



DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO E INVESTIGACIÓN

OPCIÓN I.- TESIS

TRABAJO PROFESIONAL

“GENERACIÓN DE BIOENERGÉTICOS EN UN REACTOR DE
LECHO FLUIDIZADO INVERSO CON ARREGLO EN
PARALELO Y CONTROL AUTOMÁTICO DE LA EXPANSIÓN
DEL LECHO”

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE:

**DOCTOR EN CIENCIAS
DE LA INGENIERÍA**

PRESENTA:

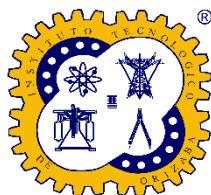
M.C.I.Q Oscar Marín Peña

DIRECTOR DE TESIS:

Dr. Alejandro Alvarado Lassman

CO-DIRECTOR DE TESIS:

Dr. Albino Martínez Sibaja





Orizaba, Veracruz, **07/junio/2022**
Dependencia: **División de Estudios de
Posgrado e Investigación**
Asunto: **Autorización de Impresión**
OPCION: I

C. OSCAR MARÍN PEÑA

Candidato a Grado de Doctor en:

CIENCIAS DE LA INGENIERÍA

P R E S E N T E.-

De acuerdo con el Reglamento de Titulación vigente de los Centros e Institutos Tecnológicos Federales del Tecnológico Nacional de México, 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:

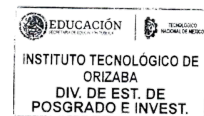
" Generación de bioenergéticos en un reactor de lecho fluidizado inverso con arreglo en paralelo y control automático de la expansión del lecho".

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

Excelencia en Educación Tecnológica®
CIENCIA – TÉCNICA - CULTURA®

Dr. MARIO LEONCIO ARRIJOA RODRÍGUEZ
JEFE DE LA DIVISIÓN DE ESTUDIOS
DE POSGRADO E INVESTIGACIÓN



OG-13-F06





Orizaba, Veracruz, **25/mayo/2022**
Asunto: **Revisión de trabajo escrito**

C. MARIO LEONCIO ARRIJOJA RODRÍGUEZ
JEFE DE LA DIVISIÓN DE ESTUDIOS
DE POSGRADO E INVESTIGACIÓN
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 MARÍN PEÑA

La cual lleva el título de:

**GENERACIÓN DE BIOENERGÉTICOS EN UN REACTOR DE LECHO FLUIDIZADO
INVERSO CON ARREGLO EN PARALELO Y CONTROL AUTOMÁTICO DE LA EXPANSIÓN
DEL LECHO**

Y concluyen que se acepta.

ATENTAMENTE
Excelencia en Educación Tecnológica®
CIENCIA - TÉCNICA - CULTURA®

PRESIDENTE: DR. ALEJANDRO ALVARADO LASSMAN

FIRMA

SECRETARIO: DR. ALBINO MARTÍNEZ SIBAJA

FIRMA

VOCAL: DR. JUAN MANUEL MÉNDEZ CONTRERAS

FIRMA

VOCAL: DR. ALBERTO ALFONSO AGUILAR LASSERRE

FIRMA

VOCAL: DR. RUBÉN POSADA GOMÉZ

FIRMA

VOCAL SUPLENTE: DR. JORGE RAMÍREZ MUÑOZ

FIRMA

TA-09-21



Declaración de originalidad y cesión de derechos

Orizaba, Veracruz, el día 09 del mes de junio del año 2022

El que suscribe

C. Oscar Marín Peña

Declaro que esta tesis, que tiene una extensión de 164 cuartillas, ha sido escrita por mí y constituye el registro escrito del trabajo de la tesis titulada

“GENERACIÓN DE BIOENERGÉTICOS EN UN REACTOR DE LECHO FLUIDIZADO INVERSO CON ARREGLO EN PARALELO Y CONTROL AUTOMÁTICO DE LA EXPANSIÓN DEL LECHO”

del programa: Doctorado en Ciencias de la Ingeniería bajo la asesoría y dirección del Dr. Alejandro Alvarado Lassman y el Dr. Albino Martínez Sibaja y no ha sido sometida en ninguna otra institución previamente.

Todos los datos y las referencias a materiales ya publicados están debidamente identificados con su respectivo crédito e incluidos en las notas bibliográficas y en las citas que se destacan como tal y, en los casos que así lo requieran, cuento con las debidas autorizaciones de quienes poseen los derechos patrimoniales. Por lo tanto, me hago responsable de cualquier litigio o reclamación relacionada con derechos de propiedad intelectual, exonerando de toda responsabilidad al Tecnológico Nacional de México campus Orizaba.

También declaro que, al presentar esta tesis, cedo los derechos del trabajo al Tecnológico Nacional de México campus Orizaba para su difusión, con fines académicos y de investigación, bajo las regulaciones propias de la institución y que si existe algún acuerdo de confidencialidad de la información lo haré saber en forma escrita para que se omitan las secciones correspondientes.

Los usuarios de la información no deben reproducir el contenido textual, gráficas o datos del trabajo sin el permiso expreso del autor y del director del trabajo. Este puede ser obtenido escribiendo a la siguiente dirección: depi_orizaba@tecnm.mx. Si el permiso se otorga, el usuario deberá dar el agradecimiento correspondiente y citar la fuente de este.



Oscar Marín Peña

Nombre y firma

DEDICATORIAS

A Dios y a mis padres por siempre brindarme apoyo incondicional, creyendo en cada uno de mis proyectos y motivándome a superarme de manera profesional y personal. Gracias por ayudarme a conseguir esta gran meta.

A mis hermanas Thania y Ana Lilia por siempre ser buenas hermanas conmigo, por apoyarme y escucharme.

A todas las personas, amigos, compañeros de laboratorio que me motivaron y ayudaron a lo largo del desarrollo de este proyecto, Erik, Denisse, Isaías, Lily, Paul, Luis Alfredo, Juan, Francisco, Anahí, Caty, Florentino Cerezo, Christian.

RECONOCIMIENTOS

A mis directores de tesis el Dr. Alejandro Alvarado Lassman y el Dr. Albino Martínez Sibaja por permitirme trabajar en su equipo de trabajo en el desarrollo de este proyecto de investigación así también a la M.I.Q. Norma Alejandra Vallejo Cantú por el apoyo brindado en el laboratorio de Ingeniería Ambiental y al Dr. José Pastor Rodríguez Jarquin por la contribución al proyecto.

A mis revisores de tesis el Dr. Juan Manuel Méndez Contreras, el Dr. Alberto Aguilar Lasserre, y el Dr. Rubén Posada Gómez por las aportaciones realizadas en la formación del proyecto y por las sugerencias recibidas en el desarrollo.

Al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACYT) por haberme otorgado la beca No.709206 para poder realizar mis estudios de doctorado

RESUMEN

Los Residuos Sólidos Orgánicos (RSO) pueden ser aprovechados como sustrato mediante la digestión anaerobia en dos etapas en reactores anaerobios de alta eficiencia con el fin de reducir los problemas medio ambientales que estos residuos han generado en los últimos años.

En este proyecto se realizó la digestión anaerobia en dos etapas para tratar la fracción líquida de los RSO mediante un reactor anaerobio de lecho fluidizado inverso con arreglo en paralelo a escala piloto y con la implementación de un control automático para regular la expansión del lecho. En la fase 1 y 2 del estudio, el proceso se realizó en modo manual y se enfocó en tratar de encontrar las mejores condiciones de operación remociones de hasta 86 y 81 % en la DQO_T y DQO_s , respectivamente, en un período de 173 días. En estas fases se trabajó con una CVA de entre 2.12 y 10 gDQO/L·d con flujos de biogás entre 89 y 110 L/h. Se implementaron mejoras en el pretratamiento del sustrato y en la gestión de la realización de las diferentes actividades para aumentar la eficiencia del sistema anaerobio en dos etapas. También se monitoreó el desarrollo de la biopelícula obteniendo porcentajes de colonización por arriba del 60 %.

En la fase 3 se implementó un sistema de control automático utilizando sensores de conductividad eléctrica para poder controlar la expansión del lecho mediante la detección de los cambios en la conductividad eléctrica y la autorregulación de las electroválvulas. Con este sistema implementado, se disminuyó de manera significativa la recuperación del material de soporte a la salida del reactor a 310.6 mL con respecto a los 3313.63 recuperados semanalmente en la fase 1 y 2 mejorando así la formación de la biopelícula y la interacción con el sustrato a degradar al interior de cada columna del reactor.

ABSTRACT

Organic Solid Waste (OSW) can be used as a substrate through two-stage anaerobic digestion in high efficiency anaerobic reactors in order to reduce the environmental problems that these wastes have generated in recent years.

In this study, two-stage anaerobic digestion was carried out to treat the liquid fraction of OSW using a pilot-scale parallel-array inverse fluidized bed anaerobic reactor with the implementation of an automatic control to regulate bed expansion. In phase 1 and 2 of the study, the process was carried out in manual mode and focused on finding the best operating conditions with removals of up to 86 and 81 % in τ COD and s COD, respectively, over a period of 173 days. In these phases, OLR was between 2.12 and 10 gCOD/L·d, with biogas flows between 89 and 110 L/h. Improvements were implemented in the pretreatment of the substrate and in the management of the different activities to increase the efficiency of the two-stage anaerobic system. The development of the biofilm was also monitored, obtaining colonization percentages above 60 %. In phase 3, an automatic control system was implemented using electrical conductivity sensors to control bed expansion by detecting changes in electrical conductivity for automatic flow regulation. With this automatic control system, the recovery of the support material at the reactor outlet was significantly reduced to 310.6 mL regarding to the 3313.63 mL recovered weekly in phase 1 and 2, thus improving the formation of the biofilm and the interaction with the substrate to be degraded inside each column of the reactor

ÍNDICE

ÍNDICE DE FIGURAS	IV
ÍNDICE DE TABLAS	VII
NOMENCLATURA	VIII
INTRODUCCIÓN	1
PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	2
JUSTIFICACIÓN.....	3
HIPÓTESIS.....	4
CONTRIBUCIÓN AL CONOCIMIENTO	4
OBJETIVOS	5
OBJETIVO GENERAL.....	5
OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	5
CAPÍTULO1. FUNDAMENTOS TEÓRICOS.....	7
1.1 Residuos Sólidos Urbanos y los problemas en su generación.....	7
1.1.1 Residuos sólidos orgánicos.....	8
1.2 Producción de energías en México	10
1.2.1 Generación y características del Biogás	13
1.2.2 Aplicaciones y aprovechamiento del biogás.....	15
1.3 Digestión anaerobia para la producción de bioenergéticos	20
1.3.1 Tipos de operación de la digestión anaerobia	22
1.4 Parámetros de control en la digestión anaerobia	24
1.4.1 Tipo de sustrato	24
1.4.2 Pretratamiento.....	26
1.4.3 Temperatura.....	29
1.4.4 Sólidos Totales y Sólidos Volátiles	30
1.4.5 pH.....	31

1.4.6	Ácidos Grasos Volátiles	32
1.4.7	Carga volumétrica aplicada y Tiempo de Retención Hidráulico.	33
1.4.8	Relación carbono / nitrógeno.....	35
1.5	Tipos de reactores anaerobios	36
1.5.1	Reactores Anaerobios de Biopelícula	36
1.5.2	Reactores Anaerobios de Biopelícula Fija.....	37
1.5.3	Reactores de lecho fluidizado inverso	39
1.5.4	Reactores anaerobios híbridos	47
1.5.5	Reactor de lecho fluidizado inverso con arreglo en paralelo	49
1.6	Control y monitoreo en reactores anaerobios.....	51
1.6.1	Sistemas de control en reactores anaerobios.....	52
1.6.2	Conductividad eléctrica en reactores anaerobios	54
CAPÍTULO 2. MATERIALES Y MÉTODOS.....		58
2.1	Obtención y selección del sustrato.	59
2.2	Operación y estabilización del proceso anaerobio en dos etapas	60
2.2.1	Características principales del RLFIAP.....	60
2.2.2	Características del RABF para la etapa de hidrólisis.....	62
2.2.3	Condiciones de operación del sistema anaerobio en dos etapas	62
2.2.4	Características y recuperación del material de soporte.....	63
2.3	Análisis de parámetros fisicoquímicos.....	65
2.4	Monitoreo y desarrollo de la biopelícula	66
2.5	Implementación de mejoras en el sistema anaerobio de dos etapas	66
2.5.1	Mejoras técnicas en el pretratamiento del sustrato	67
2.5.2	Mejoras técnicas en la operación de los reactores anaerobios	68
2.5.3	Mejoramiento en la operación general del sistema de dos etapas.....	68
2.6	Pruebas de conductividad en RLFI a escala laboratorio.....	69
2.6.1	Instalación de RLFI con sensores de uso industrial.....	69
2.6.2	Descripción de las condiciones del sustrato utilizado.....	70
2.6.3	Condiciones de operación del RLFI	71

2.7	Control automático con sensores de conductividad a escala piloto	72
CAPÍTULO 3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN		74
3.1	Caracterización fisicoquímica de los sustratos complejos	74
3.2	Operación y monitoreo del RLFIAP.....	74
3.2.1	Operación en modo manual Fase 1	74
3.2.2	Monitoreo de parámetros fisicoquímicos en Fase 1 y Fase 2	76
3.3	Monitoreo de la biopelícula en el RLFIAP.....	83
3.4	Mejoramiento del proceso anaerobio en dos etapas.....	84
3.4.1	Implementación de mejoras en el pretratamiento del sustrato	85
3.4.2	Implementación de mejoras en la operación de los reactores anaerobios	88
3.4.3	Implementación de mejoras en la operación general del proceso anaerobio	96
3.5	Implementación del sistema de control automático para el RLFIAP	99
3.5.1	Resultados de pruebas de conductividad eléctrica a escala laboratorio	100
3.5.2	Diseño de interfaz y pruebas de en RLFIAP	107
3.6	Fase 3: operación automática-modo continuo	114
3.6.1	Material de soporte recuperado en el RLFIAP.....	117
3.6.2	Monitoreo del RLFIAP en Fase 3.	119
CONCLUSIONES		130
RECOMENDACIONES		131
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS		132
PRODUCTOS ACADÉMICOS		148

ÍNDICE DE FIGURAS

FIGURA 1.1 SUMINISTRO TOTAL DE ENERGÍA PRIMARIA EN 2018 EN MÉXICO (IRENA, 2020).....	10
FIGURA 1.2 CONSUMO DE ENERGÍAS RENOVABLES POR SECTOR EN MÉXICO (IRENA, 2020).....	11
FIGURA 1.3 CAPACIDAD DE GENERACIÓN DE ENERGÍA ELÉCTRICA EN ENERGÍAS RENOVABLES EN EL 2020 (IRENA, 2020).....	12
FIGURA 1.4 GRADOS DE LIMPIEZA Y ENRIQUECIMIENTO DEL BIOGÁS.....	17
FIGURA 1.5 ETAPAS Y PROCESOS ENVUELTOS EN LA DIGESTIÓN ANAEROBIA (BHATT Y TAO, 2020).....	21
FIGURA 1.6 MÉTODOS DE PRETRATAMIENTO PARA LA DIGESTIÓN ANAEROBIA (ATELGE ET AL., 2020).....	26
FIGURA 1.7 DIAGRAMA ESQUEMÁTICO DE UN RABF (KHAN ET AL., 2015).....	38
FIGURA 1.8 DIAGRAMA ESQUEMÁTICO DE UN RLFI (ALVARADO-LASSMAN ET AL., 2010).....	40
FIGURA 1.9 ETAPAS DEL CRECIMIENTO DE LA BIOPELÍCULA (SEHAR Y NAZ, 2016).	42
FIGURA 1.10 SISTEMA DE CRECIMIENTO ADHERIDO PARA CREAR LA BIOPELÍCULA (SEHAR Y NAZ, 2016).....	43
FIGURA 1.11 DIAGRAMA ESQUEMÁTICO DE UN RAH (ROSAS-MENDOZA ET AL., 2018).....	48
FIGURA 1.12 DIAGRAMA ESQUEMÁTICO DE UN RLFIAP (MARÍN, 2017).....	50
FIGURA 2.1 ESQUEMA DE LA METODOLOGÍA DEL PROYECTO DE INVESTIGACIÓN.....	58
FIGURA 2.2 OBTENCIÓN DE LA FRACCIÓN LÍQUIDA DE LOS RSO.....	59
FIGURA 2.3 RLFIAP A ESCALA PILOTO.....	60
FIGURA 2.4 EXTERIOR E INTERIOR DEL RABF.....	62
FIGURA 2.5 TANQUE DE RECUPERACIÓN DE MATERIAL DE SOPORTE.....	65
FIGURA 2.6 DIGESTIÓN ANAEROBIA EN DOS ETAPAS A ESCALA PILOTO.....	67
FIGURA 2.7 EFECTO DEL SUSTRATO EN LA DIGESTIÓN ANAEROBIA DE DOS FASES.....	68
FIGURA 2.8 DIAGRAMA DE RLFI A ESCALA LABORATORIO Y SISTEMA DE MONITOREO POR CONDUCTIVIDAD.....	69
FIGURA 2.9 ESQUEMA DEL CONTROL AUTOMÁTICO PARA EL RLFIAP A ESCALA PILOTO.....	72
FIGURA 3.1 VÁLVULAS DE 2" PARA REGULACIÓN MANUAL DE FLUJO.....	76
FIGURA 3.2 REMOCIÓN DE DQO_T EN FASE 1 Y 2 DE OPERACIÓN.....	77
FIGURA 3.3 REMOCIÓN DE DQO_S EN FASE 1 Y 2 DE OPERACIÓN.....	78
FIGURA 3.4 SÓLIDOS EN FASE 1 Y 2 DE OPERACIÓN: ST Y SV.....	79
FIGURA 3.5 CVA EN FASE 1 Y 2 DE OPERACIÓN EN RLFIAP.....	80
FIGURA 3.6 MONITOREO DE PH EN FASE 1 Y 2 DE OPERACIÓN.....	81
FIGURA 3.7 FLUJO DE BIOGÁS EN OPERACIÓN DE RLFIAP. FASE 1 Y FASE 2.....	82
FIGURA 3.8 MEDIDOR DE FLUJO DE BIOGÁS EN FASE 1 (IZQUIERDA) Y EN FASE 2 (DERECHA).....	82
FIGURA 3.9 MONITOREO DEL DESARROLLO DE LA BIOPELÍCULA.....	83
FIGURA 3.10 ESQUEMA DE LAS MEJORAS IMPLEMENTADAS PARA LA OPERACIÓN ESTABLE DEL PROCESO ANAEROBIO.....	85
FIGURA 3.11 FILTRACIÓN MANUAL DEL RSO.....	86

FIGURA 3.12 CENTRÍFUGA INDUSTRIAL DE 54 LITROS.....	87
FIGURA 3.13 REDISEÑO DE CENTRIFUGADORA INDUSTRIAL.....	87
FIGURA 3.14 TOMA DE MUESTRA DE BIOGÁS PROVISIONAL.....	90
FIGURA 3.15 ACUMULACIÓN DE AGUA EN LA PARTE INFERIOR DE ACTUADOR.....	90
FIGURA 3.16 CAMBIO DE POSICIÓN DE LOS FILTROS DE AIRE EN LAS ELECTROVÁLVULAS.....	91
FIGURA 3.17 MANTENIMIENTO PREVENTIVO Y CORRECTIVO A EQUIPOS AUXILIARES DE RLFIAP.....	91
FIGURA 3.18 CIRCUITO ELECTRÓNICO PARA LA OPERACIÓN DEL RLFIAP EN FASE 2.....	92
FIGURA 3.19 FLOTADOR ELÉCTRICO UTILIZADO PARA LA OPERACIÓN DE LA BOMBA DE RECIRCULACIÓN.....	93
FIGURA 3.20 INOCULACIÓN DE MATERIAL DE SOPORTE PARA TERCERA FASE DE OPERACIÓN DEL RLFIAP.....	94
FIGURA 3.21 INSPECCIÓN Y ACONDICIONAMIENTO DEL RABF.....	94
FIGURA 3.22 LIMPIEZA DE MATERIAL INCRUSTADO EN TUBERÍAS DEL RABF.....	95
FIGURA 3.23 MANTENIMIENTO DEL RABF E IMPLEMENTACIÓN DE LECHO FIJO COMBINADO.....	96
FIGURA 3.24 IMAGEN DEL INVENTARIO DE ACCESORIOS, HERRAMIENTAS Y EQUIPOS UTILIZADOS EN EL PROCESO ANAEROBIO.....	97
FIGURA 3.25 IMAGEN DEL MANUAL DE OPERACIÓN Y EJEMPLO DE UN PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN IMPLEMENTADO.....	99
FIGURA 3.26 PRUEBAS HIDRODINÁMICAS PARA LA EXPANSIÓN DEL MATERIAL DE SOPORTE.....	100
FIGURA 3.27 PRUEBA INICIAL DE LA FRACCIÓN LÍQUIDA DE LOS RSO CON EXTENDOSPHERE® LIMPIO.....	101
FIGURA 3.28 PRUEBAS DE CONDUCTIVIDAD ENTRE LA FRACCIÓN LÍQUIDA DE LOS RSO Y MATERIAL DE SOPORTE COLONIZADO: A) CONDICIÓN 1 (C1) CON pH DE 4.5, B) CONDICIÓN 2 (C2) CON pH DE 7, C) CONDICIÓN 3 (C3) CON pH DE 9.....	103
FIGURA 3.29 CONDUCTIVIDAD ELÉCTRICA VERSUS CONCENTRACIONES DE AGV EN LA FRACCIÓN LÍQUIDA DE LOS RSO.....	105
FIGURA 3.30 EFECTO DE AGV CON UNA CONCENTRACIÓN DE 5 G/L EN LA DETECCIÓN DE LA CONDUCTIVIDAD ELÉCTRICA.....	106
FIGURA 3.31 ELECTRODO DE CONDUCTIVIDAD ELÉCTRICA PARA EL RLFIAP.....	108
FIGURA 3.32 ESQUEMA DEL SISTEMA DE ELECTRODOS DE CONDUCTIVIDAD ELÉCTRICA PARA CADA COLUMNA DEL RLFIAP.....	109
FIGURA 3.33 INSTALACIÓN DE LOS ELECTRODOS DE CONDUCTIVIDAD ELÉCTRICA EN EL INTERIOR DE LAS COLUMNAS.....	110
FIGURA 3.34 TARJETA RASPBERRY UTILIZADA PARA EL CONTROL AUTOMÁTICO.....	110
FIGURA 3.35 HERRAMIENTA IDLE UTILIZADA PARA EL DESARROLLO DEL CÓDIGO E IMPRESIÓN DE LOS VALORES DE VOLTAJE EN LÍNEA.....	111
FIGURA 3.36 DISEÑO DE LA INTERFAZ GRÁFICA PARA EL SISTEMA DE CONTROL AUTOMÁTICO.....	112
FIGURA 3.37 PRUEBAS DE CONDUCTIVIDAD ELÉCTRICA EN RLFIAP PARA DETERMINAR EL VOLTAJE DE REFERENCIA.....	112

FIGURA 3.38 CONFIGURACIÓN DE LA INTERFAZ EN MODO AUTOMÁTICO	114
FIGURA 3.39 CONFIGURACIÓN DE LA INTERFAZ EN MODO MANUAL.....	115
FIGURA 3.40 RECUPERACIÓN DE SOPORTE EN FASE 1 Y 2 DE OPERACIÓN	117
FIGURA 3.41 MATERIAL DE SOPORTE RECUPERADO: (A) FASES 1 Y 2 DE OPERACIÓN, (B) FASE 3 DE OPERACIÓN.	118
FIGURA 3.42 DQO_T Y REMOCIÓN EN FASE 3 DE OPERACIÓN.....	119
FIGURA 3.43 DQO_T EN RLFIAP EN LA FASE 3 DE OPERACIÓN	120
FIGURA 3.44 DQO_S Y REMOCIÓN EN FASE 3 DE OPERACIÓN.....	120
FIGURA 3.45 DQO_S EN RLFIAP EN LA FASE 3 DE OPERACIÓN	121
FIGURA 3.46 ST Y REMOCIÓN EN LA FASE 3 DE OPERACIÓN	122
FIGURA 3.47 ST EN RLFIAP EN LA FASE 3 DE OPERACIÓN	123
FIGURA 3.48 SV Y REMOCIÓN EN LA FASE 3 DE OPERACIÓN.....	123
FIGURA 3.49 SV EN RLFIAP EN LA FASE 3 DE OPERACIÓN	124
FIGURA 3.50 MONITOREO DE PH EN LA FASE 3 DE OPERACIÓN	125
FIGURA 3.51 GENERACIÓN DE BIOGÁS EN LA FASE 3 DE OPERACIÓN	126

ÍNDICE DE TABLAS

TABLA 1.1 COMPOSICIÓN QUÍMICA DEL BIOGÁS Y DEL GAS NATURAL (YENTEKAKIS Y GOULA, 2017).....	14
TABLA 1.2 CARACTERÍSTICAS GENERALES DEL BIOGÁS (SGC, 2012; BHARATHIRAJA <i>ET AL.</i> , 2018)	15
TABLA 1.3 DIFERENTES TIPOS DE SUSTRATOS UTILIZADOS EN LA DIGESTIÓN ANAEROBIA	25
TABLA 1.4 MATERIALES DE SOPORTE COMUNES UTILIZADOS EN LOS RLFI (MARÍN, 2017).....	45
TABLA 2.1 CARACTERÍSTICAS PRINCIPALES DEL RLFIAP	61
TABLA 2.2 CARACTERÍSTICAS PRINCIPALES DEL RABF.....	62
TABLA 2.3 CARACTERÍSTICAS PRINCIPALES DEL MATERIAL DE SOPORTE UTILIZADO.....	64
TABLA 2.4 CARACTERÍSTICAS DEL RLFI A ESCALA LABORATORIO.....	70
TABLA 3.1 CARACTERIZACIÓN DE LA FRACCIÓN LÍQUIDA DE LOS RSO	74
TABLA 3.2 DATOS DE OPERACIÓN DE RLFIAP	75
TABLA 3.3 CICLOS DE LLENADO Y VACIADO DE TANQUE DE DISTRIBUCIÓN	75
TABLA 3.4 CARACTERIZACIÓN DEL SUSTRATO EN ETAPA INICIAL.....	89
TABLA 3.5 LISTA DE PROCEDIMIENTOS DE OPERACIÓN IMPLEMENTADOS EN PLANTA PILOTO.....	98

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
RABF	Reactor Anaerobio de Biopelícula Fija
RLFI	Reactor de Lecho Fluidizado Inverso
RLFIAP	Reactor de Lecho Fluidizado Inverso con Arreglo en Paralelo
AGV	Ácidos Grasos Volátiles
ST	Sólidos Totales
SV	Sólidos Volátiles
TRH	Tiempo de Residencia Hidráulico

INTRODUCCIÓN

En las últimas décadas se ha incrementado el desarrollo industrial, comercial y poblacional, por consecuencia, también ha aumentado la generación de todo tipo de residuos, tanto industriales como urbanos. La disposición final de los Residuos Sólidos Orgánicos (RSO) es complicada debido a que son altamente perecederos provocando complicaciones ambientales incluso en su disposición final en corto plazo (Saidi *et al.*, 2018). Actualmente, la producción mundial de energías tiene al crudo, carbón y sus derivados como principales aportadores teniendo las energías renovables una participación del 22 %. Dentro de las energías renovables se encuentran los bioenergéticos, específicamente el biogás ha tenido un ligero aumento en la producción de energías en México, sin embargo, solo tiene una participación del 0.04% (SENER, 2017). La digestión anaerobia de los RSO mediante reactores anaerobios es una opción viable para disminuir los problemas ambientales generados, sin embargo, hoy en día existen diversos problemas con la operación de los Reactores de Lecho Fluidizado Inverso (RLFI) a escala piloto debido a la pérdida de biopelícula contenida en el material de soporte por el escaso control en la expansión del lecho. Debido a estos problemas, es necesario aportar una alternativa para el tratamiento de los RSO a partir del uso de nuevas tecnologías en la digestión anaerobia. En este estudio se investigaron y aplicaron mejoras a un sistema anaerobio en dos etapas a escala piloto para el tratamiento de la fracción líquida de los RSO enfocándose principalmente en la implementación de un control automático para la expansión del lecho en un Reactor de Lecho Fluidizado Inverso con Arreglo en Paralelo (RLFIAP) mediante sensores de conductividad eléctrica que identifiquen la diferencia de voltajes entre el sustrato y el material de soporte. La implementación de este nuevo sistema facilitó el monitoreo interno de cada columna del RLFIAP manteniendo un mejor control del caudal con la autorregulación de las electroválvulas evitando de esta manera perder grandes cantidades de material de soporte en la salida del reactor anaerobio, lo cual favoreció el desarrollo de la biopelícula dentro del reactor mejorando la actividad de las bacterias en la etapa metanogénica.

PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

La excesiva generación de los RSO en el mundo ha provocado graves problemas en las últimas décadas con el calentamiento global, generando cambios climáticos con climas extremos, sequías e inundaciones. Estos residuos requieren especial atención ya que son generados en grandes cantidades en los mercados, supermercados, hogares e industrias y su disposición final es compleja y no siempre es manejada de manera eficiente por los gobiernos de las naciones. Estos residuos son altamente perecederos provocando residuos que se filtran en los terrenos donde son dispuestos y generando gases que contribuyen al calentamiento global. El incremento poblacional y el aumento en la cultura del consumismo sin un programa de reciclaje se ha convertido en un gran problema (Scano et al., 2014). Específicamente en México con el aumento en la población en las últimas décadas se generan más de 53.1 millones de toneladas de residuos, aumentando esta cantidad un 73 % en los últimos 15 años. (SEMARNAT, 2019). Estos residuos pueden ser tratados utilizando procesos biológicos como la digestión anaerobia mediante reactores anaerobios. La materia orgánica de estos residuos es degradada por microorganismos que se encuentran en el interior del reactor, generando un bioenergético (biogás). El buen desempeño de estos reactores se logra con una buena interacción entre los microorganismos y el sustrato que está siendo degradado. En el caso de los RLFÍ el desempeño suele ser ineficiente cuando el material de soporte en el cual están adheridos los microorganismos se pierde en la parte inferior de la columna disminuyendo la remoción de la materia orgánica. Los efectos de estos problemas aumentan cuando el proceso es realizado a escala piloto o escala industrial debido a la nula visibilidad del flujo y la expansión del lecho al interior del reactor, teniendo un deficiente control y monitoreo en todo el proceso anaerobio.

JUSTIFICACIÓN

La generación de los residuos ha aumentado con los cambios en los hábitos de consumo de las personas y su disposición final siempre ha sido una tarea compleja por parte de los gobiernos locales en cada país. La disposición en los basureros a cielo abierto de estos residuos no es recomendable debido a las consecuencias ambientales provocada por la degradación y generación de gases que contribuyen al calentamiento global. El compostaje muchas veces también se ve limitado por las grandes cantidades de residuos generados. Mientras que los países desarrollados intentan realizar acciones para reducir la generación de los residuos o para una buena gestión en la disposición final, la digestión anaerobia sigue siendo un proceso biológico viable que puede tratar grandes cantidades de RSO en reactores anaerobios a gran escala generando un bioenergético que puede ser aprovechado para combustión, generación de electricidad, pilas de combustible o integración a la red de gas natural. Sin embargo, la generación de este bioenergético en México y a nivel mundial sigue siendo muy baja en comparación con otras fuentes de energías renovables, a pesar de que la demanda energética va en aumento cada año. Es por eso que surge la necesidad de encontrar nuevas estrategias y tecnologías para el tratamiento de los RSO y para la generación de bioenergéticos que contribuyan a la disminución de los problemas relacionados con el calentamiento global. Es necesario que este proceso biológico sea llevado a cabo en reactores de alta eficiencia como son los RLFI, sin embargo, la operación a escala piloto y escala industrial sigue siendo limitada debido a los problemas con la expansión del lecho. En la literatura no existen estudios suficientes con estos reactores a gran escala en el tratamiento de los RSO y no existe algún sistema eficiente para el monitoreo y control de la expansión del lecho. El uso de la conductividad eléctrica mediante electrodos puede ser de gran utilidad debido a que los materiales suelen presentar diferentes valores de este parámetro y con la implementación de un control automático se puede mejorar la eficiencia del reactor mediante una operación más práctica y fácil que permita un monitoreo constante de la expansión del soporte y una autorregulación del flujo del sustrato con el fin de mejorar la remoción de los residuos y aumentar la producción de biogás.

HIPÓTESIS

Es posible mejorar la producción de biogás y la remoción de la materia orgánica en el sustrato en un reactor anaerobio de lecho fluidizado inverso con arreglo paralelo con un desarrollo estable de la biopelícula mediante la implementación de un sistema de control automático de expansión del lecho que evite la pérdida de bacterias metanogénicas adheridas al material de soporte.

CONTRIBUCIÓN AL CONOCIMIENTO

- Evaluación del desempeño de un nuevo sistema híbrido multitubular para un reactor metanogénico con tanque de distribución para ahorro energético
- Estrategia de operación eficiente en el sistema de dos etapas de la digestión anaerobia de los RSO mediante un mejoramiento en el pretratamiento y en la gestión de las diferentes actividades en la planta.
- Determinación de mejores condiciones para el desarrollo estable de la biopelícula
- Solución a los problemas frecuentes de pérdida de material de soporte en las columnas de los RLFIs mediante el uso de un sistema de control automático de expansión del lecho utilizando sensores de conductividad eléctrica.

OBJETIVOS

OBJETIVO GENERAL

Realizar el tratamiento y aprovechamiento de sustratos orgánicos complejos, orientado a la generación de bioenergéticos en un reactor anaerobio de lecho fluidizado inverso con arreglo en paralelo y control automático de la expansión del lecho.

OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Operar y estabilizar el reactor anaerobio de lecho fluidizado inverso con arreglo en paralelo.
- Monitorear y evaluar el desarrollo de la biopelícula.
- Realizar mejoras en el sistema de dos etapas.
- Diseñar e implementar un sistema de control automático de expansión de lecho fluidizado.
- Evaluar el desempeño del reactor y el sistema de control instalado

CAPÍTULO 1
FUNDAMENTOS TEÓRICOS

CAPÍTULO 1. FUNDAMENTOS TEÓRICOS

1.1 Residuos Sólidos Urbanos y los problemas en su generación

El rápido crecimiento poblacional, así como cambios en los patrones de consumos y el aumento de la riqueza en ciertos sectores al mismo tiempo, han llevado a niveles preocupantes de generación de residuos en las últimas décadas. Este problema, junto con el inadecuado manejo de cantidades tan grandes de residuos municipales, plantea altos riesgos tanto para el medio ambiente, como para los seres humanos, a los que los pobres están más expuestos (Kaza *et al.*, 2018). Los residuos son todo los materiales o productos que se desechan ya sea en estado sólido, semisólido, líquido o gaseoso, que se contienen en recipientes o depósitos, y que necesitan estar sujetos a tratamiento o disposición final y, específicamente, los Residuos Sólidos Urbanos (RSU) son aquellos que se generan en los hogares, edificios, mercados, supermercados, oficinas, etc. así como todos aquellos que se producen de cualquier otro establecimiento en la vía pública siempre y cuando no tengan la clasificación de peligrosos o de manejo especial (SEMARNAT, 2018). Estos residuos son producto de las distintas actividades del ser humano y de los animales en los núcleos urbanos y todo lo que le rodean (Rodríguez-Pimentel *et al.*, 2015).

La gestión de RSU es un problema universal que afecta a todas las personas del mundo. Las personas y los gobiernos toman decisiones sobre el consumo y la gestión de residuos que afectan la salud, la productividad y la limpieza diaria de las comunidades. Al mirar la literatura relacionada con el tema de la gestión de residuos, las categorías y clasificaciones de residuos pueden variar, lo que eventualmente crea dificultades para identificar y comparar determinadas cantidades de residuos al buscar diferentes fuentes de datos. Los análisis y la discusión de las cantidades de desechos a menudo se refieren a los RSU, para los cuales los datos están ampliamente disponibles tanto a nivel local como global (Huber, 2019).

Los basureros a cielo abierto no controlados provocan degradación ambiental, riesgos a la salud y causan pérdidas económicas en forma de emisiones de Gases de Efecto Invernadero (GEI), provocando también contaminación del suelo y del agua a través de lixiviados y fuentes no utilizadas para la recuperación de energía, materiales y nutrientes. A pesar de estos problemas crecientes, aproximadamente dos tercios de la cantidad total de RSU a nivel global se tratan de

esta manera (EC, 2016; Huber, 2019). En los países de Latinoamérica ha habido un aumento importante en la población urbana y, por consecuencia, la generación de RSU, específicamente en México la generación de RSU ha aumentado de 30 a 53.1 millones de toneladas desde el año 2000 al 2015, lo cual significa un incremento del 73 % en 15 años (Salazar-Adams, 2015; SEMARNAT, 2019).

Países con grandes poblaciones, incluyendo México, están enfrentando muchos retos para gestionar grandes cantidades de RSU. De acuerdo al reporte del banco mundial, en el mundo se generan 1.3 billones de toneladas de RSU anualmente y se espera que para el 2025 esta cantidad aumente a 2.2 billones de toneladas (Hoornweg y Bhada-Tata, 2012; Zia *et al.*, 2020). Los RSU son una notable fuente de biomasa; su contenido orgánico varía entre el 40 y 50 % del total de los RSU dependiendo de diferentes factores tales como la cultura del país, su cantidad de habitantes, la extensión territorial o programas de reciclaje. (Escamilla-Alvarado *et al.*, 2017).

1.1.1 Residuos sólidos orgánicos

Según el Programa Nacional para la Prevención y Gestión Integral de Residuos (PNPGIR) en México se generan diariamente más de 100 mil t de RSU siendo la fracción orgánica más del 53 % y recuperándose menos del 50 % en reciclaje (SEMARNAT, 2018). Algunos residuos tales como el vidrio, el metal, el papel y los plásticos se pueden reciclar, pero los desechos putrescibles como los Residuos Sólidos Orgánicos (RSO) no se pueden reutilizar y se tiran a vertederos o se convierten en abono. Este tipo de residuos engloban a los residuos de alimentos y a los Residuos de Frutas y Verduras (RFV). La mayoría de los países en desarrollo eliminan estos residuos orgánicos en las afueras de las ciudades y en zonas bajas (Zia *et al.*, 2020).

Los RFV están caracterizados por tener un contenido elevado de humedad y son ricos en compuestos orgánicos biodegradables, típicamente con contenido de sólidos debajo del 10 % y arriba del 85 % de materia orgánica. Las características de este tipo de residuos contribuyen negativamente a los sistemas tradicionales de disposición de residuos debido a la generación de GEI y descargas de lixiviados en los vertederos, provocando así contaminación en los suelos en las áreas cercanas y las aguas subterráneas (Edwiges *et al.*, 2018). El contenido de la fracción líquida de los RFV es también un parámetro crucial para seleccionar alguna estrategia de gestión de la disposición final. Este contenido puede variar según la estación del año, pero el porcentaje

siempre está por arriba del 83 %. En la temporada de invierno, el contenido de la fracción líquida puede alcanzar hasta un 89.6 % y debido a las bajas temperaturas junto con la humedad moderada (50 – 60 %) da como resultado que esta fracción se retenga intacta mayormente en los RFV. Por el contrario, durante verano se puede encontrar una humedad ligeramente menor (83.9 %) debido a las altas temperaturas ambientales. Tales niveles altos de fracción líquida en estos residuos significan una mayor descomposición. Estos residuos resultan complejos ya que contienen fracciones sólidas hidrolizables y fracciones sólidas fibrosas no hidrolizables que, en caso de intentar implementar un tratamiento biológico, es necesario realizar alguna técnica de pretratamiento. La fracción sólida hidrolizable constituye diferentes tipos de materia biodegradable que se vuelven biodisponibles para los microbios hidrolíticos en diferentes etapas a medida que se degrada el RFV (Chatterjee y Mazumder, 2020). Otra característica importante de los RFV es que se degradan rápidamente y si son aprovechados oportunamente, se puede generar abono para mejorar los suelos empobrecidos, fertilizar zonas agrícolas o jardines en los hogares. También se pueden aprovechar para generar un bioenergético tal es el caso del metano (CH_4) el cual, su productividad no solo depende de la cantidad de sólidos volátiles, sino también de la naturaleza de los compuestos orgánicos (ONU, 2018). Gracias a estas características, este tipo de residuo se ha utilizado no sólo para producción de CH_4 , sino también para producir hidrógeno (H_2), enzimas y compuestos hidrolizados (Poggi-Varaldo *et al.*, 2014).

La disposición en vertederos de estos residuos no es una opción viable debido a los peligros ambientales, la cantidad de desechos, el costo y los aspectos de ingeniería, mientras que el compostaje tiene problemas similares a los de los vertederos, excepto en aspectos de ingeniería. La creciente presión ambiental que ha ejercido la sociedad y las organizaciones a favor del medio ambiente, ha provocado que los objetivos de las naciones eviten la disposición final de los RSO en los vertederos y aumenten las prácticas de reciclaje y recuperación. Mientras que los países más desarrollados han incrementado sus acciones para alcanzar una producción de cero RSU mediante reciclaje, los países en desarrollo intentan de alguna forma evitar el uso de vertederos abiertos mediante la implementación de vertederos controlados con recirculación de lixiviados e implementación de otros procesos biológicos que contribuyan a mitigar los problemas que generan el calentamiento global (Figuroa-Escamilla *et al.*, 2021).

1.2 Producción de energías en México

Las energías renovables de acuerdo con el artículo 3º, fracción XVI de la Ley de Transición Energética son: el viento, la radiación solar en todas sus formas, el movimiento del agua, la energía oceánica, el calor de los yacimientos geotérmicos y los bioenergéticos. A lo largo de los años cada vez es menos frecuente depender de hidrocarburos en el mundo, ya que estos son recursos no renovables que en algún tiempo se acabarán. La producción de crudo en México bajó un 10 % durante 2016, sin embargo, en noviembre de 2017, se anunció el hallazgo de un yacimiento con reservas 3P (probadas, probables y posibles) que podría contener 350 millones de barriles de petróleo. Actualmente, la producción mundial de energías tiene al crudo, carbón y sus derivados como principales aportadores teniendo las energías renovables una participación del 22 %. Dentro de las energías renovables se encuentran los bioenergéticos, específicamente el biogás ha tenido un ligero aumento en la producción de energías en México, sin embargo, solo tiene una participación del 0.04 % (SENER, 2017).

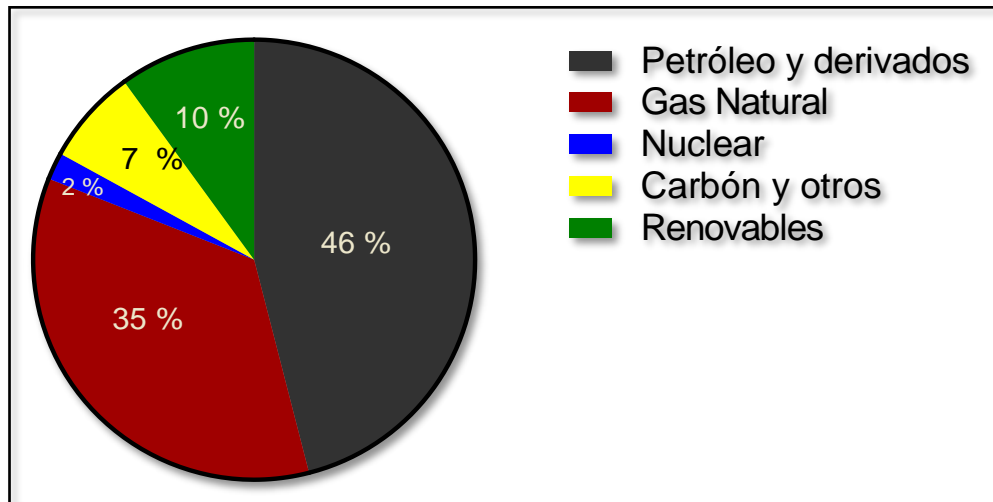


Figura 1.1 Suministro total de energía primaria en 2018 en México (IRENA, 2020)

Como se puede observar en la Figura 1.1, para el 2018, del suministro total de energía en México, la mayor cantidad la ocupa el petróleo y sus derivados con una participación del 46 %, seguido del gas natural con un 35 %. En tercer lugar, se encuentran las energías renovables con 10 % seguido de un 7 % de carbón y sus derivados y una participación mínima del 2 % de la energía nuclear.

Del total de la energía renovable producida en México, el 51 % corresponde a la bioenergía la cual es utilizada en algunas comunidades, principalmente en zonas rurales (al cocinar alimentos utilizando leña, por ejemplo). El resto se genera utilizando biotecnología actual ocupando la energía geotérmica el 26 %, la energía hidroeléctrica el 11 % y el porcentaje restante la energía de viento, solar y biocombustible.

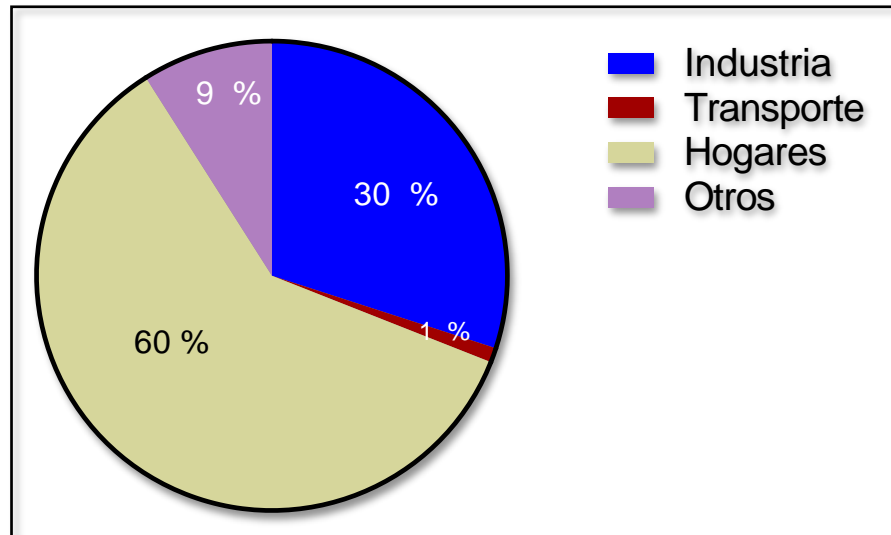


Figura 1.2 Consumo de energías renovables por sector en México (IRENA, 2020)

Entre otros datos de energía en México, en el 2018 el porcentaje de importación para suministro de energía fue del 56 % y del total de energía producida se exportó el 46 %. En cuanto a la fuente de consumo de energía renovable en el año 2018 en México, la bioenergía ocupó el 66 % y la electricidad el 34 %. En cuanto al consumo por sector, los hogares ocuparon un 60 %, la industria 30 %, 9 % para otros sectores y menos del 1 % para transporte (Figura 1.2). La capacidad de generación de energía eléctrica en el 2020 en México fue de 59,611 MW para las fuentes no renovables y de 28,358 MW para las fuentes renovables, siendo porcentajes del 68 y 32 %, respectivamente, para un total de generación de 87,969 MW. En cuanto a las energías renovables, el mayor porcentaje de capacidad de generación de energía eléctrica (Figura 1.3) fue para la energía hidroeléctrica con 45 %, seguido por la energía eólica con 29 %, después la energía solar con 20 % y el porcentaje restante la bioenergía y la energía geotérmica.

La capacidad de energía eléctrica por parte de la energía hidroeléctrica ha disminuido desde el 2014 pasando de cerca de 40,000 GWh a poco más de 20,000 GWh, mientras que la energía eólica y la solar han aumentado de manera significativa.

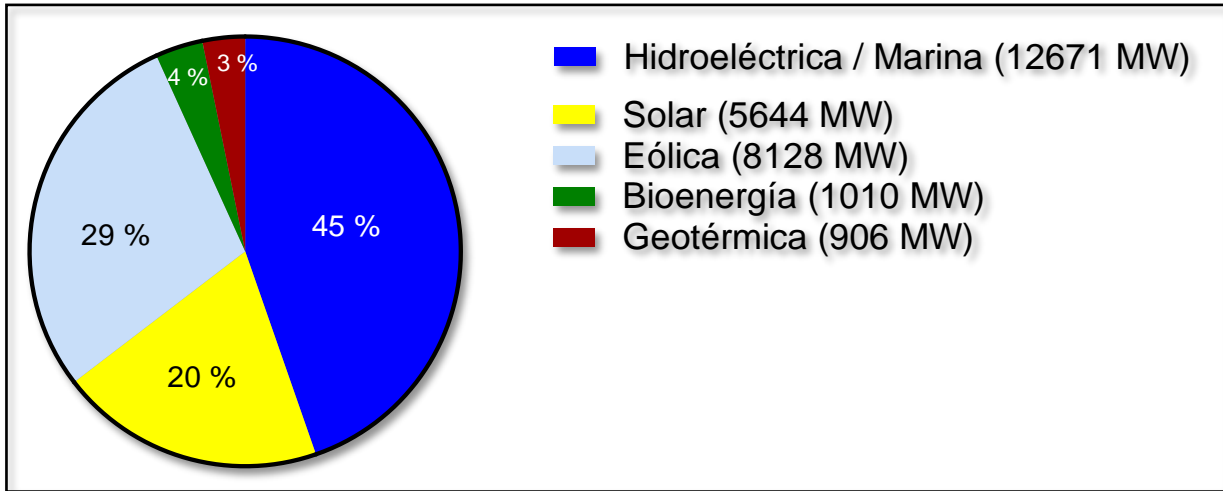


Figura 1.3 Capacidad de generación de energía eléctrica en energías renovables en el 2020 (IRENA, 2020)

Los objetivos en México para el 2030 en cuanto a electricidad renovable es de 2,100 MW, mientras que el mandato de mezcla de biocombustibles líquidos es de 202 Gg CO₂eq (IRENA, 2020).

La generación de energía es un factor clave en el desarrollo económico y el bienestar de un país. Sin embargo, el uso excesivo de los recursos naturales, ya sean renovables o no renovables, pone en peligro este desarrollo y otras cuestiones tales como el medio ambiente, la salud humana y el progreso económico. El uso de electricidad proveniente de fuentes renovables en México es aún muy bajo y hay un aumento en la demanda de energía de 3.4 % anualmente. Por estas razones, es importante que los gobiernos sigan invirtiendo en investigación y desarrollo, así como en la búsqueda de nuevos mecanismos y facilidades que motiven el despliegue de energías renovables, ya que el despliegue de la tecnología se basa en la inversión acumulada en investigación y desarrollo (Pérez-Denicia *et al.*, 2017).

1.2.1 Generación y características del Biogás

El biogás es una forma muy versátil de bioenergía, ya que puede producirse a partir de una variedad de materias primas y utilizarse en todos los sectores energéticos: para la producción de electricidad, calefacción y refrigeración y en el transporte (Kampman *et al.*, 2017). El biogás es generado a través de la degradación de materia orgánica realizada por microorganismos en el proceso de digestión anaerobia. Este producto de base biológica contribuye en gran medida a los objetivos principales de la actual transición energética global al sustituir recursos fósiles y reduciendo las emisiones de CH₄ no controlado relacionadas con la eliminación de los residuos orgánicos, disminuyendo así las cantidades de emisiones de GEI. Además, el uso de los digestatos resultantes para enriquecer los suelos agrícolas también contribuye a crear sumideros de carbono. La composición de este bioenergético depende del estado redox, de las condiciones de operación en el proceso biológico para su obtención y de la materia orgánica. Está compuesto principalmente por CH₄ y dióxido de carbono (CO₂) pero también contiene agua (H₂O), nitrógeno (N₂), oxígeno (O₂), H₂, sulfuro de hidrógeno (H₂S), amoníaco (NH₃), siloxanos y partículas en proporciones muy bajas (Tabla 1.1). Por mencionar un ejemplo, el biogás producido a partir de lodos de depuradora, RSO o estiércol de ganado tiene una proporción de 50-70 % (v/v) de CH₄, 30-50 % (v/v) de CO₂, 5-10 % de H₂O, <3 % de N₂, <1 % de O₂, <10,000 ppm de H₂S, <100 ppm de NH₃, <200 mg/m³ de hidrocarburos y <40 mg/m³ de siloxanos (Allegue *et al.*, 2012; Iglesias *et al.*, 2021). En la Tabla 1.1 se muestra más a detalle las diferentes composiciones del biogás producido de diferentes fuentes así también del gas natural.

El biogás tiene otras propiedades y características específicas (Tabla 1.2) muy particulares, como el olor a huevo podrido, principalmente cuando la concentración de H₂S es alto, sin embargo, cuando el biogás es desulfurado, el olor es imperceptible. Siempre que el biogás tenga gran contenido de CH₄, el Poder Calorífico Inferior (PCI) puede ser de 23.1 MJ/m³ y la temperatura de ignición de 650 °C. Un ejemplo de equivalencia de combustible es de 0.60-0.65 L petróleo/m³ biogás (Bharathiraja *et al.*, 2018).

Tabla 1.1 Composición química del biogás y del gas natural (Yentekakis y Goula, 2017)

Componente	Unidad	Plantas de tratamiento de aguas residuales	Residuos domésticos	Residuos de industria agroalimentaria	Residuos agrícolas	Sitios de vertederos	Gas natural
CH ₄	mol. %	60-70	50-60	68	60-75	35-65	80-92
CO ₂	mol. %	30-40	34-38	26	19-33	15-50	0.2-1.5
Hidrocarburos C ₂₊	mol. %	-	-	-	-	0	9
H ₂ S	ppm	0-4000	72-648	288	2160-7200	0-100	1.5-5.9
NH ₃	ppm	100	-	-	72-144	~5	-
H ₂	mol. %	0	-	-	-	0-3	-
N ₂	mol. %	0.2	0-5	-	0-1	5-40	0.3
O ₂	mol. %	0	0-1	-	≤0.5	0-5	-
H ₂ O	mol. %	1-5	≤6	≤6	≤6	1-5	-
Cl total	mg/m ³	100	100-800	-	-	5	-
Aromáticos	mg/m ³	-	0-200	-	-	-	-
Poder calorífico (inferior)	MJ/m ³	23	-	-	-	16	39

La biomasa es una importante fuente de energía potencial y tiene muchas posibilidades de uso. La combinación de diversas tecnologías biológicas consigue reducir los costos de producción y minimizar el uso de fuentes de energía fósiles, al tiempo que se reutilizan los materiales y subproductos residuales. De este modo se minimiza la huella ecológica. Por lo tanto, el biogás procedente de estos residuos, así como el gas de síntesis de la gasificación de la biomasa, son fuentes renovables versátiles que pueden utilizarse para sustituir a los combustibles fósiles en la producción de electricidad y calor y en el transporte. Además, pueden sustituir al gas natural como materia prima para producir compuestos químicos. Las plantas de biogás contribuyen también a la solución de una serie de problemas relacionados con la agricultura y el medio ambiente. El concepto de biogás ofrece un sistema totalmente apropiado para el tratamiento, el

saneamiento, la redistribución y la utilización de nutrientes a partir de los purines del ganado y los RSO.

Tabla 1.2 Características generales del biogás (SGC, 2012; Bharathiraja *et al.*, 2018)

Parámetro	Unidad	Valor
PCI	MJ/m ³	23.10
Gravedad específica	-	0.80
Temperatura de ignición	°C	650
Límites de inflamabilidad en aire	% v/v	8-18
Equivalente de combustible	L petróleo/m ³ biogás	0.60-0.65
Presión crítica	atm	74-88
Temperatura crítica	°C	-82.50
Densidad normal	kg/m ³	1.2
Olor	-	Huevo podrido característico
Masa molar	kg/kmol	16.04

1.2.2 Aplicaciones y aprovechamiento del biogás

El biogás puede convertirse en biometano, el cual se considera una atractiva alternativa energética renovable al gas natural. La transformación del biogás en biometano, junto con otras energías renovables, puede ayudar a las naciones en el cambio de las energías fósiles a energías limpias y la gestión de residuos. En la actualidad, el biometano se suele utilizar como combustible en el sector del transporte o se inyecta en la red de gas, ahorrando toneladas de emisiones equivalentes de CO₂ (Iglesias *et al.*, 2021).

En la producción y el uso que se le puede dar al biogás las zonas rurales suelen ser las más beneficiosas ya que el biogás puede ser utilizado en la cocina y para calefacción. A lo largo de años, los usos que se le puede dar a este bioenergético han sido frecuentemente pasados por alto como fuente de energía renovable a pesar del entusiasmo que rodea su uso como opción para una fuente de energía. El nivel y el costo de vida pueden desarrollarse en las zonas rurales con el uso de digestores, ya que se reduce la deforestación, se minimiza las emisiones de GEI y se pueden manejar los problemas de los olores desagradables de los desechos humanos o animales,

así también los residuos de comida y los RSV. El uso de este bioenergético en estas comunidades también puede disminuir la necesidad de los pobladores en buscar leña para combustión. Se considera que las aplicaciones del biogás son el motor para reducir la pobreza rural y conducen al desarrollo rural en términos de generación de energía (Oobileke *et al.*, 2021).

El biogás se considera una fuente de energía renovable debido a que los residuos orgánicos han consumido dióxido de carbono en el proceso de fotosíntesis, por lo que se puede calificar de carbono-neutral. La producción de biogás es una tecnología de tratamiento que genera energía renovable y recicla los residuos orgánicos para convertirlos en biomasa digerida, que puede utilizarse como abono y enmienda del suelo. Hasta la fecha, se han realizado muchos estudios tomando en cuenta la selección de la materia prima, el diseño y el funcionamiento del proceso anaerobio y la codigestión con otros sustratos, con el fin de mejorar el rendimiento del CH₄ en el biogás. Se estima que el uso de biogás en el mundo se duplicará en los próximos años, pasando de 14.5 GW en 2012 a 29.5 GW en 2022 (Kárászová *et al.*, 2015).

Aparte del CH₄, los demás componentes del biogás son indeseables y se consideran impurezas, por lo tanto, para una aplicación del biogás más allá de generación y combustión, es necesario dos pasos en el tratamiento del biogás (Figura 1.4): la limpieza, que básicamente es la eliminación o reducción de componentes menores del biogás no deseados tales como humedad o H₂S y el enriquecimiento (biogás upgrading) que incluye la eliminación del CO₂. El primero de estos dos pasos, la limpieza del biogás suele considerarse el primer paso para las aplicaciones del biogás y en algunos casos es un proceso que requiere energía. El segundo tratamiento se denomina "enriquecimiento del biogás" y tiene como objetivo aumentar el PCI y, por tanto, convertirlo en un combustible de mayor calidad. Tras estos dos tratamientos, el producto final se denomina biometano, compuesto mayormente por CH₄ (95-99 %) y CO₂ (1-5 %), con la completa eliminación de H₂S (Sun *et al.*, 2015).





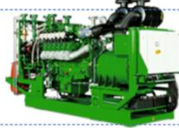
		Limpieza de componente			
		H ₂ S	CO ₂	H ₂ O	RASTRO
Combustión		< 1000 ppm	NO	NO	SI (SILOXANOS)
Generación de electricidad		< 1000 ppm	NO	50%	SI (SILOXANOS)
Integración en la red de gas natural		SI	Hasta 96 %	SI	SI
Combustible para vehículos		SI	SI	SI	SI
Pilas de combustible		SI	SI	SI	SI

Figura 1.4 Grados de limpieza y enriquecimiento del biogás

En la actualidad, existen diversos procesos para remover los compuestos no deseados del biogás, ampliando así su gama de aplicaciones. El biogás de alta pureza de CH₄ tiene las mismas propiedades que el gas natural, especialmente en términos de poder calorífico, por lo que este biogás limpio está cualificado para ser inyectado en una red de gas natural. Para remover el CO₂ existen dos tipos de tecnologías principales que hoy en día son aplicadas para el enriquecimiento del biogás: sorción y separación (Adnan *et al.*, 2019).

La sorción del biogás se realiza por medio de absorción o scrubbing (absorción física y absorción química) y por medio de adsorción. En la absorción física se trabaja con el principio de la Ley de Henry en donde el CO₂ es más soluble que el CH₄. Se utiliza una columna de absorción llena de material de relleno para incrementar la transferencia de masa. El biogás crudo fluye a través de un contraflujo de un líquido en la columna, el líquido absorbe el CO₂ dejando el biogás con un alto contenido de CH₄. Entre sus ventajas está que el proceso es simple y con bajos costos de mantenimiento y además de obtener una alta cantidad de pureza con menores pérdidas de CH₄. Entre las desventajas está que requiere mucha cantidad de agua y energía. En la absorción química se trabaja con el principio de que el CO₂ es más reactivo que el CH₄. Se

trata de la misma forma que el lavado con agua/glicol para los principios de transferencia de masa de biogás-líquido, pero en su lugar sucede una reacción química entre el disolvente y las sustancias absorbidas (Awe *et al.*, 2017). Se basa en absorbentes reactivos al CO₂, como las aminas de etanol o la dimetiletanolamina, (DMEA), y soluciones acuosas alcalinas como el KOH (Lasocki *et al.*, 2015). Entre sus ventajas está que se disuelve más CO₂ por unidad de volumen y un proceso más rápido que la absorción física. Entre las desventajas está que demanda mucha energía para producir vapor y a veces aparecen dificultades para manejar los solventes.

Por otro lado, en el proceso de adsorción del biogás se trabaja con el principio de que el CO₂ se adsorbe en la superficie de un adsorbente por las fuerzas de van der Waals. Las técnicas utilizadas son adsorción por oscilación de presión (PSA), adsorción por oscilación de temperatura (TSA) y adsorción por oscilación eléctrica (ESA). En el sistema se trabaja con múltiples tanques de adsorción instalados para asegurar la operación continua del proceso. Entre las ventajas están la baja demanda de energía, alta calidad de biogás y no se utilizan químicos. Entre las desventajas se encuentran la necesidad de un pretratamiento y un proceso muy complejo para realizar (Zhou *et al.*, 2017; Augelletti *et al.*, 2017).

En los procesos de separación se encuentran la separación por membranas y la separación criogénica. En la separación por membranas se trabaja bajo el principio de separación de los componentes del biogás mediante material permeable a las membranas. En este método la selección de las propiedades de permeabilidad de las membranas es crucial. Se utilizan dos tipos de membranas, polímeros orgánicos (poliamida y acetato de celulosa) y membranas no polímeros (zeolita, carbón activado, sílice). Entre las ventajas se encuentran bajo consumo energético, bajo costo de operación y un proceso simple de operar. Entre las desventajas se encuentra la baja selectividad de la membrana lo que ocasiona una pureza baja de CH₄ (Leonzio, 2016; Awe *et al.*, 2017). Por otro lado, la separación criogénica consiste en el principio de que diferentes gases se condensan en diferentes dominios de temperatura-presión y el punto de ebullición del CO₂ es mayor que el del CH₄, lo que permite la separación. En esta técnica se opera bajo temperaturas muy bajas (-170 °C) y presiones muy altas (80 bar). Estas condiciones de operación son mantenidas usando una serie de compresores e intercambiadores de calor. Los principales inconvenientes de este proceso es el uso de diferentes equipos, principalmente

turbinas, intercambiadores de calor, columnas de destilación y compresores, lo cual aumenta en gran medida los costos de operación y mantenimiento con un evidente alto consumo energético. Entre las principales ventajas se encuentran una gran calidad del gas y bajas pérdidas de CH_4 (Khan *et al.*, 2017).

Otro componente indeseable a remover es el H_2S , ya que este gas a concentraciones altas puede alterar el proceso biológico dentro del reactor anaerobio incluso puede ser perjudicial para la salud a concentraciones mayores a 500 ppm. Para la aplicación del biogás, es necesario eliminar este gas ya que, de no hacerlo, se pueden generar ácidos corrosivos tales como ácido clorhídrico (HCl), ácido sulfúrico (H_2SO_4) y fluoruro de hidrógeno (HF) los cuales pueden dañar las partes internas de las turbinas o motores. Una forma muy común y estudiada de remover el H_2S es por medio de carbón activado principalmente por adsorción/oxidación para producir azufre elemental y en menor medida por la conversión en dióxido de azufre (SO_2). Cabe destacar que cuando se generan altas concentraciones de H_2S en el biogás, es necesario métodos altamente eficaces de desulfuración o métodos externos tales como precipitación química y físico-química, lavado o absorción (Kwaśny y Balcerzak, 2016).

Además de los métodos físicos y químicos, los procesos biológicos también se emplean ampliamente para la eliminación del H_2S mediante microorganismos. Estos pueden lograr un grado satisfactorio de desulfuración sin los inconvenientes asociados a los procesos químicos (Yentekakis y Goula, 2017).

La presión mínima de suministro de biogás es de 20 mbar mientras que la de la cocina doméstica es de 20 mbar. El índice de consumo de gas para la estufa de biogás es de 1 m^3 (19 MJ/h). Además, el biogás que queda dentro del digestor de biogás, conocido como excedente, puede utilizarse para calentar agua y espacios (Grima-Olmedo *et al.*, 2014). En la mayoría de los casos, el biogás se utiliza para cocinar en el hogar, especialmente a pequeña escala ya que la eficiencia de la estufa de biogás es de aproximadamente 55 %. El biogás también puede utilizarse en un motor monocilíndrico de inyección directa y encendido por compresión que se modifica para que funcione con una pila de combustible para generar energía. Por último, el biogás puede utilizarse como gas de inyección directa a la red. Establecerlo implica cuestiones legales, técnicas, comerciales y reglamentarias. El uso del biogás en una caldera doméstica moderna y

eficiente, así como su transporte a la red de gas, puede ser eficiente en un 90 % (Obileke *et al.*, 2021).

1.3 Digestión anaerobia para la producción de bioenergéticos

El uso de la digestión anaerobia para generar CH₄ se considera la técnica más prometedora para procesar los RSO ya que estos residuos tienen un alto contenido de humedad y son fácilmente biodegradables. La digestión anaerobia ciertamente no es una técnica nueva, ya que se ha utilizado históricamente para procesar una variedad de residuos sólidos y líquidos, y se ha empleado ampliamente en la eliminación de residuos urbanos. Sin embargo, hoy en día la técnica sigue presentando varias ventajas, como el bajo consumo de energía, la baja producción de lodos y la elevada carga orgánica a tratar en los digestores, entre otras (Ji *et al.*, 2017).

En la digestión anaerobia (Figura 1.5) los microorganismos transforman la materia orgánica biodegradable en un entorno sin oxígeno en biogás produciendo un lodo estable. Para 1 t de RSO, en 3 semanas se produce de dos a cuatro veces CH₄ por este proceso biológico, mientras que la misma cantidad de CH₄ se produce en 6-7 años en un vertedero (Zia *et al.*, 2020). La digestión anaerobia puede ser útil para recuperar tanto la energía como los nutrientes de los residuos biodegradables. Los purines y los lodos generados tras este proceso pueden aplicarse en el acondicionamiento del suelo y como abono natural en los campos agrícolas (Peng y Pivato, 2019).

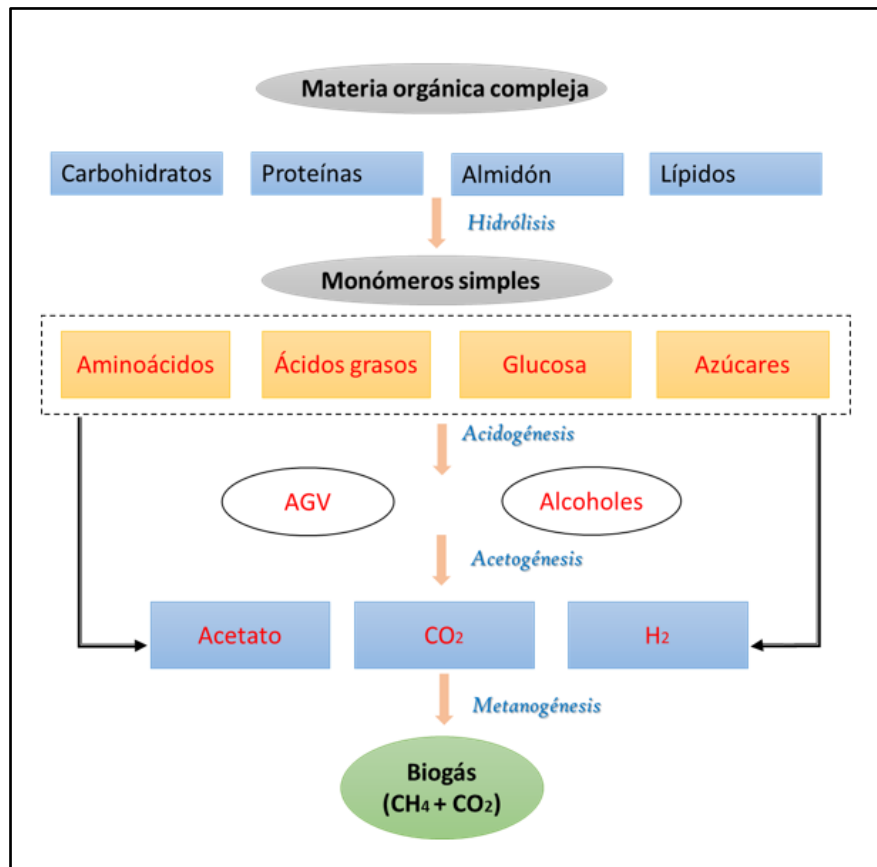


Figura 1.5 Etapas y procesos envueltos en la digestión anaerobia (Bhatt y Tao, 2020)

La aplicación de este proceso biológico a los RSO ha ganado la atención mundial para reducir las emisiones de GEI, disminuir la combustión de combustibles fósiles y facilitar un suministro de energía renovable sostenible. Este proceso produce el biogás el cual contiene el CH₄ que normalmente se emite a la atmósfera. La captura de CH₄ de estas fuentes contribuye positivamente a disminuir las emisiones incontroladas de CH₄ y utiliza el CH₄ capturado como fuente de energía renovable (Atelge *et al.*, 2020).

Como el contenido de celulosa de los RFV es bajo, la etapa de hidrólisis durante la digestión anaerobia no es el paso limitante. En general, el contenido de Sólidos Totales (ST) de los RFV es bajo, mientras que el contenido de Sólidos Volátiles (SV) es alto. Por lo tanto, los residuos pueden ser hidrolizados rápidamente durante la digestión anaerobia, lo que puede conducir a la acidificación y, en consecuencia, podría inhibir la producción de CH₄. Por lo tanto, la etapa más compleja para controlar es la metanogénesis (Bouallagui *et al.*, 2009; Ji *et al.*, 2017).

El proceso de digestión anaerobia consta de cuatro pasos o etapas, estas incluyen hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis. Estas cuatro etapas de la digestión anaerobia son esenciales ya que muestran los procesos generales que describen la reacción química en la que la materia orgánica es digerida bioquímicamente en CO_2 y CH_4 por los microorganismos anaerobios (Obileke *et al.*, 2021). La hidrólisis es el comienzo del proceso de digestión anaerobia. Durante esta etapa, los compuestos orgánicos insolubles (proteínas, grasas, lípidos y carbohidratos) se transforman en compuestos orgánicos solubles (ejemplo, ácidos grasos, aminoácidos y azúcares simples) mediante la intervención de enzimas hidrolíticas. La materia orgánica insoluble sufre alguna reacción para formar componentes que ayudan a su transporte a través de las células microbianas. La siguiente etapa es la acidogénesis la cual incluye tanto la hidrólisis como la fermentación en Ácidos Grasos Volátiles (AGV), H_2 y CO_2 por parte de bacterias acidogénicas. Los pasos finales son la acetogénesis (producción de ácido acético y H_2 por parte de los acetógenos reductores de protones) y los pasos de la metanogénesis los cuales incluyen la producción de CH_4 y CO_2 por parte de los metanógenos acetoclásticos y de CH_4 por parte de los metanógenos reductores de CO_2 . (Kandyliis *et al.*, 2016).

1.3.1 Tipos de operación de la digestión anaerobia

El proceso de digestión anaerobia en algunas ocasiones presenta limitantes con los RSO debido a su baja estabilidad, rápida acidificación por el alto contenido de carbohidratos, baja producción de CH_4 y poca eficiencia de remoción de SV (Pavi *et al.*, 2017). Según el tipo de sustrato y las condiciones de operación, la digestión anaerobia se puede llevar a cabo en dos formas: digestión anaerobia de una etapa y digestión anaerobia en dos etapas.

Los sistemas continuos de una etapa se alimentan de forma continua y todas las reacciones del proceso de digestión anaerobia, es decir, la hidrólisis, la acidogénesis, la acetogénesis y la metanogénesis, se producen en un solo reactor. Estos procesos de una sola etapa son económicos y fáciles de manejar, pero tardan más en digerir el sustrato. Este tipo de digestión anaerobia es más estable en su funcionamiento que los sistemas de varias etapas principalmente cuando se tratan sustratos fácilmente hidrolizables (Bouallagui *et al.*, 2005; Zia *et al.*, 2020). Pero cuando se realiza el tratamiento de RSO con alta cantidad de humedad, este sistema presenta problemas de acumulación de AGV e inhibición de los microorganismos metanogénicos. La misma

producción de biogás a través de estos sustratos puede causar inestabilidad en el desempeño del reactor debido a posibles concentraciones de H_2 de hasta 8 % en el biogás y con valores bajos en pH (Michele *et al.*, 2015; Markphan *et al.*, 2020).

Por otro lado, en la digestión anaerobia en dos etapas las reacciones ocurren en dos o más reactores. Este sistema tiene muchas ventajas en comparación con el de una sola etapa. Entre ellas, la selección y el enriquecimiento de diferentes bacterias en cada reactor. Esta separación de los diferentes grupos bacterianos permite aumentar la estabilidad del proceso al tener un mejor desempeño en la etapa ácida, reduciendo así el riesgo de sobrecarga de AGV y acumulación de material tóxico que pueda inhibir a las bacterias metanogénicas. En este sistema, la primera etapa puede actuar como un amortiguador metabólico que evita el choque de pH para los microorganismos metanogénicos (Sutaryo *et al.*, 2020). Esta configuración en dos etapas ha permitido estudiar muchas condiciones de operación diferentes a las ya establecidas en la digestión anaerobia en un solo reactor, ya que es posible enfocarse en el reactor ácido o en el reactor metanogénico para mejorar el desempeño general del proceso así también implementar métodos de pretratamiento. Wu *et al.*, 2016, investigaron que el ácido láctico es un producto fermentativo común en la digestión anaerobia de los residuos de comida y por lo tanto muy posiblemente en los RFV. Estos autores propusieron realizar la digestión anaerobia en dos etapas operando el reactor ácido con un pH de 4 y con el ácido láctico como el producto fermentativo dominante esto permitió que el efluente de este reactor fuera eficientemente degradado por las bacterias presentes en el reactor metanogénico con un tiempo de solo 3.65 días y un alto rendimiento de CH_4 de 348.5 mL/gSV_{rem}. Markphan *et al.*, (2020) sugieren que la digestión anaerobia en dos etapas incrementa la producción de biogás en un 87-92 % mejorando la estabilidad del pH y los efectos de carga orgánica añadiendo cenizas volantes para el tratamiento de RSO con alta cantidad de humedad. Los reactores utilizados a escala industrial para tratamientos de aguas residuales municipales tales como los Reactores Anaerobios de Flujo Ascendente (UASB, por sus siglas en inglés) son muy eficientes, pero requieren un bajo contenido de partículas en la alimentación, mientras que el estiércol y otros RSO relevantes contienen gran variedad de partículas sólidas. Para proponer una solución a este tipo de problemas, Bergland *et al.*, (2010) implementaron un sistema a escala piloto el cual consistió en un tanque de almacenamiento de 200 L y un reactor anaerobio híbrido de 20 L para el

tratamiento de RSO en dos etapas. El primer tanque se utilizó para desintegrar e hidrolizar los RSO y después extraer únicamente la fase líquida de estos residuos para ser alimentados al reactor anaerobio híbrido en su etapa metanogénica. La producción de biogás fue de hasta 25 L por día y el contenido de CH_4 se mantuvo por lo menos en 70 %.

1.4 Parámetros de control en la digestión anaerobia

Existen muchos parámetros responsables para un óptimo desempeño en todo el proceso tecnológico y biológico de la digestión anaerobia. El control y monitoreo de estos parámetros influyen en gran medida en el rendimiento de los reactores y en la calidad de biogás producido, sea que se requiera enfocarse en la producción de CH_4 o biohidrógeno. Algunos parámetros más importantes son el tipo de sustrato, pretratamiento del sustrato, temperatura, ST y SV, pH, AGV, Tiempo de Residencia Hidráulico (TRH), Carga Volumétrica Aplicada (CVA) y relación carbono / nitrógeno (C/N).

1.4.1 Tipo de sustrato

Existe un amplio rango de material orgánico que puede ser utilizado como sustrato para la digestión anaerobia y la selección de estos depende principalmente en la disponibilidad regional o para resolver el problema local de algún tipo de residuo. La elección del sustrato tiene una gran influencia en diferentes aspectos del proceso de digestión anaerobia, incluido el preprocesamiento (pretratamiento del sustrato); para mejorar la digestibilidad de algunas materias primas, el tiempo de retención hidráulica, el cual siempre va estar en función del tipo de material y su facilidad de degradación y el rendimiento de CH_4 .

Entre los diferentes tipos de sustratos estudiados para su tratamiento con la digestión anaerobia se pueden encontrar los RSO, residuos de comida, excretas animales, residuos agrícolas y cultivos energéticos, aguas residuales industriales y lodos de depuradora (Tabla 1.3). Estos sustratos tienen características particulares diferentes en cuanto a su composición, magnitud de generación, procesos de pretratamiento requeridos y potencial de contaminación

Tabla 1.3 Diferentes tipos de sustratos utilizados en la digestión anaerobia

Tipo de sustrato	Características principales	Producción de biogás	Referencia
RSO	<ul style="list-style-type: none"> • Son mayormente carbohidratos, proteínas y lípidos • Generación en grandes cantidades • Alta cantidad de humedad y SV <ul style="list-style-type: none"> • Fácilmente degradable • Son parte del calentamiento global <ul style="list-style-type: none"> • Acumulación de AGV 	<p>CH₄ 50 – 70 % CO₂ 30 – 50 % Trazas de: N₂, H₂S, Vapor de agua, Siloxanos, CO y NH₃</p>	<p>(Awe <i>et al.</i>, 2017; Kumar y Samadder, 2020; Zamri <i>et al.</i>, 2021)</p>
Residuos de comida	<ul style="list-style-type: none"> • 40 – 70 % (en residuos urbanos). • Se generan en hogares industrias alimenticias y restaurantes • Fácil biodegradabilidad y rápida hidrólisis 	<p>Contenido de CH₄ de entre 254.4 y 540 mL CH₄/gSV</p>	<p>(Ren <i>et al.</i>, 2018; Kumar y Samadder, 2020).</p>
Excretas animales	<ul style="list-style-type: none"> • Pueden sustituir a los fertilizantes • Usos en recuperación de suelos • Tiene baja relación C/N (limitante) • Compuesto principalmente por celulosa, hemicelulosa y lignina 	<p>Rendimiento de CH₄ de entre 112.1 y 410 mL/gSV</p>	<p>(Tsapekos <i>et al.</i>, 2016; Orlando y Borja, 2020)</p>
Residuos agrícolas y cultivos energéticos	<ul style="list-style-type: none"> • El contenido de CH₄ usualmente es alto, siempre y cuando se aplique un correcto pretratamiento. • El maíz es el cultivo más utilizado 	<p>Rendimiento de CH₄ de entre 120 y 658 mL/gSV</p>	<p>(Braun <i>et al.</i>, 2008; Rekleitis <i>et al.</i>, 2020)</p>
Aguas residuales industriales	<ul style="list-style-type: none"> • Más del 80 % son descargadas al ambiente sin un tratamiento apropiado • De gran fuerza orgánica y naturaleza fisicoquímica extrema • Contienen sustancias sintéticas que pueden ser tóxicas o inhibir el proceso anaerobio 	<p>Rendimiento de CH₄ de entre 0.168 y 0.550 m³/kgDQO</p>	<p>(Ke <i>et al.</i>, 2005; Lin <i>et al.</i>, 2012; Owodunni y Ismail, 2021)</p>
Lodos de depuradora	<ul style="list-style-type: none"> • Estructuras complejas de flóculo <ul style="list-style-type: none"> • Requiere pretratamiento • Representan cerca del 2 % de las aguas residuales tratadas <ul style="list-style-type: none"> • Contienen patógenos y metales pesados 	<p>Rendimiento de CH₄ de entre 115 y 620 mL/gSV</p>	<p>(Di Capua <i>et al.</i>, 2020; Nguyen <i>et al.</i>, 2021)</p>

1.4.2 Pretratamiento

El pretratamiento del sustrato ayuda a mejorar la eficiencia del proceso de digestión anaerobia por medio de la aceleración de la fase de hidrólisis y acetogénesis (Figura 1.6). El grado de hidrólisis generalmente es afectado por el tamaño de partícula, el pH y las enzimas producidas por los microorganismos (Zia *et al.*, 2020). Las enzimas ayudan a descomponer la parte orgánica de los sustratos. Dependiendo el tipo de sustrato, se pueden utilizar diferentes técnicas de pretratamientos tales como físicos, químicos, biológicos y térmicos con el fin de incrementar el rendimiento de CH₄ (Pham *et al.*, 2014). El pretratamiento físico se aplica al sustrato principalmente para reducir el tamaño de partícula, como en el caso de los RSO que existen ciertos residuos de frutas y verduras de gran volumen y con capas gruesas, esto permite que el área superficial aumente mejorando los procesos químicos y biológicos involucrados (Kumar y Sharma, 2017).

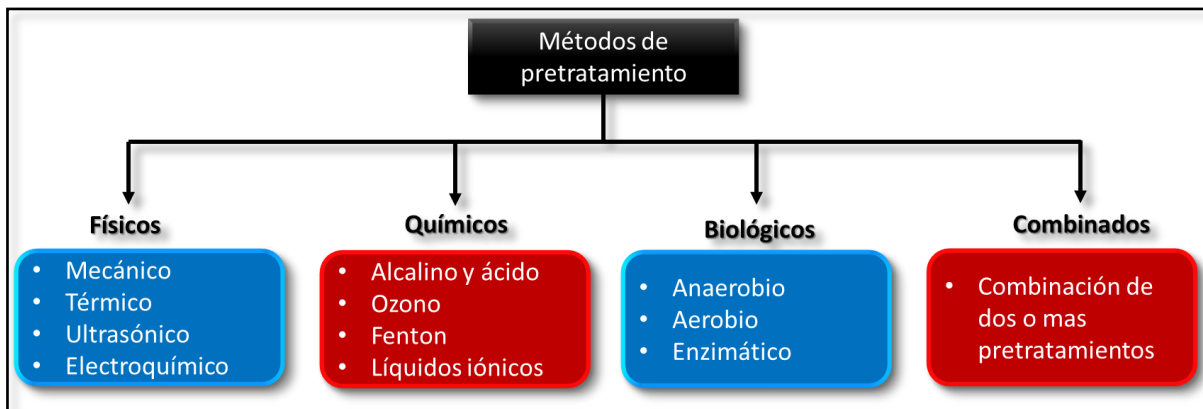


Figura 1.6 Métodos de pretratamiento para la digestión anaerobia (Atelge *et al.*, 2020)

Por lo tanto, todos los materiales sólidos deben pasar por algún tipo de pulverización para aumentar la tasa de hidrólisis y degradación por parte de los microorganismos, ya que la tasa de utilización del sustrato es contraria al tamaño de partícula (Esposito *et al.*, 2011). Aunque en la mayoría de sustratos este pretratamiento es necesario, Zumi *et al.*, (2010) recomiendan no disminuir el tamaño de las partículas a menos de 0.7 mm ya que una reducción excesiva puede conducir a la acumulación de AGV. Consecuentemente, el pH disminuye lo que provoca bajo desempeño en la digestión anaerobia ya que los microorganismos metanogénicos son muy sensibles a los intermedios ácidos. Más recientemente, los procesos de trituración convencionales están siendo reemplazados por tratamientos de extrusión a presión que dividen los desechos en

fracciones líquidas y sólidas aplicando presiones muy altas previamente alimentadas a un compartimiento de extrusión. Cesaro *et al.*, (2021) aplicaron este pretratamiento físico para evaluar su potencial de reducción de partícula con respecto a la producción de CH₄ sugiriendo que se puede mejorar la producción de CH₄ hasta un 30 % si se aumenta la cantidad de fracción líquida hacia la fracción sólida orgánica a tratar. Otro tipo de pretratamiento físico es el térmico el cual es un método bien establecido y también se conoce como pretratamiento con agua caliente líquida. Este proceso depende de la temperatura, la presión y el tiempo. Con este pretratamiento, la estructura del sustrato pasa de ser insoluble a soluble mediante la aplicación de calor, por lo que la biodegradabilidad del sustrato aumenta (Zhou *et al.*, 2015). Li *et al.*, (2017) investigaron el desempeño de un pretratamiento hidrotérmico en la digestión anaerobia en dos etapas con temperaturas de entre 170 y 175 °C por 60 minutos, tratando los RSO, residuos de cocina y lodos activados concluyendo que con este pretratamiento la producción específica de biogás fue mucho mayor en la digestión anaerobia en dos etapas (0.71 L biogás/gSV) en comparación con la digestión anaerobia en una etapa (0.55 L biogás/gSv). Por otro lado, otros estudios han revelado que los sustratos que no contienen alto contenido de lignina o lignocelulosa no muestran un impacto positivo en el rendimiento de CH₄ con el pretratamiento térmico. Liu *et al.*, (2012) evaluaron el pretratamiento térmico tratando también residuos de cocina, RSO y lodos activados teniendo como resultado disminución de viscosidad, aumento de la DQOs, azúcar soluble y proteínas solubles. No obstante, se observó una disminución de CH₄ de entre 7 y 11 % atribuyendo esta evidencia a la formación de melanoidina. Qiao *et al.*, (2011) evaluaron diferentes sustratos usando pretratamiento térmico (170 °C a 1 h) encontrando un incremento en la producción de biogás tratando residuos de cerdo, residuos de vaca, RSO y los lodos de aguas residuales de 7.8, 13.3, 18.5 y 67.8 %, respectivamente. Mientras que, en el tratamiento de residuos de comida, la producción de biogás disminuyó en 3.4 %. Según los resultados de estos autores, con este tipo de sustratos, normalmente el pretratamiento térmico no siempre mejora la producción de CH₄, pero puede acelerar la hidrólisis de los RSO, acortando así los tiempos de retención hidráulica para la solubilización y reduciendo el volumen total de los reactores (Cesaro y Belgiorno, 2014).

El pretratamiento químico es un método muy utilizado no sólo para descomponer con mayor eficacia las estructuras complejas en otras más pequeñas, sino también para reducir el TRH del digestor. Por lo tanto, aumenta la biodegradabilidad del sustrato y la digestibilidad (Atelge *et al.*,

2020). El pretratamiento ácido es un método de bajo costo y efectivo para mejorar la digestión anaerobia debido a su alta eficiencia para hidrolizar. Sin embargo, este pretratamiento suele ser corrosivo y puede generar concentraciones altas de compuestos tóxicos. El ácido puede solubilizar altas concentraciones de azúcares generando furfural con efectos fuertes de inhibición (Bolado-Rodríguez *et al.*, 2016). Dasgupta y Chandel, (2020) estudiaron dos diferentes ácidos, uno fuerte y uno débil (ácido clorhídrico al 37 % y ácido acético al 99.5 %) como pretratamiento de la digestión anaerobia de los RSO teniendo como resultados incrementos en el rendimiento de biogás de entre 8.2 y 28.9 % en comparación del proceso sin pretratamiento. Estos resultados fueron gracias a la reducción del tiempo de retención hidráulico debido a la fácil solubilización de la materia orgánica de los RSO. Por otro lado, Dasgupta y Chandel, (2020) también investigaron el desempeño de la digestión anaerobia de los RSO en cuanto a la producción de biogás mediante un pretratamiento alcalino donde el pH inicial tuvo un valor de entre 8 a 13 usando hidróxido de sodio (NaOH) con una duración de 24 h. La producción acumulada de biogás aumentó entre 19.6 y 34.8 % y la concentración de CH₄ en un 20.8 y 36.9 %, con respecto a la operación anaerobia sin el pretratamiento. El mayor rendimiento de biogás se obtuvo tras el pretratamiento de los RSO con NaOH a un pH de 10. Otro método químico es el pretratamiento por Ozono el cual, a diferencia de otros pretratamientos químicos, no se requieren otros productos adicionales aparte del ozono. Este método también ayuda a eliminar los patógenos en el sustrato. Cesaro y Belgiorno, (2020) evaluaron los efectos de dosis de ozono en conjunto con la reducción de partícula en los RSO en donde la ozonización de las muestras de este residuo fue llevada a cabo con un generador UV utilizando aire mediante un compresor. Entre sus resultados principales concluyeron que dosis de ozono de 0.16 g_{o3}/g_{st} puede mejorar la generación de CH₄ en un rango de 13 a 95 %.

En el pretratamiento biológico los organismos se involucran de manera directa o indirectamente en el proceso y su enfoque es benéfico para el medio ambiente. Este método se utiliza para descomponer las estructuras reticuladas en sustratos con enzimas (Atelge *et al.*, 2020). En un estudio realizado por Güelfo *et al.*, (2011) investigaron la aplicación de un pretratamiento biológico basado en la adición de compostaje maduro, con el fin de mejorar la solubilización de la materia orgánica y, por tanto, la producción de biogás y CH₄ durante la digestión anaerobia de los RSO industriales utilizando un tiempo de retención de sólidos de 15 días. Como resultado

obtuvieron un incremento en la producción de biogás y CH₄ de 60 y 73.3 %, respectivamente, con respecto a la digestión anaerobia de este sustrato sin el pretratamiento biológico. Otro tipo de pretratamiento biológico es el enzimático en el cual las enzimas se utilizan para resolver algunos inconvenientes en el uso de catalizadores químicos. Las enzimas más utilizadas en este pretratamiento son la b-glucanasa, hemicelulasa, la xilanas, la arabinasa y la glucoamilasa. Estas enzimas mejoran sustancialmente la fase de hidrólisis ya que cada compuesto complejo de los sustratos (carbohidratos, lípidos y proteínas) es mejorado por una enzima en particular lo cual permite una mejor degradación de la materia orgánica. En los sustratos heterogéneos tales como los residuos de comida y los RSOM, es necesario utilizar una mezcla óptima de enzimas (Panigrahi y Dubey, 2019).

1.4.3 Temperatura

La temperatura es una variable crucial en el proceso de digestión anaerobia ya que afecta el equilibrio termodinámico de las reacciones bioquímicas, el crecimiento y la actividad microbiana, la biodisponibilidad de metales y el rendimiento de CH₄. Cualquier cambio brusco en la temperatura normal establecida en el funcionamiento del reactor puede provocar bajos rendimientos (Jain *et al.*, 2015; Gil *et al.*, 2018). Comúnmente, los reactores anaerobios son operados a una temperatura mínima de 20 °C y a una temperatura máxima de 60 °C. Existen dos principales rangos de temperatura responsables en la producción de CH₄ los cuales son la temperatura mesofílica (20 – 40 °C) y la termofílica (50 – 60 °C) siendo las temperaturas óptimas para cada rango de 35 y 55 °C, respectivamente. Además de estas, existe otro rango de temperatura menos común el cual es la psicofílica (<20 °C). El CH₄ puede producirse por dos vías: la metanogénesis hidrogenotrófica y la acetoclástica. La vía de producción de CH₄ se ve afectada por la temperatura de funcionamiento; en sistemas mesofílicos y termofílicos, la vía de producción de CH₄ es la metanogénesis hidrogenotrófica y acetoclástica, respectivamente (Lin *et al.*, 2016).

El aumento en la temperatura en el proceso anaerobio puede mejorar el desempeño del reactor, específicamente en la etapa de hidrólisis, ayudando a la degradación de la materia orgánica compleja, aumentando la eliminación de patógenos que suelen soportar condiciones extremas (como los helmintos) y mejorando la producción de biogás. Sin embargo, el proceso termofílico

puede acelerar la reacción en la acidogénesis dando lugar a la acumulación de ácido propiónico en el digestor, lo cual puede causar inhibición en las actividades de las bacterias metanogénicas. Otros inconvenientes en este rango de temperatura son el elevado requerimiento energético y la inestabilidad del proceso, los cuales pueden afectar negativamente al balance energético y al proceso de digestión en su conjunto, respectivamente. Ghanimeh *et al.*, (2020) sugirieron complementar los estudios de digestión anaerobia en dos etapas existentes enfocándose en mejorar la etapa de arranque del proceso bajo temperaturas termofílicas en el tratamiento de RSO. La temperatura en el sistema fue de 55 °C con cargas orgánicas desde 0.5 a 2 gSV/L*d. El experimento alcanzó una remoción de DQO de hasta 79 % y el contenido de CH₄ fue de 54 %, comparado con un sistema de una sola etapa. En otro estudio se evaluó el desempeño de un reactor anaerobio en dos etapas a escala piloto a temperatura mesofílica utilizando como sustrato residuos orgánicos de comida obteniendo rendimientos de CH₄ de 446 L-CH₄ kg/SV y 481 L-CH₄ kg/DQO (Grimberg *et al.*, 2015). También se han realizado estudios de digestión anaerobia con el rango de temperatura psicrófila como es el caso de Jacobo-López *et al.*, (2019) en donde utilizaron un reactor UASB para tratar aguas residuales de una industria chocolatera a diferentes cargas orgánicas y a una temperatura de < 20 °C. El tratamiento anaerobio fue estable ya que esta temperatura permitió tener un pH neutro durante todo el proceso y baja producción de AGV evitando de esta manera la acidificación. Con estas condiciones, la producción de biogás aumentó a medida que se incrementó la carga orgánica. Sin embargo, la producción fue de máximo 68 % debido a que el metano se solubilizó en el efluente debido a la temperatura baja.

1.4.4 Sólidos Totales y Sólidos Volátiles

Generalmente los sistemas de digestión anaerobia también pueden ser clasificados como digestión anaerobia húmeda en donde el contenido de Sólidos Totales (ST) son < 10 % o como digestión anaerobia seca, en la cual el contenido de ST es >20 %. Para el primer sistema generalmente se tratan sustratos como aguas residuales u otros residuos muy diluidos y en el segundo sistema se encuentran sustratos tales como residuos agrícolas o RSO (Ji *et al.*, 2017). Los ST y los SV en el sustrato proporcionan información sobre la cantidad de biogás que se podría obtener, así como el tipo de operación y la eficiencia del reactor anaerobio. Es muy importante considerar el contenido de ST dependiendo el proceso anaerobio ya que, si el sustrato

tiene un porcentaje alto de ST, el reactor anaerobio puede sobrecargarse causando inestabilidad en el proceso de descomposición. Además, los componentes mecánicos de los reactores anaerobios tales como bombas, tuberías y accesorios pueden funcionar de manera segura únicamente con ciertas cantidades de ST. (Syaichurrozi y Sumardiono, 2014). La concentración de SV se define como la fracción orgánica de los ST y comúnmente se mide como un porcentaje de ST en g/kg. Para obtener los SV, es necesario separar los ST secando primeramente la muestra del sustrato para luego ser calcinada en una mufla a 600 °C. El residuo restante después de la incineración es la fracción inorgánica de los ST (Orhororo *et al.*, 2017). En el caso de los RFV, el alto contenido de Sólidos Volátiles (SV) provoca una rápida hidrólisis en el proceso de digestión anaerobia, dando como resultado a la disminución del pH y a la acidificación del medio.

1.4.5 pH

Existen diferentes tipos de grupos microbianos que están presentes en el proceso de digestión anaerobia los cuales tienen diversos valores de pH óptimos para su crecimiento estable. Los rangos más comunes en los estudios de este proceso anaerobio son 5.0 a 6.0 para las bacterias en la etapa ácida y 6.5 a 8.0 para los grupos metanogénicos. El pH es altamente dependiente de los AGV, el contenido de amonio y las concentraciones de alcalinidad. El incremento de AGV provoca una disminución del pH mientras que al aumentar la alcalinidad los valores de pH son mayores (Nsair *et al.*, 2020). El intervalo del pH también depende en gran medida del rango de temperatura en el cual se esté llevando a cabo el proceso, teniendo un óptimo pH de 6.5 y 8.0 cuando la temperatura es mesofílica, en este caso el proceso puede inhibirse si los valores de pH disminuyen debajo de 6.0 y aumentan arriba de 8.3. En cambio, cuando el proceso anaerobio se lleva a cabo en temperatura mesofílica, los valores de pH son más altos que los valores utilizados a temperatura mesofílica debido a que el CO₂ disuelto forma ácido carbónico por reacción con agua. La solubilidad del CO₂ en agua disminuye al incrementarse la temperatura. El pH en los reactores anaerobios está controlado principalmente por el sistema buffer de bicarbonato, por lo que el valor del pH en el interior de los reactores depende de la presión parcial de CO y de la concentración de componentes alcalinos y ácidos en la fase líquida (Al Seadi *et al.*, 2008). Debido a que el comportamiento del pH está ampliamente relacionado con la temperatura, este

factor ha sido estudiado por Sibiya *et al.*, (2014) en donde se evaluó el tratamiento del ensilado de hierba en digestión anaerobia a diferentes temperaturas (35, 40, 45 y 50 °C) y pH (6.5, 6.8 y 7.2). Los resultados mostraron que la mayor eficiencia del sistema se alcanzó a 45 °C y con pH de 6.5. En otro estudio realizado por Zheng *et al.*, (2015) se evaluaron los efectos del pH en los productos acidogénicos y en los tipos de fermentación de los RFV en reactores de acidificación semicontinuo y batch con el fin de optimizar el sistema anaerobio en dos etapas. Se encontró que los tipos de fermentación cambian con la variación de pH (4.0, 5.0 y 6.0) y el sistema ácido automáticamente disminuye el pH a un rango de 3.0 y 4.0 para luego permanecer en este rango obteniendo una fermentación estable de tipo etanol.

1.4.6 Ácidos Grasos Volátiles

Los AGV son compuestos intermediarios tales como acetato, propionato, butirato y lactato producidos durante acidogénesis con una cadena de carbono de hasta seis átomos. Gran parte de la estabilidad del proceso de digestión anaerobia está reflejada por la concentración de estos compuestos. Si el proceso anaerobio no está estabilizado y bien controlado, puede dar lugar a la acumulación de AGV dentro del reactor, lo cual provocará una caída del pH. Sin embargo, la acumulación de AGV no siempre se expresará por una caída del valor del pH, debido a la capacidad de amortiguación del reactor, a través de los tipos de biomasa que contiene. En la actualidad se utilizan recursos petrolíferos para la síntesis industrial de AGV y la sustitución de estos recursos por residuos sólidos como materia prima crea una atractiva vía de economía circular. El éxito de una adecuada etapa ácida en los reactores anaerobios depende del buen funcionamiento de los parámetros de operación tales como pH, temperatura y carga orgánica, así como el empleo de medios adecuados para inactivar a los metanógenos consumidores de AGV. En los procesos de digestión anaerobia, la producción de AGV puede ser mejorada acortando el tiempo de reacción para prevenir la metanogénesis. Ajustar el pH arriba de 8.0 o debajo de 6.0 también puede ayudar a la producción de AGV e inhibir el crecimiento de los grupos metanogénicos (Atasoy *et al.*, 2018).

Estos productos intermediarios pueden utilizarse como componentes básicos en una gran variedad de procesos industriales. Por ejemplo, el ácido acético es común utilizarlo en la industria farmacéutica, el ácido propiónico en la fabricación de pinturas, el ácido butírico en la

fabricación de perfumes y el ácido caproico en la preparación de alimentos. Una solución combinada de estos compuestos también se puede aplicar en las plantas de tratamiento de aguas residuales para la eliminación biológica de nitrógeno y fósforo, la biosíntesis de alcoholes mixtos y la producción de plásticos biodegradables (Wainaina *et al.*, 2020).

1.4.7 Carga volumétrica aplicada y Tiempo de Retención Hidráulico.

La obtención de una producción óptima de biogás a un costo razonable no se puede lograr sin una CVA (carga orgánica del reactor) bien planificada. La implementación y la buena operación de un reactor anaerobio es una combinación de factores de diseño y también económicos. Para que un sustrato pueda ser tratado de manera completa dentro de un digestor y de esta manera poder obtener el máximo rendimiento de biogás, se requiere un tiempo largo de retención y un tamaño ampliamente grande del digestor. Para mejorar estos aspectos, la elección del diseño del sistema (tipo de reactor anaerobio, volumen, sustrato a tratar) se basa siempre con la finalidad de obtener la mayor producción de biogás, con una alta cantidad de sustrato tratado y con bajos costos justificables. A este respecto, la carga orgánica es un parámetro operativo importante, que indica la cantidad de materia orgánica que puede introducirse en el reactor anaerobio, por unidad de volumen y tiempo (Al Seadi *et al.*, 2008; Nsair *et al.*, 2020). El desempeño del reactor también está en función de la CVA, mantener una carga orgánica baja puede causar una baja eficiencia en la producción de biogás, mientras que aumentarla de manera drástica puede causar inhibición en el proceso (Sun *et al.*, 2017). Li *et al.*, (2015) llevó a cabo experimentos en batch (40 L) para investigar los efectos de la carga orgánica en la codigestión anaerobia mesofílica de los residuos de cerdo y paja de arroz. Los resultados mostraron que la tasa máxima de Producción Volumétrica de Biogás (PVB) mejoró con el aumento de la carga orgánica. La tasa máxima obtenida de $3.45 \text{ m}^3/\text{m}^3\cdot\text{d}$ se obtuvo a una carga orgánica de $8.00 \text{ kgSV}/\text{m}^3\cdot\text{d}$ mientras que los valores de PVB disminuyeron drásticamente con una carga de $12 \text{ kgSV}/\text{m}^3\cdot\text{d}$ debido a la acumulación de AGV. Zuo *et al.*, (2013) estudiaron los efectos de la carga orgánica en la dinámica de las etapas acidogénicas y metanogénicas en la digestión anaerobia en dos etapas tratando específicamente residuos vegetales. Los dos sistemas fueron operados con cargas orgánicas de 1.3, 1.7, 2.1 y 2.6 $\text{gSV}/\text{L}\cdot\text{d}$. El incremento gradual de la CVA en el reactor acidogénico aumentó la producción de AGV hasta aproximadamente 8.5 g/L y el pH disminuyó

de 6.4 a 5.2 mostrando valores estables para la etapa ácida de la digestión anaerobia. Con estas mismas condiciones la producción diaria de biogás y el contenido de metano en el segundo reactor incrementó de 1.2 a 4.4 L/d y de 27.4 a 60.5 %, respectivamente. Sin embargo, al aumentar la carga orgánica a 2.6 gSV/L·d sin recirculación, el sistema se sobrecargó y las bacterias hidrolíticas se inhibieron. Debido a estas inconsistencias que puedan presentarse con un pobre control de la CVA, es necesario recircular el efluente y, sobre todo, elegir una carga orgánica adecuada para optimizar el proceso de digestión anaerobia (Montingellia *et al.*, 2015).

Otro parámetro importante tanto para el diseño de un reactor anaerobio, así como su eficiencia de operación es el TRH el cual indica el intervalo de tiempo promedio en el cual se mantiene dentro del tanque digestor. Este parámetro está relacionado con el volumen del reactor y el volumen de sustrato alimentado por unidad de tiempo. El TRH tiene que ser lo suficientemente largo para asegurar que la cantidad de microorganismos removidos con el efluente no sea mayor que la cantidad de microorganismos reproducidos. Bajos valores de TRH puede provocar el riesgo de que la biomasa se lave del reactor y afecte la estabilidad de todo el proceso debido a que estos microorganismos son los encargados de degradar la materia orgánica y de producir biogás (Panigrahi y Dubey, 2019). El TRH también es de gran importancia ya que determina la CVA y la retención de la biomasa. A diferentes condiciones de temperatura, la tasa metabólica de microorganismos anaerobios puede ser también significativamente afectada por este parámetro (Feng *et al.*, 2019). La carga orgánica y el TRH son parámetros relacionados que afectan de manera significativa la digestión anaerobia si ambos son variados durante el proceso. Los efectos de estos parámetros fueron evaluados por Aslanzadeh *et al.*, (2014) en donde comparó la digestión anaerobia en una etapa y en dos etapas tratando residuos de la industria de alimentos y RSO. La CVA fue incrementada en cada etapa de 2 a 14 gSV/L·d y el TRH fue disminuido de 10 a 3 días. El rendimiento de metano teórico más alto alcanzado en el proceso de una etapa fue de alrededor de 84 % tratando residuos de la industria de alimentos con una carga orgánica de 3 gSV/L·d con un TRH de 7 días y de 67 % tratando los RSO con una carga orgánica de 2 gSV/L·d con un TRH de 10 días. Para el proceso en dos etapas la carga orgánica se pudo incrementar hasta 8 gSV/L·d para los residuos de la industria de alimentos y hasta 12 gSV/L·d para los RSO, operando ambos sustratos con un TRH de 3 días. Estos resultados demostraron que el proceso de digestión anaerobia en una etapa ya no pudo soportar mayores

incrementos de carga orgánica a menor TRH debido a la inestabilidad del sistema mientras que en el sistema anaerobio de dos etapas se observó una mayor eficiencia y estabilidad incluso al variar de manera significativa estos dos parámetros.

1.4.8 Relación carbono / nitrógeno

La relación C/N es otro parámetro que afecta a todo el proceso anaerobio ya que se define como la cantidad disponible de carbón y nitrógeno del sustrato y este depende principalmente por el tipo de sustrato. Los sustratos con una óptima relación C/N proporcionan suficientes nutrientes a los microorganismos para maximizar la producción de biogás. Cuando la relación C/N es más elevada que los valores óptimos en el proceso de digestión anaerobia, se producen grandes cantidades de AGV. Por otro lado, si este parámetro está por debajo de los valores recomendados se generan grandes cantidades de NH_3 impidiendo el crecimiento microbiano. Es probable que los valores óptimos de C/N de los distintos sustratos sean diferentes. El proceso de digestión anaerobia es más estable cuando la relación C/N oscila entre 20 y 30. Para mantener esta proporción estable se añaden cosustratos en el proceso de codigestión anaerobia. (Siddique y Wahid, 2018). Las fuentes de carbono provienen de sustratos en residuos de alimentos, estiércol y residuos de plantas. Las fuentes de nitrógeno presentes en los RSO son principalmente proteínas, urea o la formación de NH_3 (Wang *et al.*, 2019). Yan *et al.*, (2015) investigaron los efectos de la relación C/N en conjunto con otros dos parámetros (temperatura y concentración inicial del sustrato) en la digestión anaerobia en estado sólido tratando la paja de arroz. Al sustrato se le agregó urea para ajustar la relación C/N. Los resultados indicaron que las óptimas condiciones para la generación de biogás fueron 35.6 °C, 20 % de concentración de sustrato inicial y una relación de C/N de 29/1. Por otro lado, Dai *et al.*, (2016) evaluaron diferentes valores de la relación C/N, principalmente bajos (9/1, 12/1, 15/1, 17/1 y 20/1) en conjunto con diferentes valores de pH iniciales (4.0 a 13.0) en el tratamiento de residuos de lodos activados mediante codigestión anaerobia con hierba (*ballica perenne*) con el fin de mejorar simultáneamente la producción de CH_4 y el contenido de CH_4 en el biogás. Las condiciones óptimas encontradas para este tratamiento fueron con una relación C/N de 17/1 y un pH de 12 teniendo como producción de CH_4 de 310 mL/gSV y 74 % de composición en el biogás. También se han estudiado diferentes estrategias para ajustar la relación de C/N como es el caso

de un trabajo realizado por Li *et al.*, (2018) en donde utilizaron la estrategia llamada bioaumentación para mejorar el desempeño de la digestión anaerobia con un sustrato con alta relación C/N sin la necesidad de realizar codigestión con algún sustrato con fuente de nitrógeno. Se introdujeron diferentes formas de cultivos metanogénicos enriquecidos dentro de reactores anaerobios continuos. En esta investigación demostraron que la bioaumentación rutinaria con el cultivo líquido (el cual contiene los microbios y los restos del medio) mostró el mejor rendimiento con la carga orgánica, porcentaje de metano, la producción volumétrica de CH₄ y la producción de CH₄ sólido volátil más altos a 1.0 g/L·d, 24 %, 0.22 L/L·d y 0.23 L/gSV·d, respectivamente. Este estudio también concluyó que el agregar consorcio microbiano consecutivo puede reestructurar la comunidad de bacterias metanogénicas al incrementar la población de metanógenos acetoclásticos, los cuales son encargados de acelerar la degradación de acetato y la producción de CH₄.

1.5 Tipos de reactores anaerobios

El proceso de digestión anaerobia tiene lugar en una cámara sellada e impermeable conocida como reactor anaerobio, el cual es el elemento principal en donde se lleva a cabo la remoción del sustrato por parte de los microorganismos. El reactor anaerobio es generalmente cúbico o cilíndrico en su forma principal y puede ser construido por ladrillo, concreto, acero o plástico (Ghosh y Bhattacharjee, 2013).

1.5.1 Reactores Anaerobios de Biopelícula

Un tipo de reactores que ofrecen grandes tasas de reacción son los reactores de células inmovilizadas. En estos reactores, se generan grandes concentraciones de células que están fijas en varios soportes. Las células pueden ser inmovilizadas por tres diferentes técnicas: adsorción, atrapamiento y formación de enlaces covalentes. De estas tres técnicas la más funcional y de bajo costo es la de “adsorción / adhesión” al soporte de manera firme y natural. Esta técnica de adsorción ha sido utilizada extensamente en la literatura para adsorber células microbianas. Estos reactores son simples en concepto y construcción y el proceso de inmovilización es económico. Las células adsorbidas forman capas de células en el soporte y la masa celular crece dentro del reactor a través del tiempo. Estas capas de células se les conocen como biopelícula. La biopelícula puede ser utilizado en diferentes tipos de reactores tales como los Reactores

Anaerobios de Mezcla Completa (CSTR, por sus siglas en inglés), Reactores Anaerobios de Biopelícula Fija (RABF), Reactores Anaerobios de Lecho Fluidizado Inverso (RLFI), UASB y Reactores Anaerobios de Lodo Granular Expandido (EGSB, por sus siglas en inglés) (Qureshi *et al.*, 2005).

1.5.2 Reactores Anaerobios de Biopelícula Fija

Entre las diferentes tecnologías de tratamiento biológico, el Reactor Anaerobio de Biopelícula Fija (RABF) es bastante eficaz en las zonas en desarrollo del mundo debido a su baja energía operativa, su pequeño tamaño, su mantenimiento, su simplicidad, su resistencia a las toxinas y a las cargas de choque (Figura 1.7). Además, debido a su procesamiento sencillo y fiable, tiene la capacidad de producir efluentes de alta calidad (Khan *et al.*, 2015). Lin y Gu, (2020) evaluaron la remoción de nitrato (NO_3^-) por medio de un cultivo heterótrofo en el cual se utilizó un RABF de flujo continuo. El sustrato utilizado fue agua residual sintética con concentraciones de 100 a 300 mg $\text{NO}_3\text{-N/L}$ y el medio de soporte utilizado fue cuentas de vidrio de 0.3 cm para desnitrificar el crecimiento de la biomasa ya que no adsorben acetato y tienen un área de superficie conocida con precisión para unir la biomasa. La eficiencia de remoción alcanzada en el reactor ya estabilizado fue de 98.4 % acompañada con un 90.5 % de consumo de acetato. Solano-de la Cruz, (2020) implementó un RABF a escala piloto para realizar la etapa de hidrólisis tratando efluentes de la industria azucarera. El volumen total del reactor fue de 70 L y en su interior contaba con un panel de soporte con fibras de nylon polyester para la adhesión de las bacterias. Como resultado el reactor se monitoreó durante 40 días alcanzando remociones de DQO_T de hasta 64 % con un TRH de 12 h.

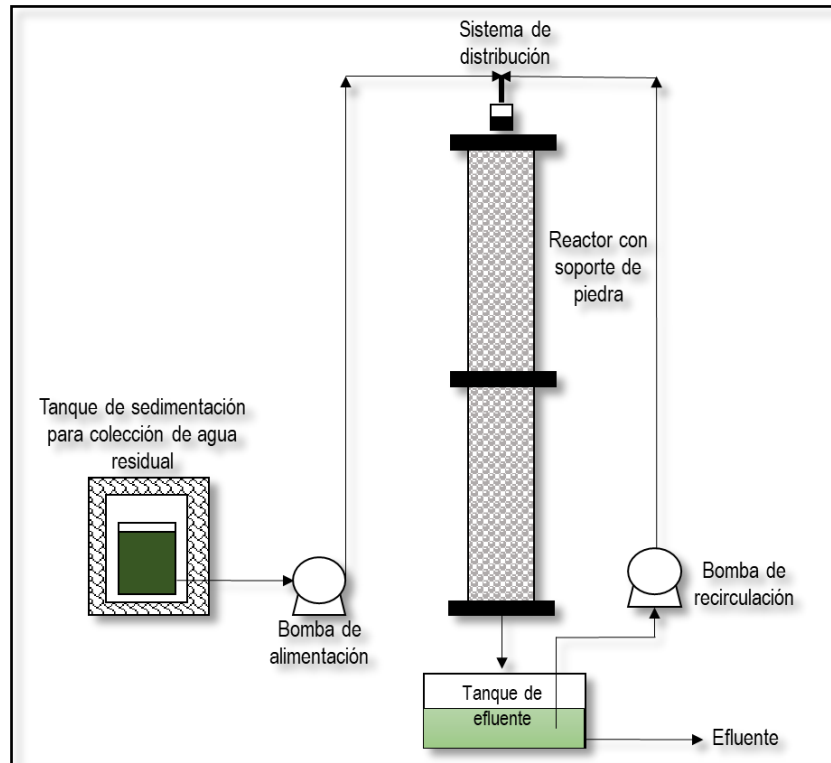


Figura 1.7 Diagrama esquemático de un RABF (Khan et al., 2015)

Esta configuración del medio de soporte permite que el lecho fijo se mantenga firme dentro del reactor lo cual favorece a una formación estable de la biopelícula. De esta manera, el sustrato puede ser alimentado y recirculado con cargas orgánicas altas en la etapa de hidrólisis sin que las bacterias se vean afectadas. Otro material de soporte muy común en este tipo de reactores es el polipropileno.

Naz *et al.*, (2018) investigaron la estructura taxonómica de la biopelícula metabólicamente activa cultivada en polipropileno con el fin de encontrar una correlación con la eficiencia del tratamiento aerobio de las aguas residuales en los RABF a diferentes temperaturas. Las capacidades metabólicas de las comunidades microbianas activas se estimaron evaluando los cambios en diferentes parámetros en el afluente y el efluente durante la operación. Se obtuvieron remociones de hasta 66 % en la Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO) con una temperatura de 30 °C, atribuyendo su gran rendimiento a la gran diversidad de biopelícula microbiana presente en este sistema.

1.5.3 Reactores de lecho fluidizado inverso

Los Reactores de Lecho Fluidizado Inverso (RLFI) han sido colocados dentro de los reactores con TRH más que los respectivos sistemas UASB. Los RLFI pueden tratar mayores cantidades de aguas residuales en un volumen más reducido ya que proporcionan una mayor superficie específica para la biomasa; por lo tanto, se pueden operar con TRH más cortos (Figura 1.8). Las partículas flotantes utilizadas como medio de soporte para las bacterias tienen una densidad específica inferior a la del líquido, por lo que se expanden hacia abajo (fluidización inversa) y el biogás producido fluye en dirección contraria a la del líquido, lo que favorece la expansión del lecho sin necesidad de alimentación o recirculación (pseudofluidización). Así, las velocidades de fluidización en este sistema inverso son menores que en los de flujo ascendente, lo que conlleva un menor consumo de energía (García-Calderon *et al.*, 1998; Bialek *et al.*, 2014). Los reactores con sistema de crecimiento bacteriano en suspensión han sido aplicados de manera efectiva para el tratamiento de efluentes industriales resultando con altas remociones de DQO y recuperación de energía. El punto crucial es seleccionar de manera cuidadosa los parámetros de diseño para asegurar la combinación óptima para que la producción de energía a través del tratamiento anaerobio supere cualquier costo potencial relacionado con el sobredimensionamiento y la limpieza de la membrana (Massara *et al.*, 2017). Gracias a las características de las partículas de soporte, el RLFI soluciona alguno de los inconvenientes presentados en los Reactores de Lecho Fluidizado tradicionales (RLF) en donde debido a la estabilización del reactor los microorganismos comienzan a multiplicarse y, por consiguiente, el grosor de la biopelícula también aumenta provocando una deficiente difusión de oxígeno a ciertos sectores de la biopelícula. Esta deficiencia provoca debilidad de los microorganismos dando como resultado desprendimiento de la biopelícula. Para evitar esto, el grosor de la biomasa debe ser aproximadamente de 100 μm (Karamanev y Nikolov, 1996).

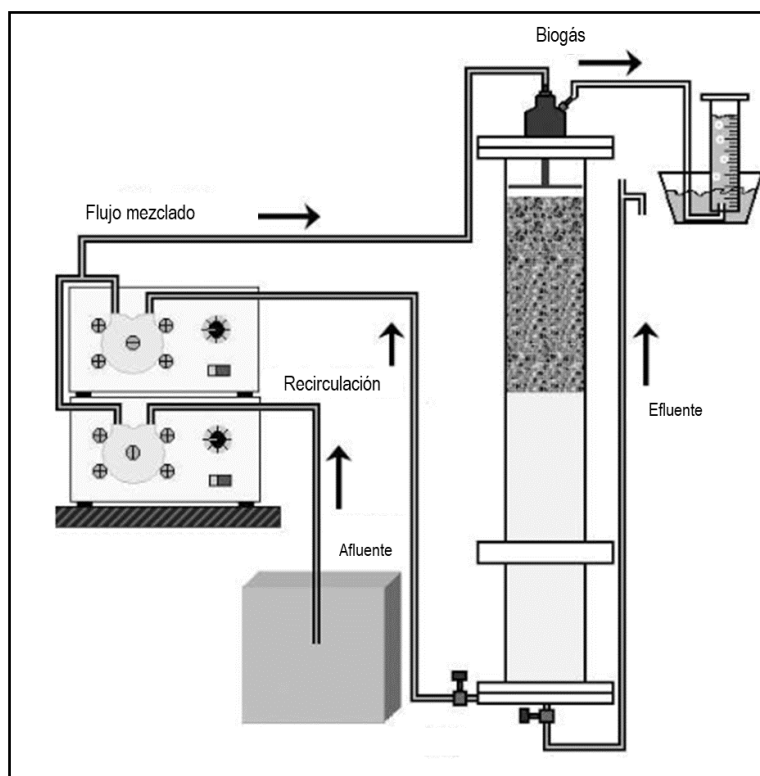


Figura 1.8 Diagrama esquemático de un RLF (Alvarado-Lassman et al., 2010)

En la literatura existen numerosos trabajos de investigación que evalúan el desempeño del RLF tratando aguas residuales con resultados muy favorables en cuanto a eficiencias de remoción de materia orgánica y de producción de biogás con contenido de CH_4 . Alvarado-Lassman *et al.*, (2008) evaluaron dos RLF a escala laboratorio para tratar aguas residuales de la industria cervecera. En el trabajo de investigación se enfocaron en realizar pruebas hidrodinámicas variando el flujo del líquido y la concentración en los soportes para establecer las condiciones operativas comparando dos tipos de partículas de soporte (polietileno y Extendsphere®). Entre los resultados se encontraron remociones de DQO de más del 90 % con una CVA de 10 gDQO/L·d utilizando polietileno y con CVA de hasta 70 gDQO/L·d utilizando Extendsphere®. Thaiyalnayaki y Sowmeyan, (2012) investigaron el efecto de diferentes materiales de soporte para tratar sustratos orgánicos de alta resistencia, específicamente melaza. Este sustrato es conocido por tener alto contenido de materia orgánica con una DQO de hasta 75 g/L y valores bajos de pH de 4.3. En este trabajo se concluyó que la perlita es un buen material de soporte para este tipo de sustratos gracias a su densidad, gran retención de biomasa y la eficiente

fluidización del agua residual influenciado por las partículas de soporte. Bialek *et al.*, (2014) evaluaron la aplicación de bajas temperaturas (10 °C) para el tratamiento de digestión anaerobia en un RLFI a escala laboratorio con un volumen de trabajo de 7.2 L. El reactor se monitoreó por 355 días y se utilizó Extendsphere® como material de soporte. La operación se realizó con una inadecuada intensidad de mezclado resultando un bajo grado de hidrólisis. También se generó un exceso de crecimiento en la biomasa adherida a las partículas de soporte lo cual indujo la estratificación del lecho provocando la aglutinación de las partículas y facilitando su lavado por sedimentación. Janyasuthiwong *et al.*, (2016) evaluaron la producción de sulfuro utilizando sulfato y tiosulfato como aceptores de electrones en dos RLFI operados en paralelo estudiando también el efecto del pH en la reducción de sulfato. Los experimentos se realizaron a escala laboratorio con reactores de 2.5 L cada uno utilizando agua sintética. Se utilizaron perlas de polietileno de baja densidad como medio de soporte para el crecimiento de bacterias con un diámetro de 3 mm. El sistema tuvo una eficiencia de remoción de 75 % para el primer reactor con un pH de 7.0 y de 58 % para el segundo reactor con un pH de 5.0, mientras que la eficiencia de remoción de sulfato fue de 74.4 y 50.4 %, respectivamente. Houbron *et al.*, (2016) operaron un RLFI a escala laboratorio utilizando Extendsphere® como medio de soporte para tratar efluentes de la industria de producción de etanol. En el estudio se evaluaron diferentes cargas orgánicas (0.5, 1.0, 3.3, 6.8 y 10.4 gDQO/L·d) y diferentes TRH (1, 5 y 10 días). El RLFI utilizado constó de una columna de vidrio de 1.7 L. La velocidad descensional utilizada fue de 7.34 m/h con un flujo de recirculación del sustrato de 28.2 L/h. Como resultado se obtuvieron remociones de 81 % para la operación en lotes y de hasta 67 % para la operación con CVA de 1.0 gDQO/L·d. Al aumentar la CVA hasta 10.4 gDQO/L·d la remoción bajó hasta 38 % debido a la inestabilidad que presentó el reactor.

1.5.3.1 El desarrollo de la biopelícula

La biopelícula es una comunidad microbiana que tiene la habilidad para remover de manera efectiva la materia orgánica del sustrato y la producción de CH₄ (Karadag *et al.*, 2015). Las comunidades microbianas están formadas por grupos de células suspendidas en una matriz polimérica hidratada autoproducida de densidad variable y permeada por canales. Comúnmente, las comunidades microbianas multiespecíficas son la forma de vida predominante en ciertos

ambientes naturales. Existen numerosas especies de microorganismos que interactúan en la biopelícula, sin embargo, la investigación de su desarrollo ha sido enfocada en algunas especies más comunes con el fin de proponer un modelo, el cual se han determinado diferentes pasos para su formación (Figura 1.9):

1. Acercamiento de los microorganismos a la superficie
2. Adhesión inicial (fuerzas de Van der Waals y electrostáticas)
3. Formación de microcolonias
4. Maduración de la biopelícula
5. Dispersión

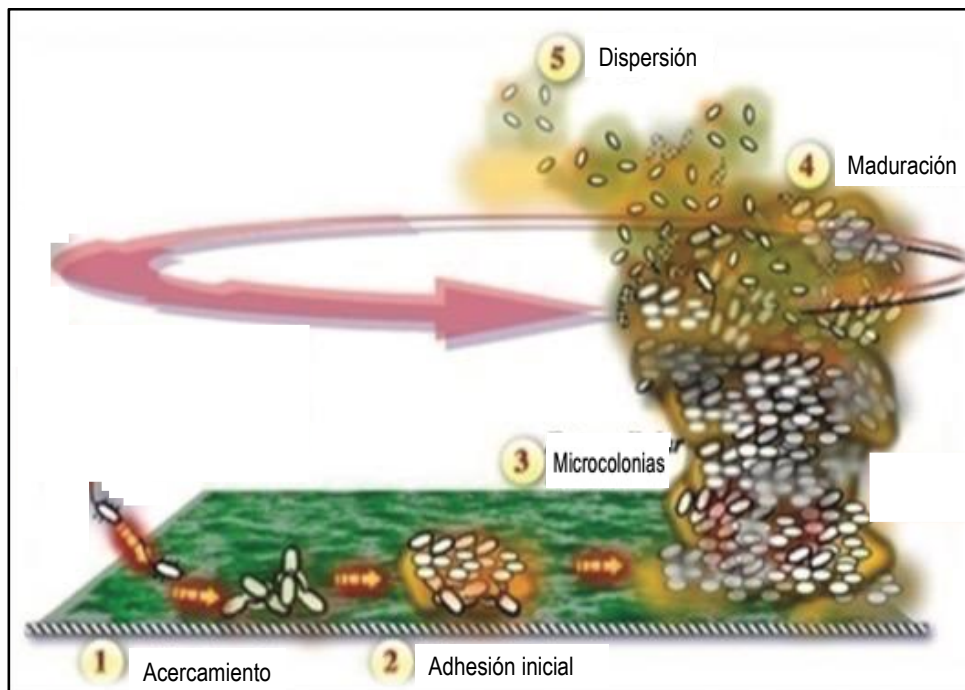


Figura 1.9 Etapas del crecimiento de la biopelícula (Sehar y Naz, 2016).

La biopelícula ya formada muestra una estructura peculiar compleja (modo seta o tulipán) con una amplia presencia de sustancias poliméricas extracelulares llenas de canales a través de los cuales fluye el líquido (Figura 1.10). Las biopelículas son muy importantes en los tratamientos aerobios y anaerobios de las aguas residuales ya que su formación e interacción con el sustrato constituyen la base de la eficiencia de los reactores. Los contaminantes se procesan

anaeróbicamente y se eliminan por medio de la compleja cadena alimenticia que se establece dentro de la biopelícula (Fernández *et al.*, 2008).

La biopelícula es conocida como omnipresente en casi todas las interfases acuosas, tales como las sólido-líquido o aire-líquido. Cuando la biopelícula es negativa en ciertas situaciones (tales como en la industria de alimentos que contribuye a infecciones humanas) se utiliza el término incrustación microbiana o contaminación biológica. Por otro lado, la biopelícula resulta beneficiosa en los sistemas anaerobios especialmente en la disposición de la materia orgánica. Una estable formación de la biopelícula puede contribuir a que el proceso anaerobio sea más eficiente al degradar la materia orgánica del sustrato generando biogás con alto contenido de CH₄ (Langer *et al.*, 2014).

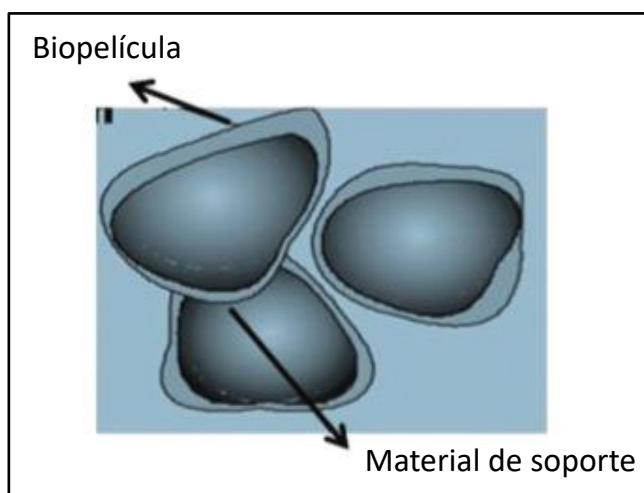


Figura 1.10 Sistema de crecimiento adherido para crear la biopelícula (Sehar y Naz, 2016).

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 hacia y desde la superficie sólida, la unión de los microorganismos a la superficie, el crecimiento de biopelícula y desprendimiento (Cresson *et al.*, 2006).

1.5.3.2 Material de Soporte en los RLFI

Los materiales de soporte se definen como las partículas sólidas utilizadas para la formación de la biopelícula en la superficie. El objetivo de la selección y el diseño del material de soporte es

alcanzar mayor área de superficie por unidad de volumen en las cuales los microorganismos puedan desarrollarse de manera estable y así eliminar efectivamente la concentración de los contaminantes en las aguas residuales (Mallikarjuna y Dash, 2020). El tamaño, la forma y superficie de las partículas son parámetros importantes que afectan la fluidización y la transferencia de masa dentro del reactor. Las partículas que tienen formas y superficies irregulares, ángulos y grietas son favorables para el crecimiento de la biomasa. Por lo tanto, este tipo de partículas se utilizan como medios de lecho de soporte ya que tienen mejores características fisicoquímicas y dinámicas de fluidos. Las partículas sólidas pueden ser hidrofóbicas o hidrofílicas. Para el caso de los RLF, las partículas hidrofílicas son mejores ya que las partículas hidrofóbicas causan retraso en las burbujas ascendentes provocando retención del biogás (Bello *et al.*, 2017). La fluidización inversa, en la que la densidad de las partículas de soporte es menor que la del agua, es un sistema muy eficiente para el tratamiento biológico de aguas residuales en comparación con un RLF con flujo ascendente porque en el RLF el control del espesor de la biomasa se logra dentro de un rango muy estrecho (Haribabu y Sivasubramanian, 2014). Otra ventaja de este tipo de partículas es que la expansión se puede realizar con bajos flujos en las bombas alimentación y recirculación lo cual se traduce en bajos requerimientos energéticos. El uso de partículas para adherir la biomasa permite una alta actividad microbiana ya que se genera una interacción continua con el sustrato sin detener el proceso biológico.

Es también de gran importancia monitorear el crecimiento de la biomasa en la superficie del material de soporte ya que la concentración de biomasa que se puede llegar a obtener en este tipo de reactores es significativamente más grande que en reactores donde el crecimiento es suspendido. Uno de los principales problemas que se pueden encontrar con el crecimiento excesivo de la biomasa es que la biopelícula se desprenda de la partícula ocasionando un lavado del reactor o una sobre fluidización (Sokół *et al.*, 2009).

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 1.4). Rajasimman y Karthikeyan, (2007) realizaron la digestión anaerobia de aguas residuales de la industria de almidón en un RLF de 16 L a escala laboratorio utilizando

polipropileno como material de soporte. Estas partículas tienen una densidad de 870 kg/m^3 y diámetro promedio de 10 mm.

Tabla 1.4 Materiales de soporte comunes utilizados en los RLFI (Marín, 2017)

Autor(es)	Material	Características	Estudio	Resultados
(Rajasimman y Karthikeyan, 2007)	Polipropileno	Diámetro prom.: 10 mm Densidad: 870 kg/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: $7.030 \text{ m}^2/\text{g}$	Digestión anaerobia de efluente de destilería	84 % Rem. DQO
(Alvarado-Lassman <i>et al.</i> , 2008)	Extendosphere	Diámetro prom.: $169 \mu\text{m}$ Área de superficie: $0.0355 \text{ m}^2/\text{g}$	Digestión anaerobia de efluente de cervecería	Más de 90 % Rem. DQO
	Polietileno de baja densidad triturado	Diámetro: $360 \mu\text{m}$ Área de superficie: $0.0166 \text{ m}^2/\text{g}$		Más de 90 % Rem. DQO
(Thaiyalnayaki y Sowmeyan, 2012)	Perlita	Diámetro prom: 1 mm	Evaluación de la retención de la biomasa	$0.66 \text{ g}_{\text{AVS}}/\text{g}_{\text{solid}}$ Retención de biomasa
	Thermocool	Diámetro prom: 5 mm		-
	Perlas de plástico	Diámetro prom: 2 mm		-
	Corcho	Diámetro prom: 1 mm		-
	Madera de teca	Diámetro prom: 2 mm		-
(Houbron <i>et al.</i> , 2012)	Extendosphere	Diámetro = $147 \mu\text{m}$ Densidad = 700 kg/m^3	Rendimiento de metano y eficiencia de biopelícula	100 % colonización $Y_{\text{CH}_4} = 0.298 \text{ L CH}_4/\text{g DQO}$
	Polietileno	Diámetro = $380 \mu\text{m}$ Densidad = 926 kg/m^3		46 % Colonización $Y_{\text{CH}_4} = 0.298 \text{ L CH}_4/\text{g DQO}$
(Houbron <i>et al.</i> , 2016)	Extendosphere	Diámetro prom.: $170 \mu\text{m}$ Densidad: 690 kg/m^3	Digestión anaerobia de vinazas	81 %, por lotes 57.4% continuo Rem. DQO.

En los extremos del RLFI se colocaron mallas de 30 cm para evitar la elutriación de las partículas y retenerlas durante la operación. En los resultados se encontraron que a baja carga orgánica ($<5 \text{ kgDQO/m}^3 \cdot \text{d}$) la eficiencia del reactor fue mayor a 90 %, mientras que a cargas más altas ($>20 \text{ kgDQO/m}^3 \cdot \text{d}$) la eficiencia fue de 60 %. El espesor de la biopelícula fue estable

y constante durante todo el estudio. Sowmeyan y Swaminathan, (2008) estudiaron la viabilidad del uso de perlita como partículas de soporte en un RLFÍ a escala laboratorio de 5.03 L en el tratamiento biológico de efluentes de destilería. Una de las características principales de este material de soporte es que tiene una gran superficie para el crecimiento de la biomasa lo cual permite bajo requerimiento energético para su expansión. Cada partícula tiene 1 mm de diámetro y una densidad específica de 295 kg/m^3 . En la experimentación, el RLFÍ se llenó con el material de soporte sólido hasta el 55 % de su volumen activo. La remoción de DQO fue en promedio 84 % y el TRH pudo ser reducido a 0.19 días. La acumulación de biomasa provocó cambios en el volumen y la densidad de las partículas, afectando todo el sistema.

Alvarado-Lassman *et al.*, (2008) compararon el uso de dos materiales de soporte (Extendosphere® y polietileno triturado) en dos RLFÍ a escala laboratorio de 1.9 L de volumen útil cada uno. El sustrato utilizado fue efluente de la industria cervecera operando los reactores con CVA máxima de $70 \text{ gDQO/L}\cdot\text{d}$. Con el fin de evitar pérdida de las partículas, se colocó una trampa de sólidos en el fondo de la columna, por encima del punto de recirculación y de la salida del agua residual. Como características principales, el polietileno triturado de forma irregular cuenta con una densidad de 0.93 g/cm^3 mientras que el Extendosphere® de forma esférica su densidad fue de 0.70 g/cm^3 . Las eficiencias del reactor fueron arriba del 90 % para las partículas de soporte evaluadas. La colonización superficial del polietileno triturado fue de 40 % mientras que con el Extendosphere® se alcanzó una colonización del 100 % con un óptimo grosor de la biopelícula de $95 \text{ }\mu\text{m}$. Por otro lado, Thaiyalnayaki y Sowmeyan, (2012) realizaron una experimentación más compleja al evaluar cinco diferentes partículas de soporte: Perlita, thermo cool, perlas de plástico, madera de teca y corcho. Los diámetros de las partículas se encontraron entre 1 y 5 mm. El estudio se realizó en un RLFÍ a escala laboratorio de 5.03 L y como sustrato se utilizó melaza. En los resultados se encontró que la actividad de biomasa en el reactor fue un sistema dinámico que abarcó el equilibrio entre el crecimiento y el cizallamiento de la biopelícula. De las partículas de soporte evaluadas se concluyó que la perlita dio mejores resultados ya que permitió mejor retención de biomasa con mínimo lavado de partícula debido a su densidad. Por otro lado, el soporte con un desempeño más bajo fue el material de corcho debido a sus características poco favorables para el crecimiento de las bacterias. Houbbron *et al.*,

(2016) estudiaron también el uso de partículas de soporte Extendsphere® en un RLFI a escala laboratorio de 1.7 L de volumen útil. En el proceso anaerobio se utilizó vinazas como sustrato. Entre las condiciones de operación se evaluaron velocidades descendenciales de 7.34 m/h, 0.247 L de soporte seco y porcentaje de 14.5 % de soporte seco con respecto al volumen de trabajo del RLFI. Como resultado se encontró que con 5 días de TRH se obtuvo un rendimiento de CH₄ de 0.1922 LCH₄/gDQO_{rem} con una remoción de 57 % en la DQO. Kumar y Pakshirajan, (2020) estudiaron la remoción continua y recuperación de metales en un agua sintética con características propias de las aguas residuales utilizando dos RLFI a escala laboratorio de 3 L cada uno, operados de manera simultánea en ambiente sulfidogénico. Como material de soporte para cada reactor se agregaron 500 mL de anillos de polietileno de baja densidad (340 kg/m³, 1 cm de diámetro) lo cual correspondió al 30 % del volumen del reactor. El pH en el reactor 1 fue de 7.0 mientras que en el reactor 2 fue de 3.0. La eficiencia de remoción de metales en el reactor 1 estuvo entre 85 y 95 % y en el reactor 2 la eficiencia de remoción estuvo entre 82 y 90 %. El uso de partículas de soporte de baja densidad permite altos niveles de retención de biomasa en los reactores anaerobios con mayores eficiencias de remoción y TRH más cortos en comparación a los RLF con material de soporte con mayor densidad.

1.5.4 Reactores anaerobios híbridos

Los Reactores Anaerobios Híbridos (RAH) combinan las ventajas de dos o más reactores con el fin de mejorar la eficiencia de remoción, retención de biomasa y la producción de biogás con alto contenido de CH₄. Generalmente, se utiliza un RABF en la parte superior para recuperar los microorganismos contenidos en el sustrato alimentado o recirculado. Esto favorece la producción de biogás en todas las secciones del reactor anaerobio (Figura 1.11).

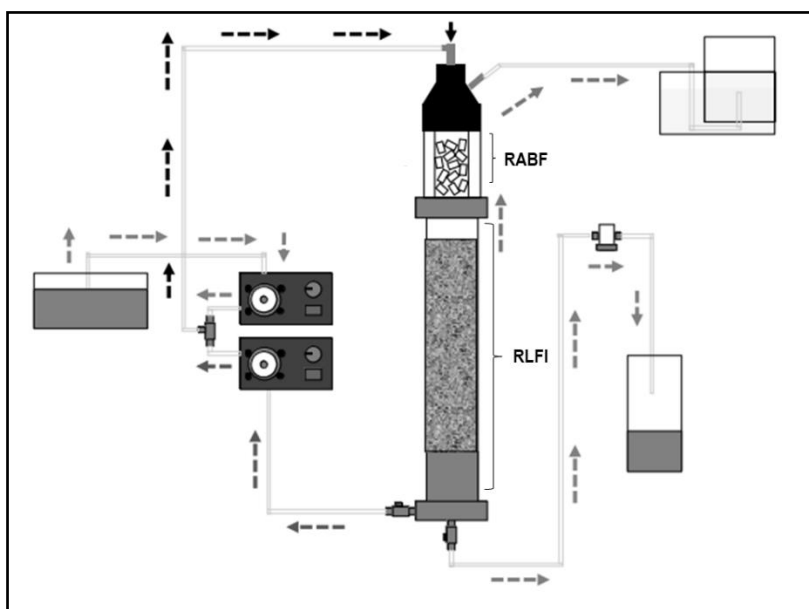


Figura 1.11 Diagrama esquemático de un RAH (Rosas-Mendoza et al., 2018)

En la literatura se encuentran diversos estudios de RAH con diferentes configuraciones y parámetros. Selvamurugan *et al.*, (2010) evaluaron el desempeño de un Reactor Anaerobio Híbrido de Flujo Ascendente (RAHFA) el cual combina las ventajas de un Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente (UASB, por sus siglas en inglés) y un Filtro Anaerobio de Flujo Ascendente (UAF, por sus siglas en inglés) al tiempo que minimiza sus limitaciones y el reactor es eficiente en el tratamiento de aguas residuales de alta concentración a altas tasas de carga orgánica y corto TRH. El experimento se realizó a escala laboratorio en un reactor de 19.25 L. Los TRH evaluados fueron 24, 18, 12 y 6 h. La máxima cantidad de biogás producido fue de 840 kg/ST_{rem} con un contenido de CH₄ DE 60.7 % con un TRH de 18 h. Este sistema anaerobio en conjunto con un tratamiento aerobio con aireación mecánica como un tratamiento posterior, puede ser un sistema de tratamiento eficiente para los efluentes de la industria de café con un enfoque amigable con el medio ambiente. Liu *et al.*, (2015) estudiaron un reactor híbrido con deflector de biopelícula oxidación por contacto de lecho granular en el tratamiento de aguas residuales de melaza para la eliminación combinada de carbono y nitrógeno. Este reactor híbrido combina las propiedades de un sistema de lecho granular y un sistema de biopelícula de oxidación por contacto. El reactor se operó a diferentes cargas orgánicas (1.5 a 7 kgDQO/m³·d) y con cargas de nitrógeno desde 0.05 a 0.204 kgNH₄-N/ m³·d. En los resultados se alcanzaron eficiencias de

remoción de entre 90.2 y 91.5 % en la unidad anaerobia y más de 92 % en la configuración de tratamiento en dos etapas (anaerobio y aerobio). El sistema de lecho granular fue capaz de crear zonas distintas de desnitrificación y remoción de carbono dentro del sistema. Rosas-Mendoza *et al.*, (2018) utilizaron un RAH a escala laboratorio de 4.96 L de volumen de trabajo para tratar efluentes de la industria cítrica. El RAH estuvo compuesto en dos secciones: la sección superior consistió de un RABF y la sección inferior de un RLFI. Como material de soporte para el lecho fijo se utilizaron tubos de polímero de 2.76 cm de largo y 7.23 cm de diámetro. La implementación del RABF en la parte superior tuvo como finalidad alcanzar una mejor distribución del flujo del agua residual, para retener sólidos suspendidos y para asistir en la degradación de la materia orgánica. El material de soporte utilizado en la sección del RLFI fue Extendsphere®. El reactor fue operado con una CVA de 8 gDQO/L·d en estado estabilizado, obteniendo una remoción de DQO de aproximadamente 85 % con rendimientos de CH₄ de 0.12 LCH₄/gDQO_{rem.} Debido a las características del sustrato cítrico, se observó un efecto inhibitorio por la presencia del aceite D-limoneno dando lugar a una disminución en la remoción de la DQO afectando al mismo tiempo el rendimiento de CH₄. Estos efectos se debieron principalmente a que el sustrato no recibió un proceso de pretratamiento para eliminar o disminuir la concentración del aceite. Otro tipo de reactor híbrido utilizado es el Reactor Híbrido de Membrana (RHM), el cual consta de una etapa anóxica y una segunda etapa de filtración de membrana aeróbica. Este reactor debe proporcionar una etapa anóxica-aerobia en la que el oxígeno es utilizado por las bacterias para oxidar el amoníaco y el sulfuro de hidrógeno a una sustancia menos dañina sustancia (Gutu *et al.*, 2021).

1.5.5 Reactor de lecho fluidizado inverso con arreglo en paralelo

El RLFIAP está conformado por un tanque principal con cuatro columnas en su interior y un tanque de distribución para el sustrato en la parte superior (Figura 1.12). Cada columna del tanque principal es un RAH el cual a su vez está compuesto por un RABF en la parte superior y un RLFI en la parte inferior.

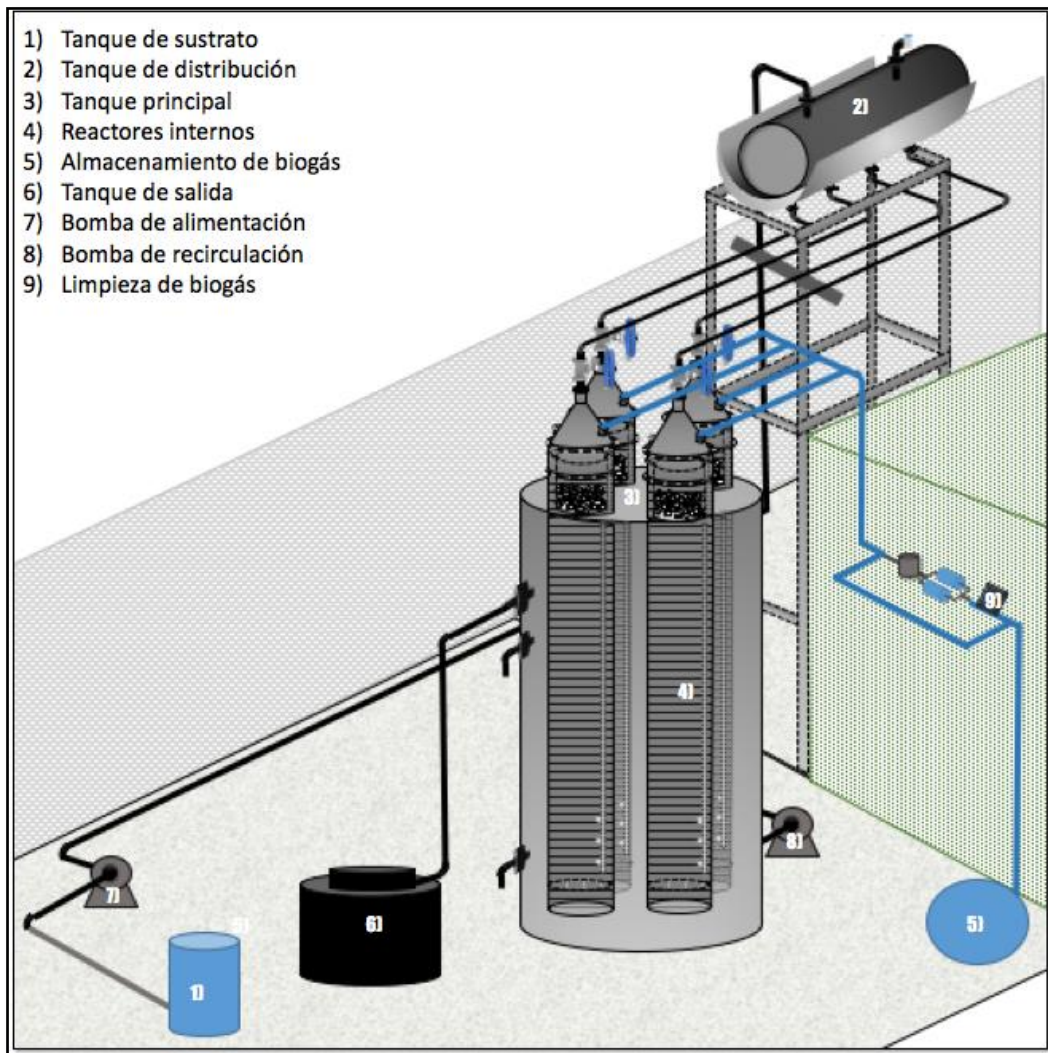


Figura 1.12 Diagrama esquemático de un RLFIAF (Marín, 2017)

Cada RAH combina las ventajas que ofrecen estos dos reactores anaerobios de biopelícula y su configuración en paralelo de cuatro columnas permite tratar mayores volúmenes de aguas residuales en menor espacio y a menor altura, en comparación con un solo RAH con las mismas capacidades. El RABF proporciona una mejor distribución del sustrato hacia el RLFI y también degrada parte de la materia orgánica con la biomasa adherida en el lecho fijo. La alimentación y recirculación del sustrato se reparte a las cuatro columnas por medio de un tanque de distribución y el caudal se regula por medio de electroválvulas. De esta manera, se utilizan únicamente dos bombas para la operación de todo el reactor reduciendo el consumo energético.

1.6 Control y monitoreo en reactores anaerobios

El proceso anaerobio puede ser afectado por diversos factores que pueden influenciar (inhibir o acelerar) el proceso de biodigestión. Debido a que cada grupo bacteriano presente en las diferentes etapas de la digestión anaerobia necesita condiciones ambientales diferentes para sobrevivir, no es posible dar valores cualitativos sobre el grado que cada uno de estos grupos de bacteria afecta a la producción de biogás y a la remoción de materia orgánica. Para posibilitar el adecuado desarrollo de los microorganismos que actúan sobre la materia orgánica, es de gran importancia conocer los rangos de estos parámetros y en qué medida contribuyen o no al proceso de digestión anaerobia. Los parámetros mínimos que hay que controlar para mantener un desarrollo óptimo en el proceso de biodigestión pueden ser: producción de biogás, pH, AGV, contenido de hidrógeno, temperatura, agitación, contenido de sólidos, carga volumétrica aplicada, etc. El monitoreo y el control son estrategias importantes para lograr una mejor estabilidad del proceso y mayores eficiencias de conversión en reactores anaerobios. El monitoreo es un requisito para el control del proceso. La falta de indicadores de proceso adecuados provoca limitaciones en el control y la optimización de la digestión anaerobia. Un indicador ideal debe reflejar el estado actual del proceso y ser fácil de medir. Además, su respuesta a los desequilibrios del proceso debe ser significativa en comparación con las fluctuaciones de fondo (Boe *et al.*, 2010).

La producción de biogás es el indicador más comúnmente monitoreado, ya que indica el rendimiento general del proceso y puede medirse mediante una serie de sensores en línea robustos. Sin embargo, puede indicar mal un estado de desequilibrio y a menudo disminuye cuando el proceso ya está dañado.

El pH es relativamente sencillo de medir y, a menudo, es el único parámetro medido en línea indicado por el líquido. Una disminución del pH puede indicar una acumulación de AGV. En un reactor con baja capacidad de amortiguación, el pH puede ser un indicador útil. Sin embargo, la respuesta de pH tiene baja sensibilidad en un sistema bien protegido (Nguyen *et al.*, 2015). Otro parámetro que puede ser fácilmente medido es el contenido de hidrógeno dentro del biogás por medio de sensores semiconductores. Otro parámetro medido ampliamente son los AGV ya que este es el principal intermediario de la etapa pre-metanogénica, y su control afecta ampliamente la generación de metano en el biogás. (Charnier *et al.*, 2016).

Waltham y Örmeci, (2020) se enfocaron en las tendencias observadas en los parámetros convencionales y sustitutos dentro de la digestión anaerobia dentro de un periodo de tratamiento determinado empleando nuevos métodos para monitorear el rendimiento del proceso anaerobia mediante parámetros sustitutos (intensidad de fluorescencia, conductividad y absorbancia UV-vis) durante la digestión anaerobia de lodos y probar la idoneidad de estos parámetros sustitutos como herramientas de control de procesos a través de la correlación con la DQO y SV. El experimento se llevó a cabo en un reactor anaerobio en modo continuo durante 28 días, encontrando fuertes correlaciones entre la DQO contra la conductividad, intensidad de fluorescencia y absorbancia UV-vis (valores de R^2 de 0.84, 0.72 y 0.73, respectivamente) y también entre SV contra la conductividad y absorbancia UV-vis (valores de R^2 de 0.68 y 0.73, respectivamente). Los autores sugirieron que el monitoreo de un reactor anaerobio también puede llevarse a cabo con otros parámetros secundarios que puedan sustituir a los parámetros convencionales tales como DQO y SV.

1.6.1 Sistemas de control en reactores anaerobios

El control automático en los procesos anaerobios permite una mejor eficiencia en los reactores y una rápida estabilización con disminución en operación y mantenimientos correctivos a inconvenientes comparados con procesos no automatizados. (Nguyen *et al.*, 2015). El control automático es el mantenimiento de un valor deseado dentro de una cantidad o condición, midiendo el valor existente, comparándolo con el valor deseado, y utilizando la diferencia para proceder a reducirla. En consecuencia, el control automático exige un lazo cerrado de acción y reacción que funcione sin intervención humana. El objetivo final del control automático es permitir que los procesos de digestión anaerobia operen de manera estable a su máxima capacidad. El sistema consta de dos componentes, monitoreo y control. Primero, los parámetros del proceso que son sensibles a las perturbaciones del proceso se controlan de cerca. Después, los datos de monitoreo se envían al sistema de control para regular / controlar estos parámetros alrededor de los rangos deseados. La necesidad de mejorar la eficiencia en la producción de bioenergéticos en los biodigestores, mediante la disminución de errores, pérdidas y costos en grandes rasgos, hacen que el desarrollo de herramientas para el control y monitoreo en áreas sensibles del proceso sea considerado hoy como un elemento imprescindible. En general, la

automatización industrial es una herramienta importante para optimizar procesos y disminuir costos de operación, haciéndolos más eficientes, simples y controlables. El proceso de digestión anaerobia en dos fases es un sistema de características altamente no lineales. Existen diversos estudios en los cuales se utilizan diversos controladores para los procesos de biodigestión. Uno de los más conocidos es el controlador PID clásico el cual se aplicó sintonizado en la zona estable del proceso y realimentando en lugar de la concentración microbiana la DQO (Álvarez-Ramírez *et al.*, 2002). Este control es el algoritmo de control de retroalimentación ampliamente utilizado para los procesos de control automático (Åström *et al.*, 2001). El control PID consiste en algoritmo proporcional, integral y derivativo, el cual está basado en errores de presente, pasado y futuro, respectivamente. El control proporcional está dado por la multiplicación del error con una constante (ganancia proporcional).

Sin embargo, el control proporcional crea un desfase entre el punto de ajuste y la salida, incluso cuando la salida alcanza el estado estable (es decir, error de estado estable). Para eliminar este desplazamiento, el término integral se agrega al algoritmo. El control integral se da multiplicando la integral del error después del tiempo con una constante (es decir, ganancia integral). Por otro lado, el control derivado se basa en la tasa de cambio del error (derivada del error del tiempo). Como resultado, la salida del control integral y derivado ayuda al sistema a alcanzar rápidamente el punto de ajuste deseado sin una gran oscilación. Los detalles del algoritmo PID y los problemas relacionados se presentaron en otra parte (Åström y Hägglund, 2001; Ang *et al.*, 2005).

Dado que el proceso anaerobio es un sistema dinámico y no lineal, la condición óptima del sistema varía con el tiempo. En tal situación, los controladores adaptativos son más eficientes ya que los parámetros podrían ajustarse automáticamente para compensar las variaciones en el proceso. Basado en la función objetivo, el control adaptativo es capaz de autoadaptarse a los cambios en el proceso y producir la entrada manipulada óptima que se ajusta al estado actual del sistema (Hilgert *et al.*, 2000). Los controladores de lógica difusa son un sistema de toma de decisiones que se basa en el conocimiento de los operadores en lugar de los datos precisos del monitoreo en línea. Aprovechando los méritos de la tecnología computacional, el conocimiento de los expertos podría convertirse en funciones para ser aplicadas en el control automático. En el control de lógica difusa, los parámetros monitoreados se dividen en subconjuntos, que tienen

valores que van de 0 a 1. A partir de la interrelación entre subconjuntos, la entrada manipulada se estima en base a reglas empíricas. Los controladores de lógica difusa se han utilizado efectivamente para controlar procesos anaeróbicos mediante el uso de parámetros de monitoreo simples. Estos sistemas de control funcionan bien en el proceso con gran cantidad de incertidumbres de entrada (Murnleitner *et al.*, 2002).

Redes neuronales es una técnica de control del proceso al imitar el principio de funcionamiento del cerebro humano. Las redes neuronales consisten en nodos, clasificadas en series de capas que están interconectadas entre sí. Los datos de medición de dispositivos sensoriales se alimentan como entradas a los nodos en la primera capa (capa de entrada) y se interconectan con otros nodos en capas intermedias (capas ocultas) para generar señales de salida adecuadas en los nodos de la capa de salida. Después de establecer las estructuras multicapa, la red neuronal debe ser entrenada ponderando nodos en el sistema y ajustándola con varios algoritmos de entrenamiento. Tal proceso se llama período de entrenamiento, donde a la red neuronal se le enseña una amplia variedad de condiciones operativas del sistema. Eventualmente, un controlador de red neuronal bien entrenado podría aplicarse efectivamente para regular el proceso (Nguyen *et al.*, 2015; Holubar *et al.*, 2002).

1.6.2 Conductividad eléctrica en reactores anaerobios

La conductividad eléctrica se define como la capacidad de una solución para conducir corriente eléctrica y es directamente proporcional a la concentración de iones. Medir la conductividad eléctrica es bastante simple: se coloca una celda formada por dos electrodos en la muestra y se mide la corriente cuando se aplica un potencial alternativo a través de los electrodos. Además, este tipo de sensores tiene una vida útil muy larga y no requiere mantenimiento (Aceves-Lara *et al.*, 2012). La conductividad eléctrica ha sido utilizada en el monitoreo de procesos de digestión anaerobia. La evolución de las concentraciones de bicarbonato y la generación de biogás fueron estimados en línea por medio de sensores de conductividad para indicar la etapa arranque de reactores de lecho fijo (Robles *et al.*, 2016). También ha sido combinada con la medición de pH en el desarrollo de un sistema de titulación para nitrógeno amoniacal total, ácidos grasos volátiles y carbono inorgánico (Charnier *et al.*, 2016). En otro trabajo, las concentraciones de Ácidos Grasos Volátiles (AGV), alcalinidad y bicarbonato fueron medidas

durante el proceso de digestión anaerobia en dos diferentes procesos, el primero en un reactor anaerobio para la producción de hidrógeno a escala laboratorio y el segundo en un reactor a escala piloto para la producción de metano (Aceves-Lara *et al.*, 2012).

Waltham y Örmeci, (2020) investigaron el uso de la conductividad eléctrica como parámetro sustituto a los parámetros convencionales tales como DQO y SV en el monitoreo de un reactor anaerobio para el tratamiento de lodos. Las sondas in situ fueron fácilmente instaladas en línea dentro del proceso de tratamiento ofreciendo mediciones de interés rápidas y económicas. Se encontró que VS y COD mantienen fuertes relaciones con la conductividad tanto para efluentes filtrados como para efluentes. Las concentraciones de DQO aumentaron mientras que también la conductividad aumentó. Mientras con la remoción de los sólidos y la degradación, también aumentó la fuerza conductora. Estas correlaciones se debieron a que los lodos son conductores por naturaleza, ya que contienen calcio, potasio, sodio y amonio como principales contribuyentes iónicos. Estos al degradarse en la digestión anaerobia, se forman ácidos débiles que se acumulan en la solución. Estos ácidos experimentan una disociación parcial en iones y contribuyen a una mayor conductividad eléctrica. Los autores concluyen que estos cambios ocurridos durante la digestión anaerobia pueden ser monitoreados mediante conductividad eléctrica.

Otro diferente enfoque de la conductividad eléctrica es agregar materiales conductores para mejorar la digestión anaerobia al promover la transferencia directa de electrones entre especies (DIET, por sus siglas en inglés) entre los microorganismos electroactivos, aunque también esto se puede lograr con materiales no conductores.

Liu *et al.*, (2021) investigaron los efectos de la DIET vía materiales con conductividad eléctrica en la remoción de DQO, consumo de AGV y producción de CH₄. Los autores sugieren que el uso de estos materiales permite alcanzar velocidades de reacción más rápidas y acortar el TRH, aumentando al mismo tiempo la producción de CH₄ y su pureza. Baek *et al.*, (2021) consideraron también la importancia de la biocompatibilidad de los materiales además de su conductividad eléctrica para mejorar el desempeño del proceso anaerobio. Evaluaron cuatro materiales (carbono, acero inoxidable, crin de caballo y poliéster) con diferente conductividad eléctrica y biocompatibilidad en la digestión anaerobia para determinar su impacto en la generación de CH₄ y en todo el desempeño en general del proceso. Entre los resultados encontraron que los

materiales no conductores pudieron mejorar la eficiencia de la digestión anaerobia al igual que los materiales conductores (carbono o acero inoxidable). Sin embargo, si el material no tiene buena retención de biomasa (como el poliéster) la producción de CH₄ no aumentará. Por lo tanto, en esta ocasión la conductividad eléctrica en los materiales no fue por sí sola responsable de mejorar el rendimiento del proceso anaerobio.

Estas investigaciones confirman que la conductividad eléctrica, sea para monitoreo o como característica en los materiales, es un parámetro importante que puede ser utilizado en la digestión anaerobia ya sea directa o indirectamente con el fin de mejorar el proceso dentro del reactor.

CAPÍTULO 2.
MATERIALES Y MÉTODOS

CAPÍTULO 2. MATERIALES Y MÉTODOS

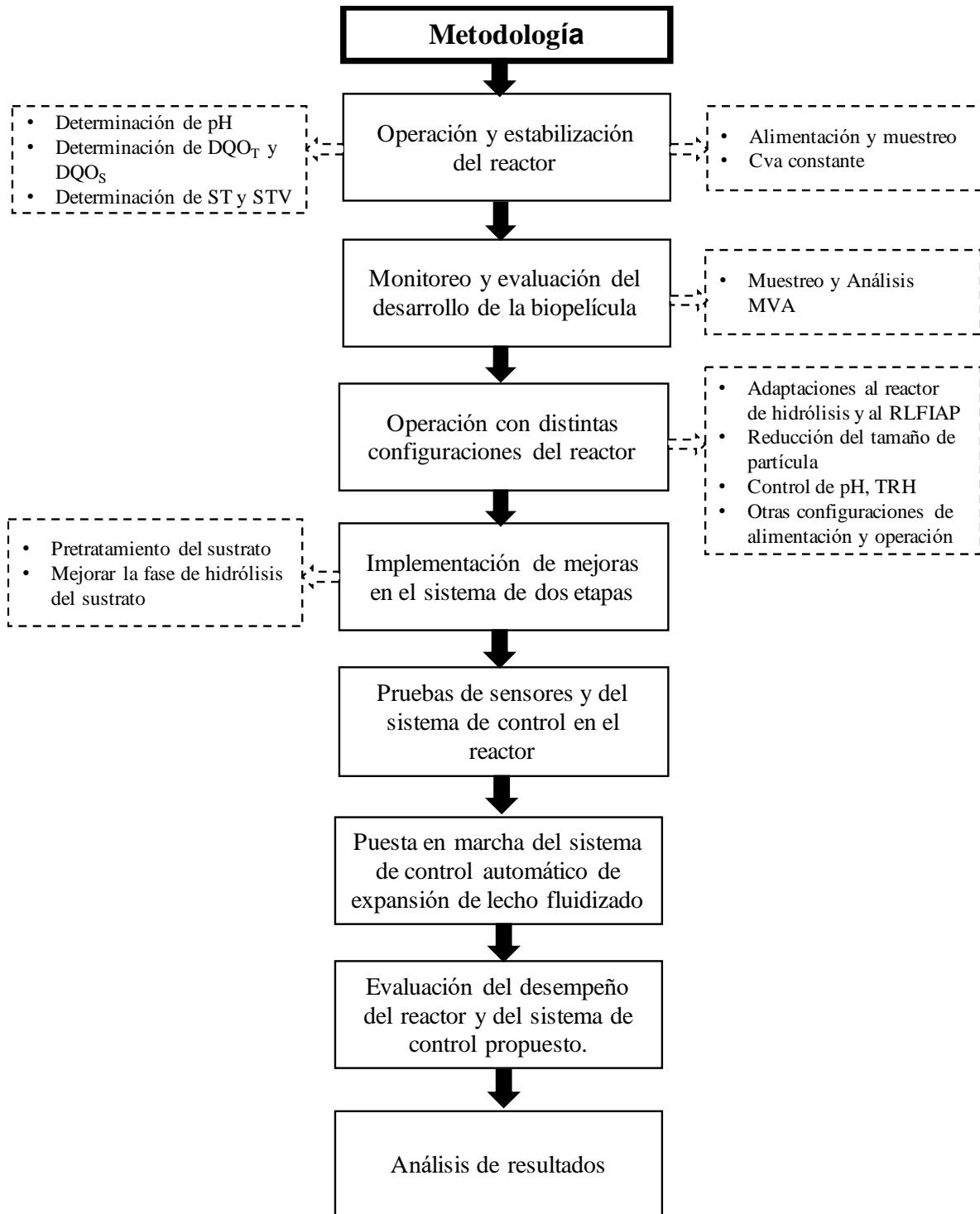


Figura 2.1 Esquema de la metodología del proyecto de investigación

2.1 Obtención y selección del sustrato.

El sustrato utilizado para la digestión anaerobia en dos etapas fue la fracción líquida de los RSO. Estos residuos fueron obtenidos del mercado Emiliano Zapata ubicado en la ciudad de Orizaba, Veracruz.

Para la obtención de la fracción líquida de los RSO se realizó un proceso de clasificación para posteriormente recibir un pretratamiento mecánico de trituración y centrifugación (Figura 2.2). La clasificación consistió en identificar y separar la materia inorgánica de la orgánica y aprovechar únicamente la materia orgánica con fracción líquida descartando huesos, hierbas y material leñoso.



Figura 2.2 Obtención de la fracción líquida de los RSO

Para el proceso de trituración, se disminuyó el tamaño de partícula de los RSO (10 cm en promedio) con el fin de evitar averías en la trituradora por sobre carga. Para este proceso se utilizó un molino triturador marca VEYCO modelo CV 320, con una capacidad de 100 kg/h. Después de la trituración, se realizó una dilución de la masa semisólida obtenida usando el efluente del mismo proceso de digestión anaerobia en dos etapas, a una proporción 1:1 para después filtrarla manualmente para obtener la fracción líquida. En una posterior etapa, se implementó una centrifugadora industrial para sustituir la filtración manual. Toda la materia no aprovechable en la filtración pasó a ser parte del remanente el cual fue pesado y puesto a disposición final mientras que la fracción líquida generada se almacenó en un contenedor de 1000 L para su posterior acondicionamiento y uso en los reactores anaerobios.

2.2 Operación y estabilización del proceso anaerobio en dos etapas

El sistema anaerobio de dos etapas para el tratamiento de la fracción líquida de los RSO estuvo conformado por dos reactores anaerobios: El RLFIAP operado en modo metanogénico y un RABF en el cual se llevó a cabo la etapa de hidrólisis. La operación de un reactor anaerobio metanogénico debe ser realizada de forma regular y en modo continuo con la finalidad de mantener el sistema estable y asegurar la producción de biogás. Para alcanzar la estabilización de un reactor anaerobio, es necesario operarlo con una carga orgánica baja y constante en su etapa de arranque para la adaptación de los microorganismos al sustrato.

2.2.1 Características principales del RLFIAP

El RLFIAP utilizado en este proyecto de investigación (Figura 2.3) es un reactor metanogénico con una configuración en paralelo conformado con cuatro RAH en su interior.



Figura 2.3 RLFIAP a escala piloto

En la Tabla 2.1 se muestran las características principales del RLFIAP. El tanque principal tiene un volumen total de 2734 L, cuenta con dos válvulas de ½” para muestreo (toma superior y toma inferior), una válvula de 2” en la parte inferior para la recirculación y una válvula de 3” para la

purga de lodos. La salida del efluente de 2" está colocada al nivel del volumen del trabajo, correspondiente al 85 % de altura del reactor. En el interior del tanque principal se encuentran cuatro RLFI con una configuración en paralelo en donde sucede el proceso anaerobio en la sección del tanque.

Tabla 2.1 Características principales del RLFIAP

Parámetro	Tanque principal	Columna (RAH)	Tanque de distribución
Diámetro (m)	1.18	0.38	0.51
Altura (m)	2.50	2	1.50
Volumen total (L)	2734	228	304
Volumen de trabajo (L)	2323	194	-
Volumen útil (L)	1627	136	-
Cámara de biogás (L)	410	34.2	-
Soporte (L)	232.50	58	

Cada RLFI tiene un volumen total de 228 L, del cual el 85 % (194 L) corresponde al volumen de trabajo y el 15 % (34.2 L) a la cámara de biogás. Del volumen de trabajo, el 70 % (136 L) corresponde al volumen útil y el 30 % (58 L) a la sección del material de soporte. En la parte superior del tanque principal y de cada uno de los RLFI se encuentran cuatro RABF, siendo en conjunto un RAH. El lecho fijo está conformado por tubos corrugados de polietileno de 8 cm de largo y 3/4" de diámetro. La alimentación y recirculación del RLFIAP a cada uno de los RAH se reparte en con un tanque de distribución de 304 L y el caudal es regulado con electroválvulas de 1/2" las cuales funcionan con un compresor y un tablero de control. El biogás generado pasó a través de un sistema de captación y limpieza de biogás el cual está conformado por un deshidratador, dos desulfurizadores y una bolsa para su almacenamiento. La alimentación y recirculación del sustrato se realizó con dos bombas centrífugas de 0.5 HP.

2.2.2 Características del RABF para la etapa de hidrólisis

El RLFIAP utilizado principalmente en este proyecto de investigación realiza la etapa metanogénica de un sistema anaerobio en dos etapas y el sustrato de este reactor es obtenido del efluente de un reactor anaerobio en etapa de hidrólisis. El reactor utilizado es un RABF de 1200 L (Tabla 2.2).

Tabla 2.2 Características principales del RABF

Parámetro	RABF
Altura (m)	0.95
Diámetro interno (m)	1.10
Diámetro con chaqueta(m)	1.26
Volumen útil (L)	1000
Volumen total (L)	1200

La alimentación y recirculación del sustrato se realizó con bombas centrífugas de 0.5 HP. Originalmente el lecho fijo del RABF estuvo conformado por una estructura de acero con fibras soportadas en su interior. Estas fibras sirvieron como material de soporte para la adhesión de las bacterias (Figura 2.4).

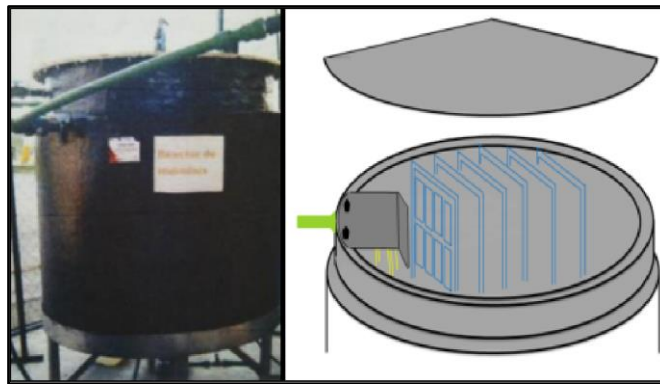


Figura 2.4 Exterior e interior del RABF

2.2.3 Condiciones de operación del sistema anaerobio en dos etapas

Para el tratamiento de sustratos complejos con gran cantidad de materia orgánica es recomendable realizar la digestión anaerobia en dos etapas. Para la etapa de hidrólisis en cada día de operación el RABF se alimentó en modo batch con 200 L de fracción líquida de los RSO.

Una vez alimentado, se recirculó por media hora con el fin de lograr la homogenización del sustrato para tomar la muestra de entrada. La recirculación total por día fue de 8 horas. Al completar el día de operación se recirculó nuevamente por media hora para tomar la muestra de salida para después retirar 200 L de efluente hacia el tanque de alimentación del RLFAP.

En la etapa metanogénica, el RLFAP se operó en tres diferentes fases. La primera fase consistió en una operación manual-modo batch para lograr la estabilización. En esta fase se bombearon los 200 L por día de operación de sustrato hacia el tanque de distribución para posteriormente ser recirculado por 8 h. El caudal fue regulado manipulando directamente las válvulas de PVC de 2" en el sitio superior del reactor, mientras que la bomba de recirculación se operó de manera manual (on/off) en ciclos de 15 a 20 minutos para que junto con la regulación del caudal se pudiera obtener una velocidad descensional aproximada de 1.08 m/h. La segunda fase consistió en una operación semiautomática-modo continuo la cual se distribuyó el sustrato en modo continuo en varios ciclos durante 8 h con la ayuda de un circuito temporizado. La recirculación se realizó de manera automática con un flotador eléctrico ubicado entre el 25 y el 75 % del tanque de distribución. Para esta fase, la regulación del caudal siguió siendo en modo manual, sin embargo, se utilizaron las electroválvulas en sustitución de las válvulas de PVC. Las electroválvulas fueron reguladas con potenciómetros ubicados en el tablero de control. Finalmente, la tercera fase consistió en la operación automática - modo continuo utilizando el control automático implementado con los sensores de conductividad eléctrica y la regulación automática de las electroválvulas.

2.2.4 Características y recuperación del material de soporte

El material de soporte utilizado en esta investigación fue Extendsphere®. Este material de soporte mineral granular está compuesto mayormente por óxido de silicio (SiO_2). Estas partículas tienen forma esférica, la superficie presenta algunas grietas pequeñas y cuentan con burbujas de gas en su interior. En la Tabla 2.3 se encuentran las características principales de este material. Una de las mayores ventajas del Extendsphere® es que en cada partícula se puede realizar un crecimiento de biomasa y formación de la biopelícula estable y para su fluidización inversa requiere bajas velocidades y poco consumo energético ya que en un reactor a plena carga es posible realizar la fluidización únicamente con la producción de biogás (pseudofluidización).

Un incremento gradual en la velocidad no afecta en gran medida la fluidización ya que el régimen del flujo permanece estable (Alvarado-Lassman et al., 2010).

Tabla 2.3 Características principales del material de soporte utilizado

Parámetro	Unidad	Información
Densidad	g/cm ³	0.69
Diámetro medio	mm	170
Área de superficie específica	m ² /m ³	20,000
Material	-	SiO ₂
Forma	-	esférica

Es de gran importancia tener un control y monitoreo en la expansión del material de soporte a lo largo de toda la columna de cada RLFI, para que de esta forma las bacterias adheridas puedan aprovechar de manera eficiente la materia orgánica del sustrato. El monitoreo de la expansión también es necesario para evitar que el material de soporte se sobre expanda más allá de la altura de las columnas interiores y posteriormente se salga del RLFIAP. Este inconveniente provoca que también la biopelícula se pierda provocando bajos rendimientos en la remoción de la materia orgánica. Todo el material de soporte que se salió del RLFIAP en cada día de operación se recuperó en el tanque de salida y se contabilizó con un recipiente graduado. Posteriormente se almacenó en un tanque de recuperación de soporte (Figura 2.5) agregando sustrato hidrolizado (efluente del RABF) y lodo anaerobio como inóculo, esto con el fin de mantener condiciones anaerobias similares para evitar la inhibición de las bacterias metanogénicas adheridas al material de soporte. Dentro del tanque, el material de soporte se homogenizó de 2 a 3 veces por día durante su almacenamiento hasta su reingreso a las columnas del RLFIAP.



Figura 2.5 Tanque de recuperación de material de soporte

2.3 Análisis de parámetros fisicoquímicos

Para la caracterización del sustrato y el monitoreo del sistema anaerobia de dos etapas se analizaron diferentes parámetros de operación con la finalidad de mantener una operación estable de los reactores anaerobios. La fracción líquida cruda de los RSO se caracterizó para conocer su concentración orgánica y con base en estos resultados poder realizar la dilución para el tratamiento anaerobio. Ya en el proceso de digestión anaerobia de dos etapas, los parámetros fueron analizados en las entradas y salidas de los reactores anaerobios. El pH se midió en un potenciómetro marca Oakton modelo pH700 con base en el método 4500-H+B (Standard Methods); Se analizaron ST y SV siguiendo los lineamientos de la norma NMX-AA-034-SCFI-2015. Para los ST las muestras se secaron en una estufa marca Riossa H-33 y para los SV las muestras se calcinaron a 550 °C en una mufla marca Felissa FE-340 y para el peso de las muestras se utilizó una balanza analítica marca Oharus Adventurer. La producción de biogás se cuantificó por medición de volumen por desplazamiento de líquido. Para analizar el contenido de CH₄, la muestra recolectada se inyectó en un cromatógrafo de gases marca Buck modelo 310.

Para obtener los ST se utilizó la siguiente ecuación:

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

Mientras que para los SV se utilizó la siguiente ecuación.

$$\text{Sólidos Totales Volátiles (\%)} = \text{SV(\%)} = \frac{\text{Peso}_{105^{\circ}\text{C}} - \text{Peso}_{550^{\circ}\text{C}}}{\text{Volumen muestra}} * 100 \dots \dots \dots (2.2)$$

2.4 Monitoreo y desarrollo de la biopelícula

El RLFIAP cuenta en el interior de cada columna con Extendsphere® como material de soporte. Estas partículas han sido estudiadas en reactores de lecho fluidizado inverso con diferentes condiciones de operación tales como velocidad descensional, carga orgánica aplicada y tipo de sustrato presentando mejor comportamiento en la formación de biopelícula, bajos requerimientos energéticos para fluidización y mayor remoción de materia orgánica en comparación con otros materiales de soporte (Papirio *et al.*, 2013; Bouallagui *et al.*, 2005) La determinación de la Materia Volátil Adherida (MVA) al material de soporte del reactor se realizó por gravimetría. Para esta técnica se tomaron 5 mL de muestra de material de soporte obtenido de diferentes ubicaciones del lecho fluidizado. El muestreo se realizó cada mes debido a que el proceso para acceder a la sección del material de soporte es complejo ya que fue necesario desmontar electroválvulas, cono de entrada y lecho fijo. La muestra se depositó en sobres de aluminios previamente puestos a peso constante. Después se secó la muestra en la estufa a 105 °C por 24 h para después calcinar en la mufla a 550 °C por 2 h. De esta forma fue posible identificar la cantidad de materia volátil adherida a las partículas de soporte en gramos de biomasa por cada mL de soporte.

2.5 Implementación de mejoras en el sistema anaerobio de dos etapas

El RLFIAP es parte de un proceso de digestión anaerobia en dos etapas, ubicado en el laboratorio de plantas piloto en el Instituto Tecnológico de Orizaba (Figura 2.6)

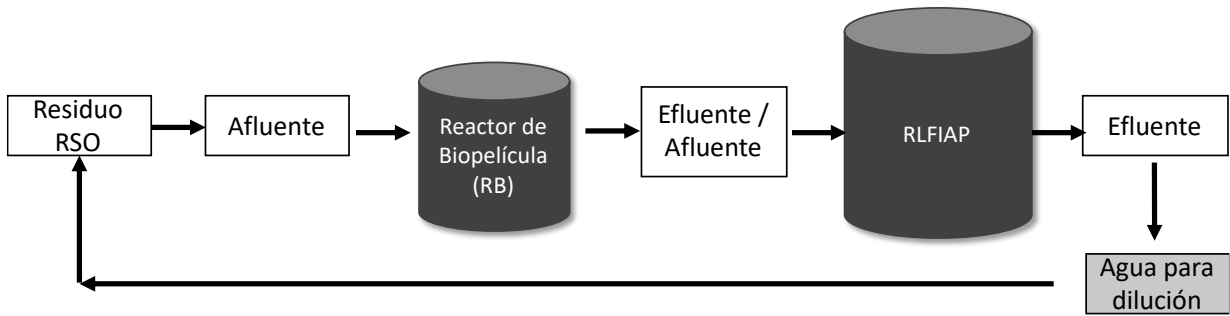


Figura 2.6 Digestión anaerobia en dos etapas a escala piloto

Para mejorar este proceso anaerobio en dos etapas con la finalidad de mejorar la eficiencia de rendimiento de los reactores anaerobios, la producción de CH_4 y la remoción de materia orgánica, se pueden aplicar diferentes estrategias en las diferentes etapas o secciones del sistema anaerobio. Las estrategias aplicadas en este proyecto de investigación fueron: mejoras técnicas en el pretratamiento del sustrato para operar los reactores anaerobios con la concentración de materia orgánica adecuada en el sustrato, mejoras técnicas en la operación de los reactores anaerobios y una estrategia de mejoramiento integral del sistema anaerobio de dos etapas.

2.5.1 Mejoras técnicas en el pretratamiento del sustrato

Se han investigado y analizado opciones de mejora en el sistema de las dos etapas. Una oportunidad de mejora tiene que ver con el sustrato en general. El tipo de sustrato, la concentración y el pretratamiento para la obtención de la fracción líquida de los residuos sólidos orgánicos son factores que pueden beneficiar o perjudicar el proceso de digestión anaerobia de dos fases (Figura 2.7). Fernández *et al.*, (2008) demostraron que la cantidad de ST durante el tratamiento de RSO secos a temperatura ambiente influye en la cantidad de CH_4 presente en el biogás. En otro estudio se encontró que la eficiencia en la remoción de DQO en los residuos porcinos, está en función en la concentración de sustrato y las condiciones de temperatura (Sanchez *et al.*, 2001). También se han realizado estudios de diferentes pretratamientos incluidos los mecánicos, térmicos, químicos y biológicos para mejorar la eficacia de la digestión anaerobia de los RSO.

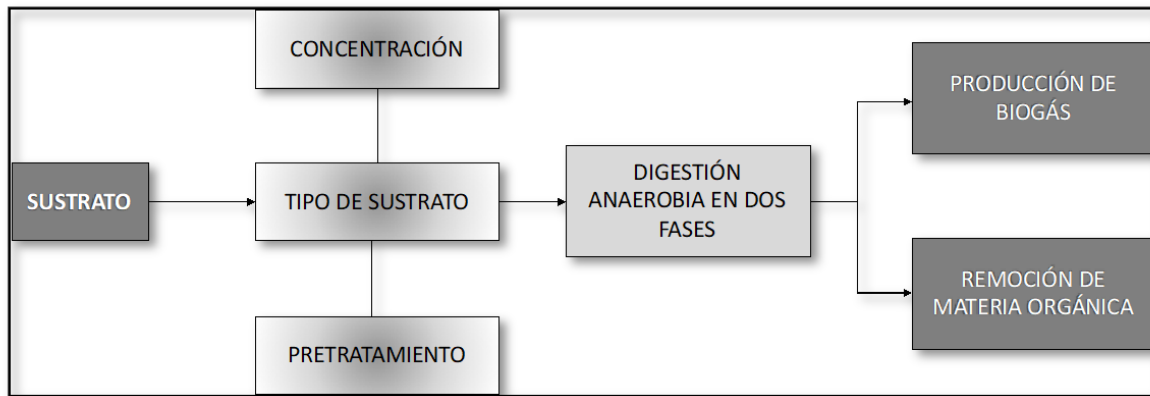


Figura 2.7 Efecto del sustrato en la digestión anaerobia de dos fases

2.5.2 Mejoras técnicas en la operación de los reactores anaerobios

Es importante aplicar estrategias de mejoras en la operación de los reactores anaerobios con el fin de asegurar un buen desempeño constante durante todo el proceso. Estas estrategias incluyeron mantenimientos preventivos, mantenimientos correctivos y evaluación periódica del funcionamiento de los reactores anaerobios para implementar cambios que puedan ayudar a mejorar el contacto entre los microorganismos y el sustrato.

2.5.3 Mejoramiento en la operación general del sistema de dos etapas

Para mantener una operación general estable de todo el sistema anaerobio en dos etapas que incluya la recolección de los RFV, pretratamiento del sustrato, operación de reactores anaerobios y producción y limpieza de biogás fue necesario identificar las etapas o procedimientos en donde exista oportunidad de mejora y que afecten el desempeño del proceso. Entre las estrategias utilizadas en el mejoramiento general del sistema de dos etapas fueron:

- Evaluación de etapas que afecten el proceso
- Realización de inventario de equipos y materiales
- Procedimientos de operación para cada equipo y proceso
- Manual de operación general en la planta piloto
- Capacitación de estudiantes que participaron en la realización de este proyecto.

2.6 Pruebas de conductividad en RLFI a escala laboratorio

Todos los materiales tienen diferentes grados de conductividad eléctrica. Este principio se utilizó para medir la conductividad eléctrica entre el material de soporte Extendsphere® y la fracción líquida de los RSO. Como parte de la implementación del sistema de control automático, se realizaron pruebas en un RLFI a escala laboratorio para validar el uso de la conductividad eléctrica mediante sensores que diferenciaron los valores de voltaje en la expansión del material de soporte. Estas pruebas sirvieron para determinar la diferencia de voltaje a utilizar en el controlador para las respuestas de acción en la regulación de flujo de las electroválvulas.

2.6.1 Instalación de RLFI con sensores de uso industrial

Se implementó un RLFI de 32 L a escala de laboratorio con un sistema de detección de conductividad eléctrica (Figura 2.8).

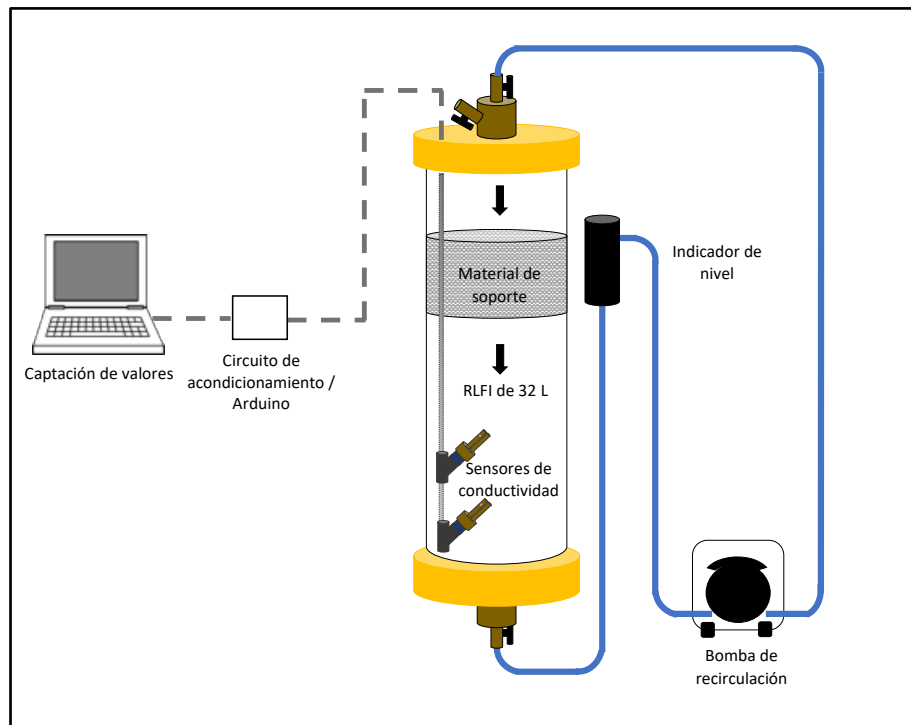


Figura 2.8 Diagrama de RLFI a escala laboratorio y sistema de monitoreo por conductividad.

En la Tabla 2.4 se especifican las características principales del reactor anaeróbico. El reactor anaerobio consiste en una columna acrílica principal y sellado herméticamente con dos tapas de Nylamid. Se instaló un indicador de nivel a través del cual se recirculó el sustrato con una bomba peristáltica de flujo regulado MasterFlex L/S 77200-52. Se utilizó Extendsphere® limpio y colonizado, obtenido del RLFIAP.

Para el monitoreo de la conductividad eléctrica, se utilizaron dos sensores de polisulfona de uso industrial. Estos sensores fueron instalados dentro del RLFI a diferentes alturas de la columna. Estos sensores tienen una estructura de doble cilindro en la que su superficie anti filtración es resistente a ambientes corrosivos, por lo tanto, son ideales para la fracción líquida de los residuos sólidos orgánicos. Se usó un circuito de acondicionamiento y amplificación de señal para la lectura de señal. Este circuito fue conectado a un Arduino UNO R3 y el software utilizado fue Arduino 1.8.8.

Tabla 2.4 Características del RLFI a escala laboratorio

Parámetro	Valor	Unidad
Altura	1.15	m
Diámetro	0.19	m
Volumen Total	32	L
Del volumen total		
Cámara de biogás	5	L
Volumen de trabajo	27	L
Del volumen de trabajo		
Volumen útil	19	L
Material de soporte	8	L

2.6.2 Descripción de las condiciones del sustrato utilizado

Las pruebas se llevaron a cabo con tres condiciones diferentes del sustrato: condición 1 (C1) correspondiente al afluente del RB, condición 2 (C2) correspondiente al efluente del RB / afluente RLFIAP y la condición 3 (C3) correspondiente al efluente RLFIAP.

El sustrato en sus tres condiciones fue obtenido del proceso de digestión anaerobia de dos fases. Las pruebas se realizaron con el sustrato obtenido en diferentes fases del proceso debido a que tiene diferentes características y, por lo tanto, diferente conductividad eléctrica. El pH en C1 es ácido (4.5), en C2 es neutro (6.8 - 7.2) y C3 tiene tendencias alcalinas (8.3).

2.6.3 Condiciones de operación del RLFI

Las condiciones de operación fueron similares a las llevadas a cabo en los reactores a escala piloto. Se usaron 8 L de soporte de material limpio para las primeras pruebas, luego se tomaron 8 L de material de soporte colonizado del RLFIAP. Para cada prueba, se alimentaron 19 L de sustrato en sus tres condiciones y se recirculó a 1.41 m/h para expandir el material de soporte. Debido a variaciones imprevistas de pH en la fase metanogénica, el pH del efluente del RLFIAP se elevó a 9. Con estas condiciones de operación del sustrato se midió la conductividad eléctrica para evaluar las variaciones repentinas de pH y la expansión del soporte del material. Se utilizó el software Arduino 1.8.8 para obtener datos de variaciones de voltaje, desde la recirculación inicial hasta la compactación del material de soporte.

2.7 Control automático con sensores de conductividad a escala piloto

El sistema de control automático en el RLFIAP a escala piloto fue implementado como resultado de las pruebas realizadas en el RLFI a escala laboratorio, gracias a los valores obtenidos de conductividad eléctrica tanto del material de soporte colonizado y el sustrato con diferentes condiciones en pH y AGV. Estos valores sirvieron como base para determinar las condiciones del sistema de control automático a escala piloto.

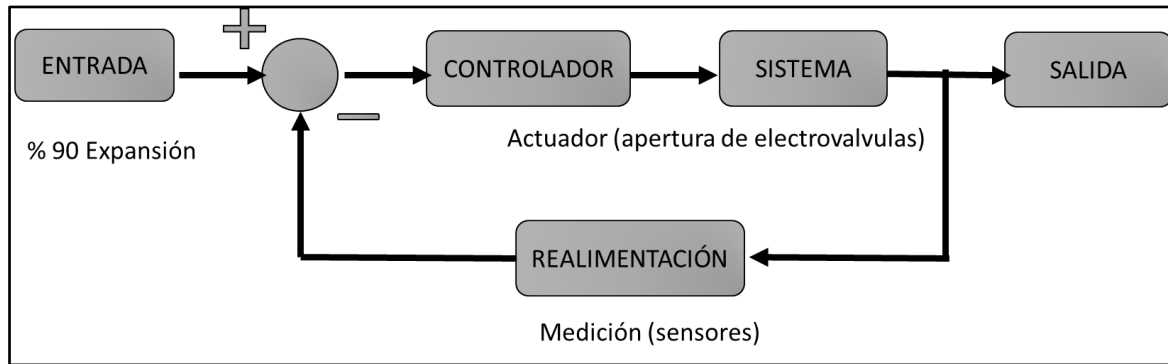


Figura 2.9 Esquema del control automático para el RLFIAP a escala piloto

Los factores a considerar para la implementación del control automático fueron:

- Operación automática de la bomba de alimentación la cual consiste en un sistema on/off de 10 s cada hora (este valor puede cambiar dependiendo el volumen de alimentación) para operar el RLFIAP en modo continuo.
- Operación automática de la bomba de recirculación para evitar realizar esta operación de manera física todos los ciclos cada hora.
- Detección de la variación en la conductividad eléctrica entre el material de soporte y el sustrato en el interior de cada columna del RLFIAP
- Regulación automática de las electroválvulas en función de los valores detectados en los sensores de conductividad eléctrica con un valor de referencia inicial.

CAPÍTULO 3
RESULTADOS Y DISCUSIÓN

CAPÍTULO 3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3.1 Caracterización fisicoquímica de los sustratos complejos

Los RSO se recolectaron 3 veces por semana. Cada lote obtenido fue de aproximadamente 130 kg. Al realizar el pretratamiento de disminución de tamaño de partícula, trituración y centrifugación con una dilución 1:1, se obtuvieron aproximadamente 220 L de fracción líquida la cual se utilizó como sustrato del proceso anaerobio en dos etapas (Tabla 3.1).

Tabla 3.1 Caracterización de la fracción líquida de los RSO

Parámetro	Unidad	Valor	
		RSO crudo-concentrado	Sustrato (Afluente de RB)
DQO _T	g/L	98	33.43
DQO _S	g/L	81	27.51
ST	g/L	63.95	11.88
SV	g/L	56.93	8.20
pH	-	4.02	4.5

3.2 Operación y monitoreo del RLFIAP

3.2.1 Operación en modo manual Fase 1

La primera fase de operación del RLFIAP consistió en una operación manual en modo batch con una carga orgánica y CVA baja. El reactor no contaba todavía con regulación de flujo en las electroválvulas ni tampoco flotador eléctrico para la operación automática de las bombas centrífugas. Después de las pruebas hidrodinámicas realizadas en un trabajo anterior a este proyecto (Marin, 2017), se determinaron los ciclos de llenado y vaciado del tanque de distribución, para calcular el tiempo de operación de las bombas de alimentación y recirculación y, por consiguiente, la regulación manual de las electroválvulas (Tabla 3.2).

Tabla 3.2 Datos de operación de RLFIAP

Parámetro	Unidad	Valor
Caudal de bomba de recirculación	L/min	66
Velocidad descensional	m/h	1.08
Flujo de alimentación Total	L/h	492
Caudal de alimentación	L/h	25
Caudal de recirculación	L/h	467
Tiempo de operación	h	8

Las bombas centrífugas tienen una potencia de 0.5 hp, las cuales tienen un caudal de 66 L/min. Para calcular la expansión del material de soporte ya colonizado alrededor de todas las columnas, se utilizó una velocidad descensional de 1.08 m/h con un flujo de alimentación más recirculación de 492 L/h. Fue necesario agregar la recirculación al reactor ya que la alimentación por sí sola no logra expandir el material de soporte (Tabla 3.3).

Tabla 3.3 Ciclos de llenado y vaciado de tanque de distribución

Ciclo de llenado	Flujo (L)		Tiempo de vaciado (min)	Uso de bomba (s)	
	Bomba Recirculación	Bomba Alimentación		Bomba Recirculación	Bomba Alimentación
Ciclo 1	127	25	18.5	115	22
Ciclo 2	152	0	18.5	138	0
Ciclo 3	152	0	18.5	138	0
Ciclo 4	36	0	4.5	32	0
Total	492 L		60 minutos	445 s (acumulado)	

Para completar los 492 L/h de alimentación más recirculación del RLFIAP, se realizaron 4 ciclos de llenado y vaciado de tanque (50 % del tanque) utilizando las bombas centrífugas por únicamente 445 s cada hora. Los 25 litros de alimentación por hora en los ciclos de vaciado y llenado de tanque correspondieron a un tiempo de operación de 8 horas por día. En esta fase,

tanto la regulación del flujo como el encendido y apagado de las bombas para todos los ciclos, fueron realizados de manera manual (Figura 3.1).



Figura 3.1 Válvulas de 2” para regulación manual de flujo

3.2.2 Monitoreo de parámetros fisicoquímicos en Fase 1 y Fase 2

En la fase 1 se dio continuidad a la etapa de arranque del RLFIAP ya que había sido operado con diferentes condiciones durante 2 meses antes de iniciar el proyecto de investigación. Para esta fase, la DQO_T promedio de entrada del RLFIAP fue de 11.48 g/L y el de salida fue de 8.02 g/L, teniendo remociones de hasta 42 %. Tomando en cuenta la digestión anaerobia en 2 etapas, la remoción promedio fue de 61 % en los primeros 70 días de operación (Figura 3.2).

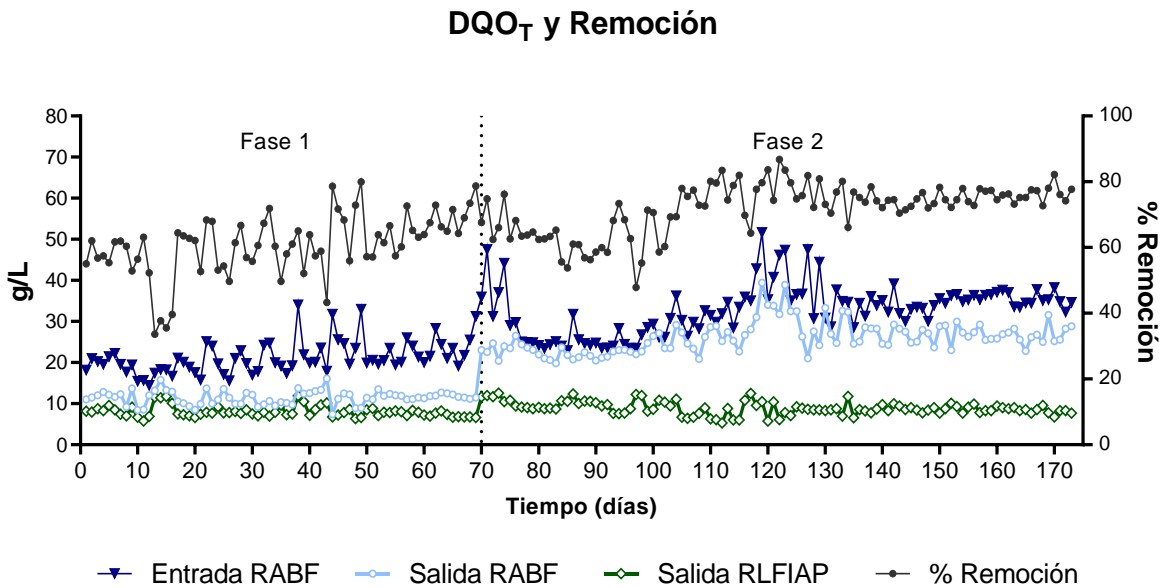


Figura 3.2 Remoción de DQO_T en fase 1 y 2 de operación

Después del acondicionamiento del RABF para la fase 2, a partir del día 71 la carga orgánica del sustrato en DQO_T y DQO_S aumentó para todo el proceso de digestión anaerobia en dos etapas. La carga orgánica también aumentó para el RLFIAF a partir del día 71 de operación. El promedio de DQO_T de entrada fue de 25.65 g/ y 9.05 para la salida. Después de que los microorganismos se habían adaptado en la fase 1, la remoción en la fase 2 fue favorable con el aumento gradual en la carga orgánica. El promedio de remoción de la DQO_T fue de 63 % para DQO_T. En cuanto a todo el sistema anaerobio en 2 etapas a partir del día 71 se alcanzaron remociones de hasta 86 %.

Como se puede observar en la Figura 3.3, el promedio de entrada de la DQO_S en la fase 1 de operación fue de 9 g/L y de salida 7.11 g/L teniendo remociones de hasta 39 %. Tomando en cuenta todo el sistema anaerobio en dos etapas, la remoción promedio de DQO_S en esta fase fue de 57 %. Para la segunda fase, con el incremento de la carga orgánica la DQO_S de entrada en el RLFIAF subió a 19.62 g/L en la entrada y 7.27 a la salida. Se obtuvo un promedio de remoción de 60 %. Por otro lado, la remoción del sistema anaerobio en dos etapas fue de 71 % alcanzando valores de remoción de hasta 81 %.

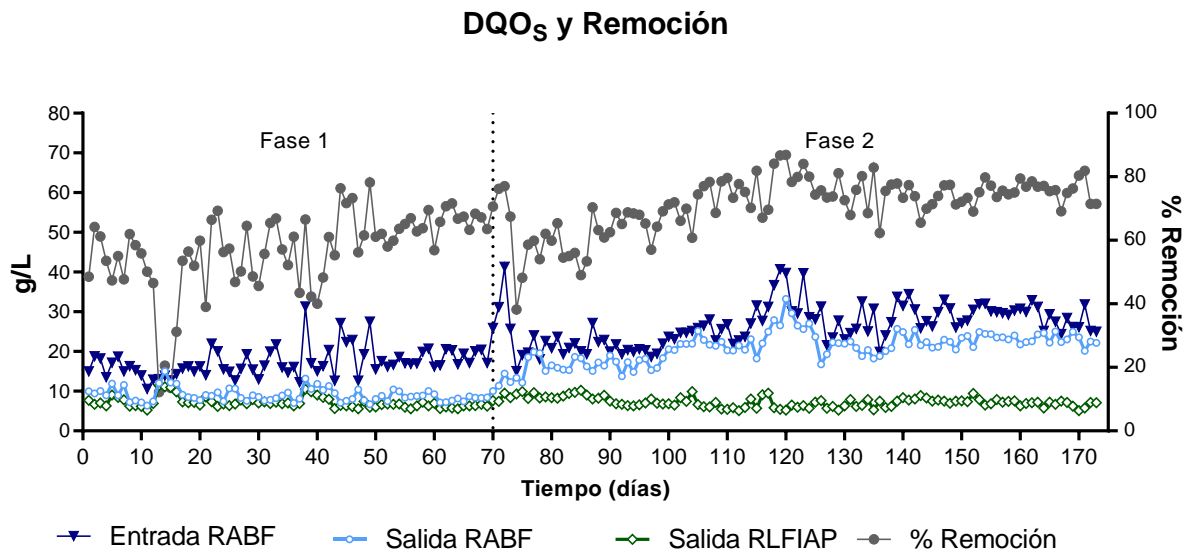


Figura 3.3 Remoción de DQO_s en fase 1 y 2 de operación

En la Figura 3.4 se observa el comportamiento de los ST y SV del RLFIAP y del proceso anaerobio en 2 etapas durante la fase 1 y 2 de operación de este trabajo. En los primeros 70 días de operación correspondiente a la fase 1, el valor promedio de entrada de los ST fue de 5.39 g/L mientras que el de salida de 3.71 g/L teniendo como remoción de 31 %. Para los SV, el valor de entrada tuvo un promedio de 3.71 g/L mientras que el valor promedio de salida fue de 0.93 g/L, teniendo como remoción 72 %. El proceso anaerobio en 2 etapas para la fase 1 tuvo una remoción promedio de ST de 52 % mientras que para los SV la remoción promedio fue de 81 %.

El tema de los sólidos totales y volátiles en la segunda fase fue un poco más complicado ya que al aumentar la carga orgánica en el sustrato, también aumentaba una gran cantidad de sólidos. Entre los días de operación 95 y 130 los ST tenían una concentración de hasta 17 g/L y los SV de 10 g/L. Esta gran cantidad de sólidos ocasionó problemas en las bombas de alimentación y recirculación. En el RABF, al siguiente día de cada operación, los sólidos se compactaron en gran cantidad lo cual causó taponamiento en las tuberías y en los cabezales de las bombas centrífugas.

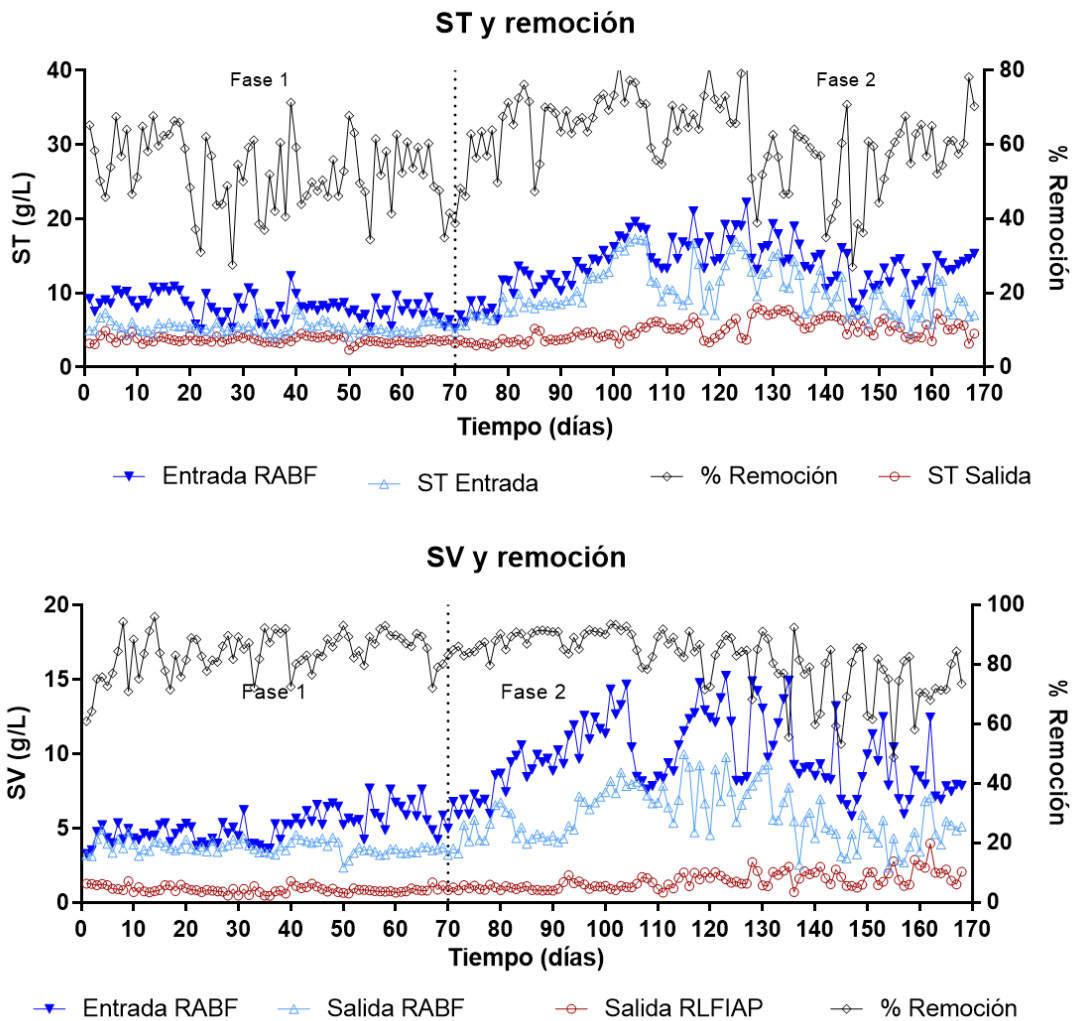


Figura 3.4 Sólidos en fase 1 y 2 de operación: ST y SV

En el RLFIAP, los sólidos se acumularon en la reducción de cada electroválvula, así como en la entrada y salida de la misma. Otro factor importante fue el tipo de filtración en la primera fase y en los inicios de la fase 2. La filtración se realizaba de manera manual y con una centrifugadora industrial. Como parte de las mejoras en todo el proceso de dos etapas, se realizó un rediseño en la canastilla de la centrífuga y como complemento, la filtración simultánea. A partir del día 126 se disminuyó gradualmente la cantidad de ST y SV. Se obtuvo una remoción promedio de 47 % para ST y 76 % para SV en el RLFI, respectivamente. En cuanto la remoción de ST y SV en todo el proceso anaerobio en 2 etapas en la fase 2, se obtuvieron valores de hasta 80 y 86 %, respectivamente.

Como se observa en la Figura 3.5, se intentó mantener una CVA constante para la fase 1 de la operación del RLFIAP, con el fin de que los microorganismos metanogénicos se adaptaran a las condiciones del sustrato. El flujo de alimentación fue de 100 L/d, el cual fue distribuido en 8 horas de operación diarias, obteniendo una CVA promedio de 2.12 gDQO/L·d. A partir del día 71 se aumentó la carga orgánica del sustrato, aumentando también la CVA a 4.29 gDQO/L·d en promedio. Este aumento fue a causa del acondicionamiento del RABF en la fase 2, pues la DQO_T y DQO_S aumentaron de 11.48 a 25.65 g/L y 9 a 19.62 g/L, respectivamente.

Después del día 128 de operación, la CVA volvió a ser aumentada, esto para aprovechar las ventajas que puede llegar a ofrecer el reactor metanogénico RLFIAP. En esta ocasión el aumento de CVA fue proporcional al flujo de alimentación, el cual pasó de 100 a 200 L por día de operación. La carga orgánica del sustrato se mantuvo con la misma concentración.

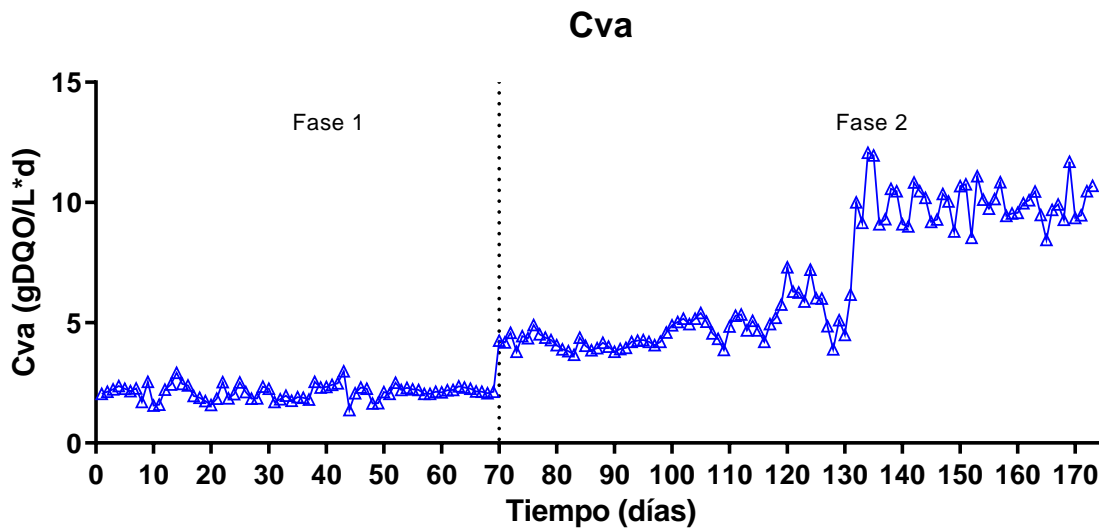


Figura 3.5 CVA en fase 1 y 2 de operación en RLFIAP

El pH se mantuvo neutro a lo largo de los primeros 70 días de operación, con valores de entrada promedio de 7.6 y 8.04 de salida para el RLFIAP (Figura 3.6).

El RABF en la etapa de hidrólisis presentaba condiciones metanogénicas durante la segunda fase del proceso de digestión anaerobia en dos etapas, esto causaba tendencias alcalinas en el RLFIAP. Para evitar esto, el pH se redujo a 4.0 a la entrada del primer reactor con la finalidad

de inhibir las bacterias metanogénicas. Como resultado de este ajuste, para la fase 2 el pH se mantuvo entre 6.8 y 7.4 en el afluente y entre 7.5 y 8 para el efluente, asegurando que el sustrato se mantenga neutro en los días de operación de la etapa metanogénica.

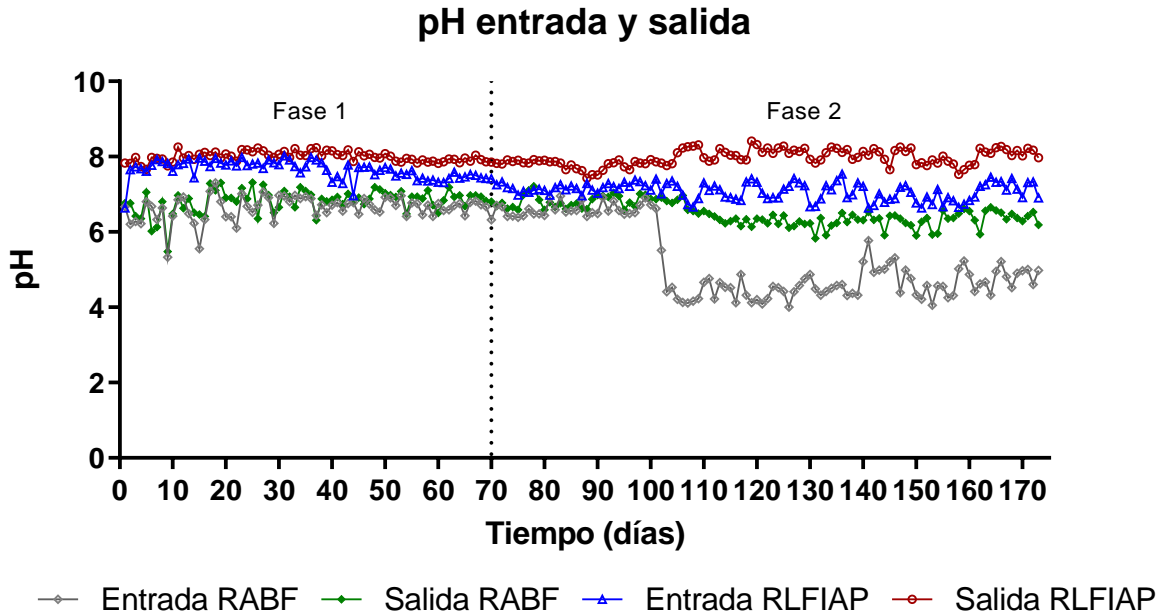


Figura 3.6 Monitoreo de pH en fase 1 y 2 de operación

Con las condiciones de carga orgánica, flujo de alimentación y recirculación del RLFIAP en su etapa inicial, el medidor de flujo de biogás detectó valores de entre 38 y 65 L/h. La cantidad de biogás producida por día depende de las condiciones a las que los microorganismos anaerobios estén adecuados, estas pueden ser pH, concentración de sustrato, CVA, etc (Figura 3.7).

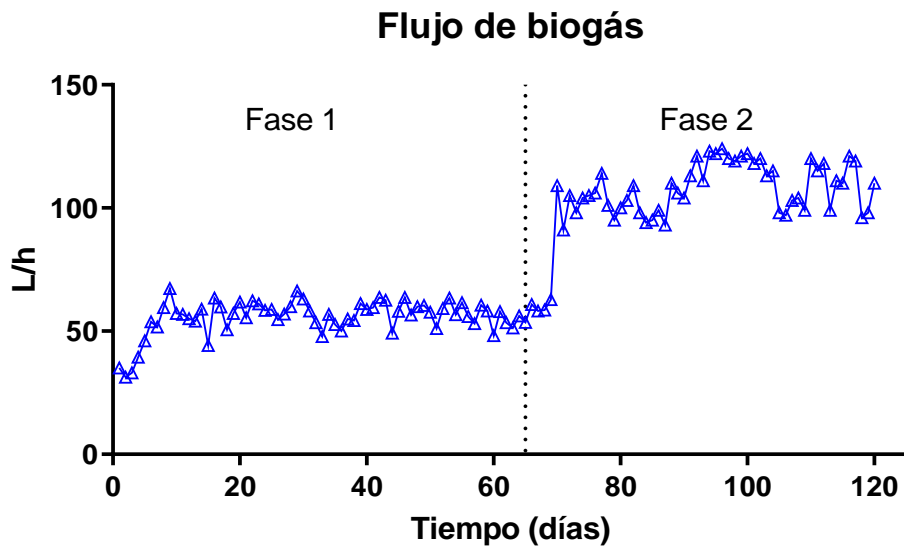


Figura 3.7 Flujo de biogás en operación de RLFIAP. Fase 1 y fase 2

A partir del día 70, hubo un aumento en el flujo de biogás teniendo un promedio de 105 L/h. Además del incremento de la carga orgánica del sustrato y a la capacidad de las bacterias para degradarlo, el aumento y la variación de la producción de biogás también depende del caudal y velocidad descendencial del material de soporte. Los rangos de flujo de biogás se mantuvieron entre 89 y 110 L/h (Figura 3.8).



Figura 3.8 Medidor de flujo de biogás en fase 1 (izquierda) y en fase 2 (derecha)

3.3 Monitoreo de la biopelícula en el RLFIAP

El análisis de la biopelícula mediante la determinación de MVA se realizó en un periodo semanal y en algunas ocasiones cada 15 días. La toma de la muestra se realizaba en un principio desde la entrada de los sensores de conductividad eléctrica y en la fase 3 del proyecto la toma de muestra se realizó desde la salida de 2” de biogás. Como se puede observar en la Figura 3.9, en la fase 1 en donde la operación del RLFIAP fue en modo batch y totalmente en operación manual, la biopelícula tuvo un porcentaje de colonización promedio de 7.71 %, obteniendo valores de hasta 34.33 %. Estos valores bajos se debieron el deficiente control en la operación manual con respecto en las aperturas de las válvulas de PVC de 2”, puesto que para este periodo las electroválvulas no estaban aún en funcionamiento. El control del caudal con estas válvulas manuales fue deficiente debido a que fue complicado establecer el caudal requerido para el proceso.

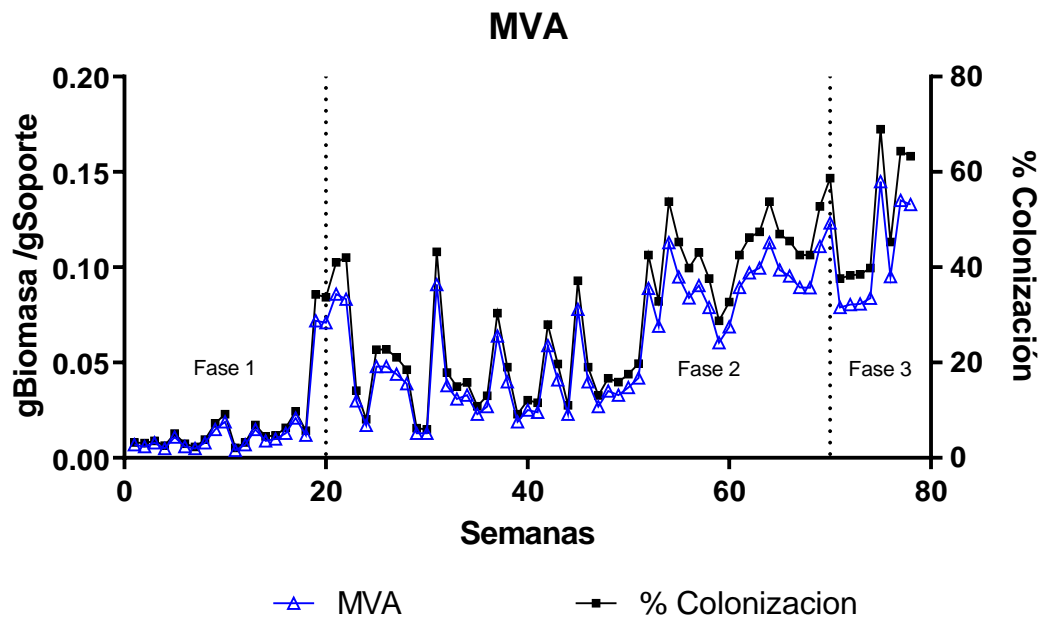


Figura 3.9 Monitoreo del desarrollo de la biopelícula

En ciertas horas de operación, el ajuste de las válvulas manuales se mantenía en aproximadamente 25 %, pero después de supervisar unas horas después esta apertura se encontraba que no había paso del agua residual por las columnas evitando la fluidización del material de soporte. Al intentar regular la apertura hasta 30 o 35 %, pasando unas horas de

operación el material de soporte ya estaba sobre expandido. Estos inconvenientes impidieron una formación estable y constante de la biopelícula. Para la segunda fase del proyecto de investigación ya se contaba con la operación automática de las bombas de alimentación y recirculación y las electroválvulas ya se podían regular desde potenciómetros instalados en el circuito electrónico. La formación de la biopelícula empezó a mejorar alcanzando porcentajes de colonización de hasta 53 %. Esto se logró gracias a la coordinación constante entre el modo semiautomático del reactor anaerobio y a la constante supervisión del caudal y la expansión del material de soporte. Para la fase 3 del proyecto de investigación, la biopelícula había tenido una disminución en su grado de colonización debido a la interrupción total del sistema anaerobio de aproximadamente 8 meses. Sin embargo, con la instalación del control automático y a la constante supervisión del caudal y expansión del lecho, se alcanzaron grados de colonización por arriba del 60 %. En este periodo la formación de la biopelícula fue más estable y más rápida con respecto a la fase 1. Es posible alcanzar valores de colonización por arriba del 80 % siempre y cuando el RLFIAP sea operado con el control automático, una constante supervisión y un aumento gradual de la carga orgánica.

3.4 Mejoramiento del proceso anaerobio en dos etapas

Con base en la operación diaria de todo el proceso anaerobio en dos etapas, se fueron detectando oportunidades de mejora en cada sección de todo el sistema, desde la recolección de los RSO hasta la producción y almacenamiento del biogás. Todas estas oportunidades de mejora se integraron en un sistema de mejoramiento del proceso de digestión anaerobia en dos etapas (Figura 3.10) el cual está conformado por evaluaciones periódicas, mantenimientos preventivos y correctivos, mejoras en el pretratamiento del sustrato, en la operación de los reactores anaerobios y del proceso anaerobio en general.

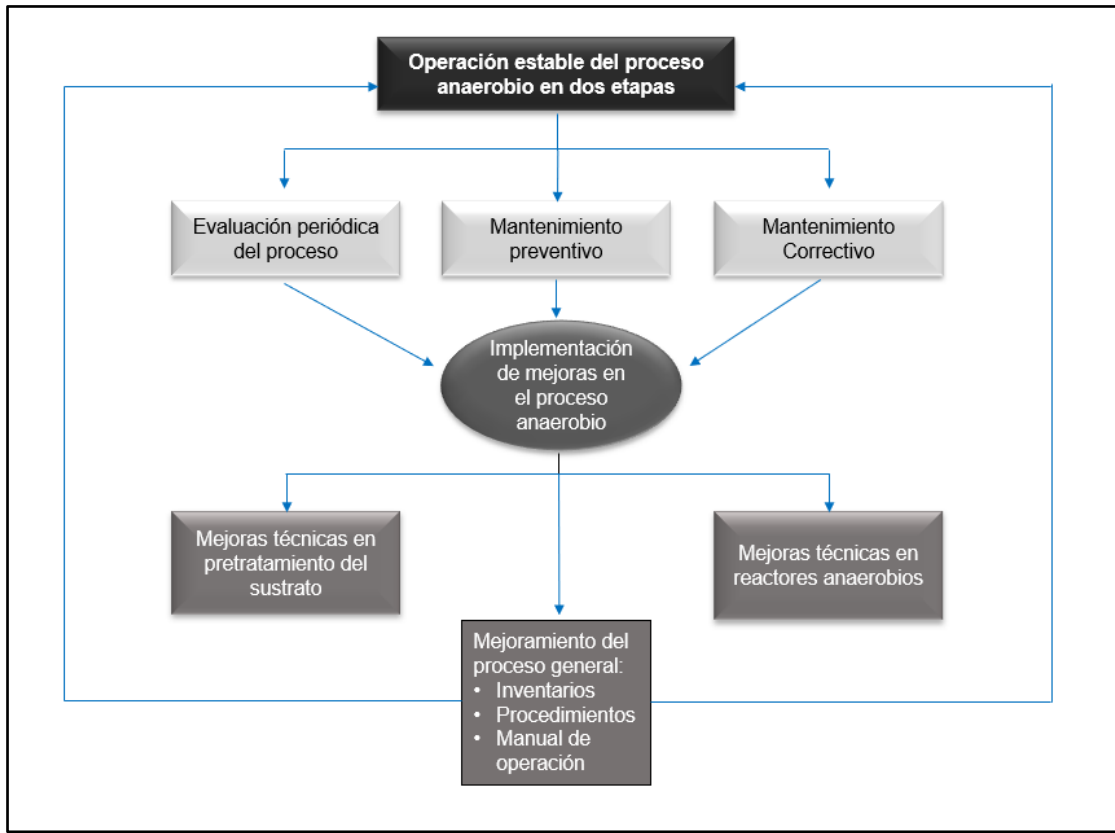


Figura 3.10 Esquema de las mejoras implementadas para la operación estable del proceso anaerobio

3.4.1 Implementación de mejoras en el pretratamiento del sustrato

El proceso de digestión anaerobia en dos etapas puede ser mejorado de diferentes maneras. Una opción tiene que ver con el pretratamiento del sustrato. El sustrato utilizado en este proyecto de investigación fue la fracción líquida de los RSO la cual funcionó como agua residual en los reactores y para obtenerla fue necesario realizar un pretratamiento de manera adecuada para la separación de las fases sólida-líquida.



Figura 3.11 Filtración manual del RSO

En la fase inicial del proyecto de investigación, la filtración de los RSO se realizaba de manera manual (Figura 3.11), utilizando un contenedor de 220 L para el almacenamiento de la fracción líquida, una bandeja con orificios de 3.5 mm y una malla mosquitera de plástico con orificios de 1.35 mm. La separación física se realizó al ingresar la materia semisólida obtenida de la trituración a la bandeja con la malla. La fracción sólida se mantenía en la parte superior mientras que la fracción líquida se recuperaba en el contenedor. La filtración manual ocupaba muchas horas-hombre. La filtración de 220 L de sustrato se realizaba en aproximadamente 8 h. Para sustituir la filtración manual, se instaló una centrífuga industrial con una canastilla de 54 L (Figura 3.12). Esta centrífuga mejoró de manera significativa a 2 horas y media el tiempo de filtrado de 220 L. Sin embargo, al momento de querer aumentar la carga a más de 10 L de materia semisólida, la canastilla sufría un desbalanceo y tenía contacto con las paredes de la centrifugadora.



Figura 3.12 Centrífuga industrial de 54 litros.

Para resolver este inconveniente se realizó un rediseño en la centrifugadora reduciendo el diámetro de la canastilla 6 cm (Figura 3.13). De esta forma, fue posible aumentar la carga a centrifugar de hasta 20 litros por ciclo.



Figura 3.13 Rediseño de centrifugadora industrial

Para reducir la cantidad de sólidos de la fracción líquida después de la filtración con la centrifugadora, se realizó una filtración secundaria en el tanque de alimentación del RABF utilizando nuevamente la bandeja y la malla con orificios de 1.35 mm. Esto favoreció el buen funcionamiento de las bombas, de las tuberías y accesorios del RABF ya que se evitó acumulación excesiva de sólidos en la parte inferior del reactor.

Como complemento, tanto para reducir la cantidad de sólidos en la fracción líquida como para mejorar los tiempos de obtención del sustrato, se realizó una filtración simultánea: centrífuga industrial - filtración manual más la filtración secundaria en el tanque de alimentación del RABF. El tiempo para obtener 220 L de sustrato filtrado se redujo en promedio a 1 hora y media y la cantidad de ST disminuyó a menos de 10 g/L.

3.4.2 Implementación de mejoras en la operación de los reactores anaerobios

Durante la operación del sistema anaerobio de dos etapas se realizaron evaluaciones periódicas, mantenimientos preventivos y mantenimientos correctivos con el fin de mantener el proceso estable y de mejorar el sistema anaerobio.

Antes de iniciar la primera fase de operación del RLFIAP, se caracterizó el agua residual contenido en el interior (Tabla 3.4). Se encontraron valores de concentración orgánica bajos en comparación a las concentraciones del sustrato crudo y, con el fin de continuar con la adaptación de los microorganismos, se operó el reactor con una CVA de 2 gDQO/L·d. Los valores de ST Y SV también fueron bajos ya que la mayor parte de los sólidos fueron retenidos y degradados en la etapa de hidrólisis. Los valores bajos de ST y SV favorecieron el buen funcionamiento del RLFIAP con respecto en los problemas comunes de acumulación de sólidos en las bombas y en los diferentes accesorios del reactor (válvulas, reducciones, bridas, etc.).

Tabla 3.4 Caracterización del sustrato en etapa inicial

Parámetro	Unidad	Valor
DQO _T	g/L	11.54
DQO _s	g/L	9.40
ST	g/L	3.84
SV	g/L	2.06
pH	-	8.66
CVA	$\frac{\text{gDQO}}{\text{L} \cdot \text{d}}$	2

Estos valores bajos fueron atribuidos al uso de la centrífuga industrial y a la doble filtración implementada en el pretratamiento del sustrato. El valor promedio de pH se encontró algo elevado, por lo tanto, el pH se ajustó desde la etapa de hidrólisis, de 5.5 a 4.0, tal como sugiere Wu *et al.*, (2016) ya que, con este valor de pH, en el caso particular de los RFV, los productos fermentativos generados en la etapa ácida son degradados con mayor facilidad, por consiguiente, la etapa metanogénica se ve favorecida.

En cuanto a las actividades de mantenimiento preventivo y correctivo al RLFIAP se ajustó y limpió el indicador de nivel para poder identificar fácilmente el volumen del sustrato presente en el tanque de distribución. Se identificaron y se taparon fugas en diversos puntos del RLFIAP, especialmente en las bridas. En la fase 1 del proyecto, la cantidad de biogás producido fue baja y, aunado a las características de baja presión del biogás, se implementó un arreglo para la salida de biogás en las bridas de entrada para los sensores de conductividad eléctrica (Figura 3.14). Se conectaron mangueras de ½” desde el arreglo instalado, pasando por el deshidratador, el desulfurizador y finalmente hasta el medidor de flujo. Con esta mejora implementada para la captación de biogás, el medidor de flujo pudo detectar el biogás generado durante la operación del RLFIAP.



Figura 3.14 Toma de muestra de biogás provisional

Otro problema encontrado durante la inspección general del RLFIAP fue la acumulación de agua en los convertidores de presión de las electroválvulas de los RAH 1 y 4 (Figura 3.15).



Figura 3.15 Acumulación de agua en la parte inferior de actuador

Este inconveniente se debió a que los filtros de aire se encontraban en posición horizontal impidiendo la correcta purga de la humedad generada en las mangueras provocando que el agua se regresara por el tubing hacia el convertidor de presión.

Para mejorar el sistema del filtro de aire se cambiaron todos los filtros en posición vertical (Figura 3.16).



Figura 3.16 Cambio de posición de los filtros de aire en las electroválvulas

Como complemento a las actividades con las electroválvulas, se desmontaron de manera periódica para dar mantenimiento con el fin de detectar posibles fallas y poder repararlas (Figura 3.17).



Figura 3.17 Mantenimiento preventivo y correctivo a equipos auxiliares de RLFIAP

En los primeros días de operación del proceso anaerobio se encontró un malfuncionamiento en el tiempo de respuesta de las aperturas de las electroválvulas por lo tanto se procedió a calibrarlas. También se efectuó mantenimiento preventivo al compresor de manera mensual, al cableado y a los equipos del tablero de control.

Para la segunda fase del proyecto se implementó un circuito electrónico para la operación semiautomática del RLFIAP (Figura 3.18).



Figura 3.18 Circuito electrónico para la operación del RLFIAP en fase 2

Para poder implementar este circuito, se establecieron las condiciones de operación requeridas para la operación en modo continuo o únicamente en recirculación según los requerimientos del proceso anaerobio. Los parámetros establecidos fueron:

- Operación manual de las bombas
- Operación automática de las bombas
- Regulación de las electroválvulas mediante potenciómetros
- Identificación de los valores de voltaje y porcentaje de apertura de las electroválvulas

La operación manual de la bomba de alimentación se ajustó para que los 200 L de sustrato se pudieran alimentar en un solo ciclo hacia el tanque de distribución para después realizar la recirculación del sustrato. La operación manual de la bomba de recirculación se ajustó para poder recircular el sustrato en sitio con un interruptor on/off en caso de que existan inconvenientes con el sistema.

La operación automática de la bomba de alimentación se ajustó para que se pudiera prender y apagar durante 5 s cada hora mediante un temporizador de 3600 s. Estos valores se determinaron en función de la potencia de la bomba (0.5 hp), el tiempo de operación (8 h) y la cantidad de sustrato de alimentación (200 L). El sistema se implementó para que estos parámetros pudieran

ser cambiados según los requerimientos del proceso anaerobio. La operación automática de la bomba de recirculación se ajustó en función de un flotador eléctrico (Figura 3.19) el cual se instaló en el tanque de distribución con un rango de 25 y 75 % de altura, para que con estas condiciones la bomba de recirculación se prendiera cada que se vaciara el 50 % del tanque. Tomando en consideración la potencia de la bomba, cada recirculación se realizó durante 55 s y la cantidad ciclos por una hora quedaron en función de la regulación de las electroválvulas.



Figura 3.19 Flotador eléctrico utilizado para la operación de la bomba de recirculación

La regulación y la identificación de la apertura de las electroválvulas en el circuito dentro del tablero de control se implementaron con el objetivo de mejorar la eficiencia de operación del RLFIAP evitando de esta manera regular las válvulas manuales de 2" ubicadas en la parte superior del reactor. Para la tercera fase del proyecto y después de un período de pausa de aproximadamente 8 meses en todo el proceso, se continuaron con las actividades de evaluación, mantenimiento y para mejorar la actividad bacteriana dentro del RLFIAP, se introdujeron aproximadamente 50 L de lodo anaerobio a cada RAH. Este inóculo se obtuvo de un UASB a escala industrial el cual es parte de la planta de tratamiento de aguas residuales "FIRIOB". Para poder agregar el inóculo se desmontaron las electroválvulas, los conos de entrada y las secciones del lecho fijo (Figura 3.20).



Figura 3.20 Inoculación de material de soporte para tercera fase de operación del RLFIAP

Para la etapa de hidrólisis, se procedió a inspeccionar el RABF. Se detuvo su operación y se abrió para evaluar las condiciones interiores (Figura 3.21)



Figura 3.21 Inspección y acondicionamiento del RABF

Algunos paneles interiores que soportan la biopelícula estaban fuera de su posición y otros simplemente se fueron degradando por las condiciones ácidas del reactor. Esto provocó que parte del material se incrustara dentro de las tuberías o accesorios impidiendo el buen funcionamiento de la bomba de recirculación (Figura 3.22).

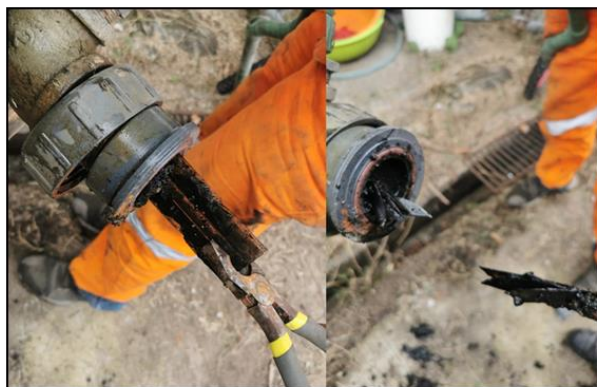


Figura 3.22 Limpieza de material incrustado en tuberías del RABF.

Para evitar estos inconvenientes y poder mejorar la operación del reactor anaerobio en la etapa de hidrólisis manteniendo su estabilidad, se retiró la estructura metálica que contenía a las partes restantes del lecho fijo, se recuperaron las fibras que soportan a la biopelícula y se implementó un nuevo sistema de lecho fijo combinando tubos corrugados de polietileno de aproximadamente 8 cm de largo con las fibras colonizadas en su interior (Figura 3.23). Esta mejora en el lecho fijo permitió una mayor superficie de adhesión de la biopelícula y, por consiguiente, un mayor crecimiento. El lecho fijo quedó cubierto con malla resistente de plástico. Después de este nuevo sistema, el RABF no volvió a presentar problemas de incrustaciones en tuberías, accesorios o en la bomba de recirculación, lo cual permitió una operación continua y un incremento en la producción de biogás. Gracias a sus características, el efluente de este reactor sirvió también como inóculo para reactores a escala laboratorio para otros proyectos de investigación en el laboratorio de Ingeniería Ambiental I.



Figura 3.23 Mantenimiento del RABF e implementación de lecho fijo combinado

3.4.3 Implementación de mejoras en la operación general del proceso anaerobio

Se identificaron secciones y puntos en las diferentes etapas del sistema anaerobio que provocaban retrasos o desestabilizaban el funcionamiento del proceso encontrando que era necesario contar con registros de las herramientas y equipos utilizados en todo el proceso anaerobio en cuanto a tipo y cantidad para evitar retrasos en actividades de mantenimiento, pretratamiento de sustrato y en la alimentación de los reactores.

También se implementaron procedimientos y un manual de operación de todo el sistema anaerobio con el fin de establecer y documentar las actividades que se realizaron diariamente.

Se implementó un inventario de todos los accesorios, herramientas y equipos utilizados en las diferentes etapas del proceso de digestión anaerobia a escala piloto (Figura 3.24). Para identificarlos se utilizó la abreviatura de su categoría seguido por un número consecutivo, su nombre, descripción y al área al que pertenece. Como ejemplo, una válvula ubicada en la parte inferior del tanque de alimentación del RABF, la cual en su descripción quedó indicada que se utiliza para la operación del reactor de hidrólisis quedó identificada como VRH-01. También se implementaron procedimientos de operación para cada actividad realizada en todo el sistema anaerobio de dos etapas, desde el pretratamiento del sustrato hasta la operación de cada uno de los reactores anaerobios (Figura 3.24).

					
TECNOLÓGICO NACIONAL DE MÉXICO					
INSTITUTO TECNOLÓGICO DE ORIZABA					
INVENTARIO DE PLANTA PILOTO DE INGENIERÍA AMBIENTAL					
Nº	CLAVE	NOMBRE	DESCRIPCIÓN	EQUIPO/ÁREA	TIPO
1	ACC-01	Carro de carga en "L"	Carro de carga en "L" tipo diablo para transportar RSO o carga en general	Pretratamiento	Accesorio
2	ACC-02	Carro de carga en "L"	Carro de carga en "L" tipo diablo para transportar RSO o carga en general	Pretratamiento	Accesorio
3	ACC-03	Mesa	Mesa de plástico con sosten/patas de metal para pretratamiento de los RSO	General en Planta Piloto de Ingeniería Ambiental	Accesorio
4	ACC-04	Mesa	Mesa de plástico con sosten/patas de metal para estudio general	General en Planta Piloto de Ingeniería Ambiental	Accesorio
5	ACC-05	Contenedor de accesorios	Contenedor de plástico tipo bandeja/cubeta para depositar accesorios juntos	General en Planta Piloto de Ingeniería Ambiental	Accesorio
6	ACC-06	Contenedor de accesorios	Contenedor de plástico tipo bandeja/cubeta para depositar accesorios juntos	General en Planta Piloto de Ingeniería Ambiental	Accesorio
7	ACC-07	Contenedor de accesorios	Contenedor de plástico tipo bandeja/cubeta para depositar accesorios juntos	General en Planta Piloto de Ingeniería Ambiental	Accesorio
8	ACC-08	Contenedor de accesorios	Contenedor de plástico tipo bandeja/cubeta para depositar accesorios juntos	General en Planta Piloto de Ingeniería Ambiental	Accesorio
9	ACC-09	Contenedor de accesorios	Contenedor de plástico tipo bandeja/cubeta para depositar accesorios juntos	General en Planta Piloto de Ingeniería Ambiental	Accesorio
10	ACC-10	Contenedor de accesorios	Contenedor de plástico tipo bandeja/cubeta para depositar accesorios juntos	General en Planta Piloto de Ingeniería Ambiental	Accesorio
11	ACC-11	Contenedor de accesorios	Contenedor de plástico tipo bandeja/cubeta para depositar accesorios juntos	General en Planta Piloto de Ingeniería Ambiental	Accesorio
12	ACC-12	Contenedor de accesorios	Contenedor de plástico tipo bandeja/cubeta para depositar accesorios juntos	General en Planta Piloto de Ingeniería Ambiental	Accesorio
206	VRLF-02	Válvula de esfera	Válvula de recirculación de RLF		Operación de RLF
207	VRLF-03	Válvula de esfera	Válvula para toma de muestras u otros fines de RLF		Operación de RLF
208	VRLF-04	Válvula de esfera	Válvula para toma de muestras u otros fines de RLF		Operación de RLF
209	VRLF-05	Válvula de esfera	Válvula para toma de muestras u otros fines de RLF		Operación de RLF
210	VRLF-06	Válvula de esfera	Válvula para toma de muestras u otros fines de RLF		Operación de RLF
211	VRLF-07	Válvula de esfera	Válvula para toma de muestras u otros fines de RLF		Operación de RLF
212	VRLF-08	Válvula de esfera	Válvula para toma de muestras u otros fines de RLF		Operación de RLF
213	VRLF-09	Válvula de esfera	Válvula para toma de muestras u otros fines de RLF		Operación de RLF
214	VRLF-10	Válvula de esfera	Válvula para toma de muestras u otros fines de RLF		Operación de RLF
215	VRC-01	Válvula de esfera	Válvula de alimentación de Reactor de Codigestión		Operación de Reactor de Codigestión
216	VRC-02	Válvula de esfera	Válvula de alimentación de Reactor de Codigestión		Operación de Reactor de Codigestión
217	VRC-03	Válvula de esfera	Válvula de recirculación de Reactor de Codigestión		Operación de Reactor de Codigestión
218	VRC-04	Válvula de esfera	Válvula de acondicionamiento termico de Reactor de Codigestión		Operación de Reactor de Codigestión
219	VRC-05	Válvula de esfera	Válvula de acondicionamiento termico de Reactor de Codigestión		Operación de Reactor de Codigestión
220	VRC-06	Válvula de esfera	Válvula de biogás termico de Reactor de Codigestión		Operación de Reactor de Codigestión
221	VRC-07	Válvula de esfera	Válvula de biogás termico de Reactor de Codigestión		Operación de Reactor de Codigestión
222	EAUX-01	Trituradora	Trituradora para obtener fraccion semisolda de RSO, marca VEYCO y modelo CV 320, con una capacidad de 100 kg/h		Pretratamiento
223	EAUX-02	Centrifugadora	Centrifugadora para obtener la fraccion liquida a partir de la fraccion semisolda de los RSO, MARCA y MODELO		Pretratamiento
224	EAUX-03	Reactor de Hidrolisis (RH)	Reactor de Hidrolisis con capacidad de xx para obtener sustrato hidrolizado		Operación de RH
225	EAUX-04	Reactor de Lecho Fluidizado Inverso con Arreglo en Paralelo (RLFAP)	Reactor de Lecho Fluidizado Inverso con capacidad de xx para la generacion de biogás		Operación de RLFAP
226	EAUX-05	Gasómetro	Contenedor hermetico para almacenar el biogas generado		Operación de RH y RLFAP

Figura 3.24 Imagen del inventario de accesorios, herramientas y equipos utilizados en el proceso anaerobio

Cada procedimiento de operación se identificó con una clave la cual estuvo conformada por las abreviaturas PR (procedimiento), PPIA (Planta Piloto de Ingeniería Ambiental) y un número consecutivo. Cada procedimiento también se categorizó de acuerdo a su área (Tabla 3.5). En el documento se establecieron definiciones específicas al contenido del procedimiento, alcances, Equipo de Protección Personal (EPP) con base en las Normas Oficiales Mexicanas (NOM) de la Secretaría del Trabajo y Previsión Social (STPS), herramientas y equipos, productos químicos y desarrollo del procedimiento. Estos procedimientos de operación fueron implementados con la finalidad de documentar y definir cada una de las acciones realizadas en las diferentes áreas de la planta piloto.

Tabla 3.5 Lista de procedimientos de operación implementados en planta piloto

Clave	Nombre del procedimiento	Área
PR-PPIA-001	Limpieza general en planta piloto	Planta piloto
PR-PPIA-002	Pretratamiento de los RSO	Pretratamiento
PR-PPIA-003	Operación del RABF	RABF
PR-PPIA-004	Operación del RLFIAP	RLFIAP
PR-PPIA-005	Captación y limpieza de biogás	Biogás
PR-PPIA-006	Mantenimiento del RABF	RABF
PR-PPIA-007	Mantenimiento del RLFIAP	RLFIAP
PR-PPIA-008	Mantenimiento del sistema de biogás	Biogás
PR-PPIA-009	Mantenimiento de equipo auxiliar del RABF	RABF
PR-PPIA-010	Mantenimiento de equipo auxiliar del RLFIAP	RLFIAP

La difusión y el conocimiento de cada uno de los procedimientos de operación entre los estudiantes involucrados en los proyectos de investigación en la planta piloto del laboratorio de Ingeniería Ambiental I mejoró en gran medida el tiempo de capacitación a los nuevos alumnos, redujo el tiempo de realización de las actividades y lo más importante, permitió que las actividades se realizaran correctamente, con seguridad e higiene. Finalmente, se implementó un manual de operación general del proceso anaerobio en dos etapas que incluyó de manera integral todos los aspectos establecidos en esta mejora: inventario de accesorios, equipos y herramientas, procedimientos de operación y cronogramas de mantenimiento preventivo y correctivo (Figura 3.25).

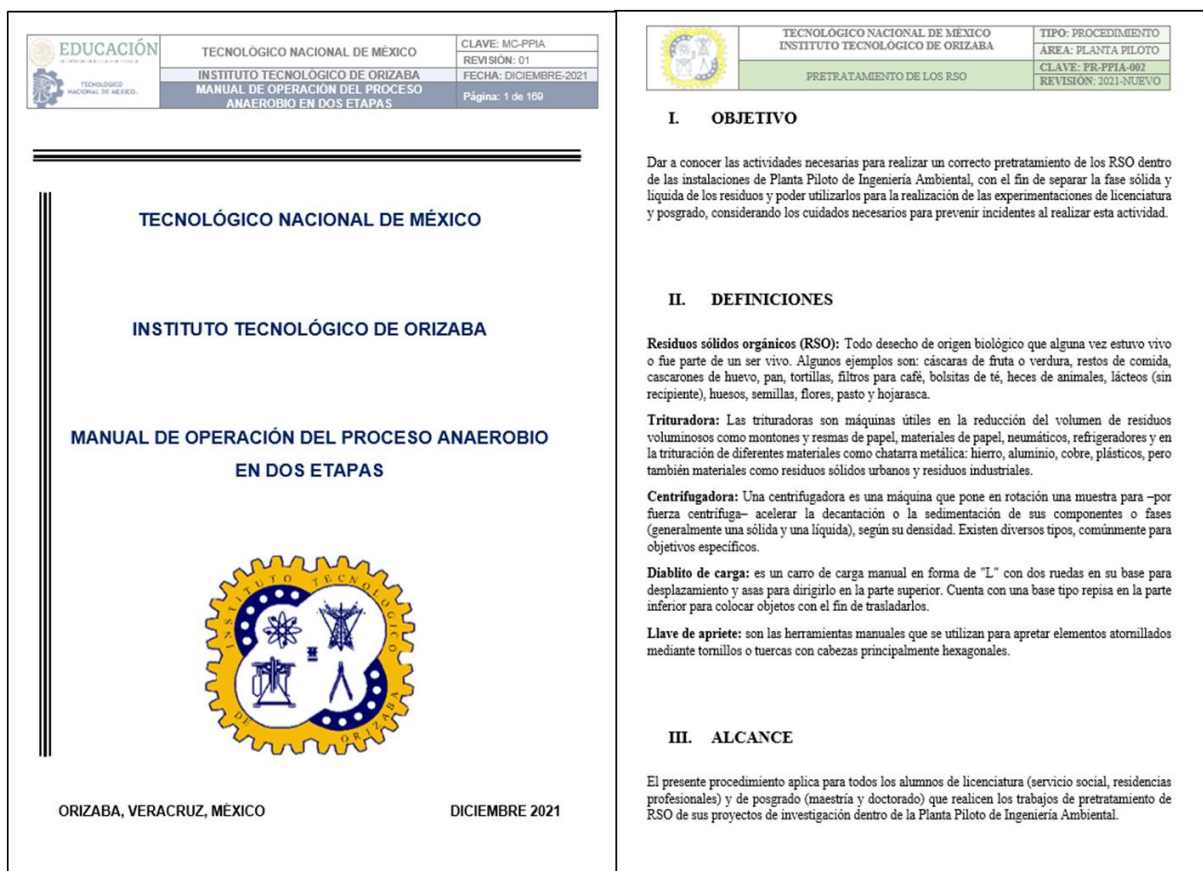


Figura 3.25 Imagen del manual de operación y ejemplo de un procedimiento de operación implementado

3.5 Implementación del sistema de control automático para el RLFIAP

El sistema de control automático del RLFIAP fue desarrollado en dos fases: La primera fase consistió en pruebas de conductividad eléctrica a escala laboratorio con el fin de encontrar las condiciones de operación del sistema tales como ubicación de los sensores de conductividad eléctrica, rangos de voltaje detectado con respecto en las diferentes etapas del sustrato (sustrato crudo, efluente del RABF y efluente del RLFIP), caudal y velocidad descendencial del material de soporte. La segunda etapa consistió en la instalación de los sensores de conductividad eléctrica en los cuatro RAH, las pruebas de expansión realizadas en el RLFIAP a escala piloto, el diseño de la interfaz y en la evaluación de todo el sistema de control automático implementado (fase 3 operación automática-modo continuo del proyecto de investigación).

3.5.1 Resultados de pruebas de conductividad eléctrica a escala laboratorio

Se realizaron pruebas hidrodinámicas para la expansión del material de soporte (Extendsphere®) colonizado con respecto al tiempo, para determinar la velocidad descendencial adecuada para la experimentación a escala laboratorio. En la Figura 3.26 se muestran las tres diferentes velocidades descendenciales utilizadas para estas pruebas, 0.98, 1.30 y 1.41 m/h. Estas velocidades fueron obtenidas de acuerdo con las diferentes potencias de la bomba peristáltica (baja, media y alta).

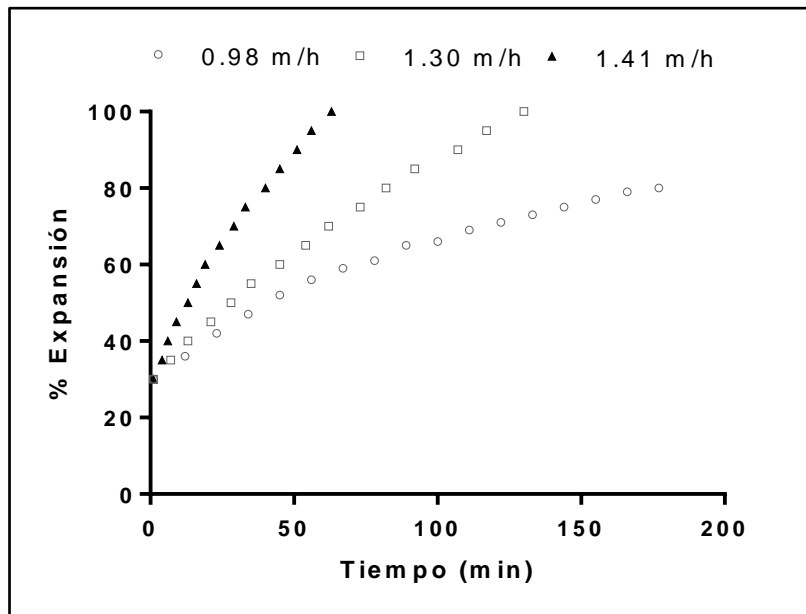


Figura 3.26 Pruebas hidrodinámicas para la expansión del material de soporte.

En un tiempo de 180 min, el material de soporte solo se expandió hasta un 80 % de la columna del RLFI con una velocidad descendencial de 0.98 m/h. Estas condiciones suelen ocurrir con menor frecuencia en un RLFI a plena carga, debido a que la sola generación ascensional de biogás expande el material de soporte sin el uso de la recirculación (Buffiere *et al.*, 2000). Tanto para la velocidad de 1.30 m/h como para 1.41 m/h, el material de soporte alcanzó su expansión al 100 % de la columna en 130 y 63 min, respectivamente. Sin embargo, debido a la gran generación de biogás y expansiones impredecibles del material de soporte en un RLIF a escala piloto, la velocidad descendencial elegida para las pruebas fue de 1.41 m/h, ajustando así también la recirculación para las pruebas a un tiempo de 1 h.

En la figura 3.27 se presentan los valores promedios de voltaje obtenidos para las pruebas de fracción líquida de residuos sólidos orgánicos con material de soporte limpio.

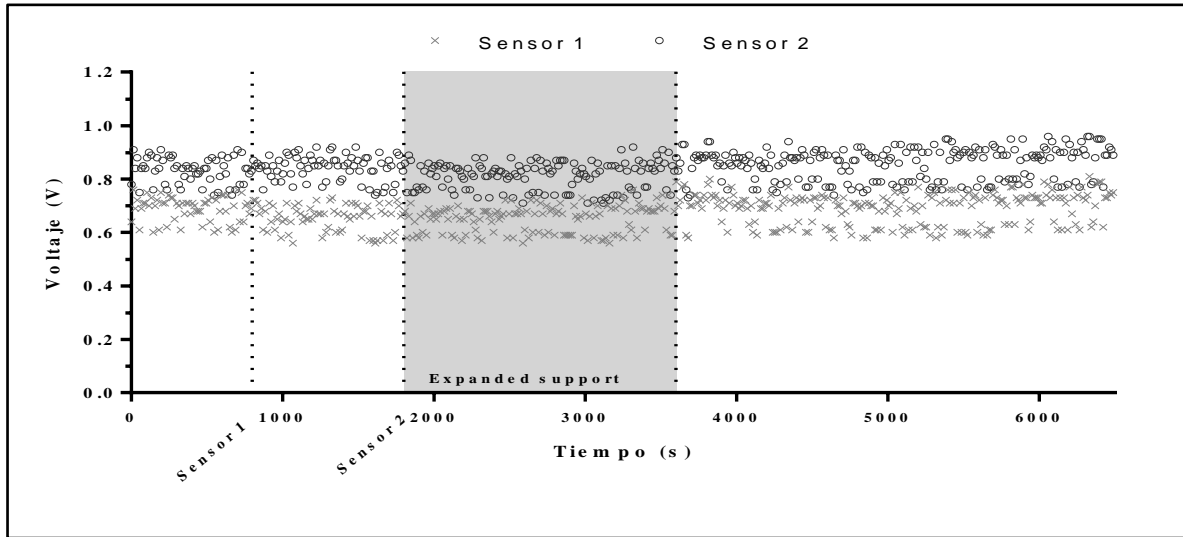


Figura 3.27 Prueba inicial de la fracción líquida de los RSO con Extendsphere® limpio.

Se realizaron pruebas con Extendsphere® limpio y fracción líquida de los RSO. Debido a las características aislantes del material de soporte limpio, el voltaje inicial dentro del RLFI disminuyó hasta un rango de 0.6 - 0.9 V. Para esta prueba, el RLFI se alimentó con la fracción líquida de los RSO con un pH de 7 y se recirculó a una velocidad de 1.41 m/h para efectuar la expansión del soporte. Aproximadamente en el segundo 960 (16 min) el soporte limpio comenzó a tener contacto con el sensor 1 y en el segundo 1450 (25 min) alcanzó al sensor 2. La recirculación se detuvo en el segundo 4000 y a partir de este tiempo el soporte comenzó a compactarse nuevamente. En la gráfica se observe una leve e insignificante variación de voltaje para ambos sensores, pues los voltajes se mantuvieron prácticamente en el mismo rango durante todo el tiempo de la prueba, desde la expansión del soporte hasta su compactación.

Después de las pruebas con material de soporte limpio, se realizaron pruebas con el sustrato a diferentes condiciones en combinación con el material de soporte ya colonizado (Figura 3.28). Debido a que el Extendsphere® estaba colonizado, las partículas aumentaron su densidad por la biopelícula adherida, por consiguiente, la expansión fue más rápida con respecto en las pruebas con material de soporte limpio.

En la Figura 3.28a se recirculó el sustrato C1 con pH de 4.5 perteneciente a la entrada del RABF. En esta condición, el sustrato tiene como característica principal gran cantidad de materia orgánica de fácil degradación y acidificación (García-Peña *et al.*, 2011; Sanjaya *et al.*, 2016; Lindner *et al.*, 2015) que no había recibido el tratamiento de digestión anaerobia de dos fases.

Otra característica visible en el RLFI con el sustrato C1, es la gran cantidad de sólidos que rápidamente se compactaron en la parte superior, por lo tanto, el sensor 1 presentó ligeramente un rango más elevado en el voltaje inicial (0.8 – 1.05 V) que en el sensor 2 (0.7 – 0.95 V). El sensor 1 tuvo contacto con el material de soporte cerca del segundo 660 (minuto 11) y el sensor 2 en el segundo 1140 (minuto 19). Sin embargo, en la gráfica no se observó una significativa variación en el voltaje al haber contacto entre el material de soporte y el sustrato. Se detuvo la recirculación en el segundo 3600 (minuto 60) para la compactación del material de soporte.

En la Figura 3.28b se muestran los resultados de la prueba con el sustrato C2, el cual corresponde a la salida del RABF y a la entrada del RLFIAPP con el pH ajustado a 7 para igualar las condiciones neutras de la etapa metanogénica del proceso de digestión anaerobia de dos etapas. Valores de pH entre 7.0 y 7.5 favorecen a la etapa metanogénica del proceso de digestión anaerobia, aumentando la producción de biogás y el rendimiento de metano específico (Lindner *et al.*, 2015).

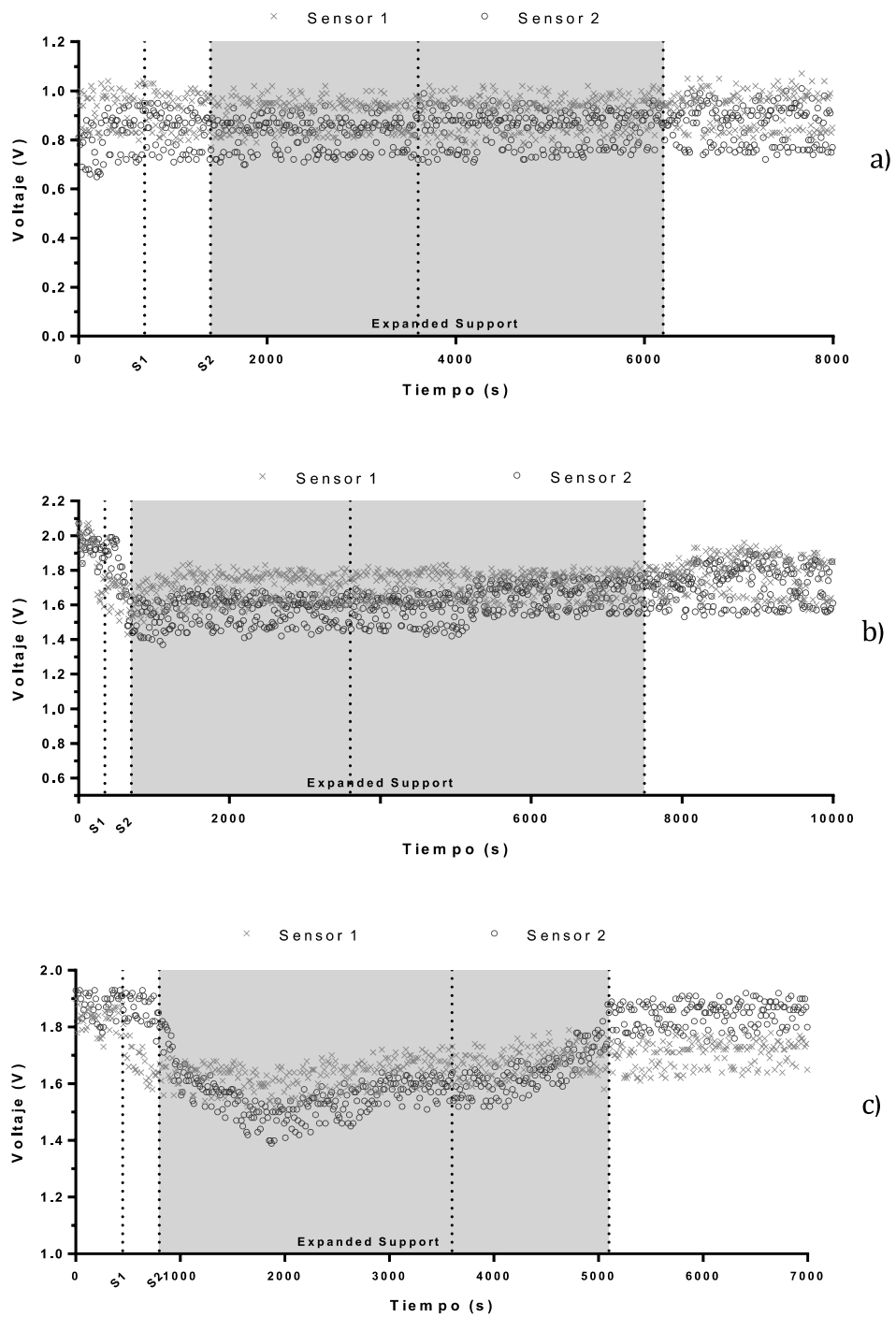


Figura 3.28 Pruebas de conductividad entre la fracción líquida de los RSO y material de soporte colonizado: a) Condición 1 (C1) con pH de 4.5, b) Condición 2 (C2) con pH de 7, c) Condición 3 (C3) con pH de 9.

En estas condiciones, el material de soporte se expandió más rápido que en las pruebas con material de soporte limpio y con el sustrato C1.

El sensor 1 tuvo contacto con el material de soporte aproximadamente en el segundo 480 (minuto 8) y con el sensor 2 en el segundo 840 (minuto 14). En esta ocasión, se apreció una favorable variación de voltaje en el momento del contacto entre el material de soporte y ambos sensores, en promedio de 2.01 a 1.61 V para el sensor 1 y de 1.96 a 1.45 V para el sensor 2. Se detuvo la recirculación y el voltaje regresó lentamente a sus valores iniciales debido a la compactación del lecho.

La Figura 3.28c corresponde a la prueba realizada con el sustrato C3. Este sustrato, el cual es también el efluente del RLFIAF, tuvo un pH de 8.3. Sin embargo, a lo largo de la operación del RLFIAF a escala piloto en meses anteriores a las pruebas de conductividad, el efluente había presentado tendencias alcalinas, alcanzando un pH de hasta 8.8. Debido a este tipo de cambios repentinos que pueden llegar a suceder en reactores a escala piloto, el pH fue elevado hasta 9 con Hidróxido de Sodio (NaOH).

Se recirculó el sustrato C3 y el sensor 1 tuvo contacto con el material de soporte aproximadamente en el segundo 540 (minuto 9) y con el sensor 2 en el segundo 900 (minuto 15). La recirculación se detuvo en el segundo 3600 (minuto 60) para la compactación del lecho. En esta prueba se aprecia también una favorable diferencia de voltaje entre el material de soporte compactado y expandido.

La variación de voltaje fue aún mayor que en las variaciones encontradas con el sustrato C2, pues para el caso del sensor 1, el voltaje disminuyó de 1.92 a 1.58 V en sus valores máximos y mínimos. La diferencia de voltaje fue todavía mayor en el sensor 2, disminuyendo de 1.95 V en sus valores máximos hasta 1.38 V en sus valores mínimos. Las diferencias de voltaje fueron en promedio de 0.4 y 0.5 V para el sensor 1 y el sensor 2, respectivamente.

En la etapa ácida de la digestión anaerobia en dos etapas se producen los AGV y éstos aumentan dependiendo de la composición del residuo y de la CVA (Hawkes *et al.*, 1994). Los AGV están presente durante todo el proceso de la digestión anaerobia, en la primera etapa es donde sucede la formación de AGV y en la segunda etapa, los microorganismos metanogénicos convierten los AGV a CH₄ y CO₂ (Zuo *et al.*, 2013).

En el sustrato C1 no existió suficiente variación de voltaje debido a que no ha sido degradado por microorganismos y es bien sabido que, en el proceso de digestión anaerobia, la concentración iónica depende principalmente de la presencia de AGV y carbonatos/bicarbonatos, por consiguiente, el aumento de la conductividad eléctrica está relacionada con las concentraciones de estos elementos (Camarillo y Rincón, 2012). Por lo tanto, las condiciones del sustrato C2 y C3 fueron de principal interés en esta experimentación a escala laboratorio, ya que son las condiciones que pueden estar presentes con mayor frecuencia en un reactor metanogénico a escala piloto.

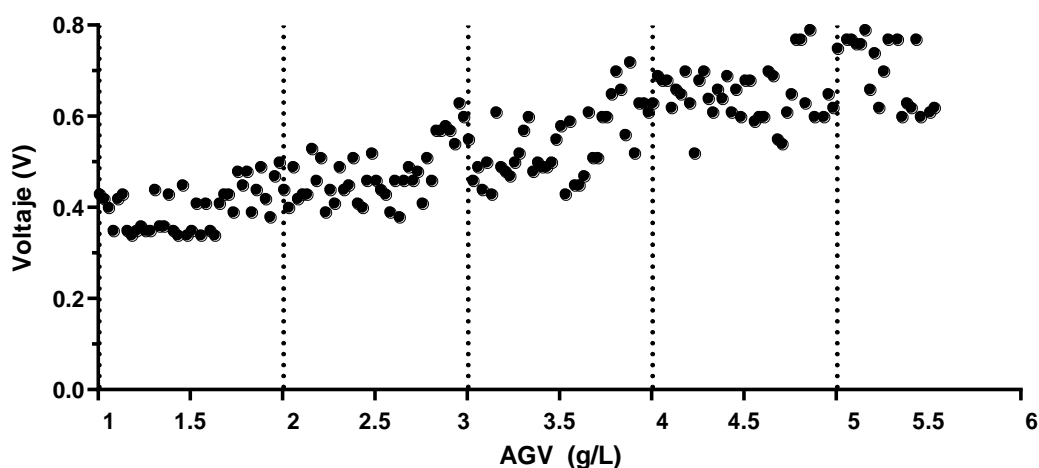


Figura 3.29 Conductividad eléctrica versus concentraciones de AGV en la fracción líquida de los RSO.

En la Figura 3.29 se muestran los resultados experimentales de la variación de conductividad eléctrica con respecto a la concentración de AGV en el sustrato. Para esta prueba, se recirculó el RLFÍ utilizando fracción líquida de los RSO con un pH de 7 y se agregó ácido acético (CH_3COOH) aumentando su concentración de forma gradual. Se usó este compuesto debido a que se encuentra presente en mayor cantidad dentro de los AGV producidos en la digestión anaerobia, siendo estos resultados similares a los obtenidos por Charnier *et al.*, (2016). Se observa que con el incremento de la concentración de 1 hasta 5 g/L de AGV la conductividad eléctrica en el medio aumentó de 0.30 a 0.79 V. Estos resultados fueron consistentes con las pruebas con los sustratos C1 y C3, ya que existe gran diferencia de voltaje cuando el material

de soporte está compactado y cuando está expandido, pues en el primer caso los sensores detectan la conductividad eléctrica del agua residual que ha sido hidrolizada y en el segundo caso los sensores detectan una disminución de la conductividad eléctrica debido al material de soporte con características aislantes.

Los AGV han demostrado ser compuestos tóxicos inhibitorios dentro de la digestión anaerobia si son generados de manera no controlada, es por eso que diversos estudios han sugerido optar por la digestión anaerobia en dos etapas para el tratamiento de RSO (García-Peña *et al.*, 2011; Camarillo y Rincón, 2012; Shen *et al.*, 2013). Por esta cuestión, se agregaron 25 L de CH_3COOH con una concentración de 5 g/L dentro del RLFÍ en un lapso de una hora, utilizando el sustrato del RLFÍAP a escala piloto y el Extendsphere® colonizado (Figura 3.30).

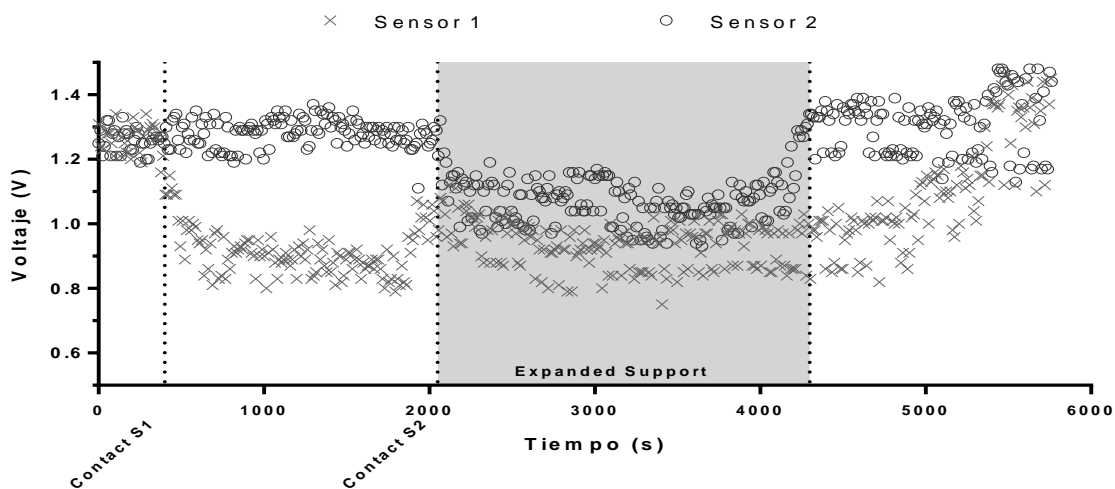


Figura 3.30 Efecto de AGV con una concentración de 5 g/L en la detección de la conductividad eléctrica.

La velocidad descendencial (0.98 m/h) fue más baja con respecto a las pruebas anteriores para evitar la pronta expansión del material de soporte y de esta manera poder detectar un posible aumento de conductividad eléctrica debido al solo paso del sustrato con CH_3COOH .

El contacto entre el sensor 1 y el material de soporte fue en el segundo 450. La conductividad bajó significativamente. El sensor 2 tuvo contacto hasta el segundo 2100, observándose también una considerable disminución en la conductividad eléctrica. Se encontraron ligeras variaciones

en la conductividad eléctrica para el sensor 2 entre el inicio de la prueba hasta el punto en el que tiene contacto con el material de soporte. Estas variaciones fueron atribuidas al paso del CH_3COOH sobre los sensores antes de la expansión del lecho. Sin embargo, se comprueba que independientemente de la cantidad de hasta 5 g/L de AGV generados en el proceso de la digestión anaerobia, la conductividad eléctrica disminuye de manera considerable al haber contacto entre el material de soporte y los sensores. Después de la alimentación de 25 L de ácido acético en una hora, la bomba de peristáltica se apagó, el material de soporte se compactó y la conductividad eléctrica se incrementó nuevamente.

3.5.2 Diseño de interfaz y pruebas de en RLFIAP

En la implementación del control automático para el RLFIAP se diseñó un sistema de electrodos de conductividad eléctrica para la instalación de los electrodos de polisulfona de doble cilindro (Figura 3.31). Los electrodos fueron ubicados a tres diferentes niveles de cada RLFI, un nivel superior, un nivel intermedio y un nivel inferior, correspondiendo al 70, 80 y 90 % de la altura de la columna. El primer nivel (70 %) se estableció con el fin de identificar que efectivamente existe expansión del material de soporte y no se considera como inconveniente de sobre expansión. El segundo nivel (80 %) se estableció con la finalidad de indicar una expansión estable, siempre y cuando se mantuviera en un lapso prolongado de tiempo. Este nivel también se contempló para advertir una posible sobre expansión del lecho. El tercer nivel (90 %) se determinó para indicar que el material de soporte está en su máximo nivel permitido de expansión. Este nivel de expansión indicó próxima sobre expansión del material de soporte y fue causa para tomar acciones de regulación automática de la electroválvula para restringir el caudal hasta su compactación media.



Figura 3.31 Electrodo de conductividad eléctrica para el RLFIAP

Para lograr la ubicación de estos niveles, los electrodos de conductividad eléctrica se adaptaron en accesorios “y” con los dobles cilindros formando un ángulo de 45 grados con la finalidad de evitar acumulación de material de soporte en el interior de los cilindros (Figura 3.32). Los electrodos adaptados en los accesorios se instalaron en una tubería de PVC cédula 80 de $\frac{3}{4}$ ” de diámetro y 2.5 m de altura. Este diseño permitió un buen soporte de los electrodos para fijarlos en los niveles de expansión requeridos.

Para la instalación en las columnas, fue necesario retirar las electroválvulas, conos de entrada y el lecho fijo. El cableado se introdujo en la parte interior de la tubería y a su salida superior fue sellada para evitar fugas de biogás (Figura 3.33).

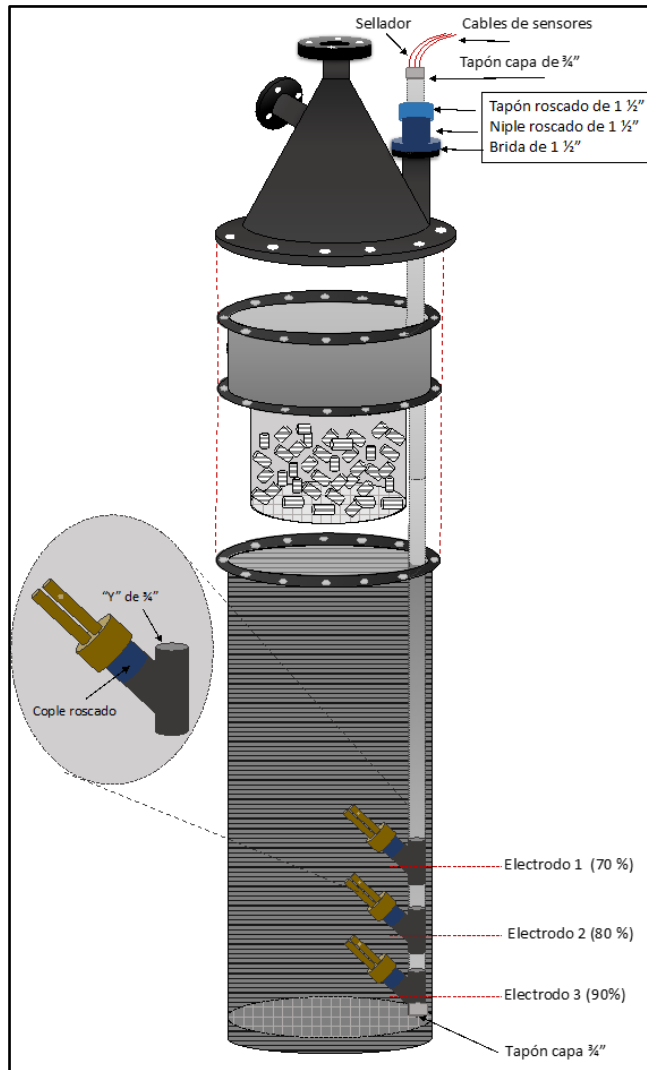


Figura 3.32 Esquema del sistema de electrodos de conductividad eléctrica para cada columna del RLFAP

Para las pruebas de conductividad eléctrica a escala piloto y para la implementación del sistema de control automático se utilizó una Raspberry Pi 4 de 4 gb de ram (Figura 3.34). La tarjeta Raspberry Pi es un microordenador que ejecuta el sistema operativo Raspberry Pi Os GNU/Linux con fines didácticos de informática.



Figura 3.33 Instalación de los electrodos de conductividad eléctrica en el interior de las columnas

Este microordenador cumple la mayoría de funciones de una computadora personal con sistema operativo Linux, pero también proporciona varios Pines de entradas y salidas de diferentes propósitos (GPIO, por sus siglas en inglés) permitiendo controlar componentes electrónicos.

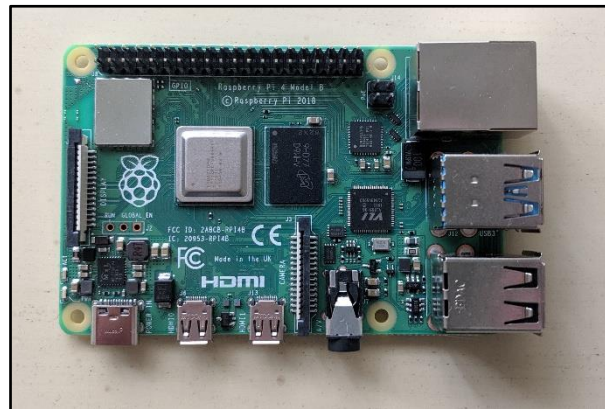


Figura 3.34 Tarjeta Raspberry utilizada para el control automático

La programación del código para el control automático se desarrolló en la herramienta de entorno gráfico para desarrollo elemental IDLE 3.9.2 para ejecutarlo en el lenguaje de programación Python (Figura 3.35).

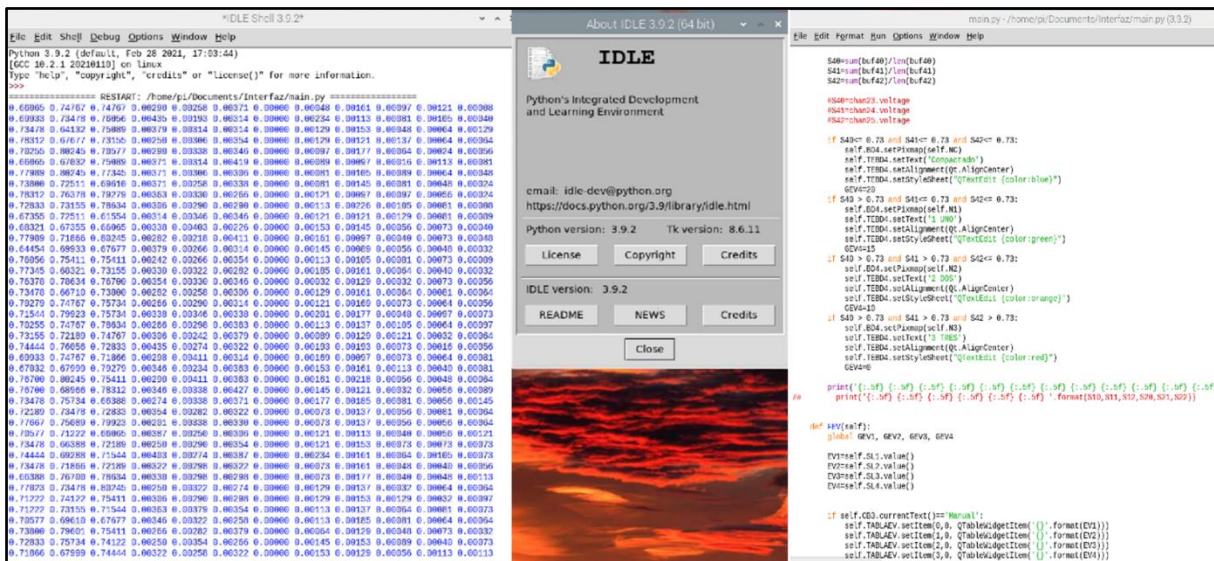


Figura 3.35 Herramienta IDLE utilizada para el desarrollo del código e impresión de los valores de voltaje en línea.

Los valores de voltaje se generaron cada 2 s con el fin de identificar oportunamente los cambios de conductividad eléctrica dentro de cada columna. La tarjeta Raspberry se conectó al circuito de acondicionamiento de señal. Este circuito cuenta con tres entradas para los sensores de conductividad de polisulfona y amplifica los valores detectados dentro de los RAH para después convertirlos de señal analógica a digital.

La interfaz gráfica se diseñó utilizando el software iQt Designer 5.15.12 (Figura 3.36). Esta interfaz se diseñó contemplando las mismas secciones y condiciones de operación utilizadas en el circuito electrónico para la fase 2 de este proyecto de investigación (operación manual / automática de las bombas de alimentación y recirculación, temporizador de la bomba de alimentación y regulación manual / automática de las electroválvulas). En esta interfaz se agregaron cuatro columnas para identificar los niveles de expansión del material de soporte en cada RAH. El primer nivel de expansión establecido en la interfaz fue “compactado”, lo cual se detectó en caso de que el voltaje de los tres sensores de conductividad eléctrica fuera igual o mayor a 1.05 V.

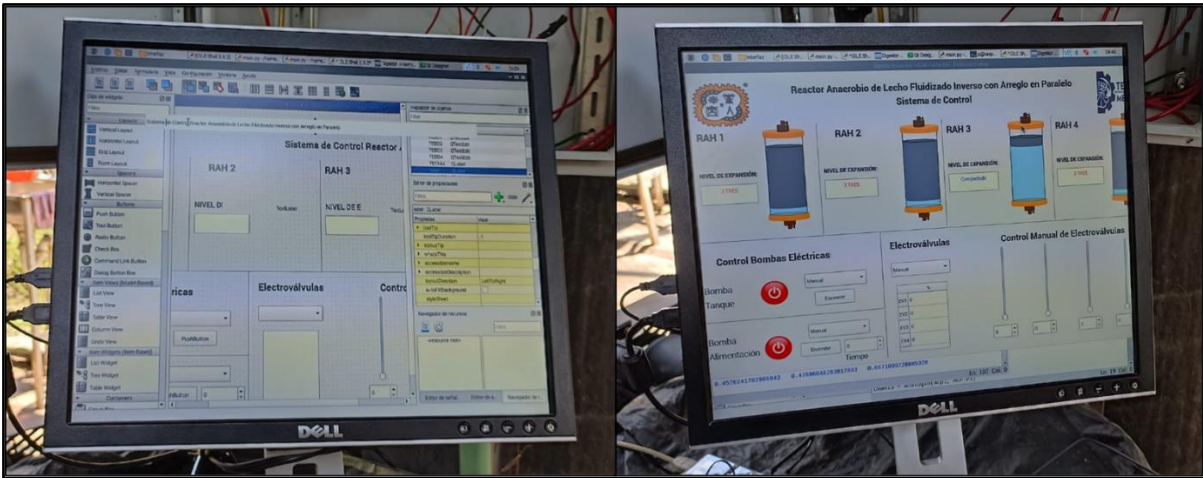


Figura 3.36 Diseño de la interfaz gráfica para el sistema de control automático

Este valor mínimo fue establecido después de las pruebas de conductividad eléctrica en el RLFIAP con las condiciones actuales del sustrato en el interior del reactor. Como se puede observar en la Figura 3.37, Al inicio de la operación el valor inicial de voltaje fue de aproximadamente 1.05 V para el sensor 1.

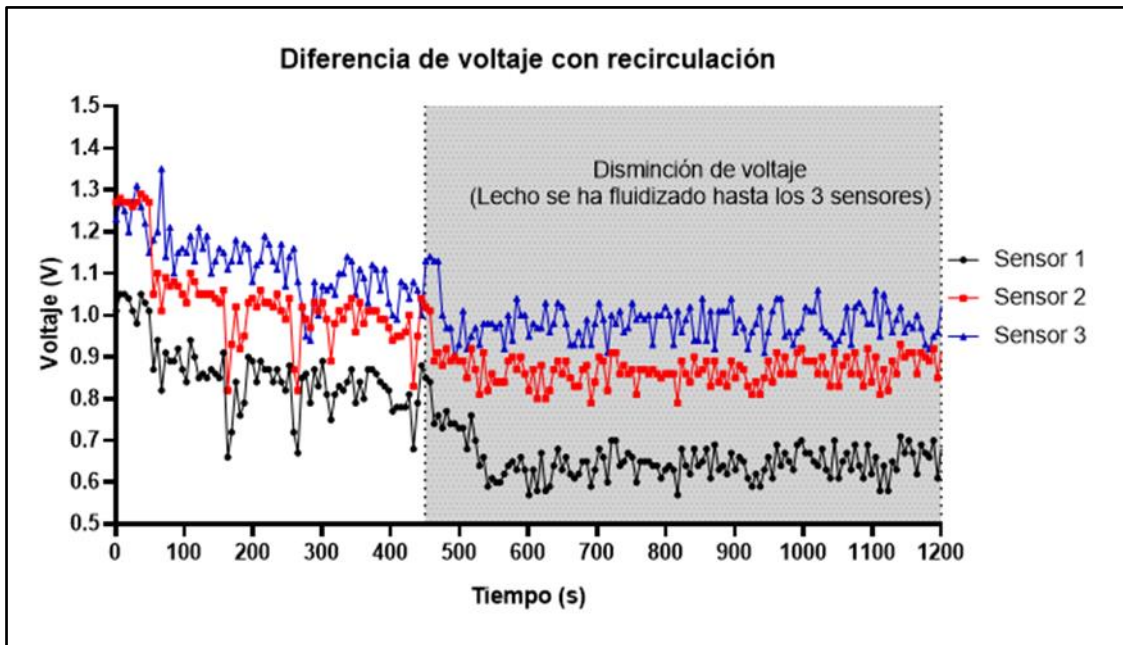


Figura 3.37 Pruebas de conductividad eléctrica en RLFIAP para determinar el voltaje de referencia.

El segundo nivel de expansión del RLFIAP en la interfaz fue determinado como “nivel 1” el cual indicó que el valor de voltaje del primer sensor fue menor a 1.05 V sin variación alguna de los otros dos sensores. El tercer nivel de expansión del RLFIAP en la interfaz se estableció como “nivel 2” indicando valores menores a 1.1 V del sensor 2. En este nivel, el sensor 1 y sensor 2 ha detectado la expansión de material de soporte. Finalmente, el último nivel de expansión del RLFIAP en la interfaz se estableció como “nivel 3” indicando variación de voltaje del sensor 3 (expansión de 90 %) con valores menores a 1.1 V. Para este nivel en la interfaz gráfica, los tres sensores han detectado cambio de conductividad eléctrica indicando la expansión completa del material soporte. El nivel 3 de expansión mandó indicaciones en el controlador para restringir la apertura de la electroválvula de un 30 % a un 10 %, con la finalidad de disminuir el caudal de alimentación y recirculación y de esta forma poder compactar el material de soporte nuevamente. La electroválvula se volvió abrir automáticamente a 30 % después de que la lectura del sensor 2 fuera igual o mayor a 1.1 V, indicando que el soporte se ha compactado hasta este nivel permitiendo el aumento de caudal nuevamente.

Con estas pruebas de expansión con el sistema de control automático en el RLFIAP, fue posible identificar los cambios en los valores de voltaje en los sensores de conductividad eléctrica para poder monitorear la expansión del material de soporte y de esta manera lograr regular las electroválvulas dependiendo el nivel de expansión del lecho. Este control automático de la expansión con las electroválvulas favoreció la fluidización estable del material de soporte manteniéndolo durante toda la operación en el interior de la columna de cada RAH hasta el 90 %.

3.6 Fase 3: operación automática-modo continuo

Para la fase 3 de operación del RLFIAP se configuró el funcionamiento del reactor en modo automático, el cual incluyó las bombas centrífugas, los sensores de conductividad y las electroválvulas. En la Figura 3.38 se puede observar en la interfaz la configuración en modo automático de toda la operación del RLFIAP. En la sección de las bombas tanto la alimentación como la recirculación se ajustaron en funcionamiento automático. En la sección de tiempo se ajustó a 10, este valor indicó que la bomba de alimentación se encendía 10 s cada hora, para después apagarse. Este valor podía cambiarse en caso de que la alimentación fuera mayor o menor, con el fin de que el sustrato nuevo se alimentara de manera uniforme al tanque de distribución en las horas de operación requeridas para el reactor.



Figura 3.38 Configuración de la interfaz en modo automático

La sección de electroválvulas también se ajustó en modo automático. Esta función impide ajustar manualmente las barras deslizantes para modificar la apertura de las electroválvulas, ya que su regulación quedó en función del nivel de expansión de las columnas (RAH 1, 2, 3 y 4). Como se puede observar en la imagen, la columna 1 y 2 estaban en el nivel 3 de expansión, es

decir, el material de soporte estaba expandido hasta cerca del 90 % indicando que los tres sensores habían detectado una disminución en el voltaje, menor a 1.05 V o menor al voltaje indicado en la programación del código. Por este motivo, el control automático ajustó la electroválvula 1 a 0 % y la electroválvula 2 a 10 % de apertura. Por otro lado, la electroválvula 3 y 4 se ajustaron automáticamente a 20 % debido a que el nivel de expansión en las columnas 3 y 4 indicaban compactado. En la programación se ajustó a 20 % la apertura de las electroválvulas con soporte compactado debido a que la generación de biogás u otros factores como el desarrollo de la biopelícula pueden afectar la velocidad de expansión del lecho. Este valor permitió dejar el sistema trabajando sin supervisión física. En el caso de que fuese necesario aumentar la apertura de las electroválvulas para lograr una expansión más rápida en un período más corto, fue posible ajustar la operación del RLFIAP en modo manual (Figura 3.39)

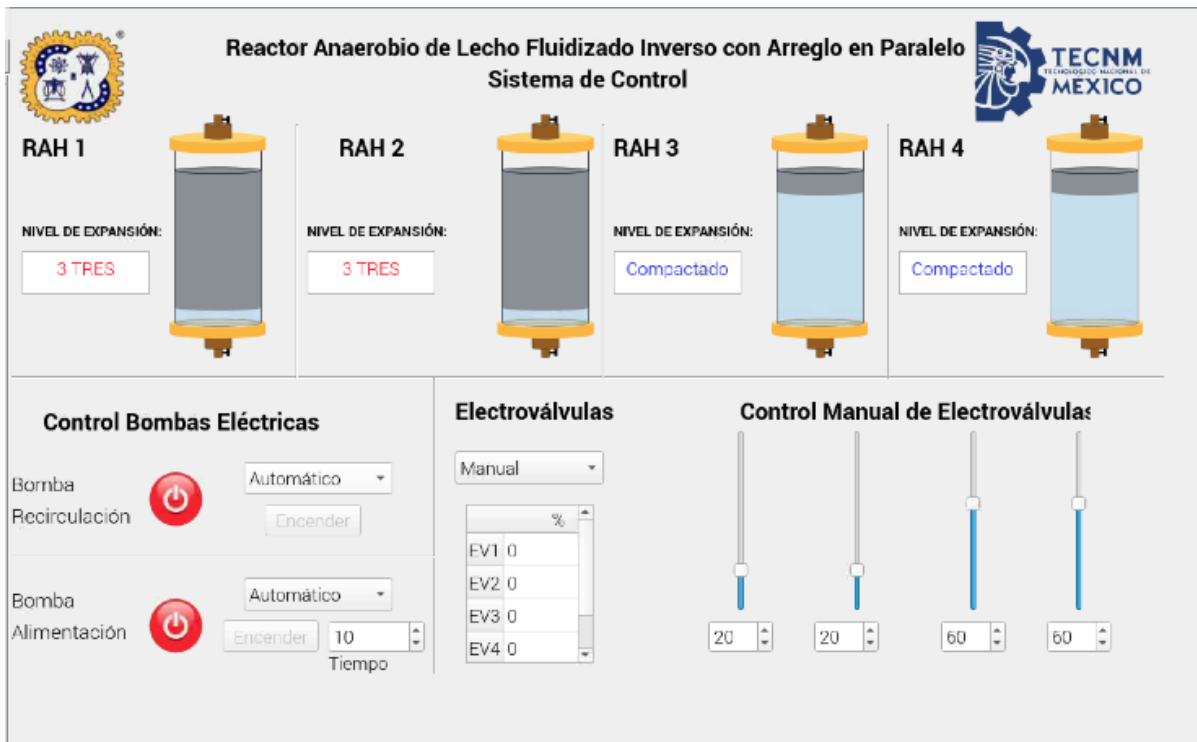


Figura 3.39 Configuración de la interfaz en modo manual

En este modo de funcionamiento fue posible ajustar las electroválvulas de manera manual, tal como se observa en la parte inferior derecha de la imagen, las electroválvulas se regularon con las barras deslizantes se ajustaron a 20 % para la columna 1 y 2 para permitir un flujo bajo a

moderado. La apertura de las electroválvulas 3 y 4 se pudieron aumentar a 60 % para permitir un flujo del sustrato más alto con el fin de expandir el lecho más rápido alrededor de la columna. Un lecho compactado en un periodo largo de tiempo puede disminuir al contacto entre los microorganismos y el sustrato que se encuentra a lo largo de toda la columna. Para que el desempeño del RLFIAP sea más eficiente, el lecho debe mantenerse siempre expandido entre el nivel 2 y 3, aquí es donde el control automático con los sensores de conductividad eléctrica cumplió su función, sin embargo, la facilidad del manejo de la interfaz del sistema de control permitió tomar ciertas decisiones en tiempo supervisión física pudiendo intercambiar entre modo manual y automático.

Si las condiciones en el sustrato de entrada o en el interior del RLFIAP cambian, la conductividad eléctrica inicial puede variar. En las primeras pruebas anteriores a la estabilización del reactor y al inicio de la fase 3, el voltaje era en promedio de 700 mV. Esto puede ser atribuido a que el reactor estuvo en paro total por un periodo aproximado de 10 meses. A medida que los reactores fueron inoculados y alimentados con sustrato nuevo y con concentraciones más altas de las que tenían en su interior, el voltaje se incrementó por arriba de 1 V y debido a este cambio, estos valores se ajustaron en la programación del código. Si cada sensor en cada columna presenta valores iniciales de voltaje diferentes, entonces estos valores también son incluidos como valor inicial de referencia en el código. Conforme el reactor es operado por más tiempo o las condiciones de sustrato varían, cambiando así la conductividad eléctrica inicial, es necesario atender estos cambios en el código del control automático. Cumpliendo los objetivos de este proyecto, la sección de la autorregulación de las electroválvulas con los sensores de conductividad eléctrica se limitó a funcionar dependiendo los valores iniciales de referencia indicados en la programación del código. En el tiempo de operación de la fase 3 no presentó inconveniente alguno ya que el valor inicial de la conductividad eléctrica no varió de manera significativa.

3.6.1 Material de soporte recuperado en el RLFIAP

Uno de los factores más importantes para evaluar la implementación del control automático fue la recuperación del material de soporte a lo largo de las fases de operación del RLFIAP (Figura 3.40).



Figura 3.40 Recuperación de soporte en Fase 1 y 2 de operación

En la Figura 3.41(a) se indica la cantidad de material de soporte recuperado por cada semana de operación, recuperando desde 680 hasta 7560 mL. El Extendsphere se recuperaba en el tanque de salida del RLFIAP al final del día de operación, se cuantificaba en una probeta y se almacenaba en un tanque con sustrato y lodo anaerobio con condiciones adecuadas para evitar la inhibición de las bacterias metanogénicas. Posteriormente, después de acumular cierta cantidad, el material de soporte se reingresaba al RLFIAP. En la Figura 3.41(b) se indican los valores del material de soporte recuperado después de implementar el control automático. En la gráfica se muestran valores diarios de 125 a 35 mL de soporte recuperado, teniendo acumulados por semana de 555 hasta 225 mL en la última semana de la operación con el control automático.

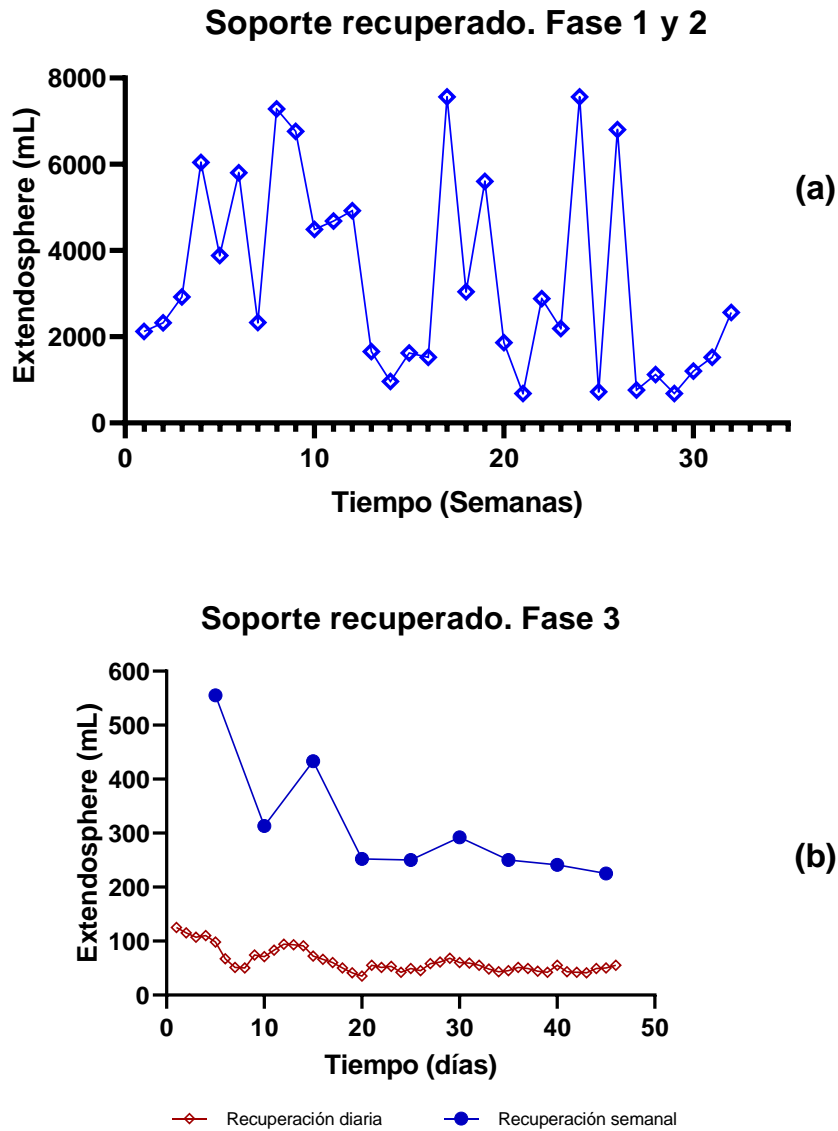


Figura 3.41 Material de soporte recuperado: (a) Fases 1 y 2 de operación, (b) Fase 3 de operación.

Las diferencias en la recuperación de soporte con respecto a la operación sin el control automático son muy amplias esto se logró gracias a la facilidad en la regulación de las electroválvulas con la interfaz del control con la operación en modo manual y también a la autorregulación de las electroválvulas en función de los valores de los sensores de conductividad activando el control automático en la operación del RLFIAP.

3.6.2 Monitoreo del RLFIAP en Fase 3.

La operación del RLFIAP en la fase 3 continuó después de un periodo de paro total en todo el proceso. Para poder reacondicionar el reactor, se introdujo nuevamente Extendsphere previamente colonizado a cada columna y se recirculó el sustrato hidrolizado del RABF. Para este periodo, la disponibilidad de los RSO recolectados fue menor y para poder operar los reactores de manera constante en las dos etapas se utilizaron cargas bajas (2.27 y 2.0 gDQO/L·d para el RABF y el RLFIAP, respectivamente). En el monitoreo de la DQO_T el valor promedio de entrada del RABF fue de 16 g/L, teniendo valores desde 10.60 hasta 22.20 g/L, esta variación dependió de la cantidad de RSO recolectada cada semana (Figura 3.42). Después de una gestión más eficiente para la recolección y disponibilidad de los residuos, a partir del día 15 se mantuvieron valores más regulares en la entrada de todo el sistema de dos etapas. Se alcanzaron remociones de hasta 71 % para en el sistema de dos etapas en la fase 3. A partir del día 26 se observa un incremento constante en la remoción hasta llegar cerca del 70 %.

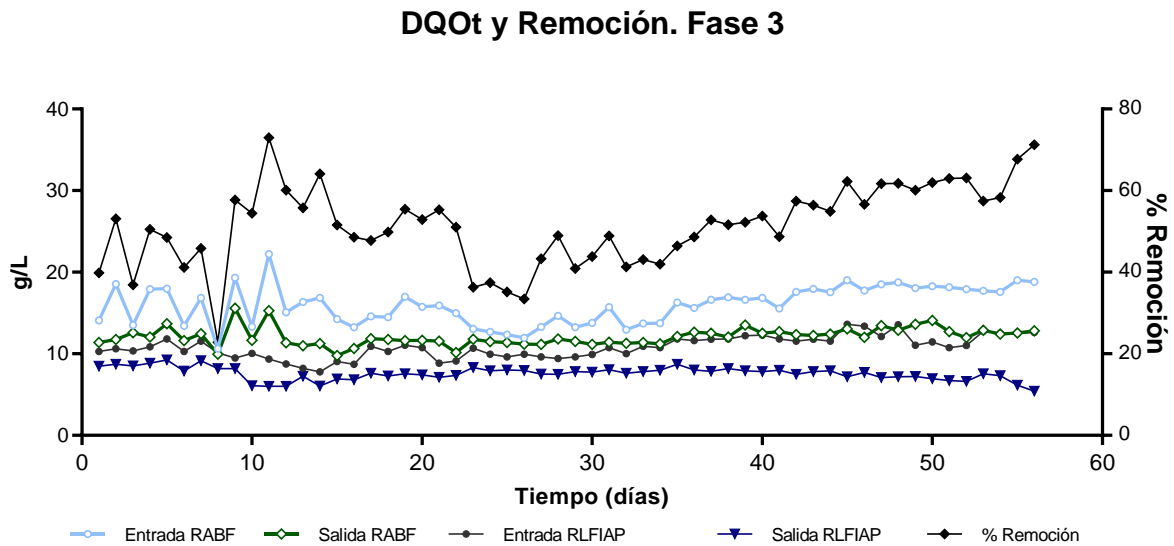


Figura 3.42 DQO_T y remoción en fase 3 de operación

Figura 3.41

Los valores promedio de entrada y salida específicamente para el RLFIAP fueron de 11 y 9.5 g/L, respectivamente (Figura 3.43). Se alcanzaron remociones de hasta 57 %. Como se observa en la gráfica, después de los 20 días de operación la remoción tuvo un aumento constante. Los

efectos del aumento en la remoción de este reactor ser vio reflejado en el todo el sistema anaerobio de dos etapas.

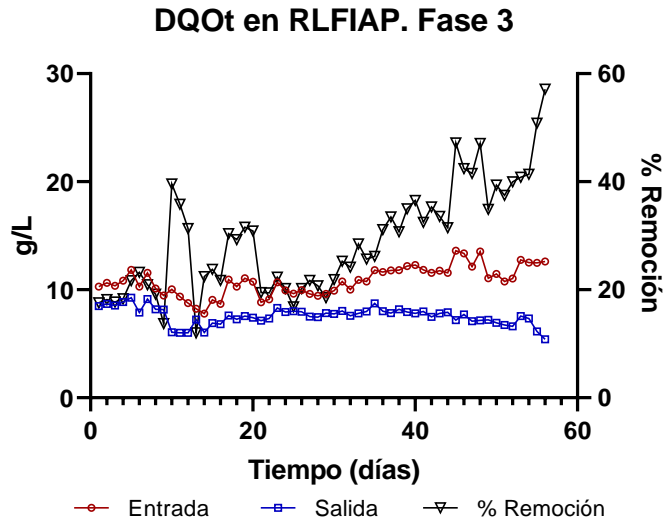


Figura 3.43 DQO_T en RLFIAP en la fase 3 de operación

En el monitoreo de la DQOs la remoción máxima alcanzada en el sistema de dos etapas (Figura 3.44) fue de 74 % teniendo en promedio valores de 14 g/L para la entrada en el RABF y de 6.94 en la salida del RLFIAP.

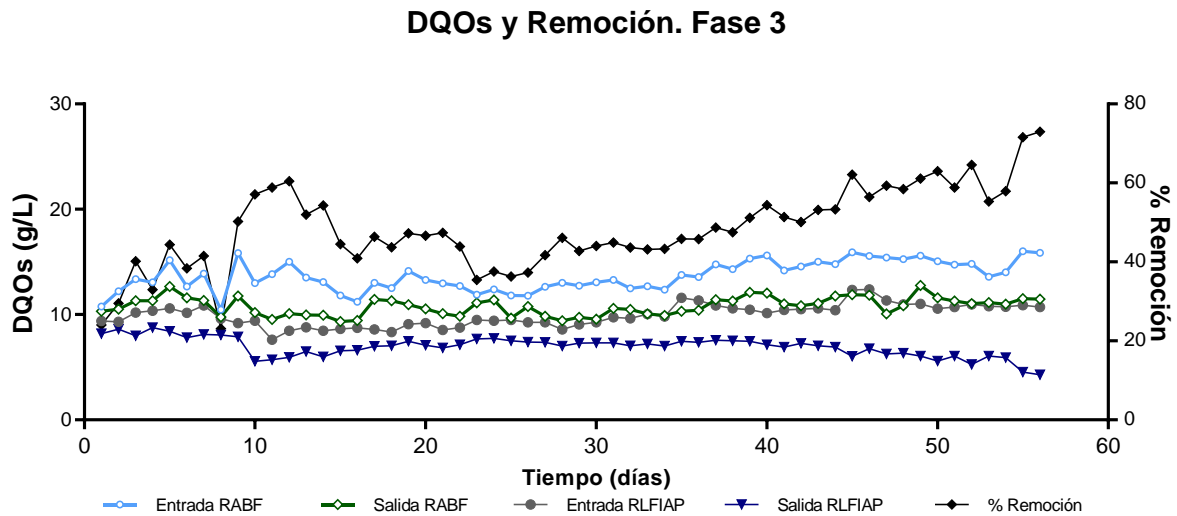


Figura 3.44 DQOs y remoción en fase 3 de operación

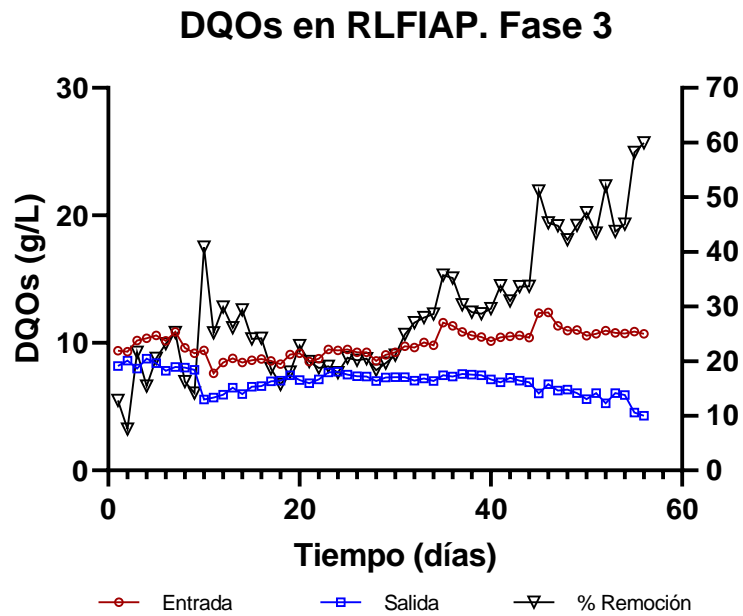


Figura 3.45 DQOs en RLFIAP en la fase 3 de operación

Específicamente en el RLFIAP (Figura 3.45), la remoción de DQOs fue de hasta 60 %, obteniendo valores de hasta 4.29 g/L en el efluente de este reactor. Similar al comportamiento de la DQO_T después de los 20 días de operación, la remoción de este parámetro tendió a incrementarse. Este aumento en la remoción también se vio reflejado en el sistema de dos etapas. A diferencia de la fase 1 de operación manual del RLFIAP en donde el reactor ya había sido operado en su etapa de arranque antes de iniciar este proyecto de investigación, en la fase 3 ambos reactores fueron inoculados nuevamente y se reacondicionaron para volver a reactivar a los microorganismos. Estos factores y la poca disponibilidad del sustrato dieron lugar a una operación con cargas orgánicas bajas y poca biopelícula en comparación con un reactor anaerobio estabilizado en un periodo mayor. Sin embargo, teniendo valores de remoción de hasta 71 y 74 % para DQO_T y DQO_s , respectivamente, la fase 3 de operación se vio favorecida por el control automático implementado, ya que el reactor pudo ser operado de manera más fácil y eficiente evitando errores humanos provocados por fatiga, sobre esfuerzo físico o bajo tiempo de supervisión acumulado en las horas de operación.

En la Figura 3.46 se muestra el monitoreo de los ST en la fase 3 de operación del sistema de dos etapas. Con el fin de evitar problemas relacionados con incrustaciones en bombas, tuberías y accesorios, las cuales eran muy comunes en las fases anteriores, se mejoró la separación de la fase sólida de la fase líquida de los RSO gracias al mejoramiento en el pretratamiento del sistema anaerobio de dos etapas.

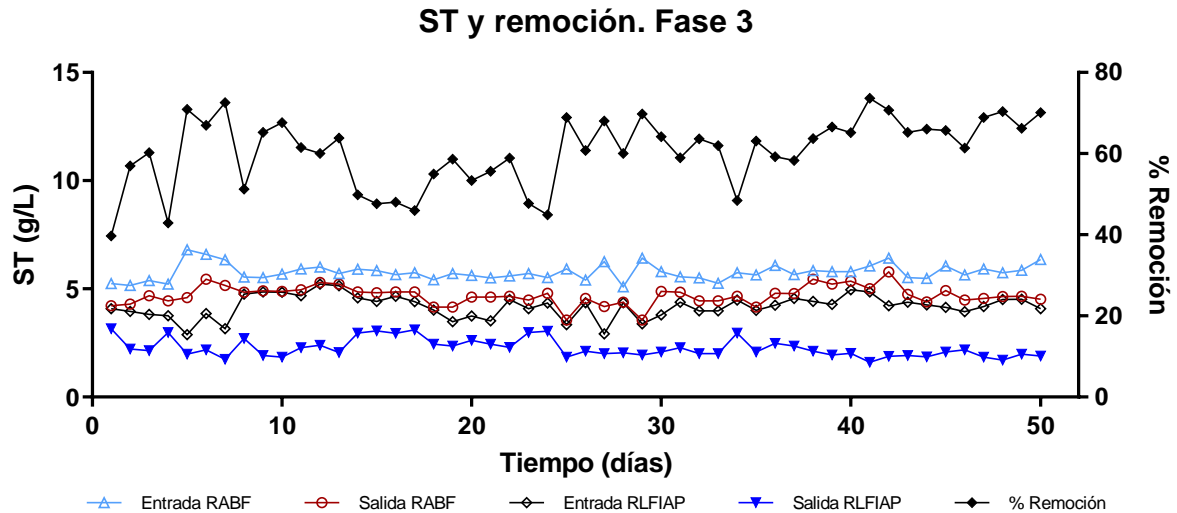


Figura 3.46 ST y remoción en la fase 3 de operación

Con estas nuevas condiciones, el valor de entrada de ST en el primer reactor no fue mayor a 6.8 g/L obteniendo un valor promedio en el efluente del RLFIAP de 2.26 g/L. El sistema anaerobio de dos etapas alcanzó una remoción de hasta 73.60 %.

En el segundo reactor (Figura 3.47), se puede observar una disminución en la remoción de ST en el día 14 de operación, esto se debió principalmente al proceso de estabilización de esta fase, pues en los días posteriores la remoción se incrementó hasta llegar a valores cercanos al 70 %.

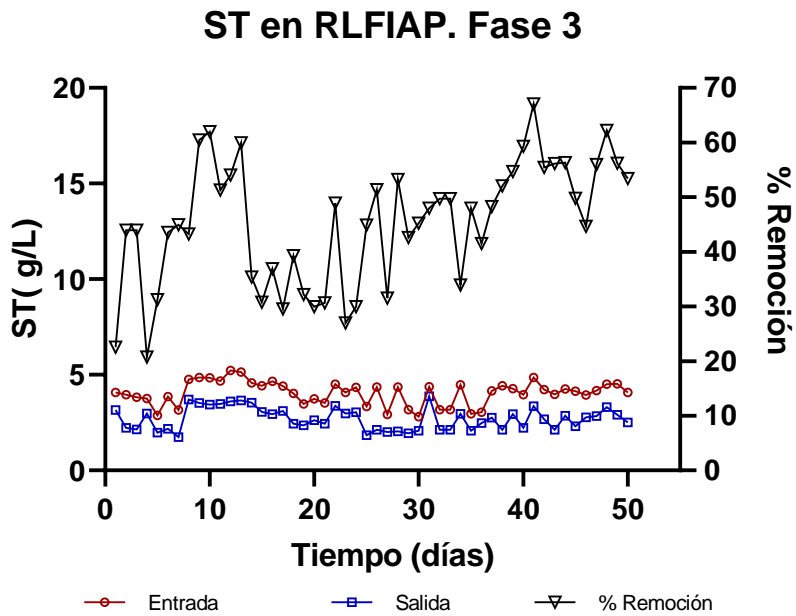


Figura 3.47 ST en RLFIAP en la fase 3 de operación

Los valores promedio de entrada y salida en el RLFIAP fueron de 4.20 y 2.16 g/L, respectivamente. En la siguiente gráfica se muestra el monitoreo de los SV en la fase 3 de operación del sistema anaerobio de dos etapas. (Figura 3.48).

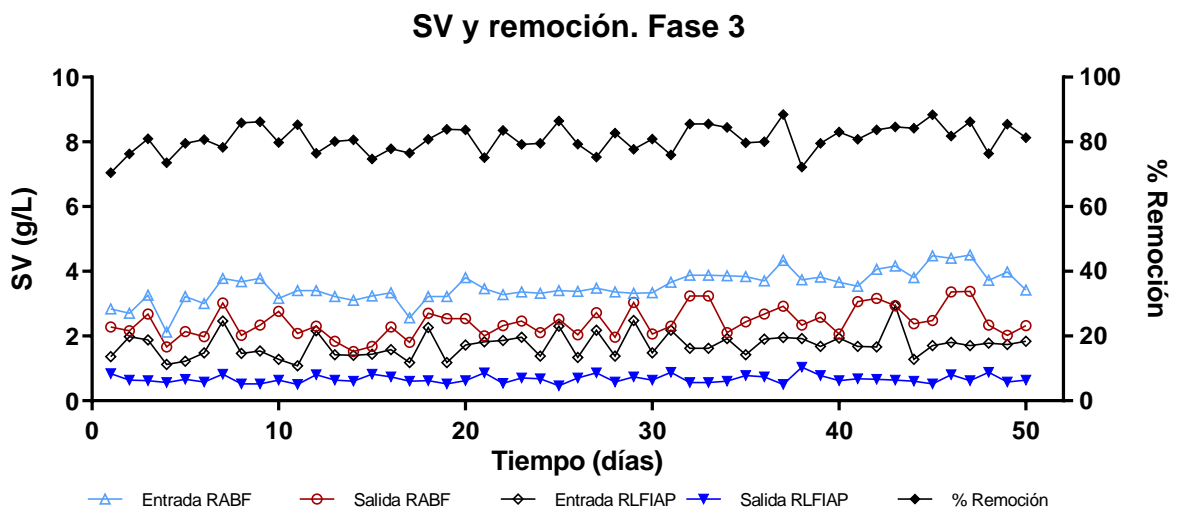


Figura 3.48 SV y remoción en la fase 3 de operación

En este periodo se alcanzaron remociones de hasta 88.48 % teniendo valores promedio de entrada de 3.52 g/L en el primer reactor y de 0.67 g/L en el RLFIAP. En la gráfica se puede observar una remoción más constante en todo el sistema anaerobio, esto se debió principalmente a las bajas cargas orgánicas del sustrato y a un mejor control en los ST y SV con el mejoramiento en el pretratamiento del sustrato.

Este comportamiento también demuestra la remoción de la materia volátil y el incremento gradual de la cantidad de biomasa en el material de soporte. Los valores de remoción fueron también más constantes en comparación a la fase 2 de operación en la cual hubo una ligera disminución en la remoción al aumentar la concentración orgánica desde el primer reactor hasta 16 g/L. En esta ocasión, la cantidad de SV en la entrada de todo el sistema anaerobio de dos etapas no fue mayor a 4.5 g/L.

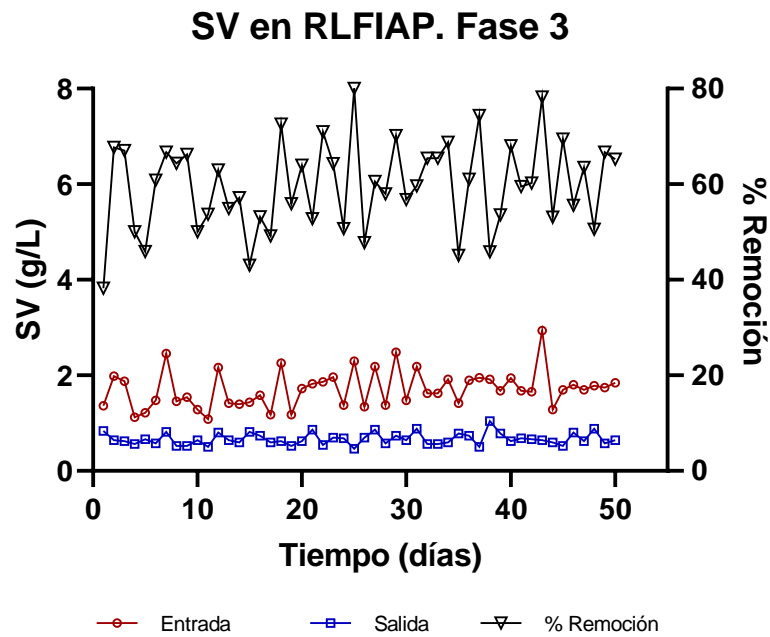


Figura 3.49 SV en RLFIAP en la fase 3 de operación

En el RLFIAP (Figura 3.49) se alcanzó una remoción de hasta 80 % en los SV con valores promedio de 1.8 g/L en la entrada y de 0.67 g/L en el efluente. El estricto monitoreo en estos días de operación gracias a la ayuda del control automático implementado, favoreció una mejor relación entre la formación de la biomasa y la cantidad de SV removidos en el sustrato esto

gracias a una expansión más controlada del material de soporte y a una disminución en su recuperación en el tanque de salida.

En la fase 3 de operación el comportamiento del pH en el RABF no tuvo relación con el sistema de control automático implementado (Figura 3.50). Debido a las cargas orgánicas bajas en la entrada del sistema anaerobio en dos etapas y por el paro total en la operación de los reactores, el pH en la entrada del RABF estuvo entre 6.5 y 7.32 mostrando en algunas ocasiones condiciones metanogénicas. Sin embargo, no se encontraron inconvenientes operar con estos valores de pH en el primer reactor pues con estos factores se evitó la acidificación del sustrato, reduciendo en gran medida el uso de NaOH para neutralizar el pH.

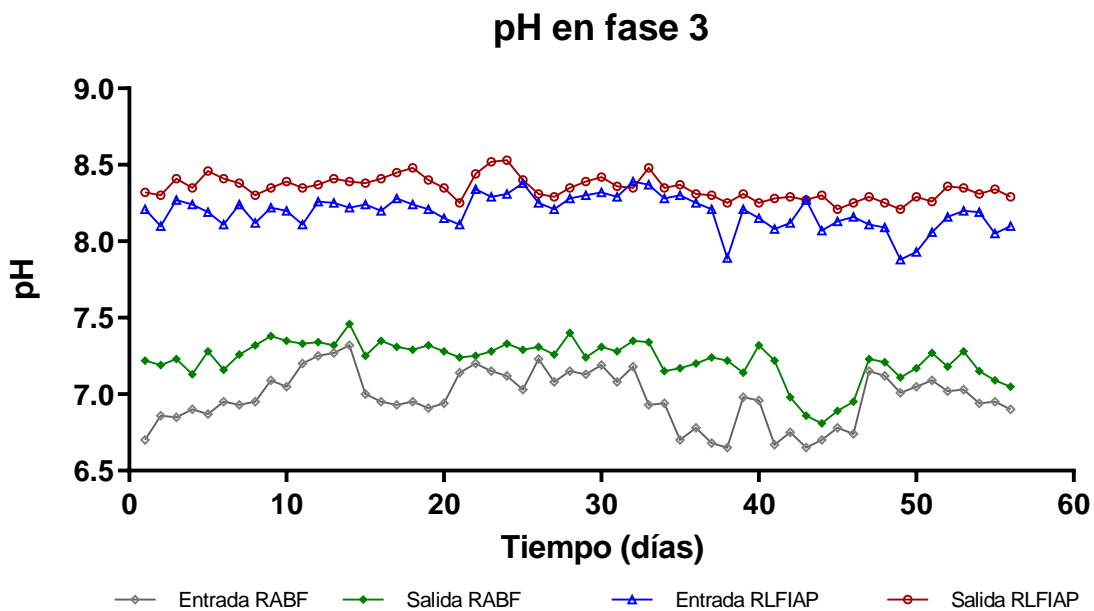


Figura 3.50 Monitoreo de pH en la fase 3 de operación

En la etapa metanogénica el pH tuvo un promedio de 8.19 en la entrada y 8.34 en la salida. Para evitar que el pH se incrementara en el efluente del RABF y, por consiguiente, evitar un incremento no controlado en el RLFAP, a partir del día 30 de operación se intentó disminuir el pH en la entrada del RABF evitando usar efluente del RLFAP para diluir la fracción líquida de los RSO en el pretratamiento y reduciendo el uso de NaOH. Estas acciones fueron similares a las realizadas en la fase 2 de operación a excepción del incremento de carga orgánica.

El flujo de biogás y el biogás generado en la fase 3 de operación del sistema anaerobio de dos etapas se monitoreó aproximadamente cada dos días (Figura 3.51)

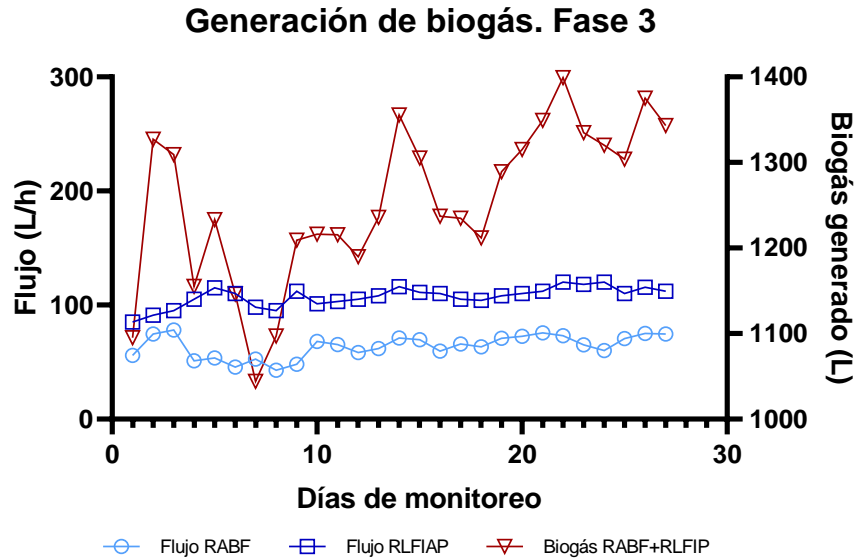


Figura 3.51 Generación de biogás en la fase 3 de operación

El flujo de biogás en el RABF estuvo en un rango entre 55 y 78 L/h teniendo una generación de hasta 469 L por 6 h de operación del reactor. El flujo de biogás en el RLFAP estuvo entre 85 y 120 L/h generando hasta 960 L de biogás por 8 h de operación. El acumulado de biogás generado para todo el sistema anaerobio de dos etapas fue de hasta 1400 L con concentraciones de entre 47 y 55 % de CH₄. Tal como se observa en la gráfica, después de 10 días de monitoreo el biogás producido en ambos reactores tuvo una tendencia a incrementarse. El flujo de biogás en el RLFAP en la fase 3 fue ligeramente mayor que en las fases anteriores, sin embargo, a pesar de que la operación del reactor fue más estable gracias al control automático, este incremento no necesariamente se debió a una mayor remoción de materia orgánica, sino también por otros factores como el aumento y la disminución del caudal por la regulación de las electroválvulas que estuvieron en función de la lectura de los sensores de conductividad eléctrica. La facilidad de poder cambiar entre el modo manual y el modo automático del sistema de control, permitió en ciertos periodos de tiempo aumentar la apertura de las electroválvulas hasta en un 60 % lo cual al mismo tiempo aumentaba el flujo del medidor de caudal debido a posibles corrientes de aire.

En bibliografía existen diferentes resultados en la operación de reactores anaerobios para el tratamiento de sustratos complejos tales como los RSO ya sea a escala laboratorio, escala piloto, en digestión anaerobia en una etapa o en dos etapas. Estos datos sirven como parámetros para evaluar los resultados obtenidos en el presente trabajo. Miranda, (2016) realizó el tratamiento anaerobio de la fracción líquida de los RSO mediante la operación en conjunto de un sistema anaerobio en dos etapas compuesto por tres reactores anaerobios a escala piloto: Un RABF que realizó la etapa de hidrólisis, y para la etapa metanogénica un EGSB y un RLFI. En las condiciones de carga orgánica se trabajó con una CVA de hasta 19 gDQO/L·d en el reactor de hidrólisis. Para los reactores metanogénicos se trabajó con cargas de 2 y 4 gDQO/L·d para el EGSB y RLFI, respectivamente. Las condiciones de operación con respecto a la fase 3 de este proyecto fueron similares en la alimentación (200 L/d) y en la CVA de 2 gDQO/L·d que se utilizó en el EGSB. La remoción de DQO_T fue de 85 % en el sistema anaerobio, el cual es un valor cercano a los obtenidos en este proyecto de 86 % en la fase 2 y de 71 % en la fase 3. En cuanto a la producción de biogás del autor fue de 1150 L para todo el sistema anaerobio en dos etapas mientras que en el presente proyecto el valor acumulado obtenido fue de hasta 1400 L. Cabe destacar que los resultados en el presente proyecto de investigación fueron obtenidos con dos reactores anaerobios a diferencia de los tres operados por el autor mencionado.

Juárez, (2016) operó un Reactor Anaerobio Multitubular (RAM) a escala laboratorio con una configuración similar al RLFIAP del presente proyecto, a diferencia de que el RAM contaba con 3 cilindros en línea dentro de un tanque rectangular. La CVA utilizada fue de 2.3 gDQO/L·d, el cual fue un valor muy cercano a los 2 gDQO/L·d del RLFIAP en la fase 3 de operación. El RAM alcanzó una remoción del 26 de DQO_S en 42 días de operación mientras que el RLFIAP tuvo una remoción de DQO_S de hasta 60 % en la fase 3 de operación. La diferencia en los resultados en ambos reactores se debe a diferentes factores principalmente por ser diferentes escalas, que, aunque fueron operados con cargas orgánicas similares, existen condiciones externas al reactor (temperatura, luz solar, hermeticidad) que pueden afectar el desempeño. Otro factor importante fue la configuración de los reactores ya que el RLFIAP cuenta con una columna más lo cual permitió una mayor cantidad de formación de biopelícula en el material de soporte para degradar la materia orgánica.

Domínguez, (2016) implementó una semifluidización en un RLFI con el fin de evitar la pérdida del material de soporte (Extendsphere) restringiendo su sobre expansión mediante una placa con orificios de 6 mm. En el experimento se realizó el tratamiento de efluentes cítricos en un RLFI a escala laboratorio llegando a operar cargas de hasta 40 gDQO/L·d, algo complejo de obtener en un RLFIAP a escala piloto sin una gran disponibilidad de fracción líquida de los RSO. Las remociones alcanzadas en DQO fueron de 60 %, siendo este mismo valor obtenido en el presente proyecto. Una de los aspectos tomados en cuenta en este trabajo, lo cual tiene similitud con la operación del RLFIAP, es la importancia que se dio al control de la expansión del material de soporte mediante diferentes pruebas con la velocidad descendencial utilizando diferentes placas hasta encontrar las condiciones de expansión más eficientes.

En otro trabajo realizado por Houbron et al., (2016), también se utilizó Extendsphere como material de soporte en el tratamiento de vinazas y se obtuvieron remociones entre 50 y 69 % de DQO con diferentes cargas orgánicas bajas (0.5, 1.0, 3.3 y 6.8 gDQO/L·d). Al intentar subir la CVA a 10.4 gDQO/L·d, el proceso presentó inestabilidad reduciendo la remoción de DQO hasta 38 %. En este estudio se consideró de gran importancia el monitoreo del desarrollo de la biopelícula en el material de soporte pues son factores claves para un desempeño eficiente de los RLFI, es por eso que se mantuvo un control en los flujos de entrada y de recirculación, dependiendo las variaciones en las cargas orgánicas obteniendo así valores de hasta 0.20 gBiomasa/gSoporte, este valor fue un poco más alto que el promedio obtenido en la fase 1 y fase 2 del presente estudio, sin embargo para la fase 3, el valor de la biomasa adherida se incrementó en un período corto de tiempo gracias al mejor control en la expansión del lecho y a un flujo de alimentación y recirculación más eficiente con el sistema de control automático.

Los resultados encontrados en las diferentes fases de operación de este estudio demuestran que la digestión anaerobia en dos etapas es adecuada para el tratamiento de sustratos complejos tales como los RSO. Nguyen et al., (2021) encontró mayor producción de biogás en un sistema anaerobio de dos etapas a escala piloto tratando la fracción orgánica de los residuos municipales, en comparación con los procesos de una sola etapa previamente estudiados. Los reactores anaerobios fueron operados con cargas orgánicas de entre 2.5 y 3.8 kgSV/m³·d teniendo una remoción de DQO de hasta 87 %. En otro estudio, Markphan, et al., (2020) compararon la digestión anaerobia en una etapa y en dos etapas en el tratamiento de los RSO con alta humedad,

encontrando que la producción de biogás mediante el proceso anaerobio en dos etapas permitió una recuperación de energía un 18.5 % mayor que la digestión anaerobia en una etapa.

El buen desempeño del RLFIAP con el uso del control automático, se complementó con otros factores tales como una carga orgánica constante y el tratamiento adecuado del sustrato en ambos reactores. Scano et al., (2014) realizó la digestión anaerobia de los RSO a escala piloto considerando el tratamiento de este sustrato como un proceso complejo y desafiante sugiriendo que, para mejorar la eficiencia del proceso, deben seguirse diferentes estrategias tales como una carga orgánica constante, una mezcla balanceada en los residuos orgánicos y la separación de la etapa ácida de la metanogénica. Los resultados mostraron que aproximadamente el 76 % de los SV contenidos en el sustrato de alimentación fue convertido en biogás, mientras que la remoción promedio de los SV fue de 82 % en las diferentes fases de operación. En comparación con estos resultados con el presente estudio, se alcanzaron remociones de hasta 86 % en la fase 1 y 2 de operación del sistema RABF-RLFIAP, mientras que en la fase 3 se alcanzaron remociones de hasta 88.48 %. Estos valores también se vieron reflejados en la producción de biogás de ambos reactores anaerobios.

Tal como se muestran en los diferentes estudios analizados, la operación del proceso anaerobio en dos etapas en las fases 1, 2 y 3 del presente proyecto mostró buenos resultados con respecto a la remoción de la materia orgánica, la producción de biogás y la formación de biopelícula, obteniendo en algunos casos mejores resultados. A diferencia de los otros estudios, el monitoreo constante de la biopelícula, el mejoramiento del sistema de dos etapas y la implementación del control automático en la fase 3 ayudó en gran medida a que mejorara el desempeño del proceso a nivel general. En el caso de los estudios con RLFI utilizando material de soporte de baja densidad, no contaban con un sistema que detectara la sobre expansión del lecho. El control automático implementado en la fase 3 mejoró en gran medida el desempeño del RLFIAP teniendo un mejor control en la regulación de las electroválvulas en función de los valores de conductividad eléctrica y una operación más fácil en la alimentación, recirculación dando como resultado un incremento en la remoción de la DQO, de los ST, SV y en la generación de biogás en un periodo de operación más corto, en comparación al modo manual de la fase 1 y 2 del proyecto.

CONCLUSIONES

La implementación de un control automático para la expansión del lecho en un RLFIAP logró una fluidización controlada del material de soporte dentro de cada columna, evitando que se perdiera parte de la biopelícula dentro del reactor provocada por la sobre expansión del material de soporte, favoreciendo también el desarrollo estable de la biomasa. La cantidad de material de soporte recuperado en el tanque de salida en la fase 3 de operación fue significativamente menor (promedio semanal de 310.6 mL) con respecto al material de soporte recuperado antes de la implementación del control automático (promedio semanal de 3313.63 mL). Como resultado, la tendencia en los resultados en los parámetros de monitoreo (DQO_T , DQO_S , ST , SV y producción de biogás) fue siempre hacia lograr un desempeño más eficiente tanto en el RLFIAP como en todo el sistema anaerobio en dos etapas en comparación con las fases anteriores, esto a pesar de las complicaciones que se tuvieron para poder conseguir los RSO en el último periodo de operación y después de un periodo de paro total en los reactores anaerobios antes de la fase 3. Al retener el material de soporte dentro de cada columna, la formación de biopelícula fue más estable mejorando la interacción entre las bacterias metanogénicas y el sustrato. Lograr la estabilidad de todo el sistema anaerobio en dos etapas también depende en gran medida de una operación constante y sin retrasos que causen intermitencia, es por ello que las mejoras en cuanto al pretratamiento del sustrato, la operación de los reactores anaerobios y la implementación de procedimientos y manuales de operación aumentaron la eficiencia y eficacia en la realización de cada una de las actividades del sistema anaerobio, desde la recolección de los RSO, hasta la producción y almacenamiento del biogás. La digestión anaerobia en dos etapas para el tratamiento de sustratos complejos tales como la fracción líquida de los RSO es un proceso biológico adecuado para eliminar el contenido de materia orgánica, siempre y cuando se logren superar las limitaciones del sistema realizando una operación eficiente en la etapa de hidrólisis para preparar el sustrato a las bacterias metanogénicas y una operación estable en el RLFIAP a escala piloto aplicando el control automático para la expansión del material de soporte.

RECOMENDACIONES

El tratamiento de la fracción líquida de los RSO puede ser llevado de manera eficiente con un proceso de digestión anaerobia en dos etapas siempre y cuando sea realizado con un buen pretratamiento para la separación de la fase sólida-líquida y teniendo en consideración cada uno de los detalles en todas las actividades del proceso que pudieran disminuir el buen desempeño de los reactores. La implementación del mejoramiento del sistema de dos etapas facilitó la ejecución de las actividades, desde la recolección hasta la generación del biogás. Sin embargo, se recomienda que para futuros proyectos antes de iniciar la operación en toda la planta, se consulte el manual de operación del proceso en general y los procedimientos de operación y mantenimiento, con el fin de asegurar el buen funcionamiento de los equipos, realizar una separación eficiente de la fracción sólida y operar los reactores con las condiciones de operación adecuadas. Es importante también realizar un monitoreo constante en la biopelícula en ambos reactores: en el RABF supervisar el interior del reactor cada 6 meses e inocular en caso de ser necesario y el RLFIAP almacenar y mantener activas las bacterias en el material de soporte recuperado y reingresarlo a las columnas del reactor. Se sugiere implementar un sistema más práctico para bombear el material de soporte recuperado hacia el interior del reactor. El sistema de control automático puede ser respaldado con un control avanzado tolerante a fallas con el fin de tener acciones de respuesta en caso de que el sistema actual falle. Estas acciones pueden incluir la realización de un modelo matemático en un controlador que pueda predecir los cambios de conductividad eléctrica por medio de los tiempos de expansión del material de soporte en diferentes fases de operación del reactor (arranque y estabilización). De esa manera, si no hay detección de los cambios de conductividad por parte de los sensores en un periodo de tiempo habiendo presencia de caudal del sustrato, se podrían aún realizar acciones de autorregulación en las electroválvulas. El control automático se evaluó con las condiciones establecidas en este proyecto, sin embargo, es posible evaluar el reactor con cargas más altas convirtiendo el sistema anaerobio en una etapa para utilizar únicamente el RLFIAP.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Aceves-Lara, C. A., Latrille, E., Conte, T. y Steyer, J. P. 2012. Online estimation of VFA, alkalinity and bicarbonate concentrations by electrical conductivity measurement during anaerobic fermentation. *Water Sci Technol.* 65 (7): 1281 -1289.
- Adnan, A. I., Ong, M. Y., Nomanbhay, S., Chew, K. W. y Show, P. L. 2019. Technologies for biogas upgrading to biomethane: A review. *Bioeng.* 6 (4): 92.
- Al Seadi T, Rutz D, Prassl H, Köttner M, Finsterwalder T, Volk S. y Janssen R. *Biogas handbook.* Esbjerg: University of Southern Denmark; 2008 ISBN: 97887-992962-0-0.
- Allegue, L.B.; Hinge, J. *Biogas and Bio-Syngas Upgrading;* Danish Technological Institute: Taastrup, Denmark. 2012. https://www.teknologisk.dk/_/media/52679_ReportBiogas (Consultada Agosto, 2021).
- Alvarado-Lassman, A., Rustrían, E., García-Alvarado, M. A., Rodríguez-Jiménez, G. C. y Houbroun, E. 2008. Brewery wastewater treatment using anaerobic inverse fluidized bed reactors. *Bioresour Technol.* 99 (8): 3009 - 3015.
- Alvarado-Lassman, A., Sandoval-Ramos, A., Flores-Altamirano, M. G., Vallejo-Cantú, N. A. y Méndez-Contreras, J. M. 2010. Strategies for the Startup of Methanogenic Inverse Fluidized-Bed Reactors Using Colonized Particles. *Water Environ Res.* 82 (5): 387 - 391.
- Alvarez-Ramirez, J., Meraz, M., Monroy, O., Velasco, A. 2002. Feedback control design for an anaerobic digestion process. *J. Chem. Technol. Biot.* 77, 725–734.
- Ang, K.H., Chong, G., Li, Y., 2005. PID control system analysis, design, and technology. *IEEE Trans. Control Syst. Technol.* 13, 559–576.
- Aslanzadeh, S., Rajendran, K. y Taherzadeh, M. J. 2014. A comparative study between single-and two-stage anaerobic digestion processes: Effects of organic loading rate and hydraulic retention time. *Int Biodeterior Biodegrad.* 95: 181-188.
- Åström, K.J., Hägglund, T. 2001. The future of PID control. *Control Eng. Pract.* 9, 1163–1175.

- Atasoy, M., Owusu-Agyeman, I., Plaza, E. y Cetecioglu, Z. 2018. Bio-based volatile fatty acid production and recovery from waste streams: Current status and future challenges. *Bioresour Technol.* 268: 773 - 786.
- Atelge, M. R., Atabani, A. E., Banu, J. R., Krisa, D., Kaya, M., Eskicioglu, C. y Duman, F. A. T. İ. H. 2020. A critical review of pretreatment technologies to enhance anaerobic digestion and energy recovery. *Fuel*, 270: 117494.
- Atelge, M. R., Krisa, D., Kumar, G., Eskicioglu, C., Nguyen, D. D., Chang, S. W., Atabani, A. E., Al-Muhtaseb, A. H. y Unalan, S. 2020. Biogas Production from Organic Waste: Recent Progress and Perspectives. *Waste Biomass Valorization.* 11(3): 1019 - 1040.
- Augelletti, R., Conti, M. y Annesini, M. C. 2017. Pressure swing adsorption for biogas upgrading. A new process configuration for the separation of biomethane and carbon dioxide. *J Cleaner Prod.* 140: 1390 - 1398.
- Awe, O. W., Zhao, Y., Nzihou, A., Minh, D. P. y Lyczko, N. 2017. A review of biogas utilisation, purification and upgrading technologies. *Waste Biomass Valorization.* 8 (2): 267 - 283.
- Baek, G., Rossi, R., Saikaly, P. E. y Logan, B. E. 2021. The impact of different types of high surface area brush fibers with different electrical conductivity and biocompatibility on the rates of methane generation in anaerobic digestion. *Sci Total Environ.* 787: 147683.
- Beevi, B. S., Madhu, G. y Sahoo, D. K. 2015. Performance and kinetic study of semi-dry thermophilic anaerobic digestion of organic fraction of municipal solid waste. *Waste Manage.* 36: 93 - 97.
- Bello, M. M., Raman, A. A. A., y Purushothaman, M. 2017. Applications of fluidized bed reactors in wastewater treatment—a review of the major design and operational parameters. *J Cleaner Prod.* 141: 1492 -1514.
- Bergland, W., Haugen, F., y Bakke, R. 2010. A cost effective two stage biogas process for organic waste treatment. *Linnaeus Eco-Tech.* 540 - 548.
- Bharathiraja, B., Sudharsana, T., Jayamuthunagai, J., Praveenkumar, R., Chozhavendhan, S., y Iyyappan, J. 2018. Biogas production - A review on composition, fuel properties, feed

- stock and principles of anaerobic digestion. *Renewable Sustainable Energy Rev.* 90(April): 570 - 582.
- Bhatt, A. H. y Tao, L. 2020. Economic perspectives of biogas production via anaerobic digestion. *Bioeng.* 7 (3): 74.
 - Bialek, K., Cysneiros, D. y O’Flaherty, V. 2014. Hydrolysis, acidification and methanogenesis during low-temperature anaerobic digestion of dilute dairy wastewater in an inverted fluidised bioreactor. *Appl Microbiol Biotechnol.* 98 (20): 8737 - 8750.
 - Boe, K., Batstone, D. J., Steyer, J. P. y Angelidaki, I. 2010. State indicators for monitoring the anaerob Moletta et al., 1994.
 - Bolado-Rodríguez, S., Toquero, C., Martín-Juárez, J., Travaini, R. y García-Encina, P. A. 2016. Effect of thermal, acid, alkaline and alkaline-peroxide pretreatments on the biochemical methane potential and kinetics of the anaerobic digestion of wheat straw and sugarcane bagasse. *Bioresour Technol.* 201: 182 - 190.
 - Bouallagui, H., Lahdheb, H., Ben Romdan, E., Rachdi, B., y Hamdi, M. 2009. Improvement of fruit and vegetable waste anaerobic digestion performance and stability with co-substrates addition. *J Environ Manage.* 90: 1844 -1849.
 - Bouallagui, H., Touhami, Y., Cheikh, R. B., y Hamdi, M. 2005. Bioreactor performance in anaerobic digestion of fruit and vegetable wastes. *Process Biochem.* 40 (3 - 4): 989 - 995.
 - Braun, R., Weiland, P., y Wellinger, A. 2008. Biogas from energy crop digestion. In IEA bioenergy task (Vol. 37: 1 - 20).
 - Buffiere, P., Bergeon, J.P. y Moletta, R. 2000 The inverse turbulent bed: a novel bioreactor for anaerobic treatment. *Water Res.* 34 (2): 673 - 677.
 - Camarillo, R., y Rincón, J. 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.
 - Cesaro, A., y Belgiorno, V. 2014. Pretreatment methods to improve anaerobic biodegradability of organic municipal solid waste fractions. *Chem. Eng. J.* 240: 24 -37.
 - Cesaro, A. y Belgiorno, V. 2020. Ozone pretreatment for the anaerobic digestion of organic solid waste. *Detritus.* 12: 51 - 56.

- Cesaro, A., Cieri, V. y Belgiorno, V. 2021. Press-extrusion pretreatment of the organic fraction of municipal solid waste for enhanced methane production. *J Mater Cycles Waste Manage.* 23 (1): 130 - 138.
- Charnier, C., Latrille, E., Lardon, L., Miroux, J. y Steyer, J. P. 2016. Combining pH and electrical conductivity measurements to improve titrimetric methods to determine ammonia nitrogen, volatile fatty acids and inorganic carbon concentrations. *Water Res.* 95: 268 - 279.
- Chatterjee, B., y Mazumder, D. 2020. New approach of characterizing fruit and vegetable waste (FVW) to ascertain its biological stabilization via two-stage anaerobic digestion (AD). *Biomass Bioenergy.* 139: 105594.
- 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.
- Dai, X., Li, X., Zhang, D., Chen, Y. y Dai, L. 2016. Simultaneous enhancement of methane production and methane content in biogas from waste activated sludge and perennial ryegrass anaerobic co-digestion: The effects of pH and C/N ratio. *Bioresour Technol.* 216: 323 - 330.
- Dasgupta, A. y Chandel, M. K. 2020. Enhancement of biogas production from organic fraction of municipal solid waste using acid pretreatment. *SN Appl Sci.* 2(8): 1 - 14.
- Di Capua, F., Spasiano, D., Giordano, A., Adani, F., Fratino, U., Pirozzi, F. y Esposito, G. 2020. High-solid anaerobic digestion of sewage sludge: Challenges and opportunities. *Appl Energy.* 278: 115608.
- 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.
- Edwiges, T., Frare, L., Mayer, B., Lins, L., Triolo, J. M., Flotats, X. y de Mendonça Costa, M. S. S. 2018. Influence of chemical composition on biochemical methane potential of fruit and vegetable waste. *Waste Manage.* 71: 618 - 625.
- Escamilla-Alvarado, C., Poggi-Varaldo, H. M. y Ponce-Noyola, M. T. 2017. Bioenergy and bioproducts from municipal organic waste as alternative to landfilling: a comparative life

- cycle assessment with prospective application to Mexico. *Environ Sci Pollut Res.* 24 (33): 25602 - 25617.
- Esposito G, Frunzo L, Panico A, Pirozzi F. 2011. Modelling the effect of the OLR and OFMSW particle size on the performances of an anaerobic co-digestion reactor. *Process Biochem.* 46: 557 - 565.
 - European Commission (EC). 2016. Biodegradable waste - Environment – European Commission. <http://ec.europa.eu/environment/waste/compost/index.htm> (consultada Agosto, 2020).
 - Feng, Q., Song, Y. C., Kim, D. H., Kim, M. S. y Kim, D. H. 2019. Influence of the temperature and hydraulic retention time in bioelectrochemical anaerobic digestion of sewage sludge. *Int J Hydrogen Energy.* 44 (4): 2170 - 2179.
 - Fernández, J., Pérez, M. y Romero, L. I. 2008. Effect of substrate concentration on dry mesophilic anaerobic digestion of organic fraction of municipal solid waste (OFMSW). *Bioresour Technol.* 99(14): 6075 - 6080.
 - Fernández, N., Díaz, E. E., Amils, R. y Sanz, J. L. 2008. Analysis of microbial community during biofilm development in an anaerobic wastewater treatment reactor. *Microb Ecol.* 56 (1): 121 - 132.
 - Figueroa-Escamilla, L., Gonzalez-Martinez, S., Campuzano, R. y Valdez-Vazquez, I. 2021. Methane production and bromatological characteristics of the different fractions of organic municipal solid waste. *Volume 15 - June 2021.* (15): 13 - 23.
 - Garcia-Calderon, D., Buffiere, P., Moletta, R. y Elmaleh, S. 1998. Anaerobic digestion of wine distillery wastewater in down-flow fluidized bed. *Water Res.* 32 (12): 3593 - 3600.
 - Garcia-Peña, E. I., Parameswaran, P., Kang, D. W., Canul-Chan, M. y Krajmalnik-Brown, R. 2011. Anaerobic digestion and co-digestion processes of vegetable and fruit residues: process and microbial ecology. *Bioresour Technol.* 102 (20): 9447 -9455.
 - Ghanimeh, S., Al-Sanioura, D., Saikaly, P. E. y El-Fadel, M. 2020. Comparison of single-stage and two-stage thermophilic anaerobic digestion of SS-OFMSW during the start-up phase. *Waste Biomass Valorization.* 11 (12): 6709 - 6716.

- Ghosh, R., y Bhattacharjee, S. 2013. A review study on anaerobic digesters with an Insight to biogas production. *Int. J. Eng. Sci. Invention*. 2 (3): 8 -17.
- Gil, A., Siles, J. A., Martín, M. A., Chica, A. F., Estévez-Pastor, F. S. y Toro-Baptista, E. 2018. Effect of microwave pretreatment on semi-continuous anaerobic digestion of sewage sludge. *Renewable Energy*. 115: 917 - 925.
- Grima-Olmedo, C., Ramírez-Gómez, Á. y Alcalde -Cartagena, R. 2014. Energetic performance of landfill and digester biogas in a domestic cooker. *Applied Energy*, 134: 301-308.
- 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.
- Güelfo, L. F., Álvarez-Gallego, C., Márquez, D. S. y García, L. R. 2011. Biological pretreatment applied to industrial organic fraction of municipal solid wastes (OFMSW): Effect on anaerobic digestion. *Chem Eng J*. 172(1): 321 - 325.
- Gutu, L., Basitere, M., Harding, T., Ikumi, D., Njoya, M. y Gaszynski, C. 2021. Multi-Integrated Systems for Treatment of Abattoir Wastewater: A Review. *Water*, 13 (18): 2462.
- Haribabu, K. y Sivasubramanian, V. 2014. Treatment of wastewater in fluidized bed bioreactor using low density biosupport. *Energy Procedia*. 50: 214 - 221.
- Hawkes, F. R., Guwy, A. J., Hawkes, D. L. y Rozzi, A. G. 1994. On-line monitoring of anaerobic digestion: application of a device for continuous measurement of bicarbonate alkalinity. *Water Sci Technol*. 30 (12).
- Hilgert, N., J. Harmand, J. Steyer y J. Vila. 2000. Nonparametric identification and adaptive control of an anaerobic fluidized bed digester. *Control Eng Pract*. 8: 367 - 376.
- Holubar, P., Zani, L., Hager, M., Fröschl, W., Radak, Z., Braun, R. 2002. Advanced controlling of anaerobic digestion by means of hierarchical neural networks. *Water Res*. 36, 2582–2588.
- Hoornweg, D. y Bhada-Tata, P. 2012. What a waste: a global review of solid waste management.

- 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., Sandoval Rojas, M. E., y Hernández Muñoz, A. F. 2016. Tratamiento de vinazas en un reactor de lecho fluidizado inverso anaerobio. *Rev Int Contam Ambient.* 32 (3): 255 - 266.
- Huber, S., 2019: Small-scale biogas production from organic waste and application in mid-income countries – a case study of a Lebanese community. Master thesis in Sustainable Development at Uppsala University, No. 2019/9, 48 pp, ECTS/hp
- Iglesias, R., Muñoz, R., Polanco, M., Díaz, I., Susmozas, A., Moreno, A. D. y Ballesteros, M. 2021. Biogas from Anaerobic Digestion as an Energy Vector: Current Upgrading Development. *Energies.* 14 (10): 2742.
- IRENA 2020. Perfil de generación de energía en México. www.irena.org/Statistics/Statistical-Profiles (consultada septiembre, 2020).
- Jacobo López, A., Esparza Soto, M., Chávez, M. L. y Fall, C. 2019. Tratamiento de un agua residual industrial a temperatura psicrófila con un reactor UASB. *Rev Int Contam Ambient.* 35 (4): 905 - 915.
- Jain, S., Jain, S., Wolf, I. T., Lee, J. y Tong, Y. W. 2015. A comprehensive review on operating parameters and different pretreatment methodologies for anaerobic digestion of municipal solid waste. *Renewable Sustainable Energy Rev.* 52: 142 -154.
- Janyasuthiwong, S., Rene, E. R., Esposito, G. y Lens, P. N. 2016. Effect of pH on the performance of sulfate and thiosulfate-fed sulfate reducing inverse fluidized bed reactors. *Journal of environmental engineering*, 142 (9).
- Ji, C., Kong, C. X., Mei, Z. L. y Li, J. 2017. A review of the anaerobic digestion of fruit and vegetable waste. *Appl Biochem Biotechnol.* 183 (3): 906 - 922.
- Juárez, A. 2016. Diseño, construcción, arranque y estabilización de un Reactor Anaerobio Multitubular (RAM). Tesis de Maestría. Instituto Tecnológico de Orizaba. México.

- Kampman, B., Leguijt, C., Scholten, T., Tallat-Kelpsaite, J., Brückmann, R., Maroulis, G. y Elbersen, B. 2017. Optimal use of biogas from waste streams: an assessment of the potential of biogas from digestion in the EU beyond 2020. *Eur Comm* 2017:1 - 158.
- Kandyliis, P., Bekatorou, A., Pissaridi, K., Lappa, K., Dima, A., Kanellaki, M. y Koutinas, A. A. 2016. Acidogenesis of cellulosic hydrolysates for new generation biofuels. *Biomass Bioenergy*. 91: 210 - 216.
- Karadag, D., Koroğlu, O. E., Ozkaya, B., y Cakmakci, M. 2015. A review on anaerobic biofilm reactors for the treatment of dairy industry wastewater. *Process Biochem*. 50 (2): 262 - 271.
- 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.
- Kárászová, M., Sedláková, Z. y Izák, P. 2015. Gas permeation processes in biogas upgrading: A short review. *Chem. Zvesti*. 69 (10): 1277 - 1283.
- Kaza, S., Lao, L.C., Bhada-Tata, P. y van Woerden, F. 2018. What a Waste 2.0: A Global Snapshot of Solid Waste Management to 2050. Urban Development Series. World Bank, Washington, DC.
- Ke, S., Shi, Z. y Fang, H. H. 2005. Applications of two-phase anaerobic degradation in industrial wastewater treatment. *Int J Environ Pollut*. 23 (1): 65 - 80.
- Khan, I. U., Othman, M. H. D., Hashim, H., Matsuura, T., Ismail, A. F., Rezaei-DashtArzhandi, M. y Azelee, I. W. 2017. Biogas as a renewable energy fuel—A review of biogas upgrading, utilisation and storage. *Energy Convers Manage*. 150: 277 - 294.
- Khan, Z. U., Naz, I., Rehman, A., Rafiq, M., Ali, N. y Ahmed, S. 2015. Performance efficiency of an integrated stone media fixed biofilm reactor and sand filter for sewage treatment. *Desalin Water Treat*. 54 (10): 2638 - 2647.
- Kumar, A. K. y Sharma, S. 2017. Recent updates on different methods of pretreatment of lignocellulosic feedstocks: a review. *Bioresour. Bioprocess*. 4 (1): 1 -19.
- Kumar, A. y Samadder, S. R. 2020. Performance evaluation of anaerobic digestion technology for energy recovery from organic fraction of municipal solid waste: A review. *Energy*. 197: 117253.

- Kumar, M. y Pakshirajan, K. 2021. Continuous removal and recovery of metals from wastewater using inverse fluidized bed sulfidogenic bioreactor. *J Cleaner Prod.* 284: 124769.
- Kwaśny, J. y Balcerzak, W. 2016. Sorbents Used for Biogas Desulfurization in the Adsorption Process. *Pol J Environ Stud.* 25 (1).
- Langer, S., Schropp, D., Bengelsdorf, F. R., Othman, M. y Kazda, M. 2014. Dynamics of biofilm formation during anaerobic digestion of organic waste. *Anaerobe.* 29: 44 - 51.
- Lasocki, J., Kołodziejczyk, K. y Matuszewska, A. 2015. Laboratory-scale investigation of biogas treatment by removal of hydrogen sulfide and carbon dioxide. *Pol J Environ Stud.* 24 (3): 1427 - 1434.
- Leonzio, G. 2016. Upgrading of biogas to bio-methane with chemical absorption process: simulation and environmental impact. *J Cleaner Prod.* 131: 364 - 375.
- Li, D., Liu, S., Mi, L., Li, Z., Yuan, Y., Yan, Z. y Liu, X. 2015. Effects of feedstock ratio and organic loading rate on the anaerobic mesophilic co-digestion of rice straw and cow manure. *Bioresour Technol.* 189: 319 - 326.
- Li, W., Guo, J., Cheng, H., Wang, W. y Dong, R. 2017. Two-phase anaerobic digestion of municipal solid wastes enhanced by hydrothermal pretreatment: viability, performance and microbial community evaluation. *Appl Energy.* 189: 613 -622.
- Li, Y., Li, L., Sun, Y. y Yuan, Z. 2018. Bioaugmentation strategy for enhancing anaerobic digestion of high C/N ratio feedstock with methanogenic enrichment culture. *Bioresour Technol.* 261: 188 -195.
- Lin, H., Gao, W., Meng, F., Liao, B. Q., Leung, K. T., Zhao, L. y Hong, H. 2012. Membrane bioreactors for industrial wastewater treatment: a critical review. *Crit Rev Environ Sci Technol.* 42 (7): 677 - 740.
- Lin, Q., De Vrieze, J., He, G., Li, X. y Li, J. 2016. Temperature regulates methane production through the function centralization of microbial community in anaerobic digestion. *Bioresour. Technol.* 216: 150 -158.
- Lin, Y. H., y Gu, Y. J. 2020. Denitrification kinetics of nitrate by a heterotrophic culture in batch and fixed-biofilm reactors. *Processes.* 8(5): 547.

- Lindner, J., Zielonka, S., Oechsner, H. y Lemmer, A. 2015. Effect of different pH-values on process parameters in two-phase anaerobic digestion of high-solid substrates. *Environ Technol.* 36 (2): 198 - 207.
- Liu, M., Zhao, Y., Xi, B. y Hou, L. A. 2015. Efficiency of a hybrid granular bed-contact oxidation biofilm baffled reactor for treating molasses wastewater. *Desalin Water Treat.* 53 (3): 619 - 626.
- Liu, X., Wang, W., Gao, X., Zhou, Y. y Shen, R. 2012. Effect of thermal pretreatment on the physical and chemical properties of municipal biomass waste. *Waste Management*, 32 (2): 249 - 255.
- Liu, Y., Li, X., Wu, S., Tan, Z. y Yang, C. 2021. Enhancing anaerobic digestion process with addition of conductive materials. *Chemosphere.* 278: 130449.
- Mallikarjuna, C. y Dash, R. R. 2020. A review on hydrodynamic parameters and biofilm characteristics of inverse fluidized bed bioreactors for treating industrial wastewater. *J Environ Chem Eng.* 8 (5): 104233.
- Marín, O. 2017. Generación de bioenergéticos a partir de residuos sólidos orgánicos en un reactor de lecho fluidizado inverso con arreglo en paralelo. Tesis de Maestría. Instituto Tecnológico de Orizaba. México.
- Markphan, W., Mamimin, C., Suksong, W., Prasertsan, P. y Sompong, O. 2020. Comparative assessment of single-stage and two-stage anaerobic digestion for biogas production from high moisture municipal solid waste. *PeerJ*, 8: 9693.
- Massara, T. M., Komesli, O. T., Sozudogru, O., Komesli, S. y Katsou, E. 2017. A mini review of the techno-environmental sustainability of biological processes for the treatment of high organic content industrial wastewater streams. *Waste Biomass Valorization.* 8 (5): 1665 - 1678.
- Michele, P., Carlo, M., Sergio, S. y Fabrizio, A. 2015. Optimization of solid state anaerobic digestion of the OFMSW by digestate recirculation: a new approach. *Waste Manage.* 35: 111 -118.
- Miranda, A. 2016. Mejoramiento del rendimiento de metano en una planta de aprovechamiento de RSU. Tesis de Maestría. Instituto Tecnológico de Orizaba. México.

- Montingelli, M.E.; Tedesco, S.; Olabi, A.G. 2015. Biogas production from algal biomass: A review. *Renewable Sustainable Energy Rev.* 43: 961 - 972.
- Murnleitner, E., Becker, T.M., Delgado, A. 2002. State detection and control of overloads in the anaerobic wastewater treatment using fuzzy logic. *Water Res.* 36, 201–211.
- Naz, I., Hodgson, D., Smith, A., Marchesi, J., Sehar, S., Ahmed, S. y Saroj, D. P. 2018. Investigation of the active biofilm communities on polypropylene filter media in a fixed biofilm reactor for wastewater treatment. *J Chem Technol Biotechnol.* 93 (11): 3264 - 3275.
- Nguyen, D., Gadhamshetty, V., Nitayavardhana, S. y Khanal, S. K. 2015. Automatic process control in anaerobic digestion technology: A critical review. *Bioresour Technol.* 193: 513 - 522.
- Nguyen, P. D., Tran, N. S. T., Nguyen, T. T., Dang, B. T., Le, M. T. T., Bui, X. T. y Ngo, H. H. 2021. Long-term operation of the pilot scale two-stage anaerobic digestion of municipal biowaste in ho chi minh city. *Sci Total Environ.* 766: 142562.
- Nguyen, V. K., Chaudhary, D. K., Dahal, R. H., Trinh, N. H., Kim, J., Chang, S. W. y Nguyen, D. D. 2021. Review on pretreatment techniques to improve anaerobic digestion of sewage sludge. *Fuel.* 285: 119105.
- Nsair, A., Onen Cinar, S., Alassali, A., Abu Qdais, H. y Kuchta, K. 2020. Operational parameters of biogas plants: A review and evaluation study. *Energies.* 13 (15): 3761.
- Oibileke, K., Nwokolo, N., Makaka, G., Mukumba, P. y Onyeaka, H. 2021. Anaerobic digestion: Technology for biogas production as a source of renewable energy - A review. *Energy Environ.* 32 (2): 191 - 225.
- ONU. 2018. El desperdicio de comida, una oportunidad para acabar con el hambre. *Objetivos de desarrollo sostenible.* <https://news.un.org> (consultada agosto, 2021).
- Orhorhoro, E. K., Ebunilo, P. O. y Sadjere, G. E. 2017. Experimental determination of effect of total solid (TS) and volatile solid (VS) on biogas yield. *Am. J. Mod. Energy.* 3 (6): 131 - 135.
- Orlando, M. Q. y Borja, V. M. 2020. Pretreatment of animal manure biomass to improve biogas production: a review. *Energies,* 13 (14): 3573.

- Owodunni, A. A. y Ismail, S. 2021. Revolutionary technique for sustainable plant-based green coagulants in industrial wastewater treatment - A review. *J Water Process Eng.* 42: 102096.
- Panigrahi, S. y Dubey, B. K. 2019. A critical review on operating parameters and strategies to improve the biogas yield from anaerobic digestion of organic fraction of municipal solid waste. *Renewable Energy.* 143: 779 - 797.
- Papirio, S., Esposito, G. y Pirozzi, F. 2013. Biological inverse fluidized-bed reactors for the treatment of low pH-and sulphate-containing wastewaters under different COD conditions. *Environ Technol.* 34 (9): 1141 - 1149.
- Pavi, S., Kramer, L. E., Gomes, L. P. y Miranda, L. A. S. 2017. Biogas production from co-digestion of organic fraction of municipal solid waste and fruit and vegetable waste. *Bioresour Technol.* 228: 362 - 367.
- Peng, W. y Pivato, A. 2019. Sustainable management of digestate from the organic fraction of municipal solid waste and food waste under the concepts of back to earth alternatives and circular economy. *Waste Biomass Valorization.* 10(2): 465 - 481.
- Pérez-Denicia, E., Fernández-Luqueño, F., Vilariño-Ayala, D., Montaña-Zetina, L. M. y Maldonado-López, L. A. 2017. Renewable energy sources for electricity generation in Mexico: A review. *Renewable Sustainable Energy Rev.* 78: 597 - 613.
- Pham, C. H., Triolo, J. M. y Sommer, S. G. 2014. Predicting methane production in simple and unheated biogas digesters at low temperatures. *Appl Energy.* 136: 1 - 6.
- Poggi-Varaldo, H. M., Munoz-Paez, K. M., Escamilla-Alvarado, C., Robledo-Narváez, P. N., Ponce-Noyola, M. T., Calva-Calva, G. y Rinderknecht-Seijas, N. F. 2014. Biohydrogen, biomethane and bioelectricity as crucial components of biorefinery of organic wastes: a review. *Waste Manage Res.* 32(5): 353 - 365.
- Qiao, W., Yan, X., Ye, J., Sun, Y., Wang, W. y Zhang, Z. 2011. Evaluation of biogas production from different biomass wastes with/without hydrothermal pretreatment. *Renewable energy.* 36 (12): 3313 - 3318.

- Qureshi, N., Annous, B. A., Ezeji, T. C., Karcher, P. y Maddox, I. S. 2005. Biofilm reactors for industrial bioconversion processes: employing potential of enhanced reaction rates. *Microb Cell Fact.* 4 (1): 1 - 21.
- Rajasimman, M. y Karthikeyan, C. 2007. Starch wastewater treatment in a three phase fluidized bed bioreactor with low density biomass support. *J. Appl. SCI. Environ. Manag.* 11 (3).
- Rekleitis, G., Haralambous, K. J., Loizidou, M. y Aravossis, K. 2020. Utilization of agricultural and livestock waste in anaerobic digestion (AD): Applying the biorefinery concept in a circular economy. *Energies.* 13 (17): 4428.
- Ren, Y., Yu, M., Wu, C., Wang, Q., Gao, M., Huang, Q. y Liu, Y. 2018. A comprehensive review on food waste anaerobic digestion: Research updates and tendencies. *Bioresour Technol.* 247: 1069 -1076.
- Robles, A., Latrille, E., Ribes, J., Bernet, N., y Steyer, J. P. 2016. Electrical conductivity as a state indicator for the start-up period of anaerobic fixed-bed reactors. *Water Sci Technol.* 73 (9): 2294 - 2300.
- Rodríguez-Pimentel, R. I., Rodríguez-Pérez, S., Monroy-Hermosillo, O. y Ramírez-Vives, F. 2015. Producción de metano a partir de la mezcla del lixiviado de residuos sólidos urbanos y el agua residual municipal. *Rev. cuba. Quím.* 27 (3): 243 - 251.
- Rosas-Mendoza, E. S., Méndez-Contreras, J. M., Martínez-Sibaja, A., Vallejo-Cantú, N. A. y Alvarado-Lassman, A. 2018. Anaerobic digestion of citrus industry effluents using an Anaerobic Hybrid Reactor. *Clean Technol Environ Policy.* 20 (7): 1387 - 1397.
- Salazar-Adams, A. 2021. The efficiency of municipal solid waste collection in Mexico. *Waste Manage.* 133: 71 - 79.
- Sanchez, E., Borja, R., Weiland, P., Travieso, L. y Martun, A. 2001. Effect of substrate concentration and temperature on the anaerobic digestion of piggery waste in a tropical climate. *Process Biochem.* 37 (5): 483 - 489.
- Sanjaya, A. P., Cahyanto, M. N., y Millati, R. 2016. Mesophilic batch anaerobic digestion from fruit fragments. *Renewable energy.* 98: 135 -141.

- Scano, E. A., Asquer, C., Pistis, A., Ortu, L., Demontis, V. y Cocco, D. 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. *Energy Convers Manage.* 77: 22 - 30.
- Sehar, S. y Naz, I. 2016. Role of the biofilms in wastewater treatment. *Microbial biofilms-importance and applications.* 121 - 144.
- Selvamurugan, M., Doraisamy, P., Maheswari, M., y Nandakumar, N. B. 2010. High rate anaerobic treatment of coffee processing wastewater using upflow anaerobic hybrid reactor.
- SEMARNAT. 2018. Sistema nacional de información ambiental y de recursos naturales. <https://apps1.semarnat.gob.mx> (consultada agosto, 2021).
- SEMARNAT. 2019. Final disposal of municipal solid waste. <https://datos.gob.mx/> (Consultada Agosto, 2020).
- Secretaria de Energía. 2017. *Prospectiva de Energías Renovables 2017 - 2031*, 1–79. México. www.gob.mx/sener (consultada abril, 2021).
- SGC. (2012). *Basic data on biogas. Brochure. 2nd edition.* Malmö
- Shen, F., Yuan, H., Pang, Y., Chen, S., Zhu, B., Zou, D. y Li, X. 2013. Performances of anaerobic co-digestion of fruit & vegetable waste (FVW) and food waste (FW): single-phase vs. two-phase. *Bioresour Technol.* 144: 80 - 85.
- Sibiya, N. T., Muzenda, E. y Tesfagiorgis, H. B. 2014. Effect of temperature and pH on the anaerobic digestion of grass silage. In *Proceedings of the 6th International Conference on Green Technology, Renewable Energy and Environmental Engineering*, Cape Town, South Africa, 15 - 16.
- Siddique, M. N. I. y Wahid, Z. A. 2018. Achievements and perspectives of anaerobic co-digestion: A review. *J Cleaner Prod.* 194: 359 - 371.
- Sokół, W., Ambaw, A. y Woldeyes, B. 2009. Biological wastewater treatment in the inverse fluidised bed reactor. *Chem Eng J.* 150 (1): 63 - 68.
- Solano-de la Cruz, V. 2020. *Tratamiento de un agua residual azucarera utilizando un sistema híbrido (digestión anaerobia-humedal construido).* Tesis de Maestría. Instituto Tecnológico de Orizaba. México.

- Sowmeyan, R. y Swaminathan, G. 2008. Evaluation of inverse anaerobic fluidized bed reactor for treating high strength organic wastewater. *Bioresour Technol.* 99 (9): 3877 - 3880.
- Sun, M. T., Fan, X. L., Zhao, X. X., Fu, S. F., He, S., Manasa, M. R. K. y Guo, R. B. 2017. Effects of organic loading rate on biogas production from macroalgae: Performance and microbial community structure. *Bioresour Technol.* 235: 292 - 300.
- Sun, Q., Li, H., Yan, J., Liu, L., Yu, Z., y Yu, X. 2015. Selection of appropriate biogas upgrading technology-a review of biogas cleaning, upgrading and utilisation. *Renewable Sustainable Energy Rev.* 51: 521 - 532.
- Sutaryo, S., Sempana, A. N., Lestari, C. M. S. y Ward, A. J. 2020. Performance Comparison of Single and Two-Phase Biogas Digesters Treating Dairy Cattle Manure at Tropical Ambient Temperature. *Tropical Animal Science Journal*, 43 (4): 354 - 359.
- Syaichurrozi, I. y Sumardiono, S. 2014. Effect of Total Solid Content to Biogas Production Rate from Vinasse. *Int J Eng.* 27 (2): 177 - 184.
- T. Edwiges, L. Frare, B. Mayer, L. Lins, J.M. Triolo, X. Flotats, M.S.S. de Mendonça Costa. 2018. Influence of chemical composition on biochemical methane potential of fruit and vegetable waste. *Waste Manage.* 71: 618 - 625.
- Thaiyalnayaki, D. y Sowmeyan, R. 2012. Effect of carrier materials in inverse anaerobic fluidized bed reactor for treating high strength organic waste water. *J. Environment Analytic Toxicol*, 2 (3): 2161 - 0525.
- Tsapekos, P., Kougias, P. G., Frison, A., Raga, R. y Angelidaki, I. 2016. Improving methane production from digested manure biofibers by mechanical and thermal alkaline pretreatment. *Bioresour Technol.* 216: 545 - 552.
- Wainaina, S., Awasthi, M. K., Sarsaiya, S., Chen, H., Singh, E., Kumar, A. y Taherzadeh, M. J. 2020. Resource recovery and circular economy from organic solid waste using aerobic and anaerobic digestion technologies. *Bioresour Technol.* 301: 122778.
- Waltham, B. y Örmeci, B. 2020. Fluorescence intensity, conductivity, and UV-vis absorbance as surrogate parameters for real-time monitoring of anaerobic digestion of wastewater sludge. *J Water Process Eng.* 37: 101395.

- Wang, N. X., Lu, X. Y., Tsang, Y. F., Mao, Y., Tsang, C. W. y Yueng, V. A. 2019. A comprehensive review of anaerobic digestion of organic solid wastes in relation to microbial community and enhancement process. *J Sci Food Agric.* 99 (2): 507 - 516.
- Wu, Y., Wang, C., Liu, X., Ma, H., Wu, J., Zuo, J., y Wang, K. 2016. A new method of two-phase anaerobic digestion for fruit and vegetable waste treatment. *Bioresour Technol.* 211: 16 - 23.
- Yan, Z., Song, Z., Li, D., Yuan, Y., Liu, X. y Zheng, T. 2015. The effects of initial substrate concentration, C/N ratio, and temperature on solid-state anaerobic digestion from composting rice straw. *Bioresour Technol.* 177: 266 - 273.
- Yentekakis, I. V. y Goula, G. 2017. Biogas management: advanced utilization for production of renewable energy and added-value chemicals. *Front Environ Sci.* 5: 7.
- Zamri, M. F. M. A., Hasmady, S., Akhiar, A., Ideris, F., Shamsuddin, A. H., Mofijur, M. y Mahlia, T. M. I. 2021. A comprehensive review on anaerobic digestion of organic fraction of municipal solid waste. *Renewable Sustainable Energy Rev.* 137: 110637.
- Zheng, M., Zheng, M., Wu, Y., Ma, H. y Wang, K. 2015. Effect of pH on types of acidogenic fermentation of fruit and vegetable wastes. *Biotechnol Bioprocess Eng.* 20 (2): 298 - 303.
- Zhou, J., Xu, W., Wong, J. W., Yong, X., Yan, B., Zhang, X. y Jia, H. 2015. Ultrasonic and thermal pretreatments on anaerobic digestion of petrochemical sludge: dewaterability and degradation of PAHs. *PloS one.* 10 (9).
- Zhou, K., Chaemchuen, S. y Verpoort, F. 2017. Alternative materials in technologies for Biogas upgrading via CO₂ capture. *Renewable Sustainable Energy Rev.* 79: 1414 - 1441.
- Zia, M., Ahmed, S. y Kumar, A. 2020. Anaerobic digestion (AD) of fruit and vegetable market waste (FVMW): potential of FVMW, bioreactor performance, co-substrates, and pre-treatment techniques. *Biomass Convers Biorefin.* 1 -20.
- zumi K, Okishio Y, Nagao N, Niwa C, Yamamoto S, Toda T. 2010. Effects of particle size on anaerobic digestion of food waste. *Int Biodeterior Biodegrad.* 64: 601 - 608.
- Zuo, Z., Wu, S., Zhang, W. y Dong, R. 2013. Effects of organic loading rate and effluent recirculation on the performance of two-stage anaerobic digestion of vegetable waste. *Bioresour Technol.* 146: 556 – 561.

PRODUCTOS ACADÉMICOS

Autor en artículo JCR:

Marín-Peña, O., Alvarado-Lassman, A., Vallejo-Cantú, N. A., Juárez-Barojas, I., Rodríguez-Jarquín, J. P., & Martínez-Sibaja, A. (2020). Electrical conductivity for monitoring the expansion of the support material in an anaerobic biofilm reactor. *Processes*, 8(1), 77.

Autor en publicación:

Marín-Peña, O., Alvarado-Lassman, A., Vallejo-Cantú, N., Martínez-Sibaja, A., & Rosas-Mendoza, E. (2021). Recuperación de energía en digestión anaerobia de dos etapas de la fracción líquida de los residuos sólidos orgánicos municipales. *RINDERESU*, 5(2).

Coautor en publicación:

García-Elías, O., Marín-Peña, O., Alvarado-Lassman, A., Vallejo-Cantú, N. A., & Rosas-Mendoza, E. S. (2021). Efecto de la hidrólisis en la digestión anaerobia en dos etapas de los residuos de frutas y verduras. *RINDERESU*, 5(2).