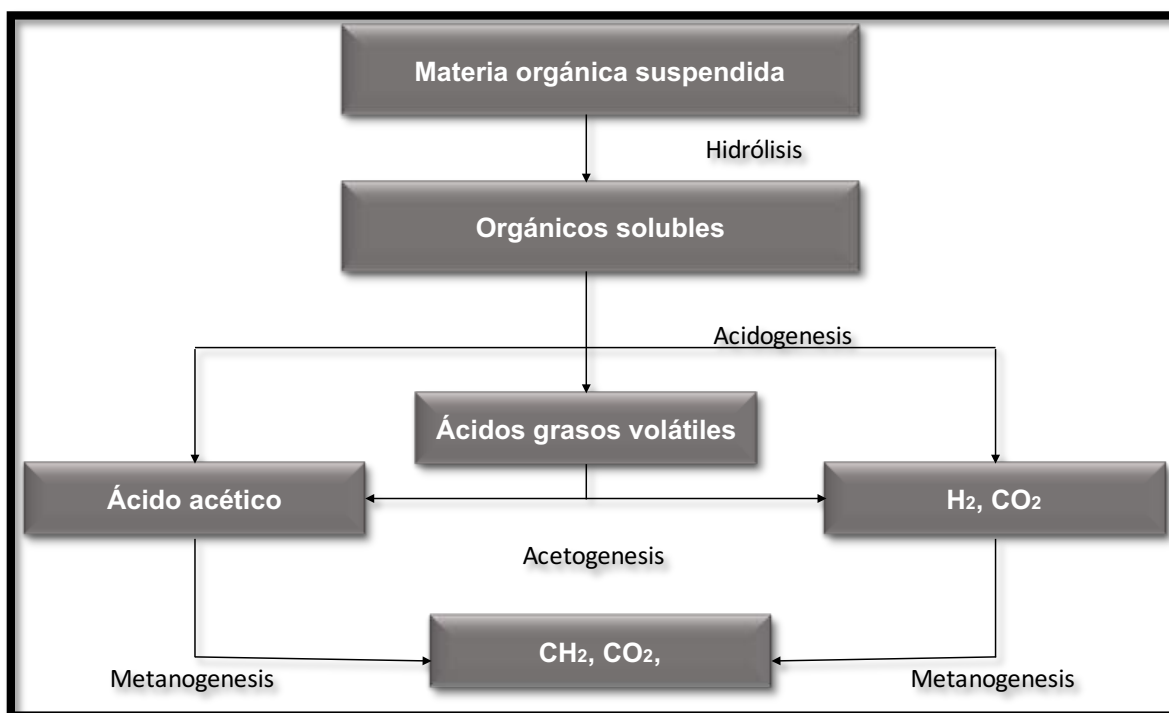


Figura 1.2 Etapas en el proceso de digestión anaerobia (Appels et al., 2008)

1.4.1.1 Hidrólisis

La etapa hidrolítica degrada tanto la materia orgánica insoluble como los compuestos de alto peso molecular tales como lípidos, polisacáridos, proteínas y ácidos nucleicos, en sustancias orgánicas solubles (aminoácidos y ácidos grasos). Los compuestos orgánicos son solubilizados por enzimas excretadas por bacterias hidrolíticas que actúan en el exterior celular por lo que se consideran exoenzimas. La hidrólisis es, por tanto, la conversión de los polímeros en sus respectivos monómeros. Es considerada la etapa limitante debido a la formación de subproductos tóxicos (compuestos heterocíclicos complejos) o ácidos grasos volátiles no deseables (Ma et al., 2011; Ariunbaatar et al., 2014). Los componentes formados durante la hidrólisis son divididos más adelante durante la acidogénesis.

1.4.1.2 Acidogénesis

En esta segunda etapa de la digestión anaerobia, las materias moleculares pequeñas y los sustratos orgánicos granulares son degradados en ácidos grasos volátiles junto con la generación de subproductos tales como amoníaco (NH_3), dióxido de carbono (CO_2) y ácido sulfhídrico (H_2S). La importancia de la presencia de este grupo de bacterias no sólo 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 en el sistema. Este grupo de microorganismos, se compone de bacterias facultativas y anaeróbicas obligadas, colectivamente denominadas bacterias formadoras de ácidos. Los principales productos finales pueden ser diferentes y generalmente prevalecen tres tipos de fermentación acidogénica: butírica-, propiónica- y fermentación tipo-etanol. Durante la fermentación butírica, los ácidos acéticos y butíricos son formados principalmente junto con CO_2 y H_2 . En la fermentación propiónica, los principales productos son el ácido propiónico, ácido acético y en menor medida ácido valérico, sin producción significativa de CO_2 y H_2 . Y finalmente en la fermentación tipo-etanol, los principales subproductos son el etanol y el ácido acético en conjunto con bajas concentraciones de CO_2 y H_2 (Kandyliis et al., 2016).

1.4.1.3 Acetogénesis

Es la tercera etapa de la digestión anaerobia. Los ácidos orgánicos superiores y los alcoholes producidos por la etapa acidogénica son digeridos más adelante por acetógenos para producir principalmente ácido acético así como también dióxido de carbono (CO_2) e hidrógeno (H_2). Esta conversión es controlada en gran medida por la presión parcial del hidrógeno en la mezcla. Es conocida también como acidogénesis intermediaria. En ésta etapa existe un tipo especial de microorganismos acetogénicos llamados homoacetogénicos los cuales pueden crecer heterotróficamente en presencia de azúcares o compuestos monocarbonados produciendo acetato como producto único.

1.4.1.4 Metanogénesis

La etapa final de la digestión anaerobia produce metano por dos grupos de bacterias metanogénicas: el primer grupo divide acetato en metano y dióxido de carbono y el segundo grupo utiliza el hidrógeno como donador de electrón y dióxido de carbono como aceptador para producir biometano. De acuerdo con las pruebas realizadas por Lin et al., (2011) en una co-digestión de residuos de frutas y verduras y residuos de comida, la actividad metanogénica es dependiente en gran medida de la concentración en la alimentación y la cantidad de ácidos grasos volátiles generados. Esta etapa suele verse afectada frecuentemente en la digestión anaerobia convencional de una etapa al no mantenerse las condiciones óptimas para la convivencia de los microorganismos de las diferentes etapas dentro del mismo reactor (Schievano et al., 2012). Los microorganismos metanogénicos suelen considerarse como los más importantes dentro de la digestión anaerobia, ya que son los responsables de la formación de metano y de la eliminación del medio de los productos de los grupos anteriores.

1.4.2 Sistemas anaerobios en configuración por etapas

Hasta ahora, son conocidas cuatro etapas en el proceso de digestión anaerobia. Sin embargo es posible realizar este proceso en dos modalidades diferentes: digestión anaerobia de una etapa y digestión anaerobia de dos etapas, la cual incluye el uso de más de un biorreactor.

1.4.2.1 Sistema anaerobio de una etapa

Este es el tipo de configuración convencional y ha sido utilizado ampliamente en el tratamiento de residuos sólidos orgánicos. El sistema anaerobio de una etapa consiste en un solo reactor, en el cual ocurren las cuatro etapas metanogénicas de la digestión anaerobia. Las bacterias que dan lugar a los ácidos grasos volátiles y las bacterias metanogénicas se encuentran juntas dentro del reactor, pero al ser grupos de bacterias con necesidades ambientales diferentes, debe existir un balance delicado para la existencia de ambos grupos. La máxima carga orgánica reportada para la digestión

anaerobia en una etapa es de 3.6 kg VS/m³d (Bouallagui et al., 2003; Lin et al., 2011; Ganesh et al., 2014).

Algunos autores reportan ciertas ventajas de este sistema en cuanto a gran rendimiento de metano (CH₄) (4 % más que en un sistema de dos etapas) en cargas orgánicas menores a 2.0 g(VS) L/d (Shen et al., 2013) y por ser un proceso simple y directo (Ganesh et al., 2014). Sin embargo, debido al alto contenido de materia orgánica biodegradable en sustratos tales como las frutas y las verduras, una desventaja de éste sistema es su rápida acidificación disminuyendo el pH durante todo el proceso en el reactor y al mismo tiempo una extensa producción de ácidos grasos volátiles dando paso a la inhibición de las bacterias metanogénicas.

1.4.2.2 Sistema anaerobio de dos etapas

Esta tecnología desarrollada a principio de los años 70, consiste en la separación física de los grupos de bacterias formadoras de ácidos y las bacterias metanogénicas en dos diferentes reactores, manteniendo así óptimas condiciones para cada grupo de microorganismos mejorando el desempeño y la estabilidad en el proceso de la digestión anaerobia. Debido a su gran ventaja en amortiguar la carga volumétrica aplicada en la primera etapa, permitiendo una tasa de alimentación más constante en la segunda etapa metanogénica, el sistema anaerobio de dos etapas es una tecnología de gran eficiencia para la digestión anaerobia de los residuos sólidos orgánicos de frutas y verduras (Zuo et al., 2014; Ganesh et al., 2014).

El primer reactor es utilizado para la producción de ácidos grasos volátiles y favorece la primera etapa de la digestión anaerobia, la hidrólisis, mientras que el segundo reactor es utilizado para la producción de metano. Otra ventaja es que permite la selección y enriquecimiento de diferentes grupos de microorganismos en cada reactor separado, incrementando la estabilidad del proceso gracias a un mejor control de la fase acidogénica al prevenir la sobre carga e inhibición por compuestos tóxicos (Camarillo y Rincón, 2012). Para esclarecer si el sistema en dos etapas puede ser, en general, una manera para mejorar el proceso de digestión anaerobia, se deben realizar

mayores esfuerzos en cuanto a la optimización en cada etapa, en términos de condiciones de proceso (CVA, HRT, pH, temperatura, etc.) con el fin de asegurar la eficiencia y estabilidad de las comunidades microbianas (Schievano et al., 2012)

1.4.3 Parámetros de control en la digestión anaerobia

Es de suma importancia mantener y controlar los parámetros claves dentro los rangos apropiados para una operación eficiente de la digestión anaerobia. Estos parámetros son: materia prima, pretratamiento, sólidos totales y volátiles, temperatura, pH, ácidos grasos volátiles, tiempo de retención hidráulico y carga volumétrica aplicada, nutrientes e inhibición.

1.4.3.1 Materia prima

Para el proceso de digestión anaerobia se pueden utilizar diversas materias primas tales como residuos orgánicos de origen animal, vegetal, agroindustrial, forestal, doméstico, etc., pero lo importante antes de empezar con el proceso biológico es conocer las características bioquímicas presentes en éstos residuos, con el fin de permitir un buen desarrollo de la actividad microbiana del sistema anaeróbico. El proceso microbiológico no solo requiere de fuentes de carbono y nitrógeno, sino que también deben estar presentes en un cierto equilibrio sales minerales. En el caso de ciertos desechos industriales, es necesaria la adición de compuestos o realizar un post tratamiento aeróbico. En la digestión anaerobia, la materia prima es mejor conocida como sustrato, el cual es una materia biológicamente biodegradable que tiene un gran potencial para generación de energía renovable como sustitución a los combustibles fósiles (Wen-Pei et al., 2014).

1.4.3.2 Pretratamiento

Un pretratamiento previo de los sustratos a utilizar en los procesos de digestión anaerobia proporciona un aumento considerable en la producción de biogás. La variación en la potencialidad para la producción de biogás difiere según el residuo del

que se esté tratando, siendo muy relevante la tipología del mismo. El uso de una estrategia de pretratamiento permite que la velocidad del proceso de la digestión anaerobia aumente. Esto es debido a que tras dicha etapa previa, los residuos sólidos orgánicos disminuyen el tamaño de partícula, mejoran la solubilización, acondicionan la pureza en materia orgánica, disminuyen la masa de residuo digerido y principalmente obtienen un incremento en su biodegradabilidad.

El pretratamiento mecánico desintegra partículas sólidas de los sustratos, en consecuencia libera compuestos de células e incrementa el área de superficie específica. Un incremento en la superficie del área proporciona mejor contacto entre el sustrato y la bacteria anaerobia, y por lo tanto, mejora el desempeño en el proceso de la digestión anaerobia. Esposito et al., (2011) sugirieron que una partícula de gran tamaño, resulta en una pobre degradación de DQO y una baja tasa de producción de metano.

Hansen et al., (2007) estudiaron el efecto del pretratamiento mecánico en la cantidad y calidad de la fracción orgánica de residuos sólidos municipales obteniendo un rendimiento de producción metano mayor en un 5.6-13.8 % comparado con otros métodos. Sin embargo, a pesar de los grandes beneficios que podemos encontrar en el pretratamiento mecánico del sustrato, existen ciertos factores a considerar, tales como pérdida de materia biodegradable, nutrientes, y acumulación de ácidos grasos volátiles cuando existe excesiva reducción de las partículas menores a 0.7 mm (Ariunbaatar et al., 2014; Izumi et al., 2010), dando como resultado una disminución en el desempeño de la digestión anaerobia debido a la inhibición bacteriana en la etapa metanogénica por los ácidos intermediarios.

1.4.3.3 Temperatura

La temperatura es uno de los parámetros más importantes e influyentes en la digestión anaerobia debido a que no solo afecta la actividad de las enzimas y las coenzimas, si no que también influye en el rendimiento del metano y la calidad del digestato. Existen tres tipos de condiciones de temperatura en las cuales la bacteria anaeróbica puede crecer y desarrollarse adecuadamente: psicrófila (10-30 °C), mesofílica (30-40 °C) y termofílica (50-60 °C) (Zhang et al., 2014). El desempeño de la digestión anaerobia

aumenta cuando se incrementa la temperatura, resaltando las ventajas de la condición termofílica con su tasa metabólica más alta, mayor crecimiento específico y mayor tasa de destrucción de patógenos junto con una mayor producción de biogás.

Sin embargo, los gastos en aplicación de energía al proceso se elevan significativamente al aumentar la temperatura debido a que es necesario adecuar accesorios, tuberías, válvulas y equipos adicionales así como el mantenimiento de éstos. De la misma manera, se requiere mayor atención a los microorganismos que predominan en el proceso ya que suelen ser sensibles a los cambios de concentración en la carga orgánica, variación en el sustrato y a los aumentos rápidos de temperatura. Según Espinoza et al., (2010) para un rango de temperatura entre 52.2 y 54.4 °C, el proceso termofílico es 1.9 veces más sensible a cambios en temperatura y en el rango 54.4 a 56 °C la sensibilidad a los cambios de temperatura es 4.3 mayor que los observados bajo condiciones mesofílicas. Por lo tanto, un pequeño cambio en la temperatura modifica sustancialmente el desempeño del biodigestor. Un cambio repentino a temperaturas mayores, puede reducir la actividad metanogénica y simultáneamente disminuye la capacidad de degradación de los ácidos grasos de cadena corta. Es posible obtener buenos resultados en costo-eficiencia en el proceso de digestión anaerobia mesofílica mediante condiciones óptimas. Bouallagui et al., (2003) evaluaron las condiciones óptimas para la producción de biogás a partir de residuos de frutas y verduras mediante la digestión anaerobia mesofílica en un reactor tubular en un tiempo de residencia hidráulica de 20 días con concentraciones del 6 % de sólidos totales en la alimentación, alcanzando 75 % de eficiencia en la conversión a biogás de los residuos de frutas y verduras con un contenido de metano del 64 %, mientras que Grimberg et al., (2015) realizaron un estudio sobre el tratamiento de residuos de comida a través de la digestión anaerobia mesofílica de dos etapas a escala piloto, obteniendo rendimientos de metano de 446 L-CH₄ kg/SV y 481 L-CH₄ kg/DQO. Las velocidades de reacción en cualquier proceso biológico, la solubilidad de los diferentes gases, la composición del biogás y la estabilidad de las bacterias presentes en la digestión anaerobia, son aspectos que dependen ampliamente en la variación de la temperatura.

1.4.3.4 Sólidos totales y sólidos volátiles

La materia orgánica contiene tanto agua como una fracción sólida el cual lleva por nombre Sólidos Totales (ST). Esta fracción es de suma importancia para que el proceso se efectúe satisfactoriamente ya que a medida que hay una mayor cantidad de sólidos dentro del reactor, la movilidad de las bacterias metanogénicas dentro del sustrato es limitada y esto afecta directamente a la eficiencia y producción del biogás. Experimentalmente se ha demostrado que una carga en digestores semicontinuos no debe tener más de un 8 % a 12 % de sólidos totales para asegurar el buen funcionamiento del proceso, a diferencia de los digestores discontinuos que tienen entre un 40 a 60 % de sólidos totales (Varnero, 2011). Los sólidos volátiles contienen componentes orgánicos, los cuales serán convertidos a metano. Estos sólidos son porciones de los sólidos totales que se libera de una muestra volatilizándose cuando se calienta durante dos horas a 600 °C.

1.4.3.5 pH

La bacteria anaerobia necesita diferentes rangos de pH para su crecimiento, por ejemplo, para la bacteria fermentativa un rango comprensivo es de 4.0 a 8.5 mientras que para la bacteria metanogénica es necesario un rango limitante de 6.5 a 7.2 para su correcto crecimiento. En general, el valor óptimo de pH para la digestión anaerobia debe ser neutro, es decir, 7. En la digestión anaerobia de dos etapas, el pH en el reactor donde sucede la etapa hidrólisis es más bajo y ésta misma puede ser favorecida con un pH no controlado o un pH a 4.0 al combinarlo con inóculos tales como lodos activados aerobios o anaerobios (Wang et al., 2014). En la práctica se ha visto que al alejarse del valor neutro, la eficiencia del proceso de digestión anaerobia disminuye, aunque se ha comprobado que para valores fuera del rango el proceso no se inhibe hasta cierto valor particular. Para regular el pH en un proceso anaerobio se pueden emplear diferentes métodos: adición de álcali (fundamentalmente cal o sosa), adición de ácido (orgánico o inorgánico) y disminución de la carga orgánica (Lorenzo y Abreu, 2005).

1.4.3.6 Ácidos Grasos Volátiles

Los Ácidos Grasos Volátiles (AGV), los cuales principalmente incluyen ácido acético, ácido propiónico, ácido butírico y ácido valérico, son los principales productos intermedios durante la digestión anaeróbica de residuos orgánicos. Generalmente estos ácidos pueden transformarse en metano y dióxido de carbono por acetógenos sintróficos y la bacteria metanogénica. Los AGV determinan el pH el cual es también uno de los parámetros más importantes que influyen en el proceso anaerobio. También pueden ser usados para remoción de nutrientes, producción de biogás y biodiesel (Fontanille et al., 2012). La abundancia y actividad de la bacteria acidogénica determina la acumulación de AGV (Wang et al., 2014) y la excesiva producción de éstos, inhibe a la bacteria metanogénica afectando el rendimiento en la producción de metano. Para evitar la inhibición metanogénica, es necesario controlar la producción de los ácidos grasos volátiles durante la fermentación mediante la temperatura, pH, tiempo de retención hidráulica y la relación carbono/nitrógeno (C/N)

1.4.3.7 Tiempo de Retención Hidráulico y Carga Volumétrica Aplicada

El Tiempo de Retención Hidráulico (TRH) junto con la Carga Volumétrica Aplicada (CVA) determinada por el sustrato, son los principales parámetros de diseño, definiendo el volumen del reactor. La eficiencia de la producción del biogás se determina generalmente expresando el volumen de biogás producido por unidad de peso de materia seca o sólidos volátiles. Para alcanzar una significativa inmovilización de la biopelícula en el soporte, es necesario aplicar un TRH en el comienzo de la operación del reactor, esto con el fin de mejorar el tiempo de contacto entre las bacterias y el material del soporte. El TRH es considerado como el tiempo promedio en que los residuos orgánicos líquidos son mantenidos dentro del reactor. Para probar la solidez de los reactores, la TRH se reduce. Si se logra un importante desarrollo de la biopelícula en el soporte, se alcanza un estado pseudo-estabilizado en un periodo corto de tiempo después de cambios de TRH operacionales. Es posible obtener buen rendimiento de metano y grandes eficiencias de remoción de DQO en reactores de

lecho fluidizado inverso con TRH corto (Sowmeyan y Swaminathan, 2008; Alvarado-Lassman et al., 2008; Houbron et al., 2016)

1.4.3.8 Nutrientes

Una de las principales ventajas que podemos encontrar en la digestión anaerobia frente a otros procesos biológicos es su bajo requerimiento de nutrientes debido a los bajos índices de producción de biomasa que presentan los microorganismos anaerobios. El proceso de digestión anaerobia requiere de macronutrientes (nitrógeno y fósforo) y micronutrientes (minerales traza). Sin embargo, en el caso de los balances de los nutrientes (balance C:N:P) es necesario encontrar la relación óptima contenida en el sustrato, esta relación se ve afectada dependiendo el tipo de materia orgánica a degradar o al realizar una codigestión para el aumento de nutrientes como el Nitrógeno. Como regla general la relación óptima de C:N:P es 100:1.75:0.25 con base en la Demanda Química de Oxígeno (DQO) (Lorenzo y Abreu, 2005). Al realizar una codigestión con diferentes sustratos, se puede lograr un buen balance C:N:P. Sin embargo, al existir exceso de nitrógeno, puede generarse demasiado amoníaco lo cual puede inhibir el proceso anaerobio en general.

1.4.3.9 Inhibición

Otra característica relevante y que no se debe dejar de tomar a consideración es la presencia de inhibidores, los cuales suelen ser sustancias tóxicas en el sistema. Estas sustancias pueden formar parte de las materias primas que entran al reactor o pueden ser subproductos de la actividad metabólica de los microorganismos anaeróbicos. Una gran variedad de sustancias inhibidoras son la causa primaria de las fallas en los digestores. Se han realizado grandes esfuerzos para identificar los mecanismos y factores de control en la inhibición (Chen et al., 2008). Los compuestos orgánicos que han sido reconocidos como tóxicos a los procesos de digestión anaerobia son ácidos grasos de cadena larga, fenol y fenoles alquilos y alcoholes. Camarillo y Rincón, (2012), sugieren dos estrategias para mejorar la eficiencia en los procesos anaerobios y así evitar en gran medida la inhibición de los microorganismos: Primeramente, se

pueden lograr altas tasas de remoción de compuestos inhibidores si los microorganismos son aclimatados con aquellos compuestos usados como una fuente de carbono. Esta aclimatación debe durar al menos dos semanas. En principio, este largo acondicionamiento para los microorganismos anaerobios deberían incrementar su tolerancia a los tóxicos y mejorar la biodegradabilidad de éstos. La segunda estrategia está relacionada con el uso de dos reactores separados para la etapa acidogénica y metanogénica, debido a que el incremento de las concentraciones de ácidos grasos volátiles da lugar a una disminución del pH y en consecuencia, la producción de metano es menor.

1.4.4 Beneficios y áreas de oportunidad en la digestión anaerobia

Desde la década de los 70 se han estado investigando los procesos anaerobios en diferentes configuraciones de reactores anaerobios. Estos presentan una gran ventaja con respecto a los sistemas aerobios (Tabla 1.2). Sin embargo, el uso de las tecnologías anaerobias se han visto limitadas en escala industrial debido a que la digestión anaerobia, al ser un proceso biológico, puede ser inestable dando lugar al lavado a un un estado estable indeseado.

Tabla 1.2 Beneficios y áreas de oportunidad en la digestión anaerobia

BENEFICIOS	ÁREAS DE OPORTUNIDAD
<ul style="list-style-type: none"> ▪ Ahorro de energía en el proceso ▪ Generación de energía renovable ▪ Reducción significativa de costos de operación ▪ Porcentaje alto en la degradación de la materia orgánica ▪ Baja producción de lodos 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Pérdida de biomasa en sistemas con alta carga hidráulica. ▪ Fácil desestabilización ▪ Efectos en altas cargas orgánicas ▪ Inhibición metanogénica

1.5 Tipos de reactores bioquímicos

El reactor bioquímico es el elemento principal en el cual ocurre el proceso de la degradación de la materia orgánica. Éstos pueden ser de forma cilíndrica, cúbica o rectangular, presentándose en su mayoría los cilíndricos.

1.5.1 Reactor de mezcla completa.

Un reactor de mezcla completa, mejor conocido como reactor CSTR por sus siglas en inglés, es un tanque en el cual la masa que se encuentra dentro del reactor es agitada por medio de hélices o palas de ejes verticales u horizontales de tal manera que se considera como una mezcla completa. Se emplea sobre todo para reacciones en fase líquida y normalmente se opera en estado estacionario. No hay dependencia del tiempo o de la posición en la temperatura, la concentración o la velocidad de reacción dentro del CSTR, es decir, todas las variables son iguales en todos los puntos del interior del reactor. Como la temperatura y la concentración son idénticas en todo el interior del recipiente de reacción, son las mismas en el punto de salida (Fogler, 2008).

1.5.2 Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente

El Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente (RAFA) tiene ventajas sobre otras tecnologías anaerobias ya que no requiere medio de soporte (como el filtro anaerobio) y puede recibir altas cargas orgánicas. Se considera como un proceso de tranque simple. Las aguas residuales entran en el fondo del reactor y fluyen hacia arriba. Altas concentraciones de lodo en la cama le permiten ser operados a altas cargas y concentraciones de entrada. Un gránulo de lodo suspendido filtra las aguas residuales, tratándolas al ir atravesándolo. Los reactores RAFA (también como conocidos como UASB por sus siglas en inglés) proporciona un sistema efectivo para el tratamiento directo de aguas residuales municipales y puede ser aplicado en comunidades pequeñas en donde la variación de flujo de las aguas residuales es alta debido a las temporadas de lluvia o al incremento de población durante temporadas vacacionales (Rizvi et al., 2015).

1.5.3. Reactor de Lecho Granular Expandido

El reactor de lecho granular expandido es similar al reactor UASB, a diferencia de que este dispositivo tiene una mayor velocidad en el flujo. El aumento del flujo permite la expansión parcial del lecho granular al mejorar el contacto de la materia orgánica con la biomasa suspendida y mejorar la segregación de las partículas suspendidas. La velocidad ascensional es tal, que el soporte se expande hasta un punto en el que la fuerza gravitacional de descenso es igual a la de fricción por arrastre (Monsalvo et al., 2014).

1.5.4 Reactor de Biopelícula

Los sistemas de tratamiento anaerobio con biopelícula son una tecnología consolidada para tratamiento de efluentes industriales. La biopelícula proporciona interesantes ventajas tales como: ofrece una mayor superficie de contacto entre la materia orgánica y la biomasa, además de la fácil separación del agua tratada de la biomasa y de un diseño de sistema compacto (Houbron et al., 2012; Thaiyalnayaki y Sowmeyan, 2012). Este reactor es considerado como un método atractivo para el tratamiento anaerobio debido a que tiene un buen desempeño para la remoción de nitrógeno, fosforo y DQO. Los reactores de biopelícula son usados en situaciones donde la capacidad del reactor obtenida usando organismos libremente suspendido está limitada por la concentración de la biomasa y el tiempo de residencia hidráulico. Esto puede ser el caso tanto para organismos de lento crecimiento (nitrificadores y metanogénicos), cuyo crecimiento en suspensión requiere tiempos de residencias largas o para corrientes de alimentación diluidas, en las cuales únicamente una concentración de biomasa muy baja puede ser alcanzada sin su retención. En estos casos, la biopelícula es una solución efectiva para retener satisfactoriamente la biomasa en el reactor y por lo tanto, mejorar la capacidad de conversión volumétrica. En los reactores de biopelícula se pueden alcanzar grandes concentraciones de biomasa. Además las capas de las células en las biopartículas se vuelven altamente activas, por lo tanto, contribuye a una productividad alta del reactor.

1.5.5 Reactor de Lecho Fluidizado Inverso

El Reactor de Lecho Fluidizado Inverso (RLFI) tiene la ventaja de operar con efluentes de alta carga orgánica, utilizando partículas de soporte de menor densidad que la del líquido, reduciendo los requerimientos de energía para su fluidización. Este reactor de forma cilíndrica está conformado por una sección de filtro anaerobio y una sección de lecho fluidizado. La entrada para la alimentación del reactor se encuentra en la parte superior, mientras que la salida del efluente en la parte inferior del reactor. Cuenta con una recirculación la cual aprovecha la fuerza descendente ejercida por el líquido y así expandiendo el soporte en la parte inferior del lecho (Miranda, 2016). El diseño del RLFI surgió de la necesidad de solucionar los inconvenientes relacionados con la biopelícula en los Reactores de Lecho Fluidizado convencionales (RLF). Existe un problema en estos reactores cuando los microorganismos se multiplican y el grosor de la biopelícula comienza a incrementarse. Este aumento limita la difusión de oxígeno y/o del sustrato orgánico a las capas más profundas de la biopelícula. La extrema debilidad física provocada por la falta de alimento de los microorganismos situados en la base de la biopelícula causa desprendimiento de varias partes de la misma dando como resultado una operación inefectiva del biorreactor. El máximo grosor de la biopelícula en el cual no existe limitación difusional es de aproximadamente $100 \mu m$. Por lo tanto, para operar el reactor eficientemente el grosor de la biomasa debe ser aproximadamente de $100 \mu m$ (Karamanev y Nikolov, 1996). Por lo tanto, gracias al diseño de la fluidización inversa, el grosor de la biopelícula puede ser controlado para evitar las limitaciones difusionales. Otras de las ventajas principales de este reactor se encuentran flujos gas-sólido uniformes con mucho menor agregado de sólidos, menor dispersión axial y periodos de residencia más corto. Existen numerosas investigaciones en el tratamiento de aguas residuales utilizando el RLFI y actualmente los trabajos se centran en lograr configuraciones óptimas para mejorar la eficiencia de remoción y aumentar el rendimiento de metano bajo altas cargas orgánicas y tiempos de residencia hidráulica cortos. Houbroun et al., (2016) evaluaron el tratamiento de vinazas en un reactor de lecho fluidizado inverso anaerobio por lotes obteniendo un 81 % de remoción de DQO y en sistema continuo con cargas orgánicas volumétricas de

0.5, 1.0, 3.3, 6.8 y 10.4 gDQO/L d alcanzando remociones de DQO de 58, 67, 59, 50 y 38 % respectivamente. El reactor arrancó por lotes, posteriormente operó en continuo a diferentes cargas orgánicas volumétricas: 0.5, 1.0, 3.3, 6.8 y 10.4 gDQO/L d. Además, se evaluaron diferentes tiempos de residencia hidráulica (TRH): 10, 5 y 1 días. El sistema alcanzó las siguientes eficiencias promedio de remoción de DQO: 81 % para la operación en lotes, y 58, 67, 59 y 50 % con cargas de 0.5, 1.0, 3.3, 6.8 gDQO/L d respectivamente. Un factor importante en la operación de los RLFIs es el material de soporte en el cual las bacterias se aglomerarán para el consumo del sustrato. Thaiyalnayaki y Sowmeyan, (2012) evaluaron el desempeño del RLFIs para el tratamiento de aguas residuales con alto contenido orgánico bajo el efecto de diferentes partículas de retención de biopelícula, sugiriendo el uso de perlita al ser un soporte indicado para la alta contención de biomasa y la mejora en el funcionamiento del reactor con un periodo corto de operación. Alvarado-Lassman et al., (2008) implementaron dos RLFIs para evaluar la remoción de carga orgánica proveniente de aguas residuales de la industria cervecera, aplicando cargas orgánicas de 0.5 hasta 70 g DQO/L d. Utilizaron dos tipos de soportes: Extendsphere y polietileno. Se alcanzaron porcentajes de remoción mayores al 90 %. Los estudios con respecto al diseño del reactor, variación de carga orgánica, acondicionamiento del sustrato y arreglos para la retención de los microorganismos en el reactor, han aumentado los beneficios y ventajas del RLFIs con respecto a otros reactores.

1.5.5.1 El desarrollo de la biopelícula

La biopelícula es de suma importancia hoy en día en la digestión anaerobia, debido a que la concentración de la biomasa en ella puede llegar a ser diez veces mayor que la concentración en el cultivo líquido, lo cual significa una reducción del volumen de los equipos al aumentar la tasa de eliminación por unidad de volumen. En la naturaleza, las biopelículas existen principalmente como comunidades multi-especies complejas de bacterias en las cuales cada especie ocupa un nicho ecológico entre la biopelícula, dependiendo de su metabolismo y morfología (Qureshi et al., 2005). La formación de la biopelícula es un proceso natural en el cual las células microbianas se adhieren al

soporte o forman flóculos (también llamados gránulos) sin el uso de químicos formando capas gruesas de células. El desarrollo de la biopelícula es el balance entre la fijación y el crecimiento de la biopelícula por una parte, y los procesos de desprendimiento por otra parte. Su desarrollo es la consecuencia de diferentes fenómenos, incluyendo adsorción o desorción de microorganismos y hacia y desde la superficie sólida, la unión de los microorganismos a la superficie, el crecimiento de biopelícula y desprendimiento (Cresson et al., 2006). La biopelícula ofrece la ventaja de que la cantidad de biomasa que es necesaria remover a la salida del reactor es mucho menor que en un reactor de tanque agitado. En cuanto al medio de soporte, se tienen ventajas características tales como mayor contacto entre el sustrato y los sólidos biológicos dentro del reactor, el flujo en el reactor es uniforme, permite la acumulación de gran cantidad de biomasa y puede también actuar como una barrera física, evitando que los sólidos sean arrastrados por fuera del reactor. La acumulación de la biopelícula puede ser medida por el incremento de los sólidos volátiles atados al material de soporte, tomando muestras en diferentes alturas del reactor.

1.5.5.2 Soporte

El uso del soporte de biomasa permite el reaprovisionamiento parcial del lecho fluidizado sin interrumpir la operación, con el fin de mantener alta actividad microbiana. Existen investigaciones que utilizan y evalúan el desempeño del proceso de digestión anaerobia en reactores de lecho fluidizado inverso utilizando diferentes tipos de materiales para el soporte de la biomasa (Tabla 1.3) El uso de las partículas de soporte utilizadas en los RLF1 solucionan los problemas que ocurren durante la fluidización convencional. Estas partículas tienen menor densidad que la del líquido, necesitan pocos requerimientos de energía ya que trabajan con baja velocidad de flujo para su expansión, por lo tanto, ésta puede ser controlada fácilmente. Sin embargo, existen inconvenientes con respecto al crecimiento excesivo de la biomasa en el medio de soporte, pues al suceder esto, puede ocurrir el desprendimiento de las biopartículas del reactor ya que la carga de la biomasa suele incrementarse a tal extensión que las biopartículas empiezan a sobre cargarse en el reactor. El vasto crecimiento superficial

otorgado por el medio resulta en una concentración de la biomasa aproximadamente una orden de magnitud más grande que la mantenida en sistemas de crecimiento suspendido (Sokół et al., 2009). En un estudio realizado por Rajasimman y Karthikeyan, (2007) se investigó el desempeño del soporte de material de polipropileno en un reactor de lecho fluidizado inverso para la digestión aerobia de aguas residuales de almidón.

Tabla 1.3 Tipos de soportes utilizados en los reactores de lecho fluidizado inverso

Autor(es)	Material	Características	Estudio	Resultados
(Rajasimman y Karthikeyan, 2007)	Polipropileno	Diámetro prom.: 10mm Densidad: 870kg/m ³	Tratamiento de aguas residuales de almidón	95.6 % Rem. DQO
(Sowmeyan y Swaminathan, 2008)	Perlita	Diámetro prom.: 1 mm Área de superficie específica: 7.030 m ² /g	Digestión anaerobia de efluente de destilería	84 % Rem. DQO
(Alvarado-Lassman et al., 2008)	Extendosphere	Diámetro prom.: 169µm Área de superficie: 0.0355 m ² /g	Digestión anaerobia de efluente de cervecería	Más de 90 % Rem. DQO
	Polietileno de baja densidad triturado	Diámetro: 360 µm Área de superficie: 0.0166 m ² /g		Más de 90 % Rem. DQO
(Thaiyalnayaki y Sowmeyan, 2012)	Perlita	Diámetro prom: 1 mm	Evaluación de la retención de la biomasa	0.66 g _{AVS} /g _{solid} Retención de biomasa
	Thermocool	Diámetro prom: 5 mm		-
	Perlas de plástico	Diámetro prom: 2mm		-
	Corcho	Diámetro prom: 1 mm		-
(Houbron et al., 2012)	Extendosphere	Diámetro = 147 µm Densidad = 700 kg/m ³	Rendimiento de metano y eficiencia de biopelícula	100 % colonización Y _{CH₄} = 0.298 L CH ₄ /g DQO
	Polietileno	Diámetro = 380 µm Densidad = 926 kg/m ³		46 % Colonización Y _{CH₄} = 0.298 L CH ₄ /g DQO
(Houbron et al., 2016)	Extendosphere	Diámetro prom.: 170µm Densidad: 690 kg/m ³	Digestión anaerobia de vinazas	81 %, por lotes 57.4% continuo Rem. DQO.

Las concentraciones iniciales del sustratos estuvieron entre 2250 y 8910 mg DQO/L, con diferentes tiempos de retención hidráulica (40, 32, 24, 16 y 8 horas). Se analizaron las propiedades de la acumulación de la biomasa en la superficie de las partículas de polipropileno observando que se alcanzó una carga de biomasa constante sobre el periodo completo de operación. Se obtuvieron porcentajes de remoción de DQO de hasta 95.6 %.

La superficie irregular de la partícula de polipropileno permite un incremento en la retención de la biomasa y dicha acumulación modifica las características de la partícula. Sowmeyan y Swaminathan, (2008) efectuaron el proceso de digestión anaerobia de efluentes de destilería en un reactor de lecho fluidizado inverso con una columna de 5.03 L de volumen total (0.8 m de diámetro y 1 m de altura). En este trabajo, el material de soporte escogido fue perlita debido a que presenta una superficie específica de $7 \text{ m}^2/\text{g}$ y por sus bajas demandas energéticas para llevar a cabo la fluidización. Las propiedades físicas de las partículas del soporte utilizado fueron: 1 mm de diámetro, densidad seca específica de $205 \text{ kg}/\text{m}^3$ y densidad húmeda específica de $295 \text{ kg}/\text{m}^3$. El área de superficie específica de la partícula del soporte se calculó dividiendo el área de superficie de partícula entre el volumen de partícula. La carga volumétrica aplicada se incrementó de 6.11 a $35.09 \text{ kg DQO}/\text{m}^3/\text{d}$ en un periodo menor de 75 días. Éste sistema alcanzó 84 % de remoción de DQO a la mayor carga volumétrica aplicada ($35 \text{ kg DQO}/\text{m}^3/\text{d}$).

Existe un estudio con respecto al desempeño de las partículas de material de Extendosphere y polietileno realizado por Alvarado-Lassman et al., (2008). Implementaron dos RLFI utilizando como sustrato efluentes de la industria cervecera, con el fin de remover altas cargas orgánicas (hasta 70 g DQO/L d). Se utilizaron columnas de acrílico de 1.37 m de altura y diámetro interno de 4.48 cm, con un volumen útil de 1.9 L cada uno. Los reactores fueron operados continuamente con incrementos graduales en la carga orgánica hasta alcanzar condiciones limitantes. Se alcanzaron porcentajes de remoción mayores al 90% con ambas partículas. El reactor

con soporte de polietileno mostró una excelente remoción de DQO con una tasa de carga orgánica de 10 g DQO/L d, mientras que el reactor con el soporte Extendsphere tuvo un comportamiento hidrodinámico y biológico excelente trabajando con cargas orgánicas de hasta 70 g DQO/L d. El soporte Extendsphere presentó un mejor comportamiento para fluidización, colonización y crecimiento de biopelícula, en particular, para sustrato con altas cargas orgánicas. Se han evaluado el desempeño de otros tipos de partículas sobre la base de la retención de la biomasa en el proceso anaerobio, tal es el caso de estudio de Thaiyalnayaki y Sowmeyan, (2012) quienes evaluaron el efecto de diferentes materiales de soporte (thermo cool, perlas de plástico, corcho, madera de teca y perlita con 5, 2, 1, 2 y 1 mm de diámetro respectivamente) en un reactor de lecho fluidizado inverso para el tratamiento de aguas residuales con alto contenido orgánico. En el uso de la partícula de madera de teca el desarrollo de la biomasa sobre el soporte en los primeros 5 días estuvo muy por debajo de la concentración de $0.0017 \text{ g}_{\text{avs}}/\text{g}_{\text{sólido}}$. Después de 7 días, el crecimiento de la biomasa desapareció. En el caso de la partícula de thermo cool, el desempeño durante los primeros 15 días fue bueno, pero después del 15vo. día la biopelícula se desprendió del soporte. De la misma manera, en el caso del material de perlas de plástico, presentó buen crecimiento de biomasa en los primeros 15 días, con una retención de $0.02 \text{ g}_{\text{avs}}/\text{g}_{\text{sólido}}$. Sin embargo, en el día 16, el crecimiento de los microorganismos disminuyó bruscamente a cero.

La formación de la biopelícula sobre el material de corcho presentó un desempeño muy pobre comparado con el resto de partículas evaluadas. Las causas de la ineficiencia de estos materiales de soporte pueden deberse a características inadecuadas para la adaptación de los microorganismos tales como área de superficie específica, volumen total del poro, diámetro medio y composición química. El material de perlita resultó ser el mejor soporte para sustratos en condiciones de alta carga orgánica sobre las otras partículas evaluadas en este estudio. La biomasa alcanzó una retención de $0.66 \text{ g}_{\text{avs}}/\text{g}_{\text{sólido}}$ en el día 65. Esto es debido a su densidad y su alta retención de biomasa con mínimo desprendimiento de partícula. El material de soporte

juega un papel importante, trayendo cambios en el volumen de partículas y la densidad, que afecta a todo el sistema.

El Extendsphere es un material mineral granular, compuesto principalmente por sílice. La forma de la partícula es perfectamente esférica y la superficie presenta pequeñas grietas. Éste material presenta grandes ventajas ya que es posible obtener una formación de biomasa estable, requiere una velocidad del gas baja para ser ampliado y un incremento gradual en la velocidad (el cual se pudiera ocurrir en reactores de escala industrial debido a la intensa producción de biogás) no afecta severamente la fluidización al permanecer el régimen del flujo estable.

Otro trabajo de investigación utilizando Extendsphere como material de soporte fue realizado por Houbron et al., (2016) evaluando el desempeño de un RLFI tratando efluentes de la producción de etanol. El reactor experimental, estuvo conformado por una columna de vidrio con una altura de 0.55 m, un diámetro interno de 0.07 m y un volumen útil de 1.7 L. La cantidad de sólido volátil adherido fue de (SVA) $0.20 \text{ g}_{\text{SVA}}/\text{g}_{\text{SOPORTE}}$. Los valores de biomasa adherida al Extendsphere fueron semejantes a los reportados por Thaiyalnayaki y Sowmeyan, (2012). A un TRH de 5 días, con una carga volumétrica de 6.4 g DQO/L d, se obtuvo una eficiencia de remoción de DQO promedio de 57.42%. El desarrollo de la biopelícula en el material de soporte Extendsphere y el rendimiento de metano permitieron evaluar el desempeño del reactor bajo diferentes cargas orgánicas volumétricas y TRH. En general, el Extendsphere ofrece mejor comportamiento en la biopelícula que otros materiales de soporte como el polietileno (Houbron et al., 2012)

1.5.5.3 Fluidización

La fluidización puede ser realizada en dos modalidades: ascendente y descendente. El término fluidización, es usualmente asociado con los sistemas de dos o tres fases, en los cuales las partículas sólidas son fluidizadas por una corriente de gas o líquido fluyendo en la dirección opuesta a la gravedad. En el caso de sistemas fluidizados

convencionales, las partículas sólidas tienen una mayor densidad que el fluido. En la fluidización descendente (o más conocida como inversa), la densidad específica de la partícula es menor que la densidad específica del líquido, por lo tanto el lecho es expandido hacia abajo con la corriente del líquido. En el caso de la producción de biogás, también contribuye a la expansión del lecho, y esto es conocido como pseudo-fluidización. A pesar de este fenómeno, la formación del biogás no afecta en gran medida al comportamiento hidrodinámico, por lo tanto en un RLF, el lecho es un sistema de dos fases, sólido-líquido. La fluidización inversa tiene ventajas adicionales comparadas con la fluidización convencional, entre ellas, permite la recuperación de sólidos en el fondo del reactor. En este sentido, la biopelícula que crece en la parte superior del reactor permanece separada de los precipitados, así el reactor no está propenso a atascamientos y tiene menor requerimiento de energía (García-Calderon et al., 1998; Houbroun et al., 2016)

1.5.6 Reactor Híbrido

Para éste sistema se ha utilizado la combinación de un Reactor de Flujo Ascendente y el Filtro Anaerobio de Flujo Ascendente (FAFA), debido a la combinación de éstas dos tecnologías es que recibe el nombre de híbrido. De los FAFA, se toma el principio de usar el material de soporte como un elemento separador de fases, mientras que los UASB ofrecen la ventaja de tener mayor volumen útil. En la actualidad, la tendencia en el diseño de reactores de lecho fijo y lecho fluidizado está dirigido al uso de procesos híbridos. Los reactores híbridos FA/RLF están constituidos en la parte superior por un reactor de Filtro Anaerobio (FA) y en la parte inferior por un Reactor de Lecho Fluidizado Inverso (RLF) (Miranda, 2016).

1.5.7 Reactor de Lecho Fluidizado Inverso con Arreglo en Paralelo (RLFAP)

El Reactor de Lecho Fluidizado Inverso con Arreglo en Paralelo (RLFAP) es un reactor de naturaleza híbrida al combinar diferentes ventajas que sustentan otros reactores anaerobios tales como el Reactor de Lecho Fluidizado Inverso (RLF), Reactor de Lecho Fijo y el Reactor Anaerobio Multitubular (RAM). Este sistema se basa en los

principios del RLFI al utilizar partículas como soporte de más baja densidad que la del líquido, este soporte es fluidizado de manera descendente (fluidización inversa).

Las ventajas de este reactor son amplias, por mencionar algunos ejemplos: bajos requerimientos energéticos, tiempos de residencias cortos y gran capacidad de carga orgánica. Tales ventajas se ven aumentadas de manera significativa en el RLFIAP al adoptar el principio de un RAM, pues el tanque principal de 2.5 m de altura y 1.18 m de diámetro, cuenta con cuatro columnas de 2 m de altura y 0.38 m de diámetro cada una en su interior ubicadas estratégicamente de forma paralela, lo cual reduce espacios vacíos. El tanque principal del reactor es de forma cilíndrica y el material con el cual está construido es resina de poliéster con fibra de vidrio. Con el fin de disminuir costos y los requerimientos energéticos, tiene adaptado un tanque de distribución en la parte superior, por lo tanto, se utilizan únicamente una bomba centrífuga de alimentación y otra de recirculación para el suministro del tanque de distribución y de esta forma se evita alimentar y recircular cada columna interior por separado.

El RLFIAP cuenta con un sistema electrónico para detección del nivel del soporte, con el objetivo de controlar la expansión deseada del lecho fluidizado. Con esta combinación de características, el RLFIAP optimiza el rendimiento de metano y la degradación del sustrato, ejecutando mayores cargas orgánicas en un TRH más corto.

1.6 Factores en el diseño de un Reactor de Lecho Fluidizado Inverso con Arreglo en Paralelo

Debido a la gran variedad en la aplicación de la tecnología del RLFI, el diseño y la operación aún son retos significantes para la ciencia. Los estudios de digestión anaerobia con reactores de alta eficiencia han sido en su mayoría a escala laboratorio, por esta razón, para un diseño adecuado, para el mejoramiento y escalamiento a nivel piloto, es importante estudiar bien los parámetros principales que afectan al proceso. El poco entendimiento de estos parámetros esenciales, conlleva a un mal diseño del reactor y por lo tanto un desempeño pobre. Bello et al., (2016) indicaron cuatro

parámetros principales importantes a tomar en consideración para un buen diseño de un reactor de lecho fluidizado:

- Geometría del reactor (tipo del reactor, forma, tamaño y capacidad en volumen)
- Propiedades internas del reactor (tiempo de retención hidráulica, CVA, temperatura, pH, carga orgánica)
- Características del soporte de material (partículas de soporte a utilizar, densidad, tamaño, área superficial)
- Velocidad del flujo superficial (alimentación, recirculación y efluente)

Estos cuatro parámetros son la base para un buen diseño y arranque de un reactor de lecho fluidizado inverso con arreglo en paralelo. Adicionalmente, es necesario establecer el porcentaje del soporte con respecto al volumen de trabajo del reactor y el nivel de expansión máximo. Otros parámetros importantes son la obtención del inóculo y el crecimiento de la colonización bacteriana en el soporte mediante el ingreso del inóculo. Una de los inconvenientes de los RLFi en su etapa de arranque es el largo periodo requerido para la formación de la biopelícula y estabilización del sistema (de 2 hasta 9 meses). Por esta razón, los investigadores han preferido el arranque del reactor en modo batch con el fin de acortar los tiempos de estabilización. Sin embargo, Alvarado-Iassman et al., (2010) recomiendan usar una fracción pre-colonizada de soporte (8 %) proveniente de algún reactor, como única fuente de inóculo. El uso de esta fracción de partículas colonizadas en el arranque del RLFi tiene ventajas sobre otras estrategias, principalmente por que la estabilización del sistema se alcanza en menor tiempo, sin tener en consideración el modo de operación.

CAPÍTULO 2

MATERIALES Y MÉTODOS

CAPÍTULO 2. MATERIALES Y MÉTODOS

En la figura 2.1 se muestran las diferentes etapas necesarias para el cumplimiento de los objetivos del presente proyecto.

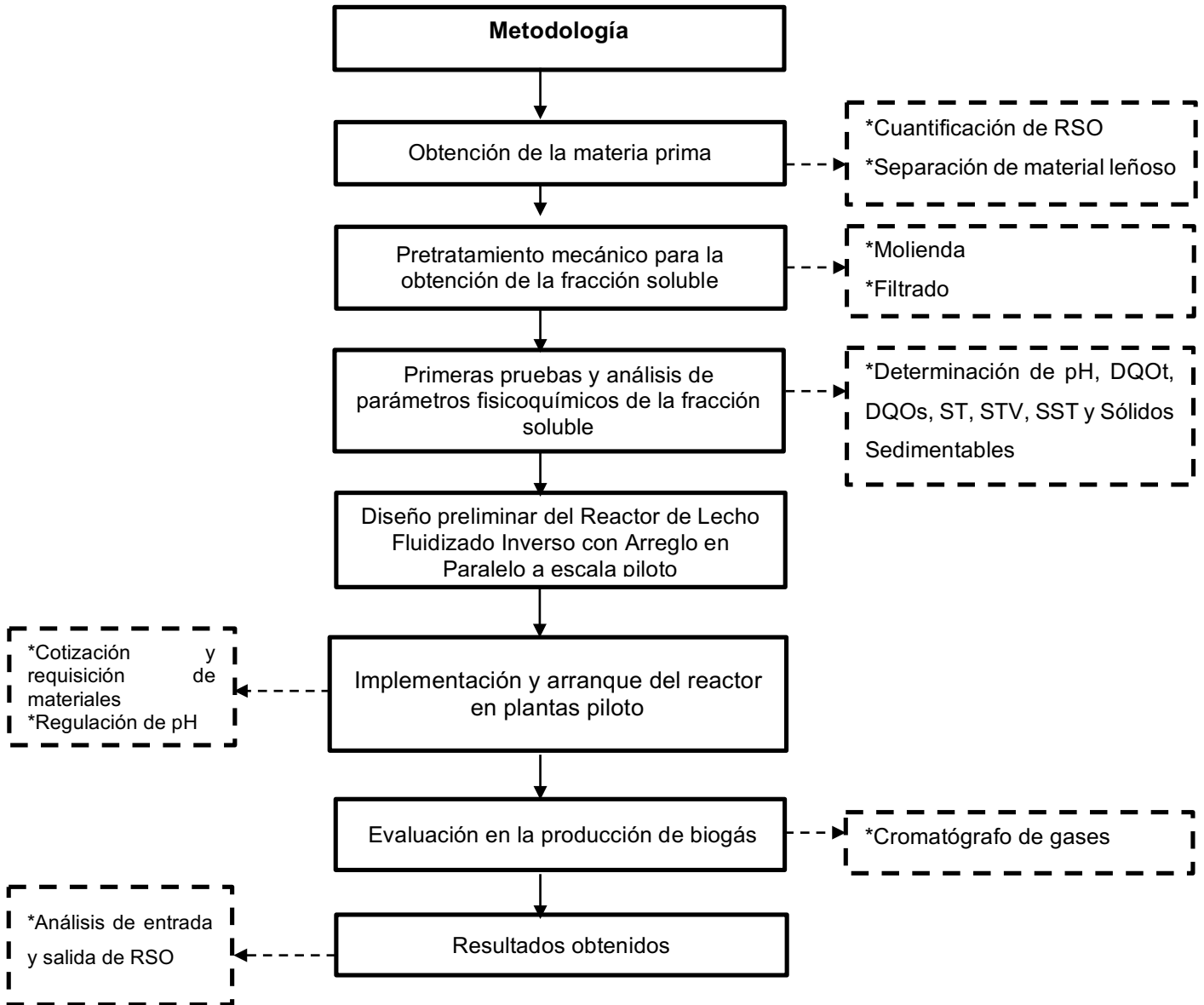


Figura 2.1 Etapas en la metodología del proyecto

2.1 Obtención de la materia prima (RSO)

La materia prima utilizada fue la fracción soluble de los residuos sólidos orgánicos, los cuales fueron obtenidos del mercado Emiliano Zapata (Figura 2.2) ubicado en la ciudad de Orizaba, Veracruz. Se recolectó dos veces por semana y se utilizaron carretillas tipo diablo plataforma para su transporte.

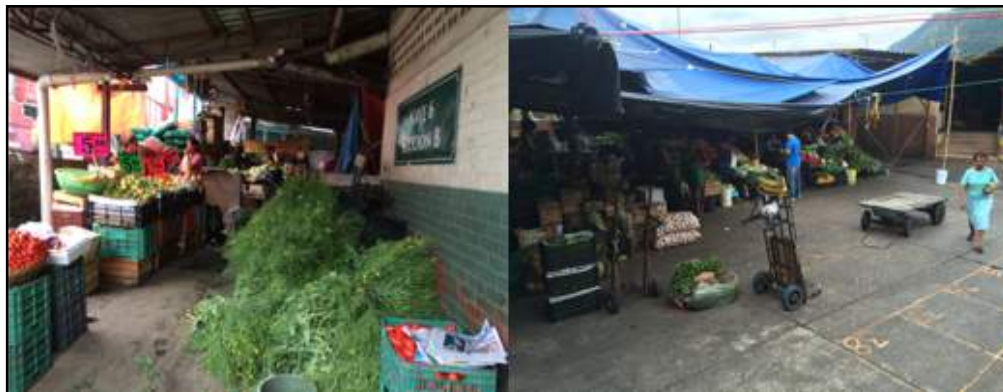


Figura 2.2 Lugar de recolección del RSO

2.1.1 Separación de material leñoso y cuantificación de RSO

Una vez obtenida la muestra del mercado se procedió a separar el material leñoso (hojas, trozos de ramas, huesos, etc.) del cual no se obtuvo fracción soluble y pasó a ser parte del remanente de la materia prima. Ya seleccionados los RSO de frutas y verduras, se cuantificó el peso total recolectado (Figura 2.3). Se utilizó una balanza marca Taurus de 130 kg.



Figura 2.3 RSO de frutas y verduras

2.2 Pretratamiento mecánico: Trituración y filtración

En esta fase del proyecto, los RSO fueron desintegrados en partículas sólidas más pequeñas, con el objetivo de mejorar la solubilización, acondicionar la pureza en materia orgánica e incrementar la biodegradabilidad. El pretratamiento mecánico consistió en una fase de trituración y otra de filtración (Figura 2.4). Para la trituración los RSO se acondicionaron cortándolos en piezas más pequeñas con el fin de asegurar un óptimo funcionamiento en el triturado. El molino triturador es de marca VEYCO modelo CV 320, con una capacidad de 100 kg/h. Después de la trituración se realiza una dilución de la la masa semisólida obtenida con agua a una proporción 1:1 para después ingresarla a la centrifugadora para la etapa de filtración. Toda la materia no aprovechable en la filtración pasó a ser parte del remanente el cual fue pesado y puesto a disposición final y la fracción soluble generada se almacenó en un contenedor marca ROTOPLÁS de 1100 L para uso posterior en el proceso de digestión anaerobia.



Figura 2.4 Trituración y filtración de la materia orgánica

2.3 Parámetros fisicoquímicos de la fracción soluble de los RSO.

Después de la fase de trituración, se tomaron muestras de 200 mL de la materia orgánica semisólida y ésta fue llevada al laboratorio para un filtrado sin dilución, con el fin de obtener la fracción soluble cruda de los RSO de frutas y verduras. Los parámetros fisicoquímicos medidos fueron: pH mediante el método Potenciométrico 4500-H B de la Standard Methods; DQO_T y DQO_s mediante el micrométodo

colorimétrico 5522 D Standard Methods utilizando un espectrofotómetro ODYSSEY DR2500 marca HACH para leer la transmitancia; sólidos sedimentables mediante la norma NMX-AA-004-SCFI-2013; Sólidos Suspendidos Totales (SST), Sólidos Totales (ST) y Sólidos Totales Volátiles (STV) mediante el método gravimétrico de acuerdo con la norma NMX-AA-034-SCFI-2015 utilizando una estufa marca Riossa modelo H-33 para la evaporación de la muestra, una mufla marca Felisa modelo FE-340 para la calcinación de la muestra y una balanza analítica marca Ohaus Adventurer para el peso de las muestras. La ecuación para la obtención de los SST es la siguiente:

$$\text{Sólidos Suspendidos Totales (\%)} = SST(\%) = \frac{\text{Filtro}_{105^{\circ}\text{C}} - \text{Filtro}}{\text{Volumen muestra}} * 100 \dots \dots \dots (2.1)$$

La ecuación para la obtención de los ST es la siguiente:

$$\text{Sólidos Totales (\%)} = ST(\%) = \frac{\text{Peso}_{105^{\circ}\text{C}} - \text{Tara}}{\text{Volumen muestra}} * 100 \dots \dots \dots (2.2)$$

Para la obtención de los STV se ocupó la siguiente ecuación:

$$\text{Sólidos Totales Volátiles (\%)} = STV(\%) = \frac{\text{Peso}_{105^{\circ}\text{C}} - \text{Peso}_{550^{\circ}\text{C}}}{\text{Volumen muestra}} * 100 \dots \dots (2.3)$$

2.4 Diseño preliminar del reactor de lecho fluidizado inverso con arreglo en paralelo a escala piloto.

Se realizó el diseño de un Reactor de Lecho Fluidizado Inverso con Arreglo en Paralelo (RLFIAP) con las dimensiones necesarias para ser instalado y operado a escala piloto (Figura 2.5). El objetivo del diseño fue mejorar el desempeño y modernizar el sistema de la digestión anaerobia en dos etapas el cual ha sido ejecutado con dos reactores: un reactor de biopelícula que efectúa la etapa hidrolítica y acidogénica de la fracción soluble de los RSO (RH) y un Reactor de Lecho Fluidizado Inverso (RLFI) que realiza la etapa de metanogénesis, usando el efluente del RH como sustrato. Por lo tanto, el

diseño del RLFIAP se realizó con el objetivo de sustituir al RLFI y de esta manera obtener una mayor eficiencia en remoción de materia orgánica y producción de biogás. El RLFI convencional ofrece grandes beneficios en efectividad y eficiencia debido a los TRH cortos y a la gran capacidad de carga orgánica.

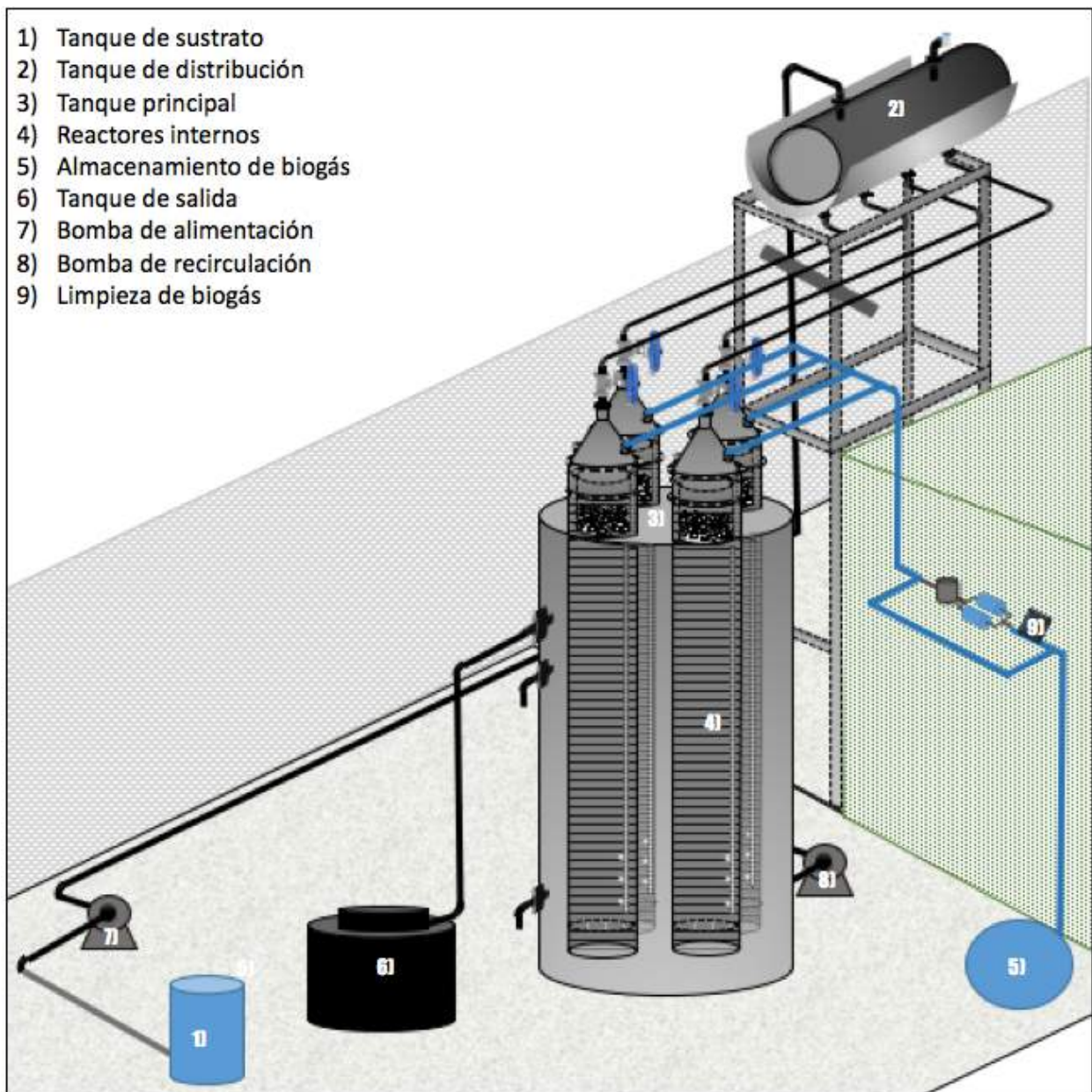


Figura 2.5 Diagrama del diseño preliminar del RLFIAP

El uso de partículas de baja densidad como un soporte es una de las mayores ventajas del sistema debido su movilidad y a la adhesión de las bacterias sobre éstas, formando una biopelícula consistente. Sin embargo, la innovación de éste sistema en conjunto con un sistema de lecho fijo a un RLFIAP incrementa ampliamente las ventajas debido a su naturaleza híbrida y las reúne en un solo reactor, mejorando así la eficiencia y estabilidad.

El diseño e innovación del RLFIAP consistió en un Tanque Principal (TP) y cuatro columnas que funcionan como reactores internos, todos en forma cilíndrica. La posición de los cuatro reactores internos se diseñaron en forma paralela y quedaron ubicados de forma estratégica con el fin de aprovechar el mayor espacio dentro del tanque cilíndrico y no dejar espacios vacíos entre cada una de ellas.

La importancia de la determinación de una ubicación estratégica de las columnas, es que cada una de éstas cumple la función de un RLFI utilizando un soporte que cubre el 30 % del volumen de trabajo de las columnas. De esta manera, al trabajar con mayor carga orgánica, no se generan inconvenientes en la relación biomasa-sustrato.

2.4.1 Características principales del reactor

Se consideraron las tres partes principales del RLFIAP: El tanque principal, el reactor interno y el tanque de distribución (Figura 2.6).

El material que se utilizó fue resina de poliéster con fibra de vidrio. Las dimensiones para cada aspecto del reactor fueron determinadas con el fin de tratar las cantidades del efluente de RSO generado en el reactor de hidrólisis, resaltando el ahorro del consumo energético.

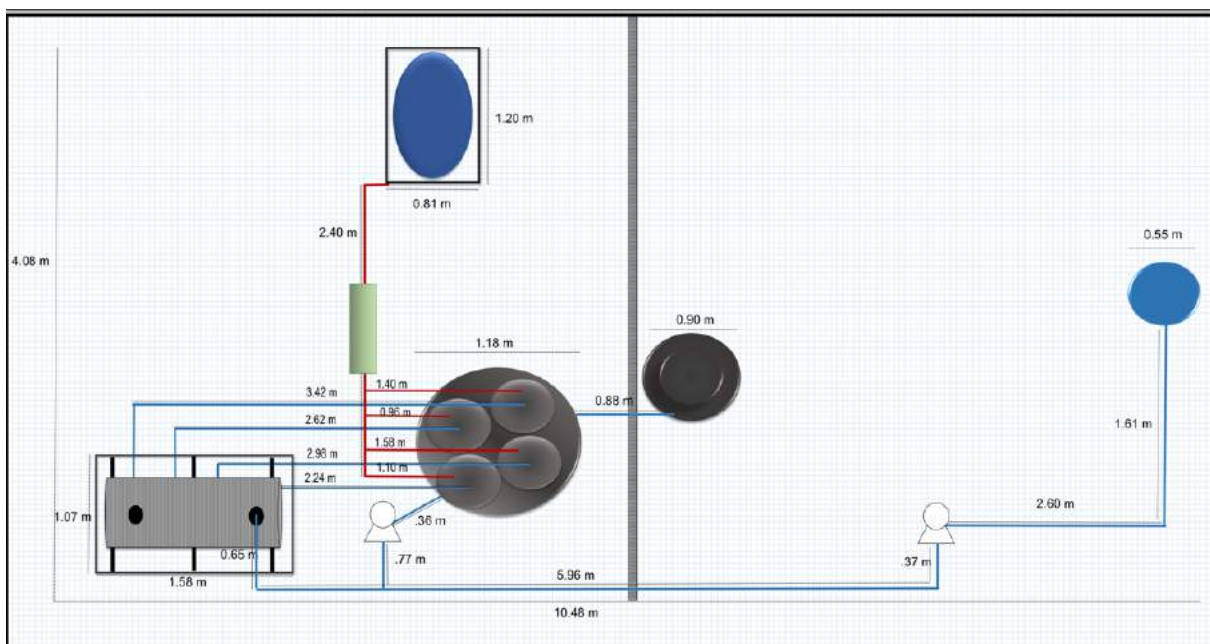


Figura 2.6 Esquema del RLFIAPI en plantas piloto con medidas

2.4.1.1 TP y reactores internos

Las dimensiones del TP y de los reactores internos (Tabla 2.1) fueron establecidas para ser instalados y operado a escala piloto, con el objetivo de obtener mayor eficiencia en los resultados en comparación al RLFI anterior. El diseño geométrico elegido fue cilíndrico ya que este aspecto proporciona mayores ventajas hidrodinámicas por mencionar un ejemplo, evita en mayor medida posible la formación de zonas muertas.

Tabla 2.1 Dimensiones del tanque principal y de los reactores internos

CARACTERÍSTICA	TP	Reactor Interno
Altura (m)	2.5	2
Diámetro (m)	1.18	0.38
Volumen total (L)	2733.97	228

Otros factores importantes que fueron considerados en el diseño del RLFAP son los porcentajes con respecto al volumen total y los porcentajes con respecto al volumen de trabajo para poder calcular la capacidad en litros para cada sección (Tabla 2.2)

Tabla 2.2 Unidades de volumen para reactor interno

Sección	Capacidad (L)
Del volumen total (228 L)	
Volumen de trabajo (85 %)	193.81
Cámara de biogás (15 %)	34.20
Del volumen de trabajo (193.81 L)	
Volumen útil (70 %)	135.67
Soporte (30 %)	58.14

Se adecuaron seis salidas bridadas en sus partes laterales. Tres salidas tienen un diámetro de 2". De éstos tres dos son para toma de muestra, una a 1.8 m de altura para la muestra superior y otro a 40 cm de altura para la muestra inferior. La otra salida de 2" localizada a 30 cm de la base, se incluyó para el sistema de recirculación. Una salida bridada de 3" de diámetro fue colocada a la base del reactor que sirvió como purga de lodos y la otra salida se incluyó a 2.1 m de la base la cual funcionó como salida del sustrato. Por último, se agregó una brida de 40 cm de diámetro interior, la cual funciona como entrada cuerpo hombre. Cada reactor interno se diseñó de manera que estuviera compuesta por dos secciones: la primera una sección de lecho fijo y la segunda la sección del lecho fluidizado inverso. Se diseñó una estructura para el lecho fijo (Figura 2.7) el cual tiene el mismo diámetro (0.38 m) de los reactores internos para poder unirlos en la parte superior. Para esto las estructuras del lecho fijo cuentan con 16 barrenos de 5/8" de diámetro alrededor. Se incluyó un recipiente cilíndrico de 28 cm de diámetro soldado a las paredes de la estructura del lecho fijo, quedando un espacio vacío de 2" para el ingreso de los sistemas de sensores. En la parte inferior se diseñó e instaló una placa difusora, este permitió mantener un flujo homogéneo del agua residual hacia el lecho fluidizado inverso lo que favoreció una

mejor fluidización y a su vez el lecho fijo contribuyó en la degradación de la materia orgánica. Al ser el flujo homogéneo gracias al lecho fijo, la expansión del soporte en la sección del lecho fluidizado inverso también es homogénea, lo cual permite un mejor contacto entre el sustrato y los microorganismos. El lecho fijo se compuso de tubos de polietileno corrugado, este material favorece el desarrollo y la adherencia microbiana.

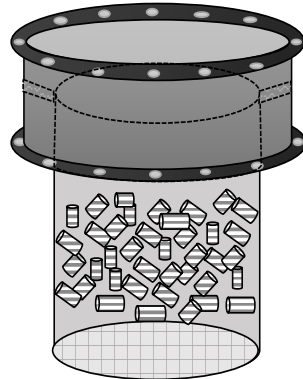


Figura 2.7 Estructura para el lecho fijo

Fueron diseñados y construidos cuatro conos de entrada de material de fibra de vidrio (Figura 2.8), los cuales sirvieron como una tapa superior a los reactores internos. Cuentan también con 12 barrenos de 5/8" de diámetro alrededor para la fijación con la parte superior del la estructura del lecho fijo. Estos conos cuentan con tres salidas bridadas, dos de 2" y una de 1 ½ " de diámetro.

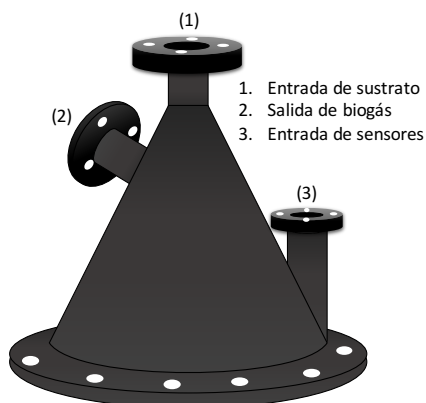


Figura 2.8 Cono de entrada para reactor interno

Una salida bridada de 2" tiene la función de entrada de sustrato y la otra para la salida del biogás generado. La salida bridada de 1 ½" de diámetro se diseñó para el sistema de sensores. La sección de lecho fluidizado inverso quedó diseñada en la parte inferior del lecho fijo y al interior del TP (Figura 2.9). Esta sección de columnas quedó unida al TP. La sección de lecho fluidizado inverso tiene un volumen de 228 L.



Figura 2.9 Vista inferior de los reactores internos

2.4.1.2 Tanque de distribución para alimentación y recirculación

Se optó por incluir un tanque de distribución (Figura 2.10) con el objetivo de utilizar únicamente una bomba centrífuga para la alimentación y otra para la recirculación del sustrato en el RLFIAF. Por lo tanto para este caso, el flujo de alimentación dependió directamente de las válvulas de control proporcional. De esta manera, se evitó el uso de cuatro bombas peristálticas con regulador de flujo para cada reactor interno, disminuyendo ampliamente los costos de requerimientos energéticos. El tanque de distribución es de forma cilíndrica y se encuentra adherido a una estructura de sujeción, la cual retiene al tanque de distribución en la parte superior. El tanque de distribución es de resina de poliéster con fibra de vidrio, tiene un volumen de 304 L y cuenta con 6 salidas de 4" cada una. Cuatro salidas son para la distribución del sustrato en la parte inferior y en la parte superior una es para la entrada del sustrato y la otra para desfogue.

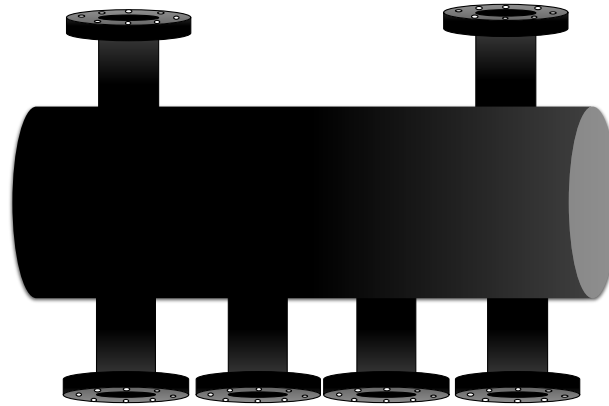


Figura 2.10 Tanque de distribución

2.4.2 Características operativas del reactor

Para las características operativas se consideraron los siguientes parámetros: la Carga Volumétrica Aplicada (CVA), la DQO de salida del RH, las dimensiones de los elementos del RLFIAP, los flujos de alimentación y recirculación, Tiempo de Retención Hidráulico (TRH) y los tiempos de llenado y vaciado de los tanques así como el coeficiente de caudal para la selección de las válvulas de control proporcional. Todos estos parámetros nos permitieron realizar el diseño preliminar del RLFIAP y de esta manera cumplir los requerimientos del proceso anaerobio.

2.4.2.1 Carga volumétrica aplicada

La carga volumétrica aplicada se calculó partir del volumen de la alimentación, la concentración de materia orgánica en la alimentación y el volumen útil del reactor, quedando la ecuación de la siguiente formula:

$$Cva = \frac{Q_A \left(\frac{L}{d}\right) * DQO_{entrada} \left(\frac{g}{L}\right)}{V_{\acute{u}til}(L)} \dots \dots \dots (2.4)$$

Debido a la disponibilidad de los RSO y al hecho de que el RLFIAP es operado desde la etapa inicial, se determinó una Cva de $4 \frac{gDQO}{L*D}$ y posteriormente un ligero aumento a $5 \frac{gDQO}{L*D}$.

2.4.2.2 Flujo de alimentación y recirculación.

El flujo de alimentación fue calculado a partir del valor obtenido en la DQO de salida del RH, el cual fue al mismo tiempo la DQO de entrada para el RLFIAP. También se consideró el volumen útil y la Cva. Para la fluidización del soporte, fue necesaria la recirculación del sustrato al mismo tiempo que se realizaba la alimentación, para que de ésta manera, se pudiera lograr una velocidad estable que expanda el soporte a lo largo de cada columna. De acuerdo con Domínguez, (2015) la velocidad descensional adecuada para la expansión del soporte sin ser colonizado es de (2.016 m/h) y para la expansión del soporte colonizado es de (1.08 m/h). Con base en éstos valores, se determinó el flujo total necesario para alcanzar éstas velocidades mediante la siguiente fórmula:

$$Q_T = A * V \dots\dots\dots(2.5)$$

En donde A es el área de la sección de la columna y V es la velocidad descensional requerida. Después se determinó el flujo de recirculación necesario para la fluidización del soporte junto al flujo de alimentación mediante la siguiente fórmula;

$$Q_R = Q_T - Q_A \dots\dots\dots(2.6)$$

2.4.2.3 Tiempo de retención hidráulico

El TRH fue calculado utilizando la siguiente ecuación:

$$TRH = \frac{Volúmen\ útil\ (L)}{Volúmen\ alimentado\ (L/d)} \dots\dots\dots(2.7)$$

2.4.2.4 Selección de las válvulas de control proporcional

Las válvulas ocupadas para la regulación de flujo fueron de control proporcional, este tipo de válvulas regula el caudal a través de un conducto por medio de una señal eléctrica. Para evitar pérdidas de material de soporte, se necesitó un control preciso en el flujo de alimentación y recirculación para cada reactor interno, por lo tanto fue de gran importancia un buen manejo en los ángulos de apertura con respecto a los flujos mínimos y máximos. Para ello primero se calculó el tiempo de vaciado libre del tanque de distribución para tener un parámetro general del caudal máximo que debe manejar la válvula de control proporcional. Para obtener este dato se utilizó la ecuación diferencial asociada al vaciado de tanque:

$$A(h) \frac{dh}{dt} = -ac\sqrt{2gh} \dots \dots \dots (2.8)$$

Se utilizó la siguiente fórmula para calcular el coeficiente de caudal y así determinar el diámetro adecuado para la válvula de control proporcional.

$$Cv = \frac{Q}{\sqrt{\frac{\Delta p}{Sg}}} \dots \dots \dots (2.9)$$

2.4.3 Detección de nivel del soporte mediante conductividad eléctrica

Se realizaron pruebas con sensores para medir del nivel de expansión del soporte, esto con el fin de que no haya pérdidas del inóculo en la parte inferior del reactor en casos de flujos no controlados. El sistema consta de tres sensores colocados al inferior de un tubo PVC el cual está ubicado al interior de cada reactor interno dentro del RLFIAF (Figura 2.11). Estos sensores miden los cambios de conductividad entre el soporte y la fracción soluble de los RSO en cada reactor interno. Esta señal es enviada

a las válvulas de control para regular el caudal. Para desarrollar el sistema se realizaron pruebas en un RLFI a escala laboratorio utilizando dos tipos de sensores.

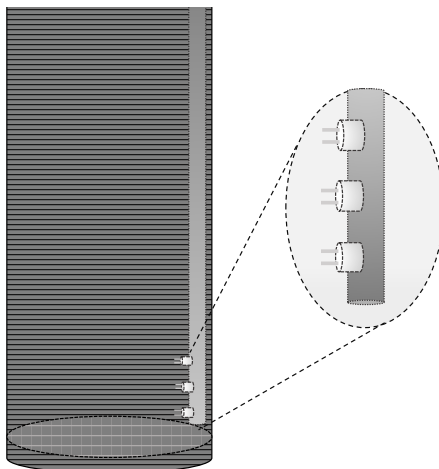


Figura 2.11 Ubicación de los tubos de PVC con los tres sensores en cada reactor interno

2.4.3.1 Adecuación del RLFI a escala laboratorio

Para la instalación del RLFI (Figura 2.12) se utilizó una columna de acrílico de 2" de diámetro, 3 mm de grosor y 90 cm de largo con dos estructuras de material de nylamid adecuadas en la parte superior y en la parte inferior para entrada y salida del sustrato. Se obtuvieron los cálculos operacionales del reactor RLFI (Tabla 2.3). El reactor fue alimentado una vez y después únicamente recirculado para alcanzar la expansión del soporte. Para lograr esto, se colocó un nivel a un 85% de altura de la columna (volumen de trabajo) y para la recirculación se utilizó una bomba peristáltica de velocidad variable marca MasterFlex serie L/S, modelo 77200-52. La columna contó con 3 agujeros de 1 cm de diámetro, distribuidos a lo largo, equivalente al volumen del trabajo del reactor para la colocación de los sensores estudiados.

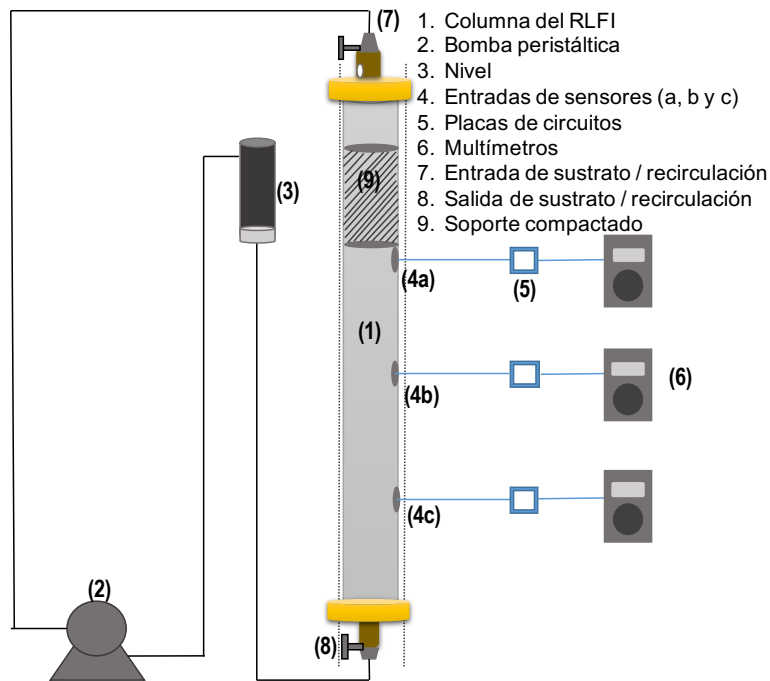


Figura 2.12 Esquema del Reactor de Lecho Fluidizado Inverso a escala laboratorio

Tabla 2.3 Características operativas del RLFI a escala laboratorio

Característica	Valor	Unidad
Diámetro	5.08	cm
Altura	90	cm
Volumen Total	1.82	L
Volumen útil	1.08	L
Soporte	465	mL

2.4.3.2 Caracterización del sustrato, inóculo y soporte

El sustrato utilizado fue residuo cítrico (naranja y toronja) de una empresa procesadora y exportadora de jugos cítricos ubicada en la ciudad de Martínez de la Torre, Ver., México. Se realizó el análisis fisicoquímico del residuo cítrico (Tabla 2.4). Como medio de soporte se utilizó Extendsphere®. El inóculo utilizado fue soporte colonizado de un RLFI a escala piloto ubicado en el Instituto Tecnológico de Orizaba.

Tabla 2.4 Caracterización fisicoquímica del sustrato cítrico

Análisis	Valor	Unidad
DQO _T	26.30	g/L
DQO _s	21.27	g/L
ST	7.8	g/L
STV	6.2	g/L
pH	4.02	-

2.4.3.3 Medición independiente de conductividad eléctrica

Primeramente se analizaron las diferencias entre las conductividades del sustrato, soporte no colonizado y soporte colonizado (Figura 2.13). La finalidad de este análisis es comprobar y asegurar las variaciones de conductividad para cada fluido y determinar los rangos en los que éstos se encuentran. Los valores de las mediciones fueron obtenidos utilizando un electrodo de conductividad modelo DFR0300.



Figura 2.13 Muestras de residuo cítrico, soporte colonizado y soporte no colonizado

2.4.3.4 Operación del RLFI para pruebas con sensores.

El reactor fue alimentado con 1.08 L de sustrato y con base en el flujo de alimentación, la DQO de entrada y el volumen útil, el RLFI fue operado a una Cva de $26.3 \text{ gDQO/L} \cdot \text{d}$. Se utilizaron las mismas velocidades que para el RLFIAP, siendo una velocidad de 1.08 m/h con un caudal de recirculación de 1.20 L/h para soporte colonizado. Después fueron introducidos 465 mL de soporte colonizado (equivalente al 30% del volumen de

trabajo). Se utilizaron 3 multímetros marca Xtron modelo MU-207, cada uno recibió la señal de cada sensor instalado en la columna. Posteriormente se procedió a recircular únicamente con el fin de alcanzar la fluidización deseada.

El primer tipo de sensor se elaboró a base de alambre de cobre (Figura 2.14). Los sensores evaluados fueron colocados en 3 diferentes niveles de la columna del RLF1, con el fin de medir los cambios de conductividad en la expansión del soporte.

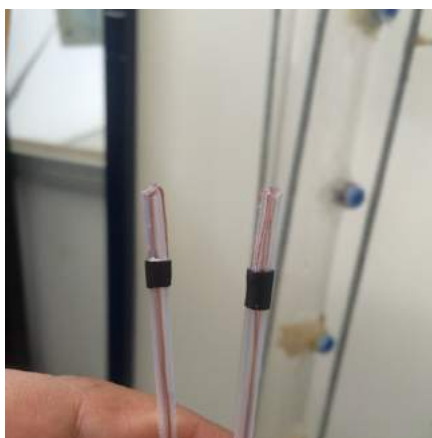


Figura 2.14 Electrodo utilizados en la primera medición

EL segundo tipo de sensor se construyó mediante impresión 3D, utilizó dos puntas de plata de 11 mm las cuales funcionan como dipolos (Figura 2.15). Para estos sensores, se buscó en primera instancia que las puntas estuvieran de manera uniformemente separados. En esta ocasión, las pruebas se realizaron utilizando un circuito el cual la base de su funcionamiento en el cambio de ganancia de un amplificador inverso dependiente de la resistencia de entrada del mismo. En este circuito se aprovechan las propiedades de alta impedancia de los amplificadores operacionales para una medición más estable.



Figura 2.15 Sensor con puntas de plata utilizado en la segunda prueba

2.5 Implementación de reactor de lecho fluidizado inverso con arreglo en paralelo en laboratorio de plantas piloto

El tanque de distribución, el tanque principal y los diferentes elementos del reactor fueron construidos en la ciudad de Guadalajara, Jal., e instalados en un período de un mes en plantas piloto. La tabla 2.5 muestra los equipos y materiales utilizados para la instalación del RLFIAP.

Tabla 2.5 Materiales y equipos utilizados en la instalación del RLFIAP

ÁREA: TANQUE DE DISTRIBUCIÓN			
Material / equipo	Cantidad	Unidad	Descripción / uso
Bomba de alimentación 0.5 hp.	1	Equipo	Alimentación del reactor
Bomba de recirculación 0.5 hp.	1	Equipo	Recirculación del sustrato
Bridas PVC 150 psi, 4" Ø	6	Piezas	Alimentación / distribución de sustrato / Desfogue
Codo PVC 90°, 2" Ø	22	Piezas	Conexión de tuberías
Reducción campana 2" x 1 1/2" Ø	4	Piezas	Conexión para bombas
Arandela Plana A. Inox. 5/8" Ø	48	Piezas	Complemento de tornillos
Tornillo Cab. Hex. A. Inox., 5/8" x 3"	48	Piezas	Para bridas
Tubería PVC, 2" Ø	30	m	Línea de sustrato
Tuerca Hex. A. Inox., 5/8" Ø	48	Piezas	Complemento de tornillos
Tuerca unión PVC, 2" Ø	8	Piezas	Unión en líneas
Tee recta PVC, 2" Ø	1	Piezas	Conexión recirculación
Válvula Check PVC, 2" Ø	1	Pieza	Sistema de recirculación
Válvula de esfera PVC, 2" Ø	8	Piezas	Distribución de sustrato / Desfogue
ÁREA: TANQUE PRINCIPAL			
Bridas PVC, 1/2" Ø	8	Piezas	Para válvulas de control
Bridas PVC 1 1/2" Ø	4	Piezas	Entrada de sensores

Bridas PVC 2" Ø	11	Piezas	Entrada de sustrato / muestreo / salida de biogás
Bridas PVC 3" Ø	2	Piezas	Salida / Purga de lodos
Codo PVC 45°. 2" Ø	1	Pieza	Purga de lodos
Codo PVC 90°. 2" Ø	2	Piezas	Salida / Purga de lodos
Reducción PVC 2x1/2" Ø	10	Piezas	Válvulas de control / muestreo
Reducción PVC 3x2" Ø	2	Piezas	Salida / Purga de lodos
Arandela Plana A. Inox. 1/2" Ø	212	Piezas	Complemento de tornillos
Tapas A. Inox. 1 1/2" Ø	4	Piezas	Juntas en entrada de sensores
Tornillo Cab. Hex. A. Inox., 1/2" x 2 1/2"	84	Piezas	Para bridas de válvulas de control
Tornillo Cab. Hex. A. Inox., 1/2" x 2"	96	Piezas	Unión de columnas, lecho fijo y conos de entrada.
Tornillo Cab. Hex. A. Inox., 1/2" x 3 "	32	Piezas	Para bridas
Tubería PVC 1/2" Ø	2	Metros	Válvulas de control / muestreo
Tubería PVC 2" Ø	4	Metros	Salida / Purga de lodos
Tuerca Hex. A. Inox., 1/2" Ø	212	Piezas	Complemento de tornillos
Tuerca unión PVC 2" Ø	8	piezas	Unión en líneas
Válvula Ac. Inoxidable 1/2" Ø	4	Piezas	Control proporcional del caudal
Válvula PVC 1/2" Ø	2	Piezas	Muestreo
Válvula PVC 2" Ø	8	Piezas	Salida, recirculación y purga
ÁREA: SISTEMA DE BIOGÁS			
Bolsa de biogás	1	Pieza	Almacenamiento de biogás
Codo PVC 45°. 2" Ø	4	Pieza	A la salida de biogás
Codo PVC 90°. 2" Ø	3	Piezas	Línea de biogás
Deshidratador de biogás	1	Equipo	Sistema de limpieza
Desulfurizador con pellets de Fe ₂ O ₃	2	Equipo	Sistema de limpieza
Reducción PVC 2x1" Ø	3	Piezas	Sistema de limpieza / muestreo
Tubería PVC 1" Ø	2	Metros	Sistema de limpieza / muestreo
Tubería PVC 2" Ø	15	Metros	Línea de biogás
Tuerca unión PVC 2" Ø	4	piezas	Unión entre línea y reactor
Unión T PVC 2" Ø	3	Piezas	Unión a línea de biogás principal
Válvula PVC 1/2" Ø	3	Piezas	Muestreo / Medidor de flujo
Válvula PVC 2" Ø	4	Piezas	A la salida de biogás

2.5.1 Inóculo utilizado

Para la obtención del inóculo, se utilizaron cuatro tambos de 200 L cada uno. A cada contenedor fueron introducidos 40 L de lodo granular como fuente bacteriana. Después se agregaron 80 L de RSO como sustrato y finalmente 60 L de soporte Extendsphere® limpio. Se dejó un volumen de 20 litros, el cual sirvió como cámara de biogás y en la parte inferior, arriba del espacio para el lodo granular, se colocó una válvula que sirvió para cambiar el sustrato (Figura 2.15).

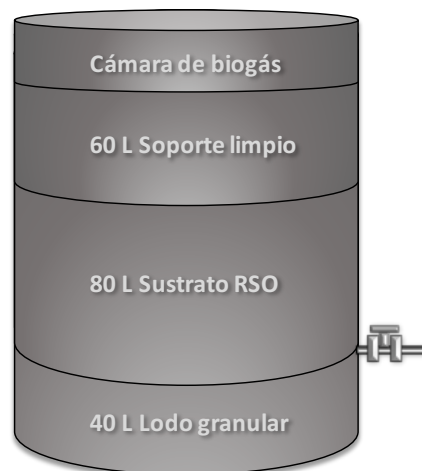


Figura 2.16 Distribución del lodo, sustrato y soporte para la obtención del inóculo

Se homogenizó todo el contenido del tanque 20 minutos de 3 a 5 veces al día. El sustrato se cambió cada tres días. De esta manera, las bacterias contenidas en el lodo granular se activan y se multiplican con el consumo del sustrato y al mismo tiempo se adhieren a las partículas de soporte de Extendsphere®. Esta estrategia para obtener el inóculo utilizando soporte pre-colonizado disminuye considerablemente el tiempo de estabilización del reactor (Alvarado-Issman et al., 2010).

2.5.2 Preparación del sustrato

El sustrato utilizado para la alimentación del RLFIAP fue el efluente del RH ya que todo el proceso en general es una digestión anaerobia en dos etapas. El efluente del RH fue colocado en un tanque de 220 L. Antes de ser alimentado al RLFIAP, se realizó la lectura de pH para asegurar que éste fuera neutro para favorecer la etapa metanogénica. Fue necesario también el monitoreo de la DQO de entrada con el fin de mantener un control en la cantidad de materia orgánica que el reactor degradará mediante una CVA constante de $4 \text{ gDQO/L} \cdot \text{d}$.

2.5.3 Pruebas hidrodinámicas: Funcionamiento, hermeticidad y flujo.

Se hicieron pruebas de hermeticidad al tanque de distribución y al tanque principal para comprobar que no existieran fugas en las bridas y las conexiones con las tuberías. Estos tanques fueron llenados a su máxima capacidad con agua fresca. Se realizaron pruebas en campo para el llenado y vaciado del tanque de distribución para calcular los tiempos necesarios en los flujos de alimentación.

2.6 Operación y monitoreo del RLFIAP

Se agregaron 1695 L de sustrato, correspondiente al volumen útil del RLFIAP. Después fueron agregados aproximadamente 58 L de soporte húmedo colonizado a cada uno de los reactores internos. Esta cantidad corresponde al 30 % del volumen de trabajo de cada reactor interno. Para agregar el soporte húmedo, se utilizó una manguera de nivel de 1 ½" de diámetro. El soporte colonizado se agregó desde la parte superior del RLFIAP, en las entradas de los sistemas de sensores.

El reactor fue operado 8 horas al día. El sistema de alimentación del sustrato consistió en ingresar 850 L de sustrato en diferentes ciclos durante las 8 h. Para esto, se encendió la bomba de alimentación durante 96 s, un ciclo cada hora para alimentar 106 L de sustrato al tanque de distribución, mientras que para la recirculación, se encendió la bomba 151 s en 5 ciclos en 1 h, para así completar los 492.5 L/h de alimentación mas recirculación, necesarios para la fluidización del soporte colonizado a una velocidad de 1.08 m/h.

El tiempo de distribución entre cada ciclo fue de aproximadamente 14 min. Se tomó muestra de entrada del sustrato en el tanque de alimentación y muestra de salida en el tanque de salida y recuperación.

2.7 Evaluación de producción de biogás y remoción de materia orgánica

Se evaluó la producción de biogás en la etapa de arranque del RLFIAP, la cual consistió en 22 días de operación. Para ésto, se utilizó un sistema por desplazamiento de agua el cual consistió en llenar una bandeja de 30 L con agua a la mitad e introducir al revés un recipiente de 20 L lleno con agua y al mismo tiempo la introducción de una manguera por debajo de éste recipiente. Para la remoción de materia orgánica se tomaron muestras de entrada, interna y salida del sustrato para la medición de cada parámetro (DQO_T , DQO_S , ST, STV y pH).

CAPÍTULO 3

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

CAPÍTULO 3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3.1 Obtención y pretratamiento del sustrato

El peso total de los RSO recolectados en el mercado Emiliano Zapata en la ciudad de Orizaba, Veracruz, fue de 130 kg de los cuales se aprovechó el 89.2 % para la fracción soluble. Los RSO recolectados se clasificaron (Tabla 3.1) según el tipo de frutas y verduras con su respectiva proporción tomando también en cuenta el remanente, es decir, los residuos no aprovechables para la fracción soluble tales como residuos leñosos, huesos y materia inorgánica.

Tabla 3.1 Frutas y verduras en los RSO recolectados y remanente

Residuos Sólidos Orgánicos (RSO)	
Frutas y Verduras	Proporción (%)
Sandía	35
Naranja	21
Pitahaya	16
Lechuga	6
Mango	5
Piña	3
Manzana	3
Remanente	11
Total	100

3.2 Pretratamiento mecánico y acondicionamiento de los RSO

Los residuos sólidos orgánicos recibieron un pretratamiento mecánico antes de ser utilizados como sustrato en el Reactor Hidrolítico (RH), el pretratamiento consistió de una fase de trituración y otra de filtración. Al triturar, filtrar y diluir los residuos en una proporción de 1:1 se obtuvo el volumen (Tabla 3.2) de la fracción soluble por cada 130 kg de RSO en promedio. Esta fracción obtenida es el sustrato.

Tabla 3.2 Fracción soluble de los RSO

	Cantidad (L)
Fracción soluble	112
Agua	112
Total	224

El total de 224 L de la fracción soluble diluida de los RSO, fue lo obtenido por cada 130 kg de RSO recolectado. Esta cantidad fue agregada al tanque de almacenamiento. Para el acondicionamiento del sustrato en la alimentación del RH, se tomaron 200 L. Para regular el pH en la etapa hidrolítica, se agregaron aproximadamente 40 g de Hidróxido de Sodio (NaOH) por cada 100 L de sustrato.

3.3 Caracterización fisicoquímica de la fracción soluble de los RSO.

Para fines de caracterización de la fracción soluble de los RSO se tomaron dos consideraciones: Fracción soluble de los RSO y el efluente del RH.

3.3.1 Fracción soluble de los RSO (sin dilución).

Esta consideración se realizó con el objetivo de obtener la caracterización real de la fracción líquida de los RSO y así hacer una comparación (Tabla 3.3) con los trabajos realizados de diferentes autores acerca de la digestión anaerobia de los residuos sólidos orgánicos de frutas y verduras.

Tabla 3.3 Caracterización y comparación de la fracción soluble de los RSO

Análisis	Unidad	Presente estudio	(Miranda, 2016)	(Bouallagui et al., 2009)	(Bouallagui et al., 2004)	(Lin et al., 2011)
DQO_T	(g/L)	98	48.05	162	-	-
DQO_s	(g/L)	81	22.31	-	-	-
ST	(%)	6.34	-	8.5	11	7.5
	(g/L)	63.95	25.26			
STV	(%)	5.64	-	-	-	6.5
	(% de ST)	89	-	93	87	88.1
	(g/L)	56.93	21.52			
pH	-	3.13	4.5	-	4.2	

Como parte de la caracterización, también se realizaron sólidos sedimentables a diferentes muestras de la fracción soluble de los RSO con el fin de medir la cantidad de material que sedimenta en un período de tiempo. Se determinaron y expresaron en función de un volumen (mL/L).

En promedio, para un período de 45+15 minutos que determina la norma NMX-AA-004-SCFI-2013 para la determinación de sólidos sedimentables, se obtuvo un valor de 750 mL/L. Se dejó sedimentar una muestra por 24 h (figura 3.1) obteniendo un valor de 440 mL/L.

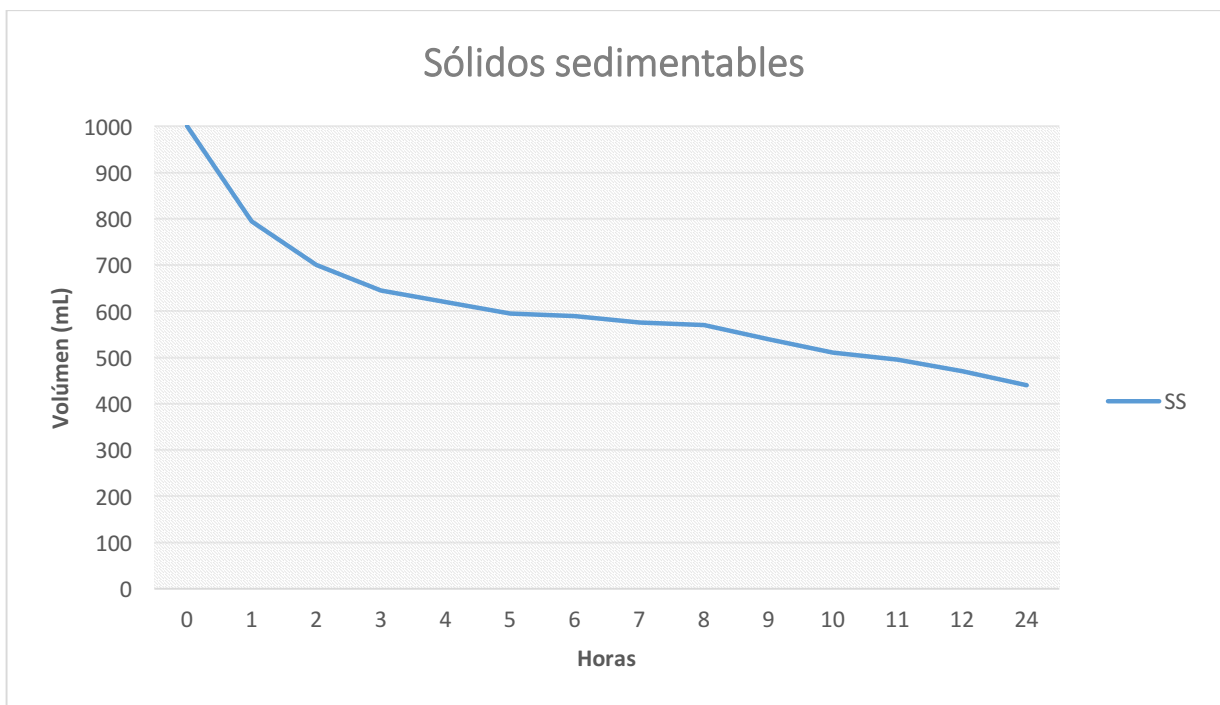


Figura 3.1 Sólidos sedimentables en un período de 24 horas.

3.3.2 Efluente del Hidrolítico.

A pesar de que el proceso completo de la digestión anaerobia es en una configuración de dos etapas, el presente trabajo se centró a estudiar el comportamiento del Reactor de Lecho Fluidizado Inverso con Arreglo en Paralelo (RLFIAP), utilizando el sistema RH-RLFIAP, por esta razón, fue necesaria la caracterización de la salida del RH (Tabla 3.4), la cual es al mismo tiempo el sustrato (entrada) del RLFIAP.

Tabla 3.4 Caracterización de los RSO en el RH

Análisis	Unidad	Entrada	Salida
DQO_T	(g/L)	25.03	17.50
DQO_S	(g/L)	18.03	15.15
ST	(%)	10.62	5.66
STV	(%)	19.08	14.56
pH	-	4.56	5.01

3.4 Diseño del reactor de lecho fluidizado inverso con arreglo en paralelo

Se realizaron los cálculos para la obtención de los valores operativos en el RLFIAP.

3.4.1 Características operativas

Con base en una Cva establecida de 4 gDQO/L*d, la DQO de entrada aproximada de 5 g/L (ajustada de los 17.5 g/L, obtenidos del efluente del RH) se calculó el flujo de alimentación diaria para el RLFIAP (Tabla 3.5). Cabe mencionar que la cantidad alimentada diariamente al RLFIAP se distribuyó en un tiempo de 8 horas, debido a que el reactor no fue automatizado para el alcance de este proyecto.

Tabla 3.5 Flujo de alimentación del RLFIAP

Análisis	Unidad	Entrada
Cva	gDQO/L*d	4
DQO_{Ent} – RH (diluido)	g/L	25.03
DQO_{Sal} - RH	g/L	17.50
DQO_{Ent} – RLFIAP (diluido)	g/L	5
Vol. útil	L	1626.71
Vol. útil real a utilizar	L	1300
Flujo de alimentación	L/d	850

Con estos datos se obtuvo el caudal por día (distribuido en 8 h) y por hora para cada reactor interno (Tabla 3.6), ya que debido al diseño del reactor, la alimentación diaria total debió pasar por las cuatro columnas ubicadas en el interior del reactor.

Tabla 3.6 Caudal para cada reactor interno

Análisis	Unidad	Entrada
Caudal	L/d	213.23
Caudal	L/h	26.65
Velocidad	m/h	0.2337

Como se puede observar en la tabla 3.6, la velocidad con la que fluiría el sustrato en cada reactor interno con un caudal de 26.65 L/h es muy baja para que el soporte Extendsphere® pueda expandirse alrededor de toda la columna, por esta razón fue necesario calcular el caudal total para alcanzar una velocidad de 2.016 m/h para la fluidización con soporte no colonizado y una velocidad de 1.08 m/h para la fluidización con soporte colonizado (Tabla 3.7).

Tabla 3.7 Caudal total necesario para expansión del soporte

Con soporte no colonizado		
Parámetro	Unidad	Valor
Velocidad	m/h	2.016
Área	m ²	0.114
Caudal total necesario	L/h	229.84
Caudal de recirculación	L/h	203.18
Caudal de alimentación	L/h	26.65
Para los 4 reactores internos		
Caudal total necesario	L/h	919.37
Caudal de recirculación	L/h	812.75
Caudal de alimentación	L/h	106.61
Con soporte colonizado		
Velocidad	m/h	1.08
Área	m ²	0.114
Caudal total necesario	L/h	123.13
Caudal de recirculación	L/h	96.47
Caudal de alimentación	L/h	26.65
Para los 4 reactores internos		
Caudal total necesario	L/h	492.52
Caudal de recirculación	L/h	385.90
Caudal de alimentación	L/h	106.71

3.4.2 Tanque de distribución y bomba centrífuga

El tanque de distribución cuenta con una capacidad máxima de 304 L. La bomba centrífuga de 0.5 hp tiene un caudal máximo de 66 lpm. Con base en éstos datos, se calcularon los tiempos de llenado del tanque de distribución (Tabla 3.8)

Tabla 3.8 Tiempos de llenado del tanque de distribución

Porcentaje de capacidad del tanque de distribución	Valor en Litros	Tiempo de llenado (s)
90 %	273.62	276
50%	152.01	249
Diferencia (%)	121.61	111

Como se observa en la tabla 3.8 hay un tiempo de llenado de 111 s para una diferencia entre el 90 % y el 50 % de la capacidad del tanque de distribución, esto se tomó a consideración debido a la diferencia de presión que existe cuando el tanque de distribución se encuentra cerca de vaciarse con respecto a cuando está completamente lleno y de ésta manera la bomba se encendió cada que el tanque llegó al 50% de su capacidad y se apagó cuando llegó al 90 %. Con base en los tiempos de llenado, a la capacidad del tanque de distribución y al flujo total requerido para la fluidización el soporte en una hora, se obtuvo el tiempo acumulado del uso de la bomba por hora (Tabla 3.9). El uso acumulado de la bomba de alimentación en una hora fue de 97 s (1:37 min) mientras que el uso acumulado de la bomba de recirculación en una hora fue de 498 s (8:18 min) para un uso total de ambas bombas de 9 min con 37 s. Por lo tanto el uso total de ambas bombas en 8 h fue de aproximadamente 67 min. También fue calculada la cantidad de veces que el tanque se vació hasta llegar al 50% de capacidad en cada ciclo y el tiempo entre cada vaciado (14.8 min), estos datos fueron obtenidos para lograr los requerimientos del proceso para una alimentación diaria de 850 L/d de sustrato incluyendo la recirculación del sustrato.

Tabla 3.9 Llenado y vaciado del tanque de distribución

Alimentación + recirculación para una velocidad descensional de 1.08 m/h						Cantidad a distribuir: 492.52 L en 60 min				
Llenado	Cantidad (L)	Bomba Alim. (L)	Tiempo (s)	Bomba Rec. (L)	Tiempo (s)	Vaciado	Cantidad (L)	Restante 492 (L)	Tiempo de Distribución (min)	Hora (8 EN TOTAL)
1 (90%)	273.62	106.62	97	167	152	1	121.61	370.91	14.8	HORA 1
2 (40%)	121.61	n/a	n/a	122	111	2	121.61	249.30	14.8	
3 (40%)	121.61	n/a	n/a	122	111	3	121.61	127.69	14.8	
4 (40%)	121.61	n/a	n/a	122	111	4	121.61	6.08	14.8	
5 (40%)	6.08	n/a	n/a	6	6	5	6.08	0.00	0.7	
		Total:	97	Total:	498			Total:	60	
Uso acumulado de bomba en 1 hora (min):					9.8					
1 (90%)	121.61	106.62	97	15	14	1	121.61	370.91	14.8	HORA 2
2 (40%)	121.61	n/a	n/a	122	111	2	121.61	249.30	14.8	
3 (40%)	121.61	n/a	n/a	122	111	3	121.61	127.69	14.8	
4 (40%)	121.61	n/a	n/a	122	111	4	121.61	6.08	14.8	
5 (40%)	6.08	n/a	n/a	6	6	5	6.08	0.00	0.7	
		Total:	97	Total:	385			Total:	60	
Uso acumulado de bomba en 1 hora (min):					8.2					
Uso total de bomba en 8 h:					67 min en alimentación y recirculación					

El tanque de distribución se llenó y vació (al 90 % y 50 %, respectivamente) en 5 ciclos durante una hora, para alcanzar así los 492 L/h que se necesitan para una correcta velocidad descensional y de esta forma mantener un control en la expansión del soporte colonizado en cada uno de los reactores internos. La tabla 3.9 ejemplifica los ciclos para dos horas, estos ciclos se repitieron hasta alcanzar las 8 horas en el día.

3.4.3 Coeficiente de caudal y vaciado de tanque

Para el coeficiente de caudal se tomaron en cuenta el caudal total, es decir, alimentación más recirculación (123.13 L/h) para obtener una velocidad descensional de 1.08 m/h, la gravedad específica (1 para el agua) y la diferencia de presión. Para

este último dato se ocupó la diferencia de altura, la densidad del agua (1000 kg/m^3) y la gravedad (9.81 m/s^2). Los datos fueron convertidos al sistema inglés de unidades. El Cv fue de 0.64. Tomando como referencia este valor, se establece el uso de una válvula de diámetro entre 0.5" hasta 2" como máximo para un correcto control en el flujo de alimentación. En válvulas de 1" el tiempo de distribución entre las 4 columnas es de 3.12 minutos. Es necesario un tiempo de distribución de 14 minutos entre los cuatro reactores internos. Al restringir el paso del sustrato a la mitad de la válvula (0.5) el tiempo de distribución es de 12 a 14 minutos, utilizando la válvula de control proporcional de apertura lineal. De esta manera, el diámetro más adecuado para la válvula es de 0.5".

3.4.4 Detección de nivel del soporte mediante conductividad eléctrica

Después de realizar las pruebas de conductividad en el RLFI a escala laboratorio con los dos tipos de sensores estudiados, se muestran los resultados de la conductividad eléctrica independiente para cada fluido y los resultados obtenidos en las pruebas en el RLFI a escala laboratorio.

3.4.4.1 Medición independiente de conductividad eléctrica

En esta primera medición se logró convenientemente determinar las diferencias en los niveles de conductividad entre el residuo cítrico, soporte no colonizado y soporte colonizado (Tabla 3.12).

Se comprobó que la medición del nivel de expansión del soporte en el RLFI se puede realizar a través de diferenciar la respuesta del sensor dependiendo de la conductividad de los fluidos. Gracias a estos resultados, se pudo proceder a las siguientes etapas del estudio para el diseño de los sensores y los circuitos.

Tabla 3.10 Resultados de las mediciones de la conductividad eléctrica

Parámetro	Temperatura (°C)	Conductividad (ms/cm)
Residuo cítrico	25.62	2.18
Residuo cítrico con Extendsphere	25.62	2.08 - 2.34
Extendsphere no colonizado	25.62	No solution
Residuo cítrico con Extendsphere colonizado compactado	25.62	2.08 - 2.11
Extendsphere colonizado	25.62	0 - 1.68

3.4.4.2 Resultados en la primera medición en el RLF1

El primer prototipo de sensor con puntas de alambre de cobre no se adaptó a las condiciones dentro del RLF1 ni a las del estudio en general. Debido al material y al diseño simple con el que fue construido, este sensor no mostró un comportamiento positivo en relación a una estable diferenciación entre el sustrato y el soporte expandido ya que los valores nunca se mantuvieron dentro del rango de conductividad determinada y frecuentemente los valores obtenidos en el multímetro fueron negativos, por lo tanto, este tipo de sensor fue descartado.

3.4.4.3 Resultados en la segunda medición en el RLF1

Se realizaron pruebas con los sensores con punta de plata (Figura 3.2) recirculando el sustrato cítrico en presencia de soporte colonizado a 4 niveles siendo el nivel 1: soporte compactado y nivel 4: completamente expandido (Figura 3.3).



Figura 3.2 Operación del RLF con los sensores con puntas de plata

En el nivel 1, al estar el soporte totalmente compactado, los 3 sensores (4a, 4b y 4c) coincidieron en un valor promedio de 2.67 V. Al recircular el sustrato, el soporte se empezó a expandir hacia abajo (nivel 2 y 3) rebasando los límites del sensor 4a y 4b. Estos dos sensores tuvieron un valor entre 2.07 y 2.08 V, mientras que el sensor 4b se mantuvo en 2.67 V. Al recircular el reactor por aproximadamente 30 minutos, el lecho alcanzó el nivel 4 (totalmente expandido), abarcando los 3 sensores, mostrando éstos un valor promedio de 2.01 V. La tabla 3.13 muestra los resultados obtenidos en esta prueba.

Los resultados en esta prueba demuestran que el nivel de expansión del soporte puede ser monitoreado por el cambio de conductividad de los fluidos mediante un sistema con circuito que basa su funcionamiento en el cambio de ganancia de un amplificador inversor dependiente de la resistencia de entrada del mismo y sensores con punta de plata. Los resultados muestran una diferencia favorable entre las mediciones de voltaje en el interior reactor con el soporte completamente compactado y el soporte completamente expandido (2.67 V y 2.01 V, respectivamente), de esta manera se obtuvo un parámetro confiable que ayudó a identificar el momento exacto para regular el caudal mediante las válvulas de control proporcional y así poder ser aplicado al RLFAP para su automatización.

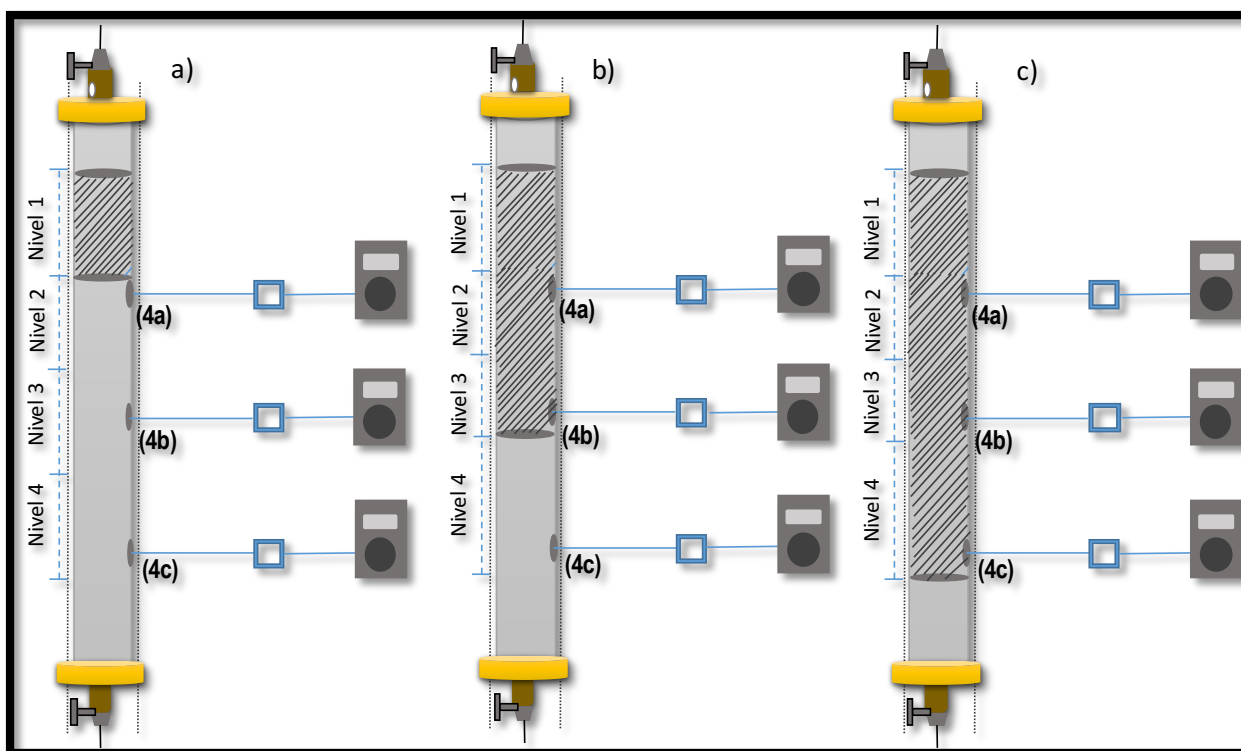


Figura 3.3 Niveles de expansión del soporte en las pruebas a) Soporte compactado, b) soporte semi expandido, c) Soporte totalmente expandido

Tabla 3.11 Resultados de las pruebas en el RLFI con los sensores

EXPANSIÓN	CONDICIÓN	SENSOR 4a (V)	SENSOR 4b (V)	SENSOR 4c (V)
Nivel 1	Compactado	2.67	2.67	2.67
Nivel 2	Semi-compactado	2.08	2.08	2.67
Nivel 3	Semi-expandido	2.04	2.07	2.67
Nivel 4	Expandido	2.01	2.01	2.01

3.5 Obtención del inóculo

Después de 30 días el soporte limpio empezó a colonizarse y a producir biogás dentro del contenedor (Figura 3.4). Esta cantidad de soporte colonizado fue combinada con soporte limpio para después ser agregada al RLFIAP.



Figura 3.4 Preparación del inóculo. a) Soporte limpio, b) biogás generado, c) soporte colonizado

Tomando la cantidad de 0.21 gbiomasa/gsoporte del soporte de un reactor colonizado a plena carga como el 100 % de colonización, se monitoreó el grado de colonización del soporte en diferentes tiempos antes de ingresarlo al RLFIAP (Tabla 3.14).

Tabla 3.12 Colonización del soporte antes de ingresarlo al RLFIAP

Semana	Cantidad (gBiom/gSop)	Porcentaje de colonización (%)
2	0.02104	3.33
3	0.07210	4.65
4	0.1298	9.77
8	0.16522	35.00

En la semana 8 se observa un aumento considerable con respecto a las semanas anteriores, esto fue debido a que para esta semana fueron agregados a los cuatro tambos aproximadamente 100 L de soporte Extendsphere colonizado proveniente

de un RLFI a escala piloto, lo cual incrementó el grado de colonización al realizar la homogenización.

3.6 Instalación del RLFIAP en plantas piloto

El proceso de instalación consistió en cuatro etapas: tanque de distribución, reactor principal, sistema de biogás, sistema eléctrico y electrónico.

3.6.1 Instalación del tanque de distribución

Para esta primera etapa, se construyó una estructura PTR de 3" de acero al carbón. La estructura tiene 4.60 m de altura por 1.57 de largo y 1.17 m de ancho. La finalidad de esta estructura fue dar soporte confiable al tanque de distribución, mismo que estuvo ubicado 4º encima de las válvulas de control proporcional. En la parte superior de la estructura, se colocó una placa rolada de acero al carbón de 3/16" de espesor con cuatro agujeros para las cuatro salidas del tanque de distribución (Figura 3.5).



Figura 3.5 Estructura de sujeción para el tanque de distribución

Se utilizaron cuatro tuercas unión de PVC de 2" de diámetro para unir y separar el tanque de distribución del tanque principal. Se colocaron cuatro válvulas de PVC de 2" de diámetro en cada línea de distribución, las cuales sirven como válvulas de paso en

caso de que se requiera dar mantenimiento al tanque principal o a las válvulas de control proporcional y otra válvula en una de las seis salidas del tanque distribución, esta válvula permite liberar la presión que se encuentre dentro del tanque (Figura 3.6).



Figura 3.6 Ubicación de válvulas de PVC en tanque de distribución

Se utilizaron bridas de PVC de 4" de diámetro, empaques de neopreno y reducciones 4" x 2" de diámetro para adaptar las líneas (Figura 3.7). El tanque de distribución fue instalado a un costado del reactor principal, a 1.5 m de distancia debido a que el techo del laboratorio de plantas piloto se encuentra a una altura inferior a la necesaria para las características operativas del sistema para el tanque de distribución.



Figura 3.7 Tanque de distribución instalado

Por esta razón, fue necesario un arreglo paralelo en las líneas de distribución del sustrato (Figura 3.8). De acuerdo con la posición del reactor principal, se relacionaron las salidas del sustrato del tanque de distribución con cada reactor interno. La salida 4, la cual es la mas alejada al tanque principal, fue determinada para el reactor interno 4 y así respectivamente hasta la salida 1, la cual es la mas cercana al tanque principal, se unió para el reactor interno 1. También se instaló un indicador de nivel a un costado del tanque de distribución, utilizando dos válvulas de 1" y una manguera de nivel.



Figura 3.8 Arreglo en las líneas de distribución de sustrato

Se instalaron dos bombas centrífugas de 0.5 hp de 220 V. La primera bomba se instaló a 6 metros de la base de la estructura del tanque de distribución y a 4 metros del tanque del sustrato para alimentación. La segunda bomba se instaló a la salida de la brida de recirculación y fue unida a la línea principal de alimentación de sustrato mediante una conexión Tee PVC de 2" de diámetro.

Se realizó un orificio de 1" de diámetro en la parte inferior del tanque del sustrato en el cual se le instaló una válvula de PVC roscada de 1" de diámetro y se conectó a esta una manguera de plástico de 1" y al otro extremo a la línea de alimentación mediante una reducción 2"x1" (Figura 3.9).



Figura 3.9 Sistema de alimentación y recirculación de sustrato

3.6.2 Instalación del reactor principal

Antes de instalarlo, se tenían tres tipos de elementos: El tanque principal, la estructura del lecho fijo y el cono de entrada (Figura 3.10).



Figura 3.10 Elementos principales del reactor principal

Antes de comenzar a fijar todos los elementos al tanque principal, fueron utilizados 5 metros de neopreno de 1/8" de grosor, mismos que fueron recortados y barrenados

con la ayuda de un sacabocado de 1 1/16" de diámetro para después adherirlos a cada una de las diferentes bridas de todo el reactor (Figura 3.11).



Figura 3.11 Colocación de neopreno a las bridas

Después de colocar el neopreno a las bridas, se ingresó el lecho fijo a las cuatro estructuras destinadas para ello. El lecho fijo consistió en dos tipos (Figura 3.12): el lecho fijo colonizado por bacterias, los cuales estuvieron compuestos por tubos corrugados de polietileno de entre 6 y 8 cm de largo por 3/4" de diámetro y el lecho fijo no colonizado, los cuales fueron tubos corrugados de polietileno de entre 6 y 8 cm de largo por 2" de diámetro.



Figura 3.12 Tipos de lecho fijo utilizados colonizado (izquierda), no colonizado (derecha)

El lecho fijo colonizado se obtuvo de un RLFi a escala piloto ubicado en el Instituto Tecnológico de Orizaba. Fue necesario agregar tubos corrugados limpios para complementar el volumen de la estructura para el lecho fijo (Figura 3.13).

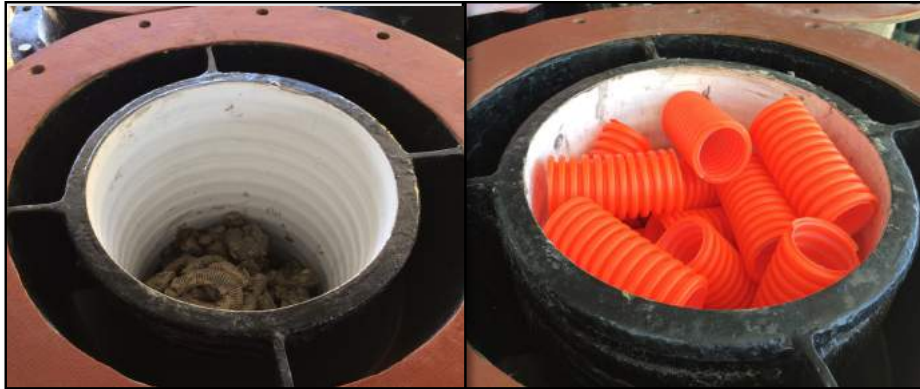


Figura 3.13 Colocación de los tubos corrugados para el lecho fijo

Después de agregar el lecho fijo, se procedió a fijar las estructuras del lecho fijo y los conos de entrada al tanque principal, se utilizaron tornillos de acero inoxidable de $\frac{1}{2}$ " de diámetro por 2" de largo con sus respectivas tuercas y rondanas planas (Figura 3.14).



Figura 3.14 Unión de elementos principales del RLFiAP

Se colocaron las tapas para las bridas en todas las salidas de reactor principal, para esto se utilizaron tornillos de acero inoxidable de $\frac{1}{2}$ " de diámetro por 3" de largo con sus respectivas tuercas de presión y rondanas planas (Figura 3.15).



Figura 3.15 Colocación de tapas de bridas

Se continuó con la instalación del tanque principal en la sección de las válvulas de control proporcional. Estas válvulas tienen un diámetro de $\frac{1}{2}$ ", son de 4 a 20 mA, el material es de acero inoxidable y cuentan con un actuador, diafragma y un filtro de aire. Estas válvulas maneja una apertura lineal, la cual es regulada mediante inyección de presión desde un compresor. Debido al gran peso que poseen estas, fue necesario construir cuatro estructuras de acero al cabrón de 53 cm de altura cada una para dar soporte a las válvulas. Se procedió a instalar las válvulas de control proporcional, para esto, se utilizaron dos reducciones de PVC de 2"x $\frac{1}{2}$ " y tubería de PVC de $\frac{1}{2}$ " para cada válvula debido a que tanto las líneas de distribución de sustrato y la entrada de alimentación del cono de entrada son de 2" de diámetro (Figura 3.16).



Figura 3.16 Colocación de válvulas de control proporcional

Para fijar las válvulas de control proporcional se utilizaron bridas de PVC de $\frac{1}{2}$ " y tornillos de $\frac{1}{2}$ " de diámetro por $2 \frac{1}{2}$ " de largo con sus respectivas tuercas de presión y rondanas planas. Como última etapa de instalación del tanque principal, se conectaron las tuberías al sistema del tanque de distribución, se instalaron las tuberías de salida, purga y muestras. Para la salida del sustrato, se instaló una reducción de PVC de 3" x 2" para adaptar la línea de 2". Esta línea se unió a un tanque marca rotoplas con capacidad de 450 L, el cual funcionó como tanque de salida y de recuperación de partículas de soporte (Figura 3.17).



Figura 3.17 Instalación de línea de salida de sustrato

De la misma manera para el sistema de purga de lodos, se colocó una reducción de PVC de 3" x 2" a la brida de 3" y se le instaló la línea de 2", utilizando dos codos de PVC, uno de 90° y otro de 45°, ambos de 2" (Figura 3.18).



Figura 3.18 Instalación de la tubería para purga de lodos

Finalmente, para cada una de las tomas de muestras, se instaló una reducción de PVC de 2"x1/2" para adaptar una tubería y una válvula, ambos de PVC y 1/2" de diámetro, esto con el fin de facilitar el muestreo del sustrato (Figura 3.19).



Figura 3.19 Instalación de válvulas para muestreo superior e inferior

Como complemento a la instalación del RLFIAP y como medida de seguridad, se instaló un pasillo de acero al carbón alrededor del reactor a 2.5 m de altura del piso. Esta estructura incluyó una escalera vertical de acceso, barandales y rodapiés en las partes laterales (Figura 3.20).



Figura 3.20 Estructura de seguridad en el RLFIAP

3.6.3 Instalación del sistema de biogás

Se adaptaron las tuberías de PVC de 2" de diámetro a las bridas del cono de entrada. Se utilizó una tuerca unión y una válvula ambos de PVC de 2" de diámetro para cada una de las líneas de biogás. La tuerca unión y la válvula fueron necesarias en caso de que se requiera retirar el sistema de biogás del reactor principal para mantenimiento. Las cuatro tuberías de biogás se unieron a una línea principal mediante conexiones T de PVC de 2" para el reactor interno 2, 3 y 4 y un codo de 90° de PVC de 2" para el reactor interno 1 (Figura 3.21). La línea principal de biogás se extendió hasta 3 metros de distancia del RLFIAP en donde fue instalado el sistema de captación y limpieza de biogás, el cual está compuesto por un deshidratador, una columna de desulfuración, un medidor de flujo en línea, un gasómetro y un soplador.



Figura 3.21 Líneas de biogás

Para el proceso de limpieza se instalaron tres columnas, una para deshidratación y dos para la desulfurización del biogás. Las columnas para la desulfurización está compuesta por pellets de óxido de hierro (Fe_2O_3). Después del proceso de limpieza, se instaló el medidor de biogás en línea (Figura 3.22)



Figura 3.22 Proceso de limpieza y medidor de flujo de biogás

Una columna desulfuradora quedó abierta al flujo del biogás mientras que la otra se mantuvo restringida como reemplazo a la primera en el momento que necesite ser regenerada. Se instalaron dos líneas bypass en caso de mantenimiento preventivo o correctivo, la primera para omitir el proceso de limpieza y la segunda para omitir la

lectura de flujo de biogás. Después del sistema de limpieza y lectura de biogás, se instaló una válvula de $\frac{1}{2}$ " para toma de muestra de biogás (Figura 3.23)



Figura 3.23 Válvula para muestra de biogás

El gasómetro está compuesto por una bolsa de plástico azul con capacidad de 1200 L para almacenamiento de biogás. A la entrada del gasómetro se colocó una válvula de PVC de 2" la cual restringe o permite la circulación del biogás hacia el almacenamiento de biogás (Figura 3.24).



Figura 3.24 Almacenamiento de biogás

En la parte superior del gasómetro se instaló una válvula de ½” para permitir o restringir la salida de biogás del gasómetro. Después de la válvula se adaptó una manguera de 3/8” de diámetro para la circulación de biogás para futuras aplicaciones (combustión o generación de energía eléctrica).

3.6.4 Instalación del sistema eléctrico y electrónico.

Fue construida e instalada una base de acero al carbón de 1.7 metros de altura por 20 cm de ancho para la colocación del tablero electrónico. Este tablero se instaló para la colocación de los interruptores de las bombas, los reguladores de flujo, las tarjetas arduino y los circuitos para el sistema de control por conductividad (Figura 3.25).



Figura 3.25 Instalación de tablero para sistema electrónico

Se instaló un compresor de aire de 1 hp y 70 L para la apertura y cierre de las válvulas de control proporcional (Figura 3.26).



Figura 3.26 Compresor de aire de 1 hp

3.6.5 Instalación del sistema de sensores

Para el alcance de éste proyecto, la instalación del sistema de sensores y de control no fueron abarcados en la instalación del RLFIAP, por lo tanto, se colocaron placas de acero inoxidable de 1 ½" de diámetro a cada una de las bridas para la entrada de sensores (Figura 3.27). Estas placas funcionaron como juntas, las cuales evitaron la fuga de biogás.



Figura 3.27 Instalación de juntas en entrada de sensores

3.7 Etapa de arranque del RLFIAP y evaluación en la producción de biogás

Después de agregar los 58 litros de soporte previamente colonizado a cada uno de las columnas del RLFIAP, ingresar los 1695 L de fracción líquida de residuo sólido orgánico y de haber realizado las pruebas de hermeticidad, se procedió a operar el reactor en su etapa de arranque de 22 días (Figura 3.28).



Figura 3.28 Ingreso de soporte colonizado y preparación del sustrato

El arranque consistió en la aclimatación del reactor al tipo de alimentación y a la operación del proceso, el sistema se operó a una temperatura ambiente (20-25°C). Es recomendable iniciar la alimentación del reactor en su etapa de arranque con cargas menores de $10 \frac{g^{DQO}}{L * D}$, esto con el fin de conseguir una óptima adaptación de las bacterias al sustrato (Alvarado-Lassman et al., 2008; Domínguez, 2015), por lo tanto se inició con una Cva promedio de $4 \frac{g^{DQO}}{L * D}$. En los últimos días de operación la etapa de arranque se contempló por establecer una Cva de $5 \frac{g^{DQO}}{L * D}$ hasta obtener la etapa de estabilización en el reactor en sus posteriores etapas.

3.7.1 Monitoreo de pH

El efluente del RH tiene un pH promedio de 6.5, por ser la primera etapa de la digestión anaerobia, el pH suele ser ácido. Para la etapa metanogénica en el RLFIAP fue necesaria la regulación del pH con solución de NaOH para llevarlo a un valor neutro promedio de 7.5 para la alimentación del reactor (Figura 3.29).

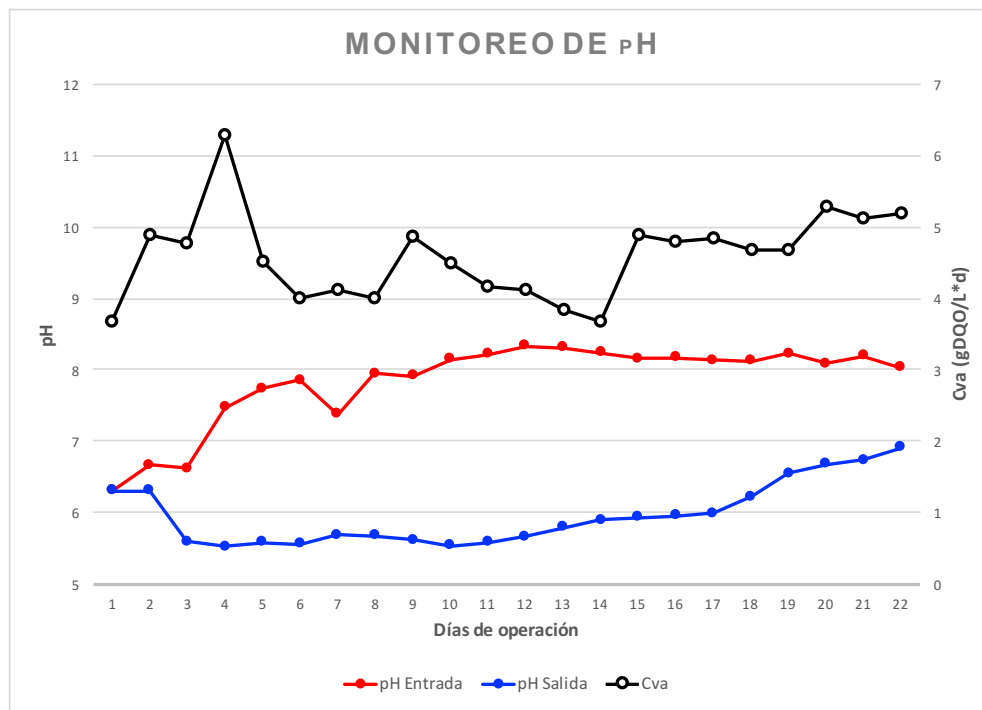


Figura 3.29 Monitoreo del pH en la etapa de arranque

Una de las ventajas de la digestión anaerobia en dos fases es la regulación del pH independiente en el reactor de hidrólisis y en el reactor metanogénico. En éste caso fue necesario obtener un pH neutro para mantener la actividad metanogénica (Jain et al., 2015). Los primeros 5 días el pH en la alimentación osciló entre 6.3 y 7.7, sin embargo se observó que el pH en la salida disminuyó de manera importante hasta 5.5 en este período de tiempo. Por esta razón se optó por aumentar ligeramente el pH en la entrada, entre 7.3 y 8.3 para que éste se mantuviera neutro durante todo el proceso. Con esta medida, a partir del día 10 se observó un aumento considerable del pH en la

salida hasta alcanzar un valor de 7 al final de la etapa de arranque. De esta manera, se evita la inhibición de las bacterias metanogénicas por acidificación del sustrato.

3.7.2 Monitoreo de DQO_T y DQO_S

Se operó el RLFIAP en la etapa de arranque con una DQO_T promedio de 5.23 g/L y una DQO_S promedio de 4.59 g/L para la alimentación.

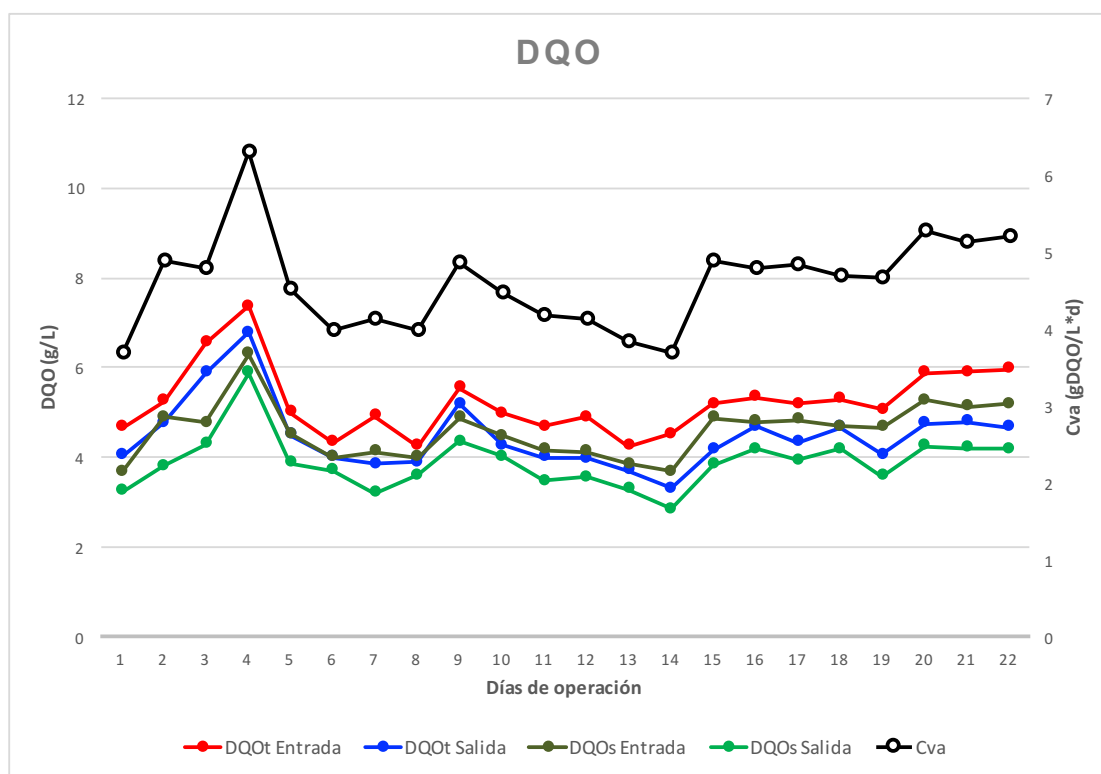


Figura 3.30 Monitoreo de DQO_T y DQO_S en etapa de arranque

A la salida del reactor los valores de la DQO_T en promedio fueron de 4.45 g/L y para la DQO_S 3.89 g/L. Por ser etapa de arranque del reactor, se mantuvieron cargas bajas en materia orgánica.

3.7.3 Remoción de DQO_T y DQO_S

Para la remoción de DQO en el RLFIAP se obtuvieron valores de hasta 26.7% y 23% para DQO_T y DQO_S respectivamente. Para la DQO_T el valor mínimo en la remoción fue de 6.48% para el día 9. Esto posiblemente se debió al cambio en la Cva que hubo entre el día 4 y 9 en la cual se optó por mantener una Cva aproximada de $4 \frac{gDQO}{L*d}$.

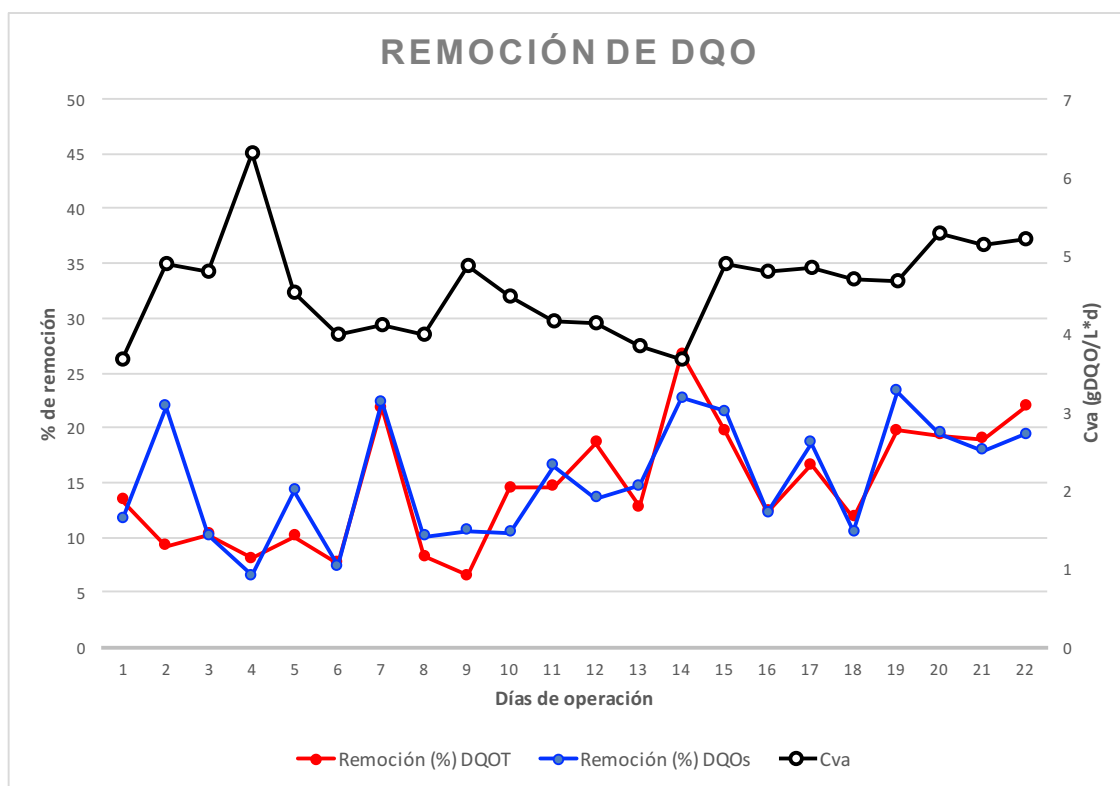


Figura 3.31 Remoción de DQO_T y DQO_S en etapa de arranque

Miranda, (2016) obtuvo remociones de DQO_T y DQO_S de entre 40 y 50 % en la DQO_T para un RLFI a escala piloto operando en etapa metanogénica en el tratamiento de RSO. Por otro lado, Magdaleno, (2013) obtuvo un promedio de remoción de 45% en la DQO_T utilizando como sustrato RSO en un EGSB a escala piloto.

En general, las remociones bajas y sus respectivas fluctuaciones se deben al proceso de aclimatación y adaptación que tuvieron las bacterias metanogénicas en la etapa de arranque del RLFIAP.

3.7.4 Monitoreo de ST y STV

Para la alimentación, el sustrato tuvo un valor promedio de 5.94 g/L de ST y un promedio de 4.91 g/L para STV (Figura 3.32). 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.

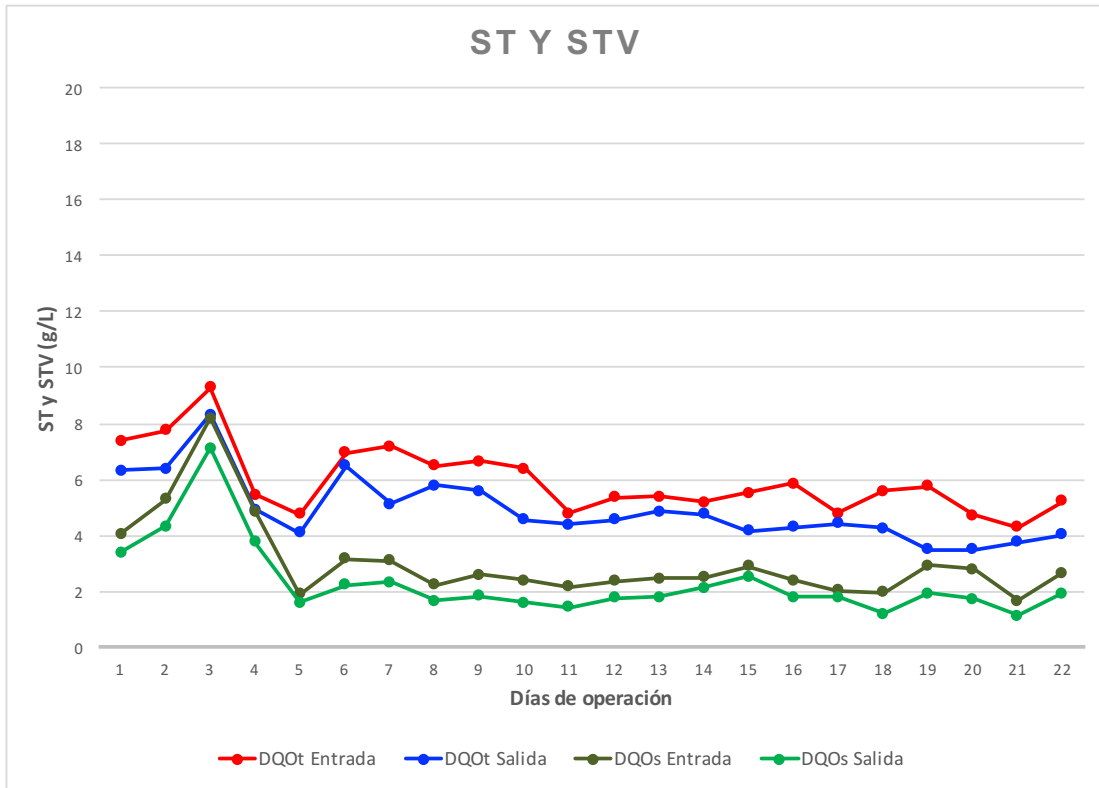


Figura 3.32 Monitoreo de ST y STV en etapa de arranque

Al preparar el sustrato en la alimentación del RLFIAP y al realizar las diluciones con agua fresca para controlar la Cva, la cantidad de ST y STV bajan considerablemente por de bajo de 10 g/L. Esto también favorece al óptimo funcionamiento de las bombas y a su vez evita acumulación de material sólido en tuberías y accesorios. Los ST y STV fueron aproximadamente de 4.91 g/L y 2.31 g/L respectivamente para la salida del reactor.

3.7.5 Remoción de ST y STV

También se monitorearon las remociones para ST y STV, los resultados se muestran en la Figura 3.33.

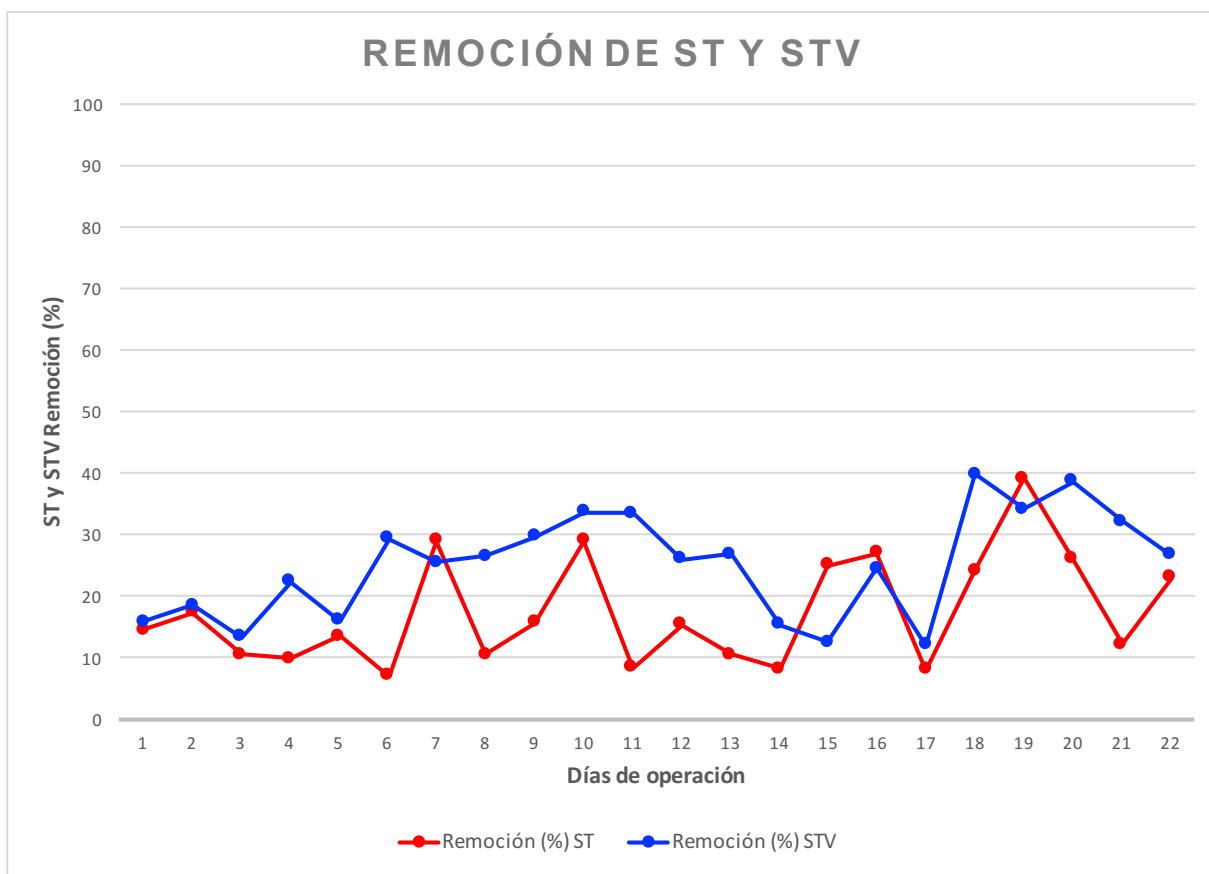


Figura 3.33 Remoción de ST y STV en etapa de arranque

En los primeros 10 días se obtuvo un promedio de remoción del 14.17 % para ST y 21.83 % para STV. Manteniendo un control en la Cva, en el resto de la etapa de arranque los porcentajes de remoción aumentaron ligeramente. Se obtuvo un porcentaje promedio de 19.31% para ST y 27.28 % para STV. Antonio et al., (2013) obtuvieron valores de remoción de ST entre 30 y 70 % en la etapa de arranque de 44 días de un reactor tubular a escala piloto en el tratamiento de RSO. Magdaleno, (2013) obtuvo en promedio 42% de remoción de STV en un RLFI a escala piloto utilizando el

mismo tipo de sustrato. Los resultados de este trabajo muestran una tendencia positiva en remociones de ST y STV en los primeros 22 días.

3.7.6 Producción de biogás

Se evaluó también la producción de biogás en el RLFIAP (Figura 3.34). La producción de biogás en la etapa de arranque dependió ampliamente del sustrato digerido y el funcionamiento del proceso.

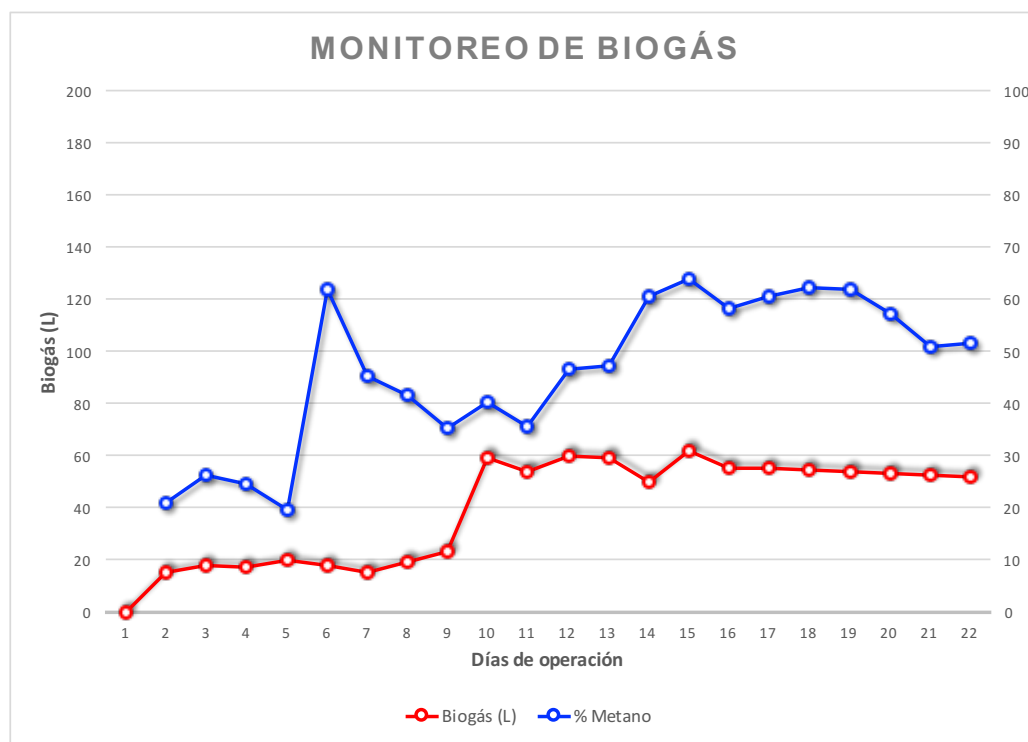


Figura 3.34 Producción de biogás y porcentaje de CH₄

Particularmente, para la producción de biogás y metano (CH₄), fue importante el porcentaje de colonización de bacterias metanogénicas en el soporte utilizado. Antes de ingresar el soporte pre-colonizado al RLFIAP, el porcentaje de colonización era de 35%. Esto favoreció la pronta remoción de materia orgánica y en la producción de biogás. Sin embargo, al estar el porcentaje de colonización por debajo del 50%, la producción de biogás tuvo un promedio de 41 L por día, una producción baja con

respecto a los 100 L diarios para un RLFI a escala piloto en plena carga con soporte completamente colonizado (Miranda, 2016). Pero es importante resaltar, que aún siendo la etapa de arranque del RLFIAP y que gracias al proceso de pre-colonización, se puede observar que los porcentajes de CH_4 obtenido en cada muestra de biogás son significativamente altos, obteniendo hasta un 63%.

3.7.7 Monitoreo del soporte al final de la etapa de arranque del reactor

Se realizaron pruebas de MVA a diferentes muestras del soporte colonizado a 16 semanas de haber iniciado la colonización, y a 22 días de haber iniciado la operación del RLFIAP (Figura 3.35), obteniendo una cantidad promedio de 0.08621 gBiomasa/gSoporte lo cual significa que el soporte está colonizado en un 41.05% con respecto al soporte de un reactor a plena carga. Hubo un aumento del 6.05% de colonización con respecto al 35% obtenido antes de ingresarlo al RLFIAP.

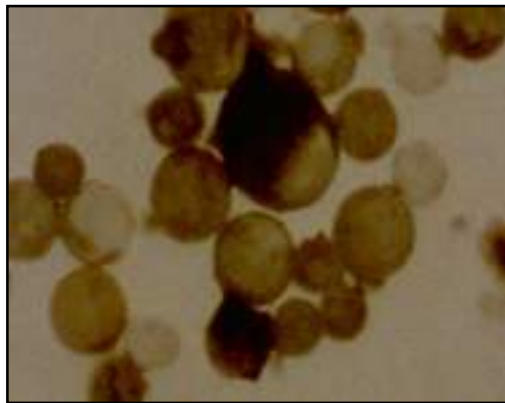


Figura 3.35 Microfotografía de soporte extendosphere colonizado a 200X

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

CONCLUSIONES

El RLFIAP fue diseñado e instalado a escala piloto en el Instituto Tecnológico de Orizaba, siendo el primero en su tipo, la instalación del reactor es el inicio del desarrollo de nuevas tecnologías que tienen como principal objetivo el óptimo funcionamiento para un mejor tratamiento de aguas residuales

Los RSO al tener un alto porcentaje de materia orgánica son degradados fácilmente y por lo tanto se requiere un control estricto en la etapa metanogénica. La configuración del RLFIAP presenta ventajas importantes con respecto a otros reactores convencionales en la misma escala para el tratamiento de estos residuos orgánicos.

Los cálculos que se realizaron utilizando parámetros biológicos en la digestión anaerobia fueron de gran importancia para el diseño del reactor, pues de ello dependió el volumen de trabajo, el volumen útil y el volumen del tanque de distribución en el RLFIAP así como la cantidad de fracción líquida de los RSO a obtener. También fueron de gran utilidad para la selección de equipos y accesorios, en especial para el diámetro de las válvulas de control proporcional.

Para una velocidad descendencial de 1.08 m/h en la distribución del sustrato, se determinó que el diámetro adecuado de la válvula de control proporcional fue de 0.5". En las pruebas iniciales con las válvulas, se encontró una apertura apropiada del 75 % para mantener la velocidad descendencial establecida obteniendo un buen control en la expansión del soporte.

Para el sistema de sensores, se realizaron pruebas de conductividad en un RLFI a nivel laboratorio. De acuerdo con los resultados, los sensores con puntas de plata mostraron mejores resultados en la diferenciación de la conductividad entre el soporte y el sustrato. Este sistema de sensores es un aspecto muy importante en el diseño del

reactor ya que es un límite de seguridad adicional al control de la velocidad descendencial para evitar la pérdida de soporte colonizado.

En la instalación del RLFIAP, se utilizaron tuberías de PVC de cédula 80, éstas tienen excelente resistencia química y bajas pérdidas de presión. Para evitar acumulación de materia sólida, las tuberías de distribución por gravedad hacia el reactor principal se instalaron con 3° de inclinación y se utilizaron válvulas de 2" y 3" para las salidas principales del reactor. La instalación del sistema de limpieza y captación de biogás permitió almacenar el biogás generado con una baja cantidad de humedad y sulfuro de hidrógeno (H₂S). Con este sistema, el biogás puede ser utilizado para combustión o generación de energía eléctrica. La etapa de arranque consistió de 22 días con una Cva promedio de $4 \frac{gDQO}{L*D}$. Por ser la etapa inicial del reactor, se determinó ajustar una Cva baja para favorecer el proceso de adaptación de los microorganismos.

Se obtuvieron valores promedio de 5.23 g/L y 4.59 g/L para la DQO_T y DQO_S respectivamente para la alimentación obteniendo una remoción de hasta 26.7 % para la DQO_T y 23 % para la DQO_S. Las cantidades de ST y STV también fueron bajas, 5.94 g/L y 4.91 g/L en promedio respectivamente. Un alto contenido de ST puede ocasionar el desprendimiento de la biopelícula y acumulación de materia sólida en tuberías y accesorios. Se obtuvieron remociones de 14.17% para ST y 21.83 % para STV. Se obtuvieron en promedio 41 L diarios de biogás alcanzando hasta 63 % de CH₄ en las muestras analizadas.

La cantidad de CH₄ generada en la etapa de arranque se debe también a que el soporte fue pre-colonizado durante 4 meses antes de ser agregado al reactor. De acuerdo con los resultados obtenidos en la operación en su etapa inicial, el RLFIAP mostró tendencias positivas en la degradación de la materia orgánica y en la producción de CH₄, por consiguiente, se espera que en la etapa de estabilización, la eficiencia del reactor aumente de manera significativa en comparación con RLFI tradicionales.

RECOMENDACIONES

Para el tanque de distribución, se recomienda mantener la diferencia de llenado y vaciado de tanque (del 90 % al 50 %) para tener un control eficiente en los tiempos de distribución del sustrato. El indicador de nivel del tanque puede sustituirse con un sistema de sondas conectadas a las bombas de alimentación y recirculación que indiquen los tiempos y ciclos de encendido y apagado de éstas.

Para el reactor principal, en el caso del sistema de detección de la expansión del soporte por conductividad, se recomienda adaptar los sensores en una tubería flexible que permita un manejo adecuado al ingresarlos y retirarlos. También se recomienda tener sistema de sensores adicionales para cada columna y un mantenimiento predictivo y preventivo mensual para evitar la acumulación excesiva de soporte en cada punta de plata. Con respecto a la operación del RLFAP, una vez ingresado el sistema de sensores con su respectivo control por conductividad, se recomienda ingresar una cantidad mayor de soporte colonizado para aumentar la relación sustrato/biomasa y de esta manera, aprovechar en mayor medida los espacios en cada columna del reactor. Se recomienda aumentar la Cva en la etapa de estabilización, mantenerla constante y de esta forma aprovechar las ventajas que ofrece la configuración de este reactor.

Para el sistema de captación y limpieza de biogás se recomienda un detector de gases fijo en línea que indique la cantidad de sulfuro de hidrógeno después de que el biogás haya pasado por las columnas de desulfurización y antes de ser ingresado al gasómetro. El sistema también puede automatizarse para el mantenimiento de las columnas de deshidratación y desulfurización, para que de esta forma la limpieza del biogás siempre sea de manera eficiente.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Alvarado-Lassman, A., E. Rustrián, M.A. García-Alvarado, G.C. Rodríguez-Jiménez y E. Houbron. 2008. Brewery Wastewater Treatment Using Anaerobic Inverse Fluidized Bed Reactors. *Bioresource Technol.* **99** (8): 3009–3015.
- Alvarado-Lassman, A., A. Sandoval-Ramos, M.G. Flores-Altamirano, N.A. Vallejo-Cantú y J.M. Méndez-Contreras. 2010. Strategies for the Startup of Methanogenic Inverse Fluidized-Bed Reactors Using Colonized Particles. *Water Environ. Res.* **82** (5): 387–391.
- Appels, L., J. Baeyens, J. Degrève y R. Dewil. 2008. Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge. *Prog. Energ. Combust.* **34**(6): 755-781.
- Ariunbaatar, J., A. Panico, G. Esposito, F. Pirozzi y P.N. Lens. 2014. Pretreatment Methods to Enhance Anaerobic Digestion of Organic Solid Waste. *Appl. Energ.* **123**: 143–156.
- Bello, M.M., A.A.A. Raman y M. Purushothaman. 2016. Applications of Fluidized Bed Reactor in Wastewater Treatment – A Review of the Major Design and Operational Parameters. *J. Clean. Prod.* **141**: 1492-1514.
- Bouallagui, H., R.B. Cheikh, L. Marouani y M. Hamdi. 2003. Mesophilic Biogas Production from Fruit and Vegetable Waste in a Tubular Digester. *Bioresource Technol.* **86** (1): 85–89.
- Bouallagui, H., O. Haouari, Y. Touhami, R.B. Cheikh, L. Marouani, y M. Hamdi. 2004. Effect of Temperature on the Performance of an Anaerobic Tubular Reactor Treating Fruit and Vegetable Waste. *Process Biochem.* **39** (12): 2143–2148.
- 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.
- Camarillo, R. y J. Rincón. 2012. Effect of Inhibitory Compounds on the Two-Phase Anaerobic Digestion Performance of Diluted Wastewaters from the Alimentary Industry. *Chem. Eng. J.* **193**: 68–76.

- Chen, Y., Jay J. Cheng y K.S. Creamer. 2008. Inhibition of Anaerobic Digestion Process: A Review. *Bioresource Technol.* **99** (10): 4044–4064.
- Congreso de la Union. 2014. Ley de La Industria Eléctrica. 1–39. www.congreso.gob.mx (Consultada abril, 2016).
- Congreso de la Union. 2015. Ley de Transición Energética. 1–31. www.congreso.gob.mx (Consultada abril, 2016).
- Cresson, R., H. Carr, J.P. Delgen y N. Bernet. 2006. Biofilm Formation during the Start-up Period of an Anaerobic Biofilm Reactor — Impact of Nutrient Complementation. *Biochem. Eng. J.* **30** (1): 55–62.
- Domínguez, E. 2015. Diseño e implementación de un reactor de lecho semifluidizado inverso para el tratamiento anaerobio de un efluente de la industria citrícola. Tesis de Maestría. Instituto Tecnológico de Orizaba. México.
- Espinoza, T., M. Domaschko, F. Robles, E. Durán, G. Hernández y J. Bombardiere. 2010. Short-Term Effects of Temperatura Changes in a Pilot Plant for the Production of Biogas from Poultry Litter. *Univ. Cienc.* **26** (3): 247–254.
- Esposito, G., L. Frunzo, A. Panico y F. Pirozzi. 2011. Modelling the Effect of the OLR and OFMSW Particle Size on the Performances of an Anaerobic Co-Digestion Reactor. *Process Biochem.* **46** (2): 557–565.
- Fogler, H. S. 2008. Elementos de ingeniería de las reacciones químicas. Pearson Educación. México
- Fontanille, P., V. Kumar, G. Christophe, R. Nouaille y C. Larroche. 2012. Bioconversion of Volatile Fatty Acids into Lipids by the Oleaginous Yeast *Yarrowia Lipolytica*. *Bioresource Technol.* **114**: 443–449.
- Ganesh, R., M. Torrijos, P. Sousbie, A. Lugardon, J. Philippe Steyer y J.P. Delgenes. 2014. Single-Phase and Two-Phase Anaerobic Digestion of Fruit and Vegetable Waste: Comparison of Start-Up, Reactor Stability and Process Performance. *Waste Manage.* **34** (5): 875–885.
- Garcia-Calderon, D., P. Buffiere, R. Moletta y S. Elmaleh. 1998. Influence of Biomass Accumulation on Fluidized-Bed Reactor. *Biotechnol. Bioeng.* **57** (2): 136–144.
- Ge, X., T. Matsumoto, L. Keith y Y. Li. 2014. Biogas Energy Production from Tropical

- Biomass Wastes by Anaerobic Digestion. *Bioresource Technol.* **169**: 38–44.
- Grimberg, S.J., D. Hilderbrandt, M. Kinnunen y S. Rogers. 2015. Anaerobic Digestion of Food Waste through the Operation of a Mesophilic Two-Phase Pilot Scale Digester - Assessment of Variable Loadings on System Performance. *Bioresource Technol.* **178**: 226–229.
- Hansen, T.L., J.L.C. Jansen, A. Davidsson y T.H. Christensen. 2007. Effects of Pre-Treatment Technologies on Quantity and Quality of Source-Sorted Municipal Organic Waste for Biogas Recovery. *Waste Manage.* **27** (3): 398–405.
- Houbron, E., A. Alvarado-Iassman, A. Zepeda y E. Rustrian. 2012. Methane Yield and Microscopic Observation as Monitoring Biofilm Behaviour Parameters , during Start up Phase of Anaerobic Inverse Fluidized Bed Reactor. *Afr. J. Biotechnol.* **11** (78): 14392–14398.
- Houbron, E., M.E. Sandoval-Rojas y A. Félix-Hernández Muñoz. 2016. Tratamiento De Vinazas En Un Reactor De Lecho Fluidizado Inverso Anaerobio. *Rev. Int. Contam. Ambie.* **32** (3): 255–266.
- Izumi, K., Y. Okishio, N. Nagao, C. Niwa, S. Yamamoto y T. Toda. 2010. Effects of Particle Size on Anaerobic Digestion of Food Waste. *Int. Biodeter. & Biodegr.* **64** (7): 601–608.
- Jain, S., S. Jain, I.T. Wolf, J. Lee y Y.W. 2015. A comprehensive review on operating parameters and different pretreatment methodologies for anaerobic digestion of municipal solid waste. *Renew. Sust. Energ. Rev.* **52**: 142-154.
- Kandylis, P., A. Bekatorou, K.Pissaridi, K. Lappa, A. Dima, M. Kanellaki y A.A Koutinas. 2016. Acidogenesis of Cellulosic Hydrolysates for New Generation Biofuels. *Biomass Bioenerg.* **91**: 210–216.
- Karamanev, D.G. y L.N. Nikolov. 1996. Application of Inverse Fluidization in Wastewater Treatment: From Laboratory to Full-Scale Bioreactors. *Environ. Prog.* **15** (3): 194–196.
- Khan, N.A., and M.A. Qayoom. 2014. Perspectives of Transport and Disposal of Municipal Solid Waste in Srinagar City *Int. J. Engine.. Res.* **1** (1): 7–16.
- Lin, J., J. Zuo, L. Gan, P. Li, F. Liu, K. Wang, L. Chen y H. Gan. 2011. Effects of Mixture

- Ratio on Anaerobic Co-Digestion with Fruit and Vegetable Waste and Food Waste of China. *J. Environ. Sci.* **23** (8): 1403–1408.
- Lorenzo, Y. y O. Abreu. 2005. La Digestión Anaerobia. Aspectos Teóricos. Parte I. *ICIDCA*. **34** (1): 35–48.
- Ma, J., T. Hang, M. Smits, W. Verstraete y M. Carballa. 2011. Enhanced Biomethanation of Kitchen Waste by Different Pre-Treatments. *Bioresource Technol.* **102** (2): 592–599.
- Miranda, A. 2016. Mejoramiento Del Rendimiento de Metano En Una Planta de Aprovechamiento de RSU. Tesis de Maestría. Instituto Tecnológico de Orizaba. México
- Molino, A., F. Nanna, Y. Ding, B. Bikson y G. Braccio. 2013. Biomethane Production by Anaerobic Digestion of Organic Waste. *Fuel*. **103**: 1003–1009.
- Monsalvo, V.M., N. Garcia-Mancha, D. Puyol, A.F. Mohedano y J.J. Rodriguez. 2014. Anaerobic biodegradability of mixtures of pesticides in an expanded granular sludge bed reactor. *Water Sci. and Technol.* **69**(3): 532-538.
- Qureshi, N., B.A. Annous, T.C. Ezeji, P. Karcher y I.S. Maddox. 2005. Biofilm Reactors for Industrial Bioconversion Processes: Employing Potential of Enhanced Reaction Rates. *Microb. Cell Fact.* **4**(1): 24.
- Rajasimman, M. y C.I. Karthikeyan. 2007. Starch Wastewater Treatment in a Three Phase Fluidized Bed Bioreactor with Low Density Biomass Support. *J. App. Sci. Environ. Manage.* **11** (3): 97–102.
- Raposo, F., V. Fernández-Cegri, M.A. De la Rubia, R. Borja, F. Béline, C. Cavinato y G. Demirer. 2011. Biochemical Methane Potential (BMP) of Solid Organic Substrates: Evaluation of Anaerobic Biodegradability Using Data from an International Interlaboratory Study. *J. Chem. Tech. Biot.* **86** (8): 1088–1098.
- Rizvi, H., N. Ahmad, F. Abbas, I.H. Bukhari, A. Yasar, S. Ali, T. Yasmeen y M. Riaz. 2015. Start-up of UASB Reactors Treating Municipal Wastewater and Effect of Temperature/sludge Age and Hydraulic Retention Time (HRT) on Its Performance. *Arab. J. Chem.* **8** (6): 780–786.
- Scano, E.A., C. Asquer, A. Pistis, L. Ortu, V. Demontis y D. Cocco. 2014. Biogas from

- anaerobic digestion of fruit and vegetable wastes: experimental results on pilot-scale and preliminary performance evaluation of a full-scale power plant. *Energ. Convers. Manage.*, **77**: 22-30.
- Schievano, Andrea, Alberto Tenca, Barbara Scaglia, Giuseppe Merlino, Aurora Rizzi, Daniele Daffonchio, Roberto Oberti, and Fabrizio Adani. 2012. "Two-Stage vs Single-Stage Thermophilic Anaerobic Digestion: Comparison of Energy Production and Biodegradation Efficiencies." *Environ. Sci. Technol.* **46** (15): 8502–8510.
- Secretaria de Energía. 2015. *Prospectiva de Energías Renovables 2015 - 2029*, 1–79. www.gob.mx/sener (consultada abril, 2016) .
- SEMARNAT. 2013. *Programa Nacional Para La Prevención Y Gestión Integral de Los Residuos 2013-2018*. www.semarnat.gob.mx (consultada abril, 2016).
- SEMARNAT. 2003. *Ley General Para La Prevención Y Gestión Integral De Los Residuos*. *Diario Oficial de La Federación*, 10–37. www.semarnat.gob.mx (consultada abril, 2016).
- Shen, F., H. Yuan, Y.I. Pang, S. Chen, B. Zhu, D. Zou, Y. Liu, J. Ma, L. Yu y X. Li. 2013. Performances of Anaerobic Co-Digestion of Fruit & Vegetable Waste (FVW) and Food Waste (FW): Single-Phase vs. Two-Phase. *Bioresource Technol.* **144**: 80–85.
- Magdaleno, S. 2013. *Implementación y comparación de la eficiencia de los sistemas RH-EGSB y RH-RLF1 para realizar la digestión anaerobia de los RSOM*. Tesis de Maestría. Instituto Tecnológico de Orizaba. México
- Sokół, W., A. Ambaw y B. Woldeyes. 2009. Biological Wastewater Treatment in the Inverse Fluidised Bed Reactor. *Chem. Eng. J.* **150** (1): 63–68.
- Sowmeyan, R y G. Swaminathan. 2008. Evaluation of Inverse Anaerobic Fluidized Bed Reactor for Treating High Strength Organic Wastewater. *Bioresource Technol.* **99** (9): 3877–3880.
- Taiwo, A.M. 2011. Composting as a sustainable waste management technique in developing countries. *J. Environ. Sci. Tech.* **4**(2): 93-102.
- Thaiyalnayaki, D., y R. Sowmeyan. 2012. Effect of Carrier Materials in Inverse

- Anaerobic Fluidized Bed Reactor for Treating High Strength Organic Waste Water. *J. Environ. Anal. Tox.* **2** (3): 134.
- Varnero, M.T. 2011. Manual de Biogás. Hernán Romero. Vol. 7. Santiago de Chile.
- Wang, K., J. Yin, D. Shen y N. Li. 2014. Anaerobic Digestion of Food Waste for Volatile Fatty Acids (VFAs) Production with Different Types of Inoculum: Effect of pH. *Bioresource Technol.* **161**: 395–401.
- Wen-Pei, S., J. Kao, R. Chen. 2014. Environment, Energy and Sustainable Development. Taylor & Francis Group. Londres
- Zhang, C., H. Su, J. Baeyens y T. Tan. 2014. Reviewing the Anaerobic Digestion of Food Waste for Biogas Production. *Renew. Sust. Energ. Rev.* **38**: 383–92.
- Zuo, Z., S. Wu, W. Zhang y R. Dong. 2014. Performance of Two-Stage Vegetable Waste Anaerobic Digestion Depending on Varying Recirculation Rates. *Bioresource Technol.* **162**: 266–272.