



**CENTRO DE INVESTIGACIÓN Y ASISTENCIA EN  
TECNOLOGÍA Y DISEÑO DEL ESTADO DE JALISCO, A. C.**

**EVALUACIÓN DE UN FILTRO ANAEROBIO DE FLUJO  
ASCENDENTE PARA TRATAR AGUA RESIDUAL DE RASTRO**

# **TESIS**

**PARA OBTENER EL GRADO  
ACADÉMICO DE**

**MAESTRO EN CIENCIA Y  
TECNOLOGÍA  
EN LA ESPECIALIDAD DE**

**INGENIERÍA AMBIENTAL**

**PRESENTA**

**IBQ. Edith Padilla Gasca**



**CIENCIA Y TECNOLOGÍA**

**GUADALAJARA, JALISCO. DICIEMBRE DE 2010.**

## Resumen

El presente trabajo de investigación evalúa la factibilidad de aplicación de un Filtro Anaerobio de Flujo Ascendente (FAFA) para tratar aguas residuales de rastro municipal en para de obtener los parámetros de diseño y operación de una planta de tratamiento. Bajo este contexto, el primer capítulo describe la problemática ambiental derivada de la generación de aguas residuales en los rastros municipales, además describe los principales procesos de tratamiento de estos efluentes. El siguiente capítulo recopila los fundamentos acerca de la digestión anaerobia, microorganismos y factores ambientales que influyen en el desempeño de este proceso, además de los modelos cinéticos que describen la degradación de la materia orgánica por vía anaerobia. En el tercer capítulo se presenta un estudio de tratabilidad anaerobia en reactor por lote utilizando agua residual de rastro afín de evaluar la remoción de materia orgánica, la tasa de producción de  $\text{CH}_4$  y los indicadores de la actividad acidogénica, acetogénica y metanogénica durante la cinética de degradación de la materia orgánica durante del proceso. El cuarto capítulo realiza un análisis comparativo de los modelos cinéticos de primer orden, de Stover-Kincannon y de Grau que se basan en el consumo de los sustratos presentes en agua residual de rastro, obteniendo los parámetros cinéticos que permiten determinar las velocidades, tiempos y eficiencias de degradación de materia orgánica en el diseño de un FAFA. El último capítulo presenta las condiciones óptimas de operación y los parámetros cinéticos de diseño del FAFA en el tratamiento de aguas residuales de rastro. Finalmente, se presentan las conclusiones y recomendaciones de esta tesis.

---



---

**ÍNDICE GENERAL**

	<b>Página</b>
Índice de tablas.....	VI
Índice de figuras.....	VIII
<b>Introducción.....</b>	<b>1</b>
Hipótesis.....	3
Objetivo general.....	3
Objetivos específicos.....	3
<b>Capítulo I. Descripción de la problemática y gestión ambiental</b>	
I.1. Situación actual del agua y del manejo de las aguas residuales en México.....	4
I.2. Gestión ambiental de los rastos municipales.....	5
I.4.1. Los rastos municipales en México.....	5
I.4.2. Marco legal.....	7
I.4.3. Aspectos sanitarios y ambientales.....	8
I.3. El rastro municipal de Tizayuca, Hidalgo.....	9
I.4. Procesos para el tratamiento de aguas residuales de rastro municipal.....	12
I.4.1. Procesos fisicoquímicos .....	12
- Procesos DAF.....	12
- Procesos de coagulación-floculación.....	13
I.4.2. Procesos biológicos.....	13
- Procesos biológicos aerobios.....	14
A. Lagunas aireadas.....	14
B. Filtros percoladores.....	14
C. Lodos activados.....	15
- Procesos biológicos anaerobios.....	15
A. Lagunas anaerobias.....	16
B. Reactor anaerobio de contacto.....	17
C. Reactor anaerobio de flujo ascendente y manto de lodos.....	17
D. Filtro anaerobio.....	18

---

	<b>Página</b>
<b>Capítulo II. Marco teórico de la digestión anaerobia</b>	
II.1. Descripción del proceso de digestión anaerobia.....	19
II.1.1. Hidrólisis.....	20
II.1.2. Acidogénesis.....	20
II.1.3. Acetogénesis.....	21
II.1.2. Metanogénesis.....	21
II.2. Microbiología anaerobia.....	22
II.2.1. Bacterias formadoras de ácido.....	22
II.2.1.1. Bacterias acidogénicas.....	22
II.2.1.2. Bacterias acetogénicas.....	23
II.2.2. Bacterias formadoras de metano.....	24
II.2.2.1. Bacterias metanogénicas hidrogenófilas.....	24
II.2.2.2. Bacterias metanogénicas acetoclásticas.....	24
II.3. Factores ambientales que modifican el proceso anaerobio.....	25
II.3.1. pH.....	25
II.3.2. Temperatura.....	26
II.3.3. Alcalinidad.....	26
II.3.4. Ácidos grasos volátiles.....	27
II.3.5. Contenido de nutrientes.....	27
II.3.6. Inhibidores.....	27
- Metales.....	28
- Otros compuestos.....	28
II.3.7. VCO y tiempo de retención.....	29
II.4. Cinética de la digestión anaerobia.....	29
II.4.1. Cinética de consumo de sustrato.....	30
II.4.2. Modelos cinéticos de consumo de sustrato.....	31
II.4.3. Determinación de los parámetros cinéticos.....	32
II.4.4. Cinética anaerobia en agua residual de rastro.....	34
II.5. Biogás.....	35
II.5.1. Composición y propiedades del biogás.....	35

---

	<b>Página</b>
II.5.2. Utilización del biogás.....	36
<b>Capítulo III. Parte experimental del proceso de digestión anaerobia en régimen por lote</b>	
III.1. Introducción.....	38
III.2. Materiales y métodos.....	38
III.2.1. Muestreo y análisis del agua residual.....	38
III.2.2. Sistema experimental.....	40
III.2.3. Arranque y operación.....	41
III.2.4. Determinación de los parámetros cinéticos.....	42
III.3. Resultados y discusión.....	42
III.3.1. Degradación de la materia orgánica y producción de CH <sub>4</sub> .....	43
III.3.2. pH y alcalinidad.....	44
III.3.3. Ácidos grasos volátiles (AGVs).....	45
III.3.4. Tasa específica de producción de CH <sub>4</sub> .....	46
III.3.5. Tasa neta de producción de AGVs.....	47
III.3.6. Etapa acetogénica y metanogénica.....	48
III.3.7. Relación AGVs/Alcalinidad.....	49
III.3.8. Determinación de los parámetros cinéticos.....	50
III.4. Conclusiones parciales.....	52
<b>Capítulo IV. Cinética de degradación anaerobia en régimen continuo</b>	
IV.1. Introducción.....	53
IV.1.1. Modelos cinéticos.....	54
- Modelo de primer orden.....	54
- Modelo de Stover-Kincannon.....	55
- Modelo de Grau-segundo orden.....	55
IV.2. Materiales y métodos.....	56
IV.2.1. Muestreo del agua residual de rastro.....	56
IV.2.2. Sistema experimental.....	57
IV.2.3. Inoculación y estabilización del reactor.....	58
IV.2.4. Evaluación del reactor.....	58

---

	<b>Página</b>
IV.2.5. Determinación de los parámetros cinéticos.....	59
IV.3. Resultados y discusión.....	59
IV.3.1. Modelo de primer orden.....	61
IV.3.2. Modelo de Stover-Kincannon.....	61
IV.3.3. Modelo de Grau-segundo orden.....	62
IV.3.4. Evaluación de los modelos cinéticos.....	63
IV.4. Conclusiones parciales.....	66
 <b>Capítulo V. Optimización de las condiciones de operación del FAFA</b>	
V.1. Introducción.....	67
V.2. Materiales y métodos.....	68
V.2.1. Diseño experimental y evaluación del reactor.....	68
V.3. Resultados y discusión.....	69
V.3.1. Demanda química de oxígeno (DQO).....	69
V.3.2. Ácidos grasos volátiles (AGVs).....	71
V.3.3. Alcalinidad y pH.....	71
V.3.4. Producción de CH <sub>4</sub> .....	72
V.3.5. Tasa específica de producción de CH <sub>4</sub> .....	74
V.3.6. Bases de diseño y operación.....	75
V.4. Conclusiones parciales.....	77
 <b>Conclusiones y recomendaciones finales</b>	
Conclusiones.....	78
Recomendaciones.....	78
 <b>Referencias consultadas</b> .....	 80
<b>Anexos</b> .....	94

---

---



---

<b>ÍNDICE DE TABLAS</b>		<b>Página</b>
Tabla I.1.	Principales normas reguladoras para rastros municipales en México.....	8
Tabla I.2.	Generación promedio diaria de agua residual en el rastro de Tizayuca, Hidalgo durante el período de enero a diciembre de 2006 (López-López, 2009).....	11
Tabla I.3	Ganado sacrificado en el rastro de Tizayuca, Hidalgo durante el período de enero a diciembre de 2007 (López-López, 2009).....	11
Tabla I.4	Procesos anaerobios basados en el tipo de reactor (modificado de Pérez-García <i>et al.</i> , 1997).....	16
Tabla II.1.	Concentraciones ( $\text{mg l}^{-1}$ ) de compuestos inorgánicos inhibitorios de los procesos anaerobios (Adaptado de Fernández-Villagómez <i>et al.</i> , 2002).....	28
Tabla II.2.	Modelos cinéticos más utilizados en procesos anaerobios.....	31
Tabla II.3.	Ecuaciones linealizadas de los modelos cinéticos más utilizados en procesos anaeróbicos.....	34
Tabla II.4.	Composición del biogás y propiedades de sus componentes.....	36
Tabla III.1.	Caracterización del agua residual de rastro municipal en el reactor por lote.....	39
Tabla III.2.	Modelos utilizados para la determinación de los parámetros cinéticos para un reactor por lote.....	42
Tabla IV.1.	Características fisicoquímicas y microbiológicas del agua residual de rastro utilizada en el FAFA.....	56

---

---

---

Tabla IV.2.	Datos experimentales obtenidos bajo condiciones de estado Estacionario.....	60
Tabla IV.3.	Comparación de las constantes cinéticas del modelo de Stover-Kincannon citados en la literatura con el presente estudio...	64
Tabla IV.4.	Comparación de los parámetros cinéticos del modelo de Grau citadas en la literatura con el presente estudio.....	64
Tabla V.1.	Diseño factorial mixto (3 x 4) para la optimización del FAFA.....	68
Tabla V.2.	Análisis de varianza para la DQO removida en el proceso.....	70
Tabla V.3.	Dimensiones del reactor FAFA a escala laboratorio.....	75
Tabla V.4.	Parámetros de diseño y operación del FAFA para el tratamiento del agua residual generada en el rastro municipal de Tizayuca, Hidalgo.....	76



<b>ÍNDICE DE FIGURAS</b>		<b>Página</b>
Figura I.1.	Canal porcina de un rastro municipal.....	6
Figura I.2.	Localización geográfica del municipio de Tizayuca, Hidalgo.....	10
Figura II.1.	Diagrama del proceso de digestión anaerobia.....	20
Figura II.2.	Determinación de los parámetros cinéticos utilizando el modelo cinético de Monod.....	33
Figura III.1.	Sistema experimental del reactor por lote.....	40
Figura III.2.	Perfil de degradación de la materia orgánica y producción de CH <sub>4</sub> .....	43
Figura III.3.	Comportamiento del pH y alcalinidad durante el período de estudio.....	44
Figura III.4.	Comportamiento de los AGVs.....	45
Figura III.5.	Tasa específica de producción de CH <sub>4</sub> .....	47
Figura III.6.	Tasa neta específica de producción de AGVs.....	48
Figura III.7.	Perfiles de producción de AGVs totales y CH <sub>4</sub> .....	49
Figura III.8.	Relación de AGVs totales y alcalinidad.....	50
Figura III.9.	Determinación de k en el modelo cinético de primer orden.....	51
Figura III.10.	Determinación de $K_s$ y $v_m$ en el modelo de Lineweaver-Burke.....	51
Figura IV.1.	Empaque plástico utilizado como soporte de la biopelícula.....	57
Figura IV.2.	Sistema experimental del FAFA.....	58
Figura IV.3.	Representación gráfica del modelo cinético de primer orden.....	61
Figura IV.4.	Ajuste lineal de los datos experimentales para el modelo cinético de Stover-Kincannon .....	62
Figura IV.5.	Representación grafica del modelo de Grau.....	63

Figura IV.6. Relaciones exponenciales de $K_B$ y $k_s$ en función de la temperatura.....	65
Figura V.1. Comportamiento promedio de remoción de materia orgánica en el FAFA.....	69
Figura V.2. Análisis de superficie de respuesta para la remoción de materia orgánica en un FAFA.....	70
Figura V.3. Análisis de la producción de los AGVs con respecto a la VCO y temperatura.....	71
Figura V.4. Comportamiento del pH y alcalinidad durante el estudio.....	72
Figura V.5. Efecto de la temperatura y TRH en la producción de $CH_4$ en el FAFA.....	73
Figura V.6. Análisis de superficie de respuesta para la producción de $CH_4$ .....	74
Figura V.7. Tasa específica de producción de $CH_4$ .....	74

---

---

## Abreviaturas

<b>AGVs</b>	Ácidos Grasos Volátiles
<b>AGVs/ALC</b>	Cociente entre Ácidos Grasos Volátiles y Alcalinidad
<b>DBO</b>	Demanda Bioquímica de Oxígeno
<b>DQO</b>	Demanda Química de Oxígeno
<b>G y A</b>	Grasas y Aceites
<b>N<sub>org</sub></b>	Nitrógeno orgánico Kjeldahl
<b>pH</b>	Potencial hidrógeno
<b>Q</b>	Flujo volumétrico en el reactor
<b>S, S<sub>o</sub></b>	Concentración de sustrato en la salida, entrada del reactor
<b>ST</b>	Sólidos Totales
<b>SV</b>	Sólidos Volátiles
<b>SST</b>	Sólidos Suspendidos Totales
<b>SSV</b>	Sólidos Suspendidos Volátiles
<b>TEP-CH<sub>4</sub></b>	Tasa específica de producción de metano
<b>TR</b>	Tiempo de retención
<b>TRH, <math>\theta</math></b>	Tiempo de retención hidráulico
<b>TRS</b>	Tiempo de retención de sólidos
<b>X</b>	Concentración de biomasa
<b>Y</b>	Coefficiente de rendimiento celular
<b>V</b>	Volumen del reactor

---



---

**CONSTANTES CINÉTICAS**

$k_1$	Constante de degradación de sustrato del modelo de primer orden
$K_B$	Constante de saturación del modelo de Stover-Kincannon
$k_S$	Constante de la tasa de remoción de sustrato del modelo de Grau
$K_s$	Constante de saturación del modelo de Monod
$m$	Constante del modelo de Grau (definida como $S_0 / [k_2 \times X]$ )
$n$	Constante adimensional del modelo de Grau
$r_g$	Tasa de crecimiento de las bacterias
$r_{su}$	Tasa de consumo de sustrato
$\mu$	Tasa específica de crecimiento
$\mu_m$	Velocidad específica máxima de crecimiento del modelo de Monod
$U_{max}$	Tasa máxima de degradación de sustrato del modelo de Stover
$v_m$	Tasa de degradación máxima de sustrato del modelo de Lineweaver

**REACTORES**

<b>ASBR</b>	<i>Anaerobic Sludge Batch Reactor</i>
<b>CASBER</b>	<i>Carrier Assisted Sludge Bed Reactor</i>
<b>DAF</b>	<i>Dissolved Air Flotation</i>
<b>EGSB</b>	<i>Expanded Granular Sludge Bed</i>
<b>FAFA</b>	Reactor de Filtro Anaerobio de Flujo Ascendente
<b>RALE</b>	Reactor Anaerobio de Lecho Expandido
<b>UASB</b>	<i>Upflow Anaerobic Sludge Blanket</i>

**COMPUESTOS QUIMICOS**

<b>CO<sub>2</sub></b>	Dióxido de carbono
<b>CaCO<sub>3</sub></b>	Carbonato de Calcio
<b>CH<sub>4</sub></b>	Metano
<b>HCO<sub>3</sub><sup>-</sup></b>	Bicarbonato
<b>H<sub>2</sub></b>	Hidrógeno molecular
<b>N<sub>2</sub></b>	Nitrógeno molecular
<b>PO<sub>4</sub><sup>-3</sup>-P</b>	Ortofosfatos como Fósforo
<b>VCO</b>	Velocidad de carga orgánica

**INSTITUCIONES**

<b>COFEPRIS</b>	Comisión Federal para la Protección contra Riesgos Sanitarios
<b>CONAGUA</b>	Comisión Nacional del Agua
<b>INEGI</b>	Instituto Nacional de Geografía e Informática
<b>NOM</b>	Norma Oficial Mexicana
<b>SEMARNAT</b>	Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales
<b>SSA</b>	Secretaría de Salud
<b>TIF</b>	Tipo Inspección Federal

## Introducción

La sociedad ha venido adquiriendo en los últimos años una mayor conciencia sobre el deterioro de medio ambiente y de las actividades que lo ocasionan; al mismo tiempo exige que se establezcan prácticas y procesos que protejan los recursos naturales y el medio ambiente y que aseguren una oferta de bienes de consumo limpios para las presentes y futuras generaciones.

En México existen oficialmente 1,000 rastros municipales, la mayoría no cuenta con plantas de tratamiento de aguas residuales; sus altos costos de construcción, operación y mantenimiento provocan que estos efluentes sean descargados en cuerpos de agua y suelo sin tratamiento previo, provocando altos niveles de contaminación debido a su alto contenido en materia orgánica, sólidos suspendidos, grasas, nutrientes y microorganismos patógenos.

La ubicación urbana de la mayor parte de los rastros municipales han creado condiciones ambientales adversas, particularmente a los cuerpos de agua y suelo; además, las actuales condiciones económicas de los municipios que son los responsables de administrar los rastros en México, no permiten acceder con facilidad a los sistemas comerciales para tratar este tipo de residuos generados. Se hace apremiante, entonces, la incorporación de soluciones ambientales que, además de mejorar los niveles de gestión ambiental, sean viables a dichas condiciones.

El tratamiento de efluentes de rastro, usando procesos anaerobios, ha despertado interés debido a la posibilidad de reducir los costos de inversión y operación involucrados en el tratamiento de efluentes concentrados con componentes complejos; sin embargo, se han reportado pocas experiencias. Considerando que la literatura científica cuenta con pocos estudios que aborden el proceso de digestión anaerobia de efluentes de rastro, el presente trabajo pretende realizar una evaluación de la aplicación de este proceso al tratamiento a las aguas residuales generadas en el rastro municipal de Tizayuca, Hidalgo, con el fin de determinar los parámetros cinéticos de remoción de carga orgánica presente en

este tipo de agua residual, en aras de establecer las bases de diseño de un sistema de Tratamiento de Aguas Residuales.

## **Hipótesis**

El análisis cinético de un FAFA durante el tratamiento del agua residual generada en el rastro municipal de Tizayuca Hidalgo, permitirá establecer los parámetros cinéticos y los fundamentos técnicos de operación del proceso.

## **Objetivo general**

Evaluar la eficiencia de un Filtro Anaerobio de Flujo Ascendente para tratar aguas residuales de rastro municipal para la obtención de los parámetros cinéticos y de operación del biofiltro.

## **Objetivos particulares**

- Establecer el estado del arte en cuanto a las técnicas del tratamiento de las aguas residuales de rastro.
- Realizar la caracterización del agua residual del rastro de Tizayuca, Hidalgo.
- Identificar las condiciones óptimas de estabilización de un FAFA a nivel laboratorio.
- Efectuar pruebas en lote y continuo bajo diferentes condiciones de operación.
- Determinar los parámetros cinéticos, utilizando un modelo que mejor represente la degradación de la materia orgánica.
- Establecer las condiciones óptimas de operación del FAFA



## Capítulo I

### Descripción de la problemática y gestión ambiental

#### I.1. Situación actual del agua y del manejo de las aguas residuales en México

México es un país con una superficie de 2,000,000 km<sup>2</sup> y una población mayor a los 104 millones de habitantes. El volumen anual de precipitación es de 1,489 km<sup>3</sup> y el escurrimiento promedio anual es de 329 km<sup>3</sup>. Se estima que por habitante, el agua renovable del suelo alcanza los 70 km<sup>3</sup> al año. La disponibilidad anual de agua por habitante es de aproximadamente 4,288 km<sup>3</sup>, dos veces mayor al promedio mundial. Sin embargo es escasa en la parte norte y abundante en la región sur (CONAGUA, 2010).

La disponibilidad de agua por habitante en México varía de región a región y depende tanto de la precipitación promedio anual como de la concentración de la población. En las regiones con menos agua pero con mayor índice de población, la disponibilidad de agua por habitante varía entre 165 y 1,642 m<sup>3</sup>/año. En contraste, en aquellas regiones que cuentan con más agua y menos población, la disponibilidad de agua por habitante varía entre 9,969 y 24,043 m<sup>3</sup>/año.

Hacia el 2009 se estimó que el total del agua aprovechada en México era de aproximadamente 230.5 km<sup>3</sup>. De esta cifra, 150.7 km<sup>3</sup> (65.4%) fueron dedicados a la generación de energía hidroeléctrica y 79.8 km<sup>3</sup> a otros usos, entre los que destacan: 26.5% para la agricultura, 4.9% para consumo humano, 1.4% para uso industrial y 1.8% para la acuicultura (CONAGUA, 2010). En la actualidad, la extracción promedio anual de agua subterránea representa aproximadamente un 50.2% del total anual del agua renovable en México. Este porcentaje podría establecer que existe un manejo sustentable del recurso hídrico, sin embargo, esta cifra no refleja los problemas de escasez y contaminación que se observan en la mayoría de las cuencas y mantos acuíferos.

En el 2008, el volumen total de aguas residuales generadas en México se calculó en 7.44 km<sup>3</sup>, de los cuales 6.56 km<sup>3</sup> llegaron a los sistemas de alcantarillado. Las 1,833 plantas en operación trataron 2.64 km<sup>3</sup>, es decir el 60% de las aguas

residuales generadas en México fueron descargadas a ríos, lagos y mares sin ningún tipo de tratamiento (CONAGUA, 2009).

En el 2008, la Comisión Nacional del Agua realizó una evaluación de calidad del agua a 344 cuerpos superficiales en México, clasificando a diecinueve cuencas hidrológicas como fuertemente contaminadas en por lo menos algún parámetro utilizado para dicha evaluación (CONAGUA, 2010). La contaminación del agua ejerce un impacto muy severo sobre la salud pública en México; se estima que el costo de los efectos en la salud por las enfermedades gastrointestinales es de 3,600 millones de dólares (Rodríguez-Tapia y Morales-Novelo, 2000). Las enfermedades gastrointestinales que resultan del consumo de agua contaminada constituyen a la cuarta causa más importante de mortalidad infantil (León-Diez, 2006).

Los problemas relacionados con el manejo del agua son cada vez más complejos; el constante crecimiento demográfico, los serios problemas relacionados con la falta de saneamiento, así como las frecuentes y altas inversiones en infraestructura conducen a la búsqueda de nuevas perspectivas técnicas, económicas, políticas y sociales para la solución de dicha problemática.

## **I.2. Gestión ambiental de los rastros municipales**

### **I.2.1. Los rastros municipales en México**

En particular, los rastros municipales en México son una fuente importante de contaminación ambiental, además de los grandes volúmenes de agua residual que generan también desechan una considerable cantidad de residuos sólidos y semisólidos fácilmente putrescibles, como estiércol, rumen, grasa y sangre. Más del 97.5% de estos establecimientos municipales no cuentan con sistema para el tratamiento de aguas residuales que generan durante el sacrificio de animales (Vallejo-Rodríguez, 2007).

El rastro tiene el objetivo de proporcionar áreas e instalaciones para la matanza, conservación y distribución de carne y productos cárnicos en condiciones adecuadas de higiene (Guerrero y Ramírez, 2004). Se estima que durante el 2009,

el total de cabezas de ganado sacrificadas en México fue de poco más de 7.5 millones, de las cuales el 58.3% eran de tipo porcino, el 38.1% bovino, 2.1% ovino y el restante 1.5% correspondió al caprino. La producción de carne en canal resultó de 998,901 toneladas, contribuyendo con el 68.6% la del ganado bovino, porcino 30.8%, ovino 0.4% y la caprina con 0.2 por ciento (INEGI, 2010).

El sacrificio del ganado bovino y porcino en México se realiza principalmente en rastros municipales debido a que los costos de sacrificio por animal son menores entre un 30-50% con respecto a los rastros Tipo Inspección Federal (TIF) (Moreno-García, 2006). Los rastros TIF están localizados en las zonas productoras y observan normas estrictas de matanza, manejo e higiene de la carne en el rastro y en la comercialización de la misma según la NOM-194-SSA1-2004. En cambio, los rastros municipales están localizados en los centros urbanos, no observan normas de matanza, manejo e higiene de la carne en el rastro (Figura I.1) y tampoco durante su transporte a los detallistas en carne y en vísceras (Tapias y García de Siles, 1994).



**Figura I.1.** Canal porcina de un rastro municipal

En el 2009, el Instituto Nacional de Estadística y Geografía estimó que del consumo total de carne en México, alrededor del 44% corresponde a carne de bovino. Además, durante este período de estudio, se registró que el consumo de carne de bovino promedio anual per cápita en México es de 15 kg (INEGI, 2010; Salazar-Adams *et al*, 2006). Por lo antes expuesto, la industria de la producción de carne en México representa bienes de gran importancia en la economía.

### **I.2.2. Marco legal**

Los rastros en México constituyen un servicio público que debe ser prestado por los municipios según lo establecido en el artículo 115 de la Constitución Política de los Estados Unidos Mexicanos. Como cualquier otro servicio público, los municipios asumen la titularidad y la responsabilidad legal sobre la prestación del mismo, debiendo cumplir con el marco regulatorio y normativo existente en México, así como ofrecer un servicio a la comunidad, sin ánimo de lucro, que garantice mínimamente que el ganado no ha sido adquirido de manera ilícita, que es un ganado sano, que cumple con las normativas higiénico-sanitarias, que ha sido sacrificado y destazado de forma apropiada y que es transportado adecuadamente y comercializado en lugares apropiados para la venta final del mismo. Asimismo, es de su competencia que este proceso se lleve a cabo de acuerdo con la legislación ambiental y de manejo de residuos líquidos y sólidos (COFEPRIS, 2007).

Bajo este contexto, la operación y funcionamiento del servicio público del rastro está respaldado jurídicamente por algunas disposiciones legales. Algunas normas oficiales mexicanas que deben considerarse en un rastro se presentan en la Tabla I.1.

**Tabla I.1.** Principales normas reguladoras para rastros municipales en México

<b>Norma Oficial Mexicana</b>	<b>Descripción</b>
<b>NOM-001-SEMARNAT-1996</b>	Establece los límites máximos permisibles contaminantes en las descargas de aguas residuales en aguas y bienes nacionales.
<b>NOM-002-SEMARNAT-1996</b>	Establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales a los sistemas de alcantarillado urbano y municipal
<b>NOM-004-SEMARNAT-2003</b>	Protección ambiental. Lodos y biosólidos. Límites máximos permisibles
<b>NOM-127-SSA1-1994</b>	Agua para uso humano. Límites permisibles de calidad y tratamientos a que debe someterse para su potabilización
<b>NOM-194-SSA-2004</b>	Especificaciones sanitarias en los rastros municipales
<b>NOM-120-SSA1-1994</b>	Buenas prácticas de manufactura
<b>NOM-145-SSA1-1995</b>	Productos cárnicos troceados y curados
<b>NOM-008-ZOO-1994</b>	Especificaciones zoonosanitarias para la construcción y equipamiento de establecimientos para el sacrificio de animales y los dedicados a la industrialización de productos cárnicos
<b>NOM-009-ZOO-1994</b>	Proceso sanitario de la carne

### **I.2.3. Aspectos sanitarios y ambientales**

Aunque desde hace años se viene desarrollando algunas prácticas dirigidas a cumplir con el marco regulatorio y normativo existente en México para los rastros municipales, su aplicación ha sido limitada por factores de diversa índole. La ubicación es uno de los principales problemas que presentan estos establecimientos, debido a que la mayoría de éstos se han visto impactados por el crecimiento demográfico y por ende se encuentran hoy en día dentro de los centros urbanos. A dicha situación se agrega la carencia de equipo e

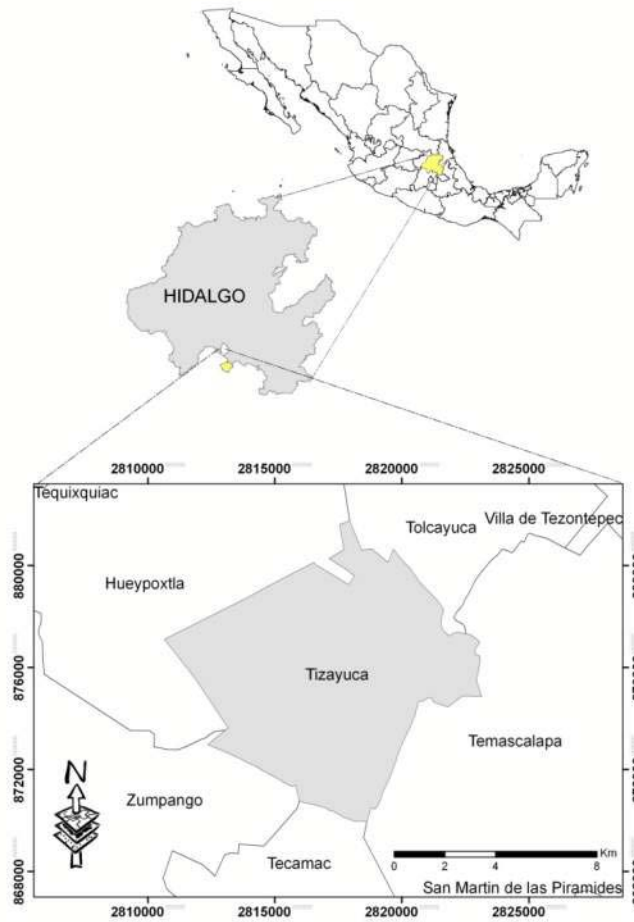
instalaciones, vertiendo los desechos producidos a desagües colectivos o directamente a los cuerpos de agua. Estos residuos generan un grave problema ambiental y de salud pública.

Por otro lado, el decremento en las condiciones sanitarias en muchos rastros en México, derivadas de la falta de instalaciones y equipo modernos, las malas condiciones de aseo en las mesas de trabajo y los vehículos en los que se transportan, los malos hábitos sanitarios de los trabajadores, la deficiente limpieza de utensilios e indumentaria de trabajo, la falta de aseo en los servicios sanitarios destinados al uso de los obreros del rastro y la falta de estrategias tendientes a evitar la proliferación de fauna nociva contribuyen a la contaminación exógena de la carne, constituyendo un peligro para la salud pública (COFEPRIS, 2006).

Conforme a lo expuesto anteriormente, resulta necesario diseñar nuevas estrategias en el área de gestión ambiental de los rastros, haciendo énfasis en la prevención de la contaminación como la principal opción para reducir las cargas contaminantes.

### **I.3. El rastro municipal de Tizayuca, Hidalgo**

El presente trabajo de investigación se llevó a cabo en el rastro municipal de Tizayuca, ubicado en el estado de Hidalgo. Este rastro proporciona servicio a las poblaciones y municipios conurbados de la capital del estado. La Figura 1.2 muestra la localización geográfica del área de estudio.



**Figura I.2** Localización geográfica del municipio de Tizayuca, Hidalgo

El rastro municipal de Tizayuca, Hidalgo requiere el uso de grandes volúmenes de agua para el lavado de la carne de canal, los pisos del área de matanza y la operación de las instalaciones a fin de cumplir con los requerimientos de higiene y sanidad establecidos en la normatividad vigente. La Tabla I.2 presenta el comportamiento mensual de la generación promedio de agua residual por día para el período de enero a diciembre de 2006.

**Tabla I.2** Generación promedio diaria de agua residual en el rastro de Tizayuca, Hidalgo durante el período de enero a diciembre de 2007 (López-López, 2009)

Período	Gasto medio diario de agua residual (m <sup>3</sup> d <sup>-1</sup> )
Enero	51.92
Febrero	46.15
Marzo	48.08
Abril	34.62
Mayo	50.00
Junio	51.92
Julio	46.15
Agosto	38.46
Septiembre	56.54
Octubre	51.92
Noviembre	53.85
Diciembre	61.54
<b>Generación promedio</b>	<b>49.3</b>

Por otro lado, la matanza promedio diaria del rastro de Tizayuca es de 50 reses y 68 cerdos (ver Tabla I.3); realizando, entonces, una estimación promedio de la cantidad de agua generada para cada tipo de animal procesado, la generación de agua residual durante el proceso de matanza y despojo de animales hasta ponerlos en canal es de 600 litros de agua por res y de 300 litros por cerdo (López-López *et al.*, 2010)

**Tabla I.3** Ganado sacrificado en el rastro de Tizayuca, Hidalgo durante el período de enero a diciembre de 2007 (López-López, 2009)

Período	Bovinos		Porcinos	
	Mensual	Promedio diario	Mensual	Promedio diario
Enero	1,411	54	1,812	70
Febrero	1,139	44	1,531	59
Marzo	1,254	48	1,553	60
Abril	1,248	48	2,027	78
Mayo	1,454	56	2,081	80
Junio	1,290	50	1,736	67
Julio	1,249	48	1,549	60
Agosto	1,314	51	1,712	66
Septiembre	1,287	50	1,890	73
Octubre	1,362	52	1,502	58
Noviembre	1,323	51	1,611	62
Diciembre	1,181	45	2,034	78
<b>Total</b>	<b>15,512</b>	<b>50</b>	<b>21,038</b>	<b>68</b>



Desafortunadamente, el rastro municipal de Tizayuca, Hidalgo no cuenta con un sistema de tratamiento para las aguas residuales que generan, descargando dichos efluentes al sistema de alcantarillado sin tratamiento alguno. Por lo tanto, existen evidencias que justifican la implementación de un sistema de tratamiento que contemple procesos técnica y económicamente viables para tratar este tipo de efluentes, además de contribuir en la mejora de las estrategias hasta ahora implementadas para la gestión ambiental de este establecimiento.

#### **I.4. Procesos para el tratamiento de aguas residuales de rastro municipal**

Además de generar grandes volúmenes de aguas residuales, los efluentes de los rastros municipales provocan altos niveles de contaminación debido a su elevado contenido en materia orgánica (DQO y DBO), sólidos suspendidos, grasas, nutrientes y microorganismos patógenos (Gutiérrez *et al.*, 2004). Tomando en cuenta las actuales condiciones económicas de los municipios, que son los responsables de administrar los rastros en México, la presente sección realiza una revisión bibliográfica de los estudios efectuados a nivel internacional a fin de describir las ventajas operacionales y económicas de las diversas tecnologías existentes para el tratamiento de este tipo de agua residual, que permita reducir la carga orgánica a niveles aceptados por la normatividad ambiental y que sea factible desde el punto de vista económico.

##### **I.4.1. Procesos fisicoquímicos**

Actualmente entre los procesos fisicoquímicos más utilizados para el tratamiento de agua residual de rastro están las unidades de Flotación de Aire Disuelto (DAF, por sus siglas en inglés) y la aplicación de algún coagulante, y los cuales son ampliamente utilizados para remover los sólidos suspendidos, coloides y las grasas presentes.

##### **- Procesos DAF**

En el proceso DAF, las burbujas de aire inyectado en el fondo del tanque transportan los sólidos ligeros y material hidrófobo, como lo son grasas y cebo, a la superficie donde las natas son evacuadas periódicamente. De Nardi y

colaboradores en el 2008 realizaron un estudio de tratamiento de agua residual de rastro a nivel laboratorio y concluyeron que la flotación de aire removió un 74% de la concentración inicial de sólidos suspendidos y un 99% de las grasas y aceites presentes en el agua residual.

En algunos casos se registra la adición de agentes coagulantes o floculantes (polímeros) en las unidades DAF para acelerar el proceso de espesamiento superficial de las proteínas y la floculación de las grasas. Las unidades DAF con agentes químicos pueden reducir la DQO de 32% a 90% y son capaces de remover grandes cantidades de nutrientes; sin embargo, se reportan algunos problemas de operación como la generación de lodos, los cuales requieren manejo especial y un tratamiento posterior y los elevados costos de inversión con respecto a otros procesos para las mismas capacidades (Johns, 1995).

#### - **Procesos de coagulación-floculación**

Aguilar y colaboradores en el 2005 efectuaron pruebas de tratabilidad a aguas residuales de rastro mediante la aplicación de coagulantes; los resultados de dicha investigación mostraron una eficiencia de remoción en el orden de 88% de DQO utilizando  $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ , mientras que cuando se utilizó  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  se encontró una eficiencia de remoción del 87%, para ambos casos la dosificación de los coagulantes fue de  $500 \text{ mg l}^{-1}$  en un agua residual con una concentración inicial de DQO entre  $3,980 \text{ mg l}^{-1}$  y  $7,125 \text{ mg l}^{-1}$ .

Por su parte, Amuda y Alade en el 2006 encontraron que la eficiencia de remoción de materia orgánica fue del 65% para ambos casos, cuando se aplicó una dosis de  $750 \text{ mg l}^{-1}$  de  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  y  $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ , para el tratamiento de aguas residuales de rastro con una concentración inicial de  $13,820 \text{ mg l}^{-1}$  a  $19,945 \text{ mg l}^{-1}$ .

#### **I.4.2. Procesos biológicos**

De manera general, los procesos biológicos utilizan microorganismos para la degradación de la materia orgánica presente en las aguas residuales. Este se divide en dos tipos: aerobio y anaerobio. En los procesos de tipo aerobio se difunde oxígeno que será necesario para la reproducción de los microorganismos

mediante un equipo de difusión o mecánico. El proceso de tipo anaerobio se caracteriza por la descomposición de la materia orgánica con ausencia de oxígeno molecular.

## - **Procesos biológicos aerobios**

### **A. Lagunas aireadas**

Las lagunas aireadas corresponden a grandes depósitos excavados de baja profundidad en los cuales se desarrolla una alta población de algas en la superficie que mediante fotosíntesis aportan oxígeno a la columna de agua. También puede utilizarse difusores o aireadores superficiales para suministrar oxígeno al proceso; éste es tomado por las bacterias aerobias para oxidar la materia orgánica. Massé y Masse en el 2000 describieron el tratamiento de agua residual de rastro en Quebec, Canadá mediante la operación de una laguna aireada de 1,000 m<sup>3</sup>; la concentración inicial de DBO del agua residual estuvo en el intervalo de 1,500 a 3,000 mg l<sup>-1</sup> y se mantuvo operando con un tiempo de retención hidráulico (TRH) promedio de 11 días. La concentración de DBO en el efluente de la laguna aireada se mantuvo por debajo de 50 mg l<sup>-1</sup>, registrándose una diferencia importante durante la temporada de invierno, donde la eficiencia de remoción se redujo hasta una concentración final en el efluente de 645 mg l<sup>-1</sup> debido a las condiciones de temperatura. En este trabajo se reporta una gran producción de lodo biológico, la necesidad del mantenimiento diario y de energía eléctrica para la aireación del sistema.

### **B. Filtros percoladores**

En los filtros percoladores, los microorganismos crecen sobre la superficie de un soporte en forma de película; el agua residual se introduce desde la superficie y gotea mientras el aire se permea a través del medio, suministrando con ello el oxígeno requerido para el tratamiento. El agua tratada es evacuada junto con una proporción considerable de biomasa, por lo cual debe ser transferida a un tanque de sedimentación donde los sólidos biológicos son separados. Asimismo, es necesario que se realice un tratamiento previo a la filtración biológica aeróbica

para remover las grasas, aceites y sólidos suspendidos del agua residual a fin de impedir que el sistema se obstruya.

Debido a las altas velocidades de carga orgánica (VCO) reportadas en la literatura para las aguas residuales de rastro, los filtros percoladores con recirculación incrementan la superficie de carga hidráulica sin aumentar la VCO. Una remoción global del 92 al 98 % de la DBO inicial fue reportada usando una VCO de 0.31 a 0.45 kg DBO m<sup>-3</sup>-d<sup>-1</sup>, a una proporción de recirculación de acerca de 5:1 durante el tratamiento de agua residual de rastro (Banks y Wang, 2005). Sin embargo, los requerimientos de oxígeno y los tiempos de tratamiento se incrementan paulatinamente con el incremento de la materia orgánica en el agua residual en este tipo de reactor (Vallejo-Rodríguez, 2007).

### **C. Lodos activados**

En el proceso de lodos activados, las aguas residuales se introducen en un reactor donde se mantiene un cultivo bacteriano aerobio en suspensión. Este proceso requiere una menor inversión de capital con respecto a los filtros percoladores y requiere de menor espacio que las lagunas de aireación. Massé y colaboradores en el 2003 mostraron que la utilización de un sistema de lodos activados de tipo secuenciales por lote alcanzó una remoción del 41-83% de la DQO inicial de las aguas residuales producidas en un rastro conteniendo un 4.1% de sólidos totales. Tal y como sucede en los filtros biológicos, el efluente de proceso de lodos activados tiene que ser sometido a un proceso de sedimentación de los sólidos biológicos.

#### **- Procesos biológicos anaerobios**

Los principales criterios que definen y diferencian a los procesos biológicos anaerobios son: el tipo de crecimiento celular (suspendido o sobre soporte), el tipo de flujo del reactor y los sistemas de retención y recirculación de biomasa al reactor (ver Tabla I.4).

**Tabla I.4** Procesos anaerobios basados en el tipo de reactor (modificado de Pérez-García *et al.*, 1997)

<b>Procesos anaerobios</b>	<b>Tipo de reactor</b>	<b>Crecimiento de biomasa</b>	<b>Separación de biomasa</b>	<b>Tipo de flujo</b>
	Reactor de contacto o convencional	Suspendida	Sedimentador externo	Ascendente y recirculación
	Reactor discontinuo y agitado		Ninguno	Ninguno
	Reactor continuo y agitado			Mezcla completa
	Reactor tubular		Separador trifásico interno	Flujo pistón
	Reactor UASB			Ascendente
	Reactor EGSB			Ascendente, mayor VCO
	Proceso ASBR		Separación en el mismo tanque	Ninguno
	Filtro Anaerobio		Fija o inmovilizada	Ninguno
	Reactor de lecho expandido	Soporte móvil y separador interno		Ascendente
	Reactor de lecho fluidizado			Ascendente
	Reactor híbrido	Suspendida y fija	Interno o externo	Ascendente
	CASBER		Separador externo	Ascendente y recirculación
	Laguna anaerobia		Ninguno	Horizontal

UASB: reactor de lechos de lodos anaerobios y flujo ascendente  
 EGSB: reactor de lechos de lodos granular expandido  
 ASBR: reactor por lotes secuencial anaerobio  
 CASBER: reactor de contacto con material de soporte

### A. Lagunas anaerobias

Las lagunas anaerobias son generalmente profundas, excavadas en el terreno y anaerobias en toda su profundidad, excepto en una estrecha franja cercana a la superficie. Los bajos costos operacionales y de mantenimiento, combinados con una alta eficiencia en la reducción de cargas contaminantes han contribuido a la utilización de este tipo de lagunas.

Se evaluó la eficiencia de tratamiento de agua residual de rastro en Estados Unidos mediante una laguna anaerobia con capacidad de 5,777 m<sup>3</sup>; los resultados de dicha evaluación demuestran que esta tecnología fue capaz de remover el 73.5% de la concentración inicial de DQO (4,891 mg l<sup>-1</sup>). Sin embargo, en este estudio se reconoce que las lagunas anaerobias requieren de un área importante para su construcción (Eastern Research Group Inc., 2009).

### **B. Reactor anaerobio de contacto**

El reactor anaerobio de contacto es esencialmente un reactor continuo y agitado con un tanque de sedimentación externo y un sistema de captura del biogás generado. Por lo regular este tipo de reactores no incorporan sistemas de retención ni recirculación de los microorganismos y la biomasa abandona el reactor junto con el efluente. Esto provoca una reducción de la concentración de ésta en el medio, aumentando el tiempo de tratamiento necesario para obtener la conversión deseada.

Ke y colaboradores en el 2005 reportaron la utilización de un reactor anaerobio de contacto para tratar aguas residuales de rastro con una VCO de 3 kg DQO m<sup>-3</sup>d<sup>-1</sup>, registrando una eficiencia de remoción del 92.6%. Sin embargo, fue necesaria la utilización de un clarificador posterior al reactor debido a que el efluente contenía altas concentraciones de sólidos suspendidos totales.

### **C. Reactor anaerobio de flujo ascendente y manto de lodos**

El reactor anaerobio de flujo ascendente y manto de lodos (UASB, por sus siglas en inglés) es un sistema de crecimiento suspendido en el cual se mantienen condiciones hidráulicas y de VCO para facilitar la formación de agregados de biomasa, conocida como gránulos o pellets. Este tipo de reactor cuenta con un dispositivo de separación gas-líquido-sólido, por medio de campanas colectoras situadas en su parte alta, mediante la cual se consigue la sedimentación de los flocúlos de tamaño pequeño que ascienden adheridos a las burbujas del biogás.

Caldera y colaboradores en el 2005 estudiaron el comportamiento de un reactor UASB para el tratamiento de agua residual de una industria cárnica de 4 l bajo

condiciones mesofílicas (37 °C), en el cual se obtuvo un porcentaje de remoción de DQO de 80% para una VCO de 9.98 kg DQO m<sup>-3</sup>d<sup>-1</sup> a un TRH de 24 h. En el citado estudio se encontró que el incremento de la VCO influyó significativamente sobre eficiencia del sistema, de forma tal que a mayor VCO, la remoción de la materia orgánica fue menor aunado con un aumento en la concentración de los ácidos grasos volátiles (AGVs).

#### **D. Filtro anaerobio**

El proceso biológico en este digestor lo realiza la biomasa metanogénica que está retenida en el interior del reactor, mediante la adhesión en forma de biopelícula en los intersticios de un soporte inerte, que rellena el digestor y a través del cual se hace pasar el agua residual a depurar. Las ventajas al elegir este tipo de reactor radican en la tolerancia que presenta frente a amplias variaciones de la VCO aplicada (5-15 kg DQO m<sup>-3</sup>-d<sup>-1</sup>) y el relativo corto tiempo de retención hidráulico (TRH) (de 0.5 a 4 días); este proceso no requiere de un sistema de sedimentación y resiste a cambios ligeros de pH y temperatura (Ghaniyari *et al*, 2009).

López-López y colaboradores en el 2008 utilizando agua residual de rastro mediante un filtro anaerobio con una VCO en un intervalo de 3.7 – 16.5 kg DQO m<sup>-3</sup>d<sup>-1</sup>, registrarán eficiencias de remoción que variaron entre 50% y 80%. Por su parte, Ruiz y colaboradores en el 1997 reportan eficiencias de remoción hasta del 81% en un reactor de filtro anaerobio tratando aguas residuales de rastro con un intervalo de operación de VCO de 1 – 6.5 kg DQO m<sup>-3</sup>d<sup>-1</sup> a TRH desde 0.5 hasta 7.1 días.

Debido a su capacidad de retener altas concentraciones de biomasa, el filtro anaerobio es un proceso que ha recibido especial atención en el tratamiento de aguas residuales de VCO elevada; su aplicación para tratar una gran variedad de aguas residuales industriales y domésticas (Ghaniyari *et al.*, 2009; López-López *et al.*, 2007; Mittal, 2006; Kapdan, 2005), así como las ventajas presentadas anteriormente, permiten respaldar el empleo de este reactor para el tratamiento de aguas residuales de rastro municipal.

## Capítulo II

### Marco teórico de la digestión anaerobia

En el primer capítulo se ha dado una breve explicación acerca de la problemática ambiental derivada de la generación de aguas residuales en los rastros municipales, además de describir los principales procesos de tratamiento orientados a buscar soluciones al tratamiento de este tipo de efluentes residuales.

Bajo este contexto, el proceso de digestión anaerobia, pareciera ser el más idóneo para tratar las aguas residuales generadas en los rastros municipales, al reunir condiciones de sustentabilidad; es decir, reduce la mayor cantidad de contaminantes presentes en agua residual a los menores costos, además de permitir la posibilidad de aprovechar el biogás generado en el proceso como fuente de energía.

El presente capítulo se enfoca en la descripción de los fundamentos teóricos acerca de la digestión anaerobia, reconociendo los principales microorganismos que participan, sus interacciones y respectivos metabolismos. También se presentan los principales factores ambientales que garantizan el buen desempeño del proceso de digestión anaerobia y de los compuestos que pueden resultar tóxicos para éste; además de presentar los principales modelos cinéticos de degradación de la materia orgánica por vía anaerobia.

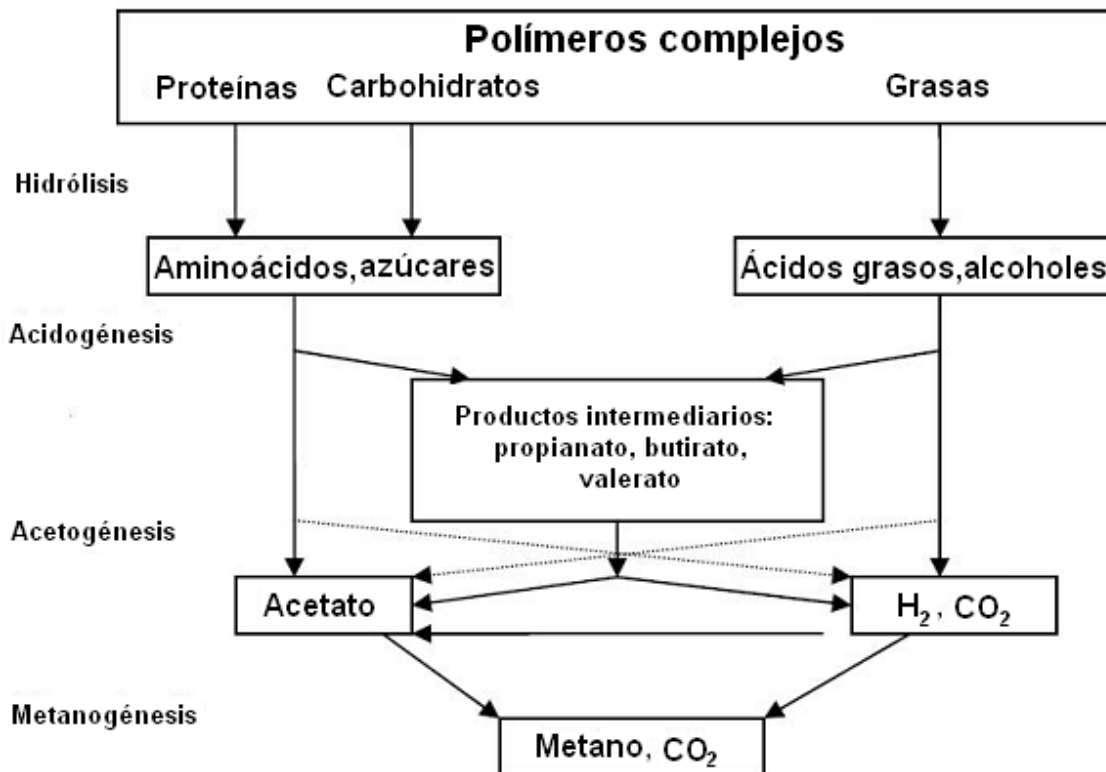
#### II.1. Descripción del proceso de digestión anaerobia

La digestión anaerobia es un proceso biológico degradativo en el cual el material orgánico presente en el agua residual es convertido en biogás, constituido principalmente por  $\text{CH}_4$  y  $\text{CO}_2$  con concentraciones menores de  $\text{N}_2$ ,  $\text{NH}_3$ ,  $\text{H}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$  (usualmente menores al 1% en relación al volumen total del biogás generado). La degradación anaerobia se lleva a cabo mediante un consorcio de bacterias en ausencia de oxígeno, donde el 90% de la energía disponible por oxidación directa se transforma en biogás, consumiéndose solo el 10% en crecimiento bacteriano.

De acuerdo con Borja y colaboradores en el 2005, la digestión anaerobia ocurre en cuatro etapas básicas: hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis.



Estas etapas se encuentran ligadas entre sí ya que los productos de una etapa son empleados en la siguiente (ver Figura II.1).



**Figura II.1** Diagrama del proceso de digestión anaerobia

#### 4.2.2. Hidrólisis

El proceso de digestión anaerobia inicia con la hidrólisis de la materia orgánica compleja, como son los carbohidratos, grasas y proteínas que se encuentran en solución o suspendidas, las cuales son transformadas en sus unidades básicas, es decir azúcares (carbohidratos simples), ácidos grasos y aminoácidos, mediante el metabolismo de bacterias hidrolíticas y la acción de las enzimas extracelulares, liberándose también CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub> (Fuentes *et al*, 2008).

#### 4.2.3. Acidogénesis

En la segunda etapa, conocida como la etapa de acidogénesis, la pared celular de las bacterias acidogénicas actúa como un tamiz, permitiendo separar las partículas de mayor tamaño en el exterior de la célula, mientras que la membrana

selecciona y guía el material hacia el interior de la misma. Las bacterias acidogénicas utilizan parte de la materia orgánica soluble para la obtención de energía, mientras que la fracción restante es transformada en productos intermediarios como el H<sub>2</sub> y los AGVs. Estos ácidos orgánicos son series de cadenas cortas de ácidos grasos y varían en longitud desde el ácido fórmico con un solo carbono por mol, hasta el ácido octanóico que cuenta con ocho átomos de carbono por mol (Cirne *et al.*, 2007).

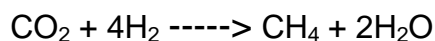
#### 4.2.4. Acetogénesis

Los ácidos grasos producidos en la etapa anterior son oxidados parcialmente por otro grupo de bacterias llamadas acetogénicas, quienes transforman estos compuestos principalmente a ácido acético, además de H<sub>2</sub> y CO<sub>2</sub>. Para que un proceso de digestión anaerobia sea estable, los ácidos orgánicos deben ser consumidos con la misma rapidez con la que son producidos (Masse *et al.*, 2002).

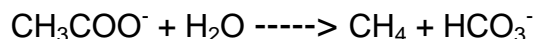
#### 4.2.5. Metanogénesis

Tanto el ácido acético como el H<sub>2</sub> son la materia prima para el crecimiento de las bacterias más importantes del proceso de degradación anaerobia, la metanogénesis. En esta etapa, las bacterias metanogénicas estrictamente anaerobias, metabolizan el ácido acético y el H<sub>2</sub> para formar productos gaseosos cuyos componentes fundamentales son el CH<sub>4</sub>, y CO<sub>2</sub> (Palatsi *et al.*, 2010).

En función al precursor que sea utilizado, la etapa de metanogénesis se lleva a cabo por dos rutas: en la primera el H<sub>2</sub> es usado como donador de electrones, mientras que el CO<sub>2</sub> o HCO<sub>3</sub><sup>-</sup> se utilizan como aceptores, para formar CH<sub>4</sub> y agua.



En la segunda vía, el acetato (CH<sub>3</sub>COO<sup>-</sup>) se rompe y forma CH<sub>4</sub> a través de la reacción acetoclástica.



## II.2. Microbiología anaerobia

Los procesos anaerobios se caracterizan por tener consorcios bacterianos muy complejos; sin embargo, las principales interacciones se dan entre el reino Bacteria y el Archaea. De acuerdo con Grady y colaboradores en el 1999, los microorganismos encargados de la descomposición anaeróbica de la materia orgánica están conformados principalmente por dos grupos:

- a) Bacterias formadoras de ácido
- b) Bacterias formadoras de CH<sub>4</sub>

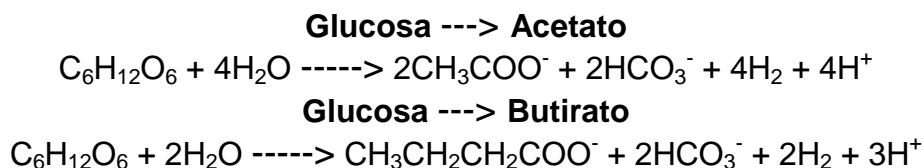
Cada uno de estos grupos de bacterias pueden clasificarse en dos tipos: bacterias acidogénicas y bacterias acetogénicas que pertenecen al grupo de las bacterias formadoras de ácido, y las bacterias metanogénicas hidrogenófilas y bacterias metanogénicas acetoclásticas dentro del grupo de las bacterias formadoras de CH<sub>4</sub>.

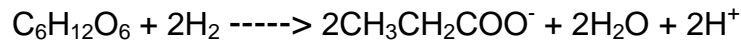
### II.2.1. Bacterias formadoras de ácido

El grupo de bacterias formadoras de ácido tiene la capacidad de subsistir en un amplio rango de condiciones; estos microorganismos pueden vivir en ambientes de pH moderadamente ácidos o alcalinos (de 3.8 a 8.0), soportan temperaturas que van desde un ambiente cálido hasta condiciones de congelamiento, pueden reproducirse en minutos, de manera que pueden lograr su duplicación en 30 minutos (Leclerc *et al*, 2001).

#### - Bacterias acidogénicas

Las bacterias acidogénicas se encargan de fermentar glucosa para producir CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub> y ácidos como el acético, propiónico y butírico. Dependiendo de la concentración de H<sub>2</sub> que exista en el proceso, puede llevarse a cabo alguna de las siguientes reacciones:



**Glucosa ---> Propionato**

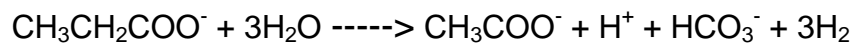
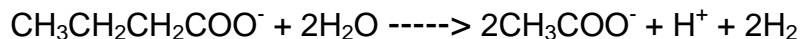
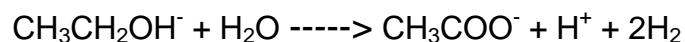
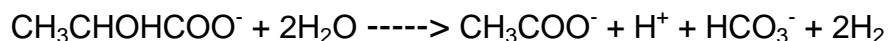
Algunos géneros más representativos de las bacterias acidogénicas son *Butyivibrio*, *Clostridium*, *Ruminococcus*, *Acetovibrio*, *Eubacterium*, *Peptococcus*, *Lactabacillus* y *Streptococcus*.

**- Bacterias acetogénicas**

Los ácidos grasos de bajo peso molecular, como lo son los propionatos y butiratos, son productos intermedios que no pueden ser catabolizados por las bacterias metanogénicas. El catabolismo del butirato lo pueden realizar algunas bacterias como lo son las *Syntrophomonas wolfei* procesando por vía de I $\beta$  - oxidación para producir acetato e H<sub>2</sub> (Souza *et al.*, 2007). Por su parte, la oxidación del propionato es generada por bacterias como la *Syntrophobacter wolinii* produciendo ácido acético y CO<sub>2</sub> con formación de H<sub>2</sub> o ácido fórmico (Chen *et al.*, 2005).

Los microorganismos que oxidan butirato y propionato a acetato e H<sub>2</sub> crecen muy lentamente, en especial en presencia de bacterias metanogénicas. El tiempo de duplicación para las *Syntrophomonas wolfei* es cercano a tres días y para las *Syntrophobacter wolinii* es de 7 días.

A continuación se presentan algunas de las reacciones que llevan a cabo las bacterias acetogénicas más comunes:

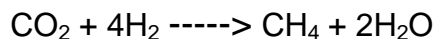
**Propionato ---> Acetato****Butirato ---> Acetato****Etanol ---> Acetato****Lactato ---> Acetato**

### II.2.2. Bacterias formadoras de CH<sub>4</sub>

Las bacterias formadoras de CH<sub>4</sub> aprovechan los AGVs que forman las bacterias acetogénicas, reduciendo estos compuestos a CH<sub>4</sub>, y CO<sub>2</sub>. Estos microorganismos son anaerobios estrictos, por lo que requieren la ausencia del oxígeno en el proceso. Las condiciones a las cuales las bacterias formadoras de CH<sub>4</sub> se pueden adaptar son más restringidas; el intervalo de pH al que pueden sobrevivir se encuentra entre 6.0 y 8.0, sin embargo su pH óptimo se encuentra entre 7.0 y 7.2. Soportan condiciones de temperatura entre 20°C y 42°C, aunque la máxima producción de CH<sub>4</sub> se ha observado en los 35°C. Este grupo de bacterias sólo se duplican una vez cada 3 o 5 días; este lento crecimiento constituye una de las bases más importantes para en los procesos anaerobios en general (Appels *et al*, 2008).

#### - Bacterias metanogénicas hidrogenófilas

Las bacterias metanogénicas hidrogenófilas utilizan el H<sub>2</sub> producido en la oxidación anaerobia para reducir el CO<sub>2</sub> a CH<sub>4</sub>, de acuerdo con la reacción:



Esta reacción proporciona una doble ventaja al producir CH<sub>4</sub> y eliminar el H<sub>2</sub> gaseoso. Las bacterias formadoras de CH<sub>4</sub> pueden ser adversamente afectadas por la acumulación de H<sub>2</sub>, por lo cual es importante mantener un bajo nivel de H<sub>2</sub> para que estas especies contribuyan eficientemente a la conversión del sustrato.

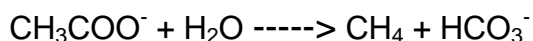
#### - Bacterias metanogénicas acetoclásticas

Las bacterias metanogénicas acetoclásticas son las que producen CH<sub>4</sub> a partir del ácido acético. Su tiempo de duplicación es lento con valores de 2 a 3 días. Normalmente alteran el pH del medio debido a la eliminación de ácido acético y la producción de CO<sub>2</sub> que al disolverse forma una solución amortiguadora de bicarbonato.

Los principales exponentes de las bacterias metanogénicas acetoclásticas son del género *Methanosarcina* y *Methanosaeta* (*Methanothrix*). Las bacterias

---

metanogénicas acetoclásticas son vulnerables a la competencia de la hidrogenofilicas (Zhang *et al.*, 2006).



### II.3. Factores ambientales que modifican el proceso anaerobio

La degradación anaerobia, al igual que cualquier proceso, es susceptible a un cierto número de factores que pueden alterar la estabilidad y eficiencia del mismo. A continuación se presentan los más importantes, como los son el pH, temperatura, alcalinidad, AGVs, contenido de nutrientes, inhibidores, VCO y tiempo de retención.

#### II.3.1. pH

Diversos estudios señalan que el pH afecta fundamentalmente en la actividad enzimática de los microorganismos, ya que realiza cambios de estado en los grupos ionizables de las enzimas, como el carboxilo y el amino, permitiendo incluso la desnaturalización de la estructura proteica de las enzimas de los microorganismos anaerobios cuando existe un medio ácido (Chen *et al.*, 2008).

El pH dentro del proceso de digestión anaerobia está en función de la producción de AGVs y de la alcalinidad presente. Una sobrecarga orgánica causada por un aumento en la concentración de sustrato puede ocasionar que la velocidad a la que se producen los AGVs sea mayor que la velocidad de consumo de estos ácidos. La acumulación de AGVs conduce a la inhibición de las bacterias metanogénicas hidrogenófilas, acumulando el H<sub>2</sub> e inhibiendo a las bacterias metanogénicas acetoclásticas, lo que cierra un círculo de inestabilidad que lleva a la acidificación del proceso (Saleh y Mahmood, 2003).

Por tal motivo, para que el proceso se desarrolle de forma satisfactoria, el pH debe estar en torno a la neutralidad, dentro de un intervalo de 6 a 8.3. Sin embargo, el pH no se considera una buena variable de control del proceso de digestión anaerobia por resultar demasiado lenta: una vez identificada una variación importante en el pH, la inestabilidad del sistema podría ser irreversible. No obstante, el monitoreo constante de las concentraciones de los AGVs y la

alcalinidad presente puede ser una opción viable para la evaluación de la estabilidad del proceso de digestión anaerobia.

### **II.3.2. Temperatura**

La temperatura es uno de los factores ambientales que afectan el crecimiento y la supervivencia microbiana. Puede afectar a los microorganismos vivos de dos maneras diferentes. A medida que la temperatura aumenta, la actividad enzimática se acelera y por tanto el crecimiento microbiano se ve favorecido. Sin embargo por arriba de 60°C, las proteínas, los ácidos nucleicos y otros componentes celulares pueden dañarse irreversiblemente (Bougrier *et al.*, 2006). Por otro lado, cuando la temperatura se encuentra por debajo de 10°C, la actividad metabólica se reduce de manera significativa. Cabe señalar que a pesar de que no exista actividad metabólica a baja temperatura, las bacterias no sufren daño alguno.

La temperatura óptima del proceso anaerobio es aquella a la cual el crecimiento de los microorganismos es máximo; esto se ve reflejado en la producción de biogás y en la capacidad del sistema en mantener el pH en las condiciones óptimas. Los microorganismos anaerobios han demostrado mayores eficiencias de remoción a temperaturas entre 32-36 °C cuando operan en el régimen mesofílico y de 55°C cuando se trabaja en condiciones termofílicas (Choorit y Wisarnwan, 2007).

### **II.3.3. Alcalinidad**

La alcalinidad es una medida del contenido de carbonatos, bicarbonatos e hidróxidos de calcio, magnesio, sodio y potasio fundamentalmente; se expresa como mg CaCO<sub>3</sub> l<sup>-1</sup>, y representa la capacidad tampón del contenido del digester. Un digester con una alcalinidad superior a 1,000 mg l<sup>-1</sup> (a pH 6.0), representa una buena capacidad de respuesta frente a rápidos aumentos en el contenido de ácidos volátiles (Wen *et al.*, 2007). Siles y colaboradores en el 2007 establecen que para un valor de la alcalinidad comprendida entre 2,500 y 5,000 mg CaCO<sub>3</sub> l<sup>-1</sup> se obtiene un margen de operación seguro en el tratamiento anaerobio de aguas residuales con VCO hasta de 5,000 mg DQO l<sup>-1</sup>.

#### **II.3.4. Ácidos grasos volátiles**

El contenido de AGVs en el interior de un digestor es uno de los parámetros más útiles en el control del estado metabólico del proceso. Teniendo en cuenta que estos ácidos juegan un importante papel como intermediarios en la formación de CH<sub>4</sub>, la acumulación de alguno de ellos indica la modificación de las condiciones metabólicas en el digestor y por tanto un descenso en el valor del pH.

El límite de concentración de AGVs para que el proceso sea estable varía según los datos encontrados en la bibliografía; pueden estar entre los 200 mg l<sup>-1</sup> y los 2,000 mg l<sup>-1</sup> (referido al ácido acético), concentración a la que se inhiben las bacterias metanogénicas pero no así las acidogénicas (Méndez-Acosta *et al.*, 2008). No obstante, estos valores pueden ser mayores, pues se han llegado a registrar concentraciones de 5,000 mg l<sup>-1</sup> manteniendo estabilizado el proceso mediante el control del pH (Borja *et al.*, 1998).

#### **II.3.5. Contenido de nutrientes**

El proceso anaerobio se caracteriza, frente a procesos aerobios, por los bajos requerimientos de nutrientes debido fundamentalmente a los bajos índices de producción de biomasa. A pesar de ello, los microorganismos necesitan para su desarrollo el suministro de una serie de nutrientes, además de una fuente de carbono y de energía.

La falta de nutrientes como N, P, Na, K, Mg, elementos traza como Mo, Co, Ni, Se, W o Fe causan una disminución en la velocidad de crecimiento que puede llegar a ocasionar los mismos problemas que una inhibición por sustancias tóxicas. Se recomienda una relación promedio DQO:N:P de 600:7:1 la cual puede modificarse en función a la composición del agua residual (Mata-Álvarez, 2003).

#### **II.3.6. Inhibidores**

Existen determinadas sustancias orgánicas e inorgánicas que pueden resultar tóxicas incluso en concentraciones muy bajas. Para las sustancias inorgánicas, el nivel tóxico mínimo varía según actúen solos o combinados con otros compuestos



ya que algunas combinaciones tienen efectos sinérgicos mientras que otras presentan efectos antagónicos.

#### - Metales

La toxicidad de los metales depende de la forma química que asuma en el digestor anaerobio y de los niveles de pH. Lu y colaboradores en el 2009 señalan que los metales solamente causan fallas en el sistema anaerobio cuando se encuentran en forma de iones libres (en su forma soluble) y exceden ciertas concentraciones (Tabla II.1).

**Tabla II.1.** Concentraciones ( $\text{mg l}^{-1}$ ) de compuestos inorgánicos inhibitorios del proceso anaerobio (Adaptado de Fernández-Villagómez *et al.*, 2002)

Sustancia	Concentración total	Concentración Soluble
Cu	200	0.5
Cr <sub>VI</sub>	50 – 70	3
Cr <sub>III</sub>	200 – 260	-
Ni	180 - 420	2
Zn	30	1

Fernández-Villagómez y colaboradores en el 2002 mostraron que concentraciones bajas de metales en el reactor anaerobio pueden ser extremadamente tóxicas. Por su parte, Chipasa en el 2003 señala que altas concentraciones de metales solubles han llegado a detener completamente la producción de biogás en un sistema anaerobio. Para combatir la toxicidad por metales en el proceso de degradación anaerobia, éstos pueden precipitarse como sales de sulfato o sales de carbonato, excepto el hierro y el cromo (Chen *et al.*, 2008).

#### - Otros compuestos

Diversos compuestos orgánicos en pequeñas concentraciones como alcoholes, disolventes, antibióticos, fenoles, compuestos clorados ( $\text{CCl}_4$ ,  $\text{CHCl}_3$ ), detergentes, plaguicidas y algunos ácidos grasos de cadena larga (oleico, palmítico, esteárico) en grandes concentraciones, pueden inhibir la actividad de las bacterias metanogénicas (Loftin *et al.*, 2005; Gartiser *et al.*, 2007).

### **II.3.7. VCO y tiempo de retención**

La producción de biomasa en un proceso anaerobio está condicionada tanto por la concentración del sustrato en el medio, como por la velocidad a la que es suministrada; de ahí que otro factor que es necesario controlar en un proceso anaerobio es la VCO suministrada, que determina la cantidad de sustrato disponible por la biomasa presente en el reactor.

Cuando la concentración de sustrato es muy baja, los microorganismos la utilizan básicamente para el mantenimiento de la población existente y, en consecuencia, no existe producción de microorganismos. Por el contrario, cuando la concentración de sustrato es muy elevada se modifica la fuerza iónica del medio a la vez que el tamaño de la población no es suficiente para asumir la degradación del sustrato y se producen períodos de latencia (Khanal, 2008).

El tiempo de retención (TR) se define como el tiempo necesario para renovar todo el contenido del reactor en un proceso continuo. El tiempo de retención de sólidos (TRS) hace referencia al tiempo de permanencia de microorganismos en el reactor, mientras que el tiempo de retención hidráulico (TRH) se refiere al tiempo de retención de la alimentación en el reactor. En un reactor continuo y agitado, la velocidad con que se generan los microorganismos es igual a la velocidad con que son extraídos del reactor cuando éste alcanza el régimen estacionario, es decir, el TRH coincide con el TRS.

Dado que el crecimiento de las células microbianas anaerobias es lento, para mantener una concentración elevada de ellas en el reactor es necesario trabajar con elevados tiempos de residencia de sólidos. Este criterio ha servido de base para el diseño de los digestores anaerobios en los que se fomenta la adhesión microbiana sobre soportes internos.

### **II.4. Cinética de la digestión anaerobia**

Durante el proceso de digestión anaerobia, los microorganismos crecen gracias a la transformación de sustratos orgánicos e inorgánicos; mediante reacciones de óxido-reducción logran obtener la energía potencial almacenada en los enlaces y

esta se distribuye en la célula, ya sea que se canalice para su crecimiento o reproducción. A partir de los conceptos básicos relacionados con los procesos biológicos de degradación anaerobia, es posible entender el comportamiento microbiano y por tanto generar condiciones que favorezcan su crecimiento a fin de optimizar su desempeño.

#### II.4.1. Modelos matemáticos de cinética de consumo de sustrato

De acuerdo con Ramalho en 1996, la tasa de crecimiento de las bacterias en los procesos de digestión anaerobia es proporcional a la concentración de bacterias presentes y puede ser definida por la siguiente relación:

(II.1)

donde:

$r_g$  = Tasa de crecimiento de las bacterias (masa/volumen-tiempo).

$\mu$  = Tasa específica de crecimiento (tiempo<sup>-1</sup>).

$X$  = Concentración de microorganismos (masa/volumen).

Si la fuente de carbono o nutrientes estuvieran presentes en concentraciones restringidas, el crecimiento de las bacterias se limitaría. Experimentalmente se ha encontrado que el efecto de la limitante por sustrato o nutrientes se define utilizando la Ecuación propuesta por Monod (Liu *et al*, 2002).

(II.2)

donde:

$\mu_m$  = Velocidad específica máxima de crecimiento.

$S$  = Concentración del sustrato limitante (masa/volumen).

$K_s$  = Constante de velocidad media. Concentración de sustrato cuando la tasa de crecimiento máxima es la mitad (masa/volumen).

Sustituyendo el modelo cinético de Monod (Ecuación II.2) a la Ecuación que representa la tasa de crecimiento (Ecuación II.3), se tiene que:

(II.3)

En el proceso de digestión anaerobia, parte del sustrato es utilizado para el desarrollo de nuevas células (Jördening y Winter, 2005). La relación que describe la tasa de utilización de sustrato y la tasa de crecimiento viene dada por:

(II.4)

donde:

$Y$  = Coeficiente de rendimiento máximo, definido como el cociente entre la concentración de microorganismos que se desarrollan y la concentración de sustrato consumido (adimensional).

$r_{su}$  = tasa de consumo de sustrato (masa/volumen-tiempo).

Sustituyendo la Ecuación II.3 en la Ecuación II.4, resulta:

$$\text{-----} \tag{II.5}$$

donde  $\mu_m/Y$  es reemplazado por el término  $k$ , definido como la tasa de consumo máxima por unidad de masa de microorganismos. Finalmente la Ecuación que representa la tasa de consumo de sustrato utilizando el modelo cinético de Monod es:

$$\text{- ----} \tag{II.6}$$

**II.4.2. Modelos cinéticos de consumo de sustrato**

Borghei y colaboradores en el 2008, Kapdan en el 2005, Montenegro-Campos y colaboradores *en el* 2005 y Bernard y colaboradores 2001 reportan la utilización de otros modelos para la determinar la cinética de la degradación anaerobia (Tabla II.2).

**Tabla II.2.** Modelos cinéticos más utilizados en procesos anaerobios

Modelo	Ecuación
Primer Orden	
Monod	-----
Stover- Kincannon	-----
Segundo Orden (Grau)	—

### II.4.3. Determinación de los parámetros cinéticos

Por lo general, el análisis de la cinética se realiza sobre el proceso global de fermentación; no obstante, algunos trabajos hacen referencia únicamente a la etapa de solubilización y de formación de AGVs (Gavala *et al*, 2003). La velocidad a la cual la materia orgánica es removida durante el proceso de digestión anaerobia depende de la concentración del sustrato, que sirve como donador de electrones y de la velocidad de consumo del sustrato por el catalizador, en este caso la biomasa activa. La ecuación que describe el balance de materia para el cambio de concentración de sustrato en reactores anaerobios en régimen continuo:

$$\text{Acumulación} = \text{Entradas} - \text{Salidas} - \text{Consumo}$$

De esta forma, se tiene que:

$$V \frac{dS}{dt} = QS_0 - QS - V r_s \tag{II.7}$$

donde:

- V = Volumen del reactor.
- Q = Flujo de entrada y/o salida del reactor.
- S<sub>0</sub> = Concentración de sustrato de entrada.
- S = Concentración de sustrato de salida.
- X = Concentración de microorganismos.
- r<sub>s</sub> = Velocidad de consumo de sustrato.

Sustituyendo la tasa de consumo de sustrato del modelo cinético de Monod (Ecuación II.6) en la Ecuación de balance de sustrato (Ecuación II.7), se obtiene:

$$V \frac{dS}{dt} = QS_0 - QS - V \frac{\mu_{max} S X}{K_s + S} \tag{II.8}$$

considerando un reactor en estado estacionario (dS/dt = 0) y dividiendo toda la Ecuación por Q, la Ecuación II.8 se reduce a:

$$S_0 - S = \frac{\mu_{max} S X}{K_s + S} \tag{II.9}$$

donde:

$\Theta$  = Tiempo de retención hidráulico, definido como  $V/Q$ .

Simplificando la Ecuación II.9, se obtiene:

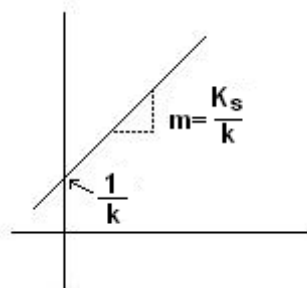
$$\frac{1}{S} = \frac{1}{K_s} + \frac{1}{k} \Theta \tag{II.10}$$

Finalmente, la Ecuación linealizada de modelo de Monod se obtiene mediante la aplicación del doble recíproco a la Ecuación II.10 (Bhunja y Ghangrekar, 2008).

$$\frac{1}{S} = \frac{1}{K_s} + \frac{1}{k} \Theta \tag{II.11}$$

La determinación de los parámetros cinéticos ( $k$  y  $K_s$ ) se realiza mediante la correlación de los datos experimentales, tal y como se muestra en la Figura II.2, de donde:

- La pendiente de la línea recta ( $m$ ) es  $K_s / k$ ;
- El intercepto en “y” es  $1 / k$



**Figura II.2.** Determinación de los parámetros cinéticos utilizando el modelo cinético de Monod.

La Tabla II.3 muestra las Ecuaciones linealizadas de los modelos de primer orden, de Monod, de Stover-Kincanon y de segundo orden para su utilización en la determinación de los parámetros cinéticos.

**Tabla II.3.** Ecuaciones linealizadas de los modelos cinéticos más utilizados en procesos anaeróbicos

Modelo	Ecuación Linealizada	Parámetros cinéticos
Primer Orden	—	$k_1$
Monod	— — — —	$k, K_s$
Stover- Kincannon	— — — —	$\mu_{max}, K_s$
Segundo Orden	— —	$k_2$

Adaptado de: Borghei *et al.* (2008); Kapdan (2005); Montenegro-Campos *et al.* (2005) y Bernard *et al.* (2001)

#### II.4.4. Cinética anaerobia en agua residual de rastro

En los últimos 50 años, diversos autores han estudiado una gran cantidad de modelos cinéticos con el objetivo de conocer el proceso de crecimiento microbiano y de consumo de sustrato. Estos estudios señalan que el comportamiento de las constantes cinéticas en el proceso de degradación anaerobia está en función a la complejidad del sustrato (Posada y Rosero-Noguera, 2007).

A pesar de la importancia del estudio de la cinética de degradación de la materia en efluentes de rastro municipal, ésta no ha sido completamente investigada; los primeros en abordar la cinética de digestión anaerobia en aguas residuales de rastro fueron Borja y colaboradores en el 1995, quienes estudiaron el comportamiento de los parámetros cinéticos del modelo de Monod en un reactor de lecho fluidizado. El resultado de esta investigación demostró que este modelo cinético mostró un buen grado de ajuste con los datos experimentales, y encontraron que los valores de los parámetros cinéticos fueron  $k= 1.2 \text{ d}^{-1}$ ,  $K_s=0.039 \text{ g l}^{-1}$ .

Posteriormente, Viraraghavan y Varadarajan (1996) estudiaron la cinética de degradación de la materia orgánica presente en las aguas residuales de rastro en un reactor de filtro anaerobio utilizando el modelo cinético de primer orden. Los

resultados mostraron que el comportamiento de la constante de degradación bajo diferentes temperaturas en el rango mesofílico varió desde un valor de  $0.12 \text{ d}^{-1}$  hasta  $0.92 \text{ d}^{-1}$ .

Los modelos cinéticos de primer orden, Monod y segundo orden fueron utilizados para representar el comportamiento de degradación de la materia orgánica en aguas residuales de rastro mediante la utilización de un reactor UASB (Moraes y Paula Junior, 2004). De todos los modelos que se probaron en este estudio, el modelo cinético de primer orden demostró ser el más apropiado de acuerdo al coeficiente de ajuste, registrando un valor de  $0.0409 \text{ h}^{-1}$  de la constante de degradación.

A fin de comparar el comportamiento cinético de la biomasa durante el tratamiento de agua residual de rastro, Debik y Coskun en el 2009 utilizaron dos reactores estáticos de lecho granular (SGBR), los cuales fueron operados a un TRH de 36 h a temperatura ambiente ( $22^{\circ}\text{C}$ ). Para ambos casos, los resultados muestran que el modelo de Stover-Kincannon tuvo un mayor grado de ajuste que el modelo de Grau-segundo orden; así mismo, el valor de las constantes cinéticas fue mayor en el reactor que contenía lodo completamente granular, situación se asocia con la eficiencia de remoción evaluada para ambos reactores.

## **II.5. Biogás**

### **II.5.1. Composición y propiedades del biogás**

El biogás producido por digestión anaerobia de aguas residuales con alta VCO es una mezcla de gases compuesta principalmente por  $\text{CH}_4$  y  $\text{CO}_2$ , con pequeñas cantidades de  $\text{H}_2$ ,  $\text{N}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{CO}$  y  $\text{NH}_3$ . El biogás es incoloro e inflamable. Dada la gran variabilidad en cuanto a la composición de los sustratos susceptibles a ser digeridos anaeróbicamente, la composición del biogás es muy variable. La Tabla II.4 presenta la composición aproximada y algunas propiedades físicas del biogás generado del proceso de digestión anaerobia.



**Tabla II.4.** Composición del biogás y propiedades de sus componentes

	<b>Biogás</b>	<b>CH<sub>4</sub></b>	<b>CO<sub>2</sub></b>	<b>H<sub>2</sub>S</b>	<b>H<sub>2</sub></b>	<b>N<sub>2</sub></b>
Intervalo (% en volumen)	100	55 - 80	20 - 45	0 - 0.1	0 - 10	0.5 - 3
Contenido energético (MJ/m <sup>3</sup> )	27	38	-	-	12	-
Intervalo explosivo (%V/V aire)	6-12	5 – 15	-	4 – 46	6 – 71	-
Densidad (g l <sup>-1</sup> a 0°C y 760 mm Hg)	1.09	0.72	1.98	1.54	0.09	-
Peso específico (referido al aire a 20°C)	-	0.55	1.52	1.18	0.07	0.97
Solubilidad en agua (% a 20°C)	-	3.38	87.8	258.2	1.82	1.54

### II.5.2. Utilización del biogás

El biogás tiene un poder calorífico comprendido entre 20 y 28 MJ/m<sup>3</sup>, siempre inferior al del CH<sub>4</sub> (37.3 MJ/m<sup>3</sup>) a causa de la presencia de gases inertes y del grado de saturación de agua. Puede utilizarse directamente o después de ser sometido a un proceso de purificación que elimine el CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S y vapor de agua, transformándose en un sustituto de gas natural con un 90 – 95% de CH<sub>4</sub>.

La purificación del biogás comprende una etapa de separación del sulfuro de hidrógeno que puede consistir en una retención de este gas en un lecho de hidróxido férrico o simplemente de esponja de hierro; una segunda etapa de absorción del gas carbónico con soluciones de hidróxido de sodio, carbonato potásico o de etanolaminas, y una etapa final de separación de la humedad por simple enfriamiento en un serpentín de agua fría y por absorción en una columna con glicol o un lecho adsorbente. (Rincón-Acelas, 2008)

Cuando se utiliza como fuente de calor (calefacción, cocina, entre otros), el biogás se quema en su estado original; si se dispone de una instalación previa de gas natural o propano, basta adaptar los quemadores a las características del biogás.

Por el contrario, cuando se destina a la generación de energía eléctrica o mecánica, es indispensable su purificación. Quesada y colaboradores en el 2007 en un estudio en el que compara distintas alternativas para la generación de energía eléctrica a partir del biogás, afirma que la potencia obtenida es mayor en función al porcentaje de metano contenido en el biogás mediante su purificación.

---

## Capítulo III

### Estudio en reactor por lote

#### III.1. Introducción

El tratamiento de las aguas residuales de rastro mediante procesos anaerobios ha despertado interés debido a la posibilidad de reducir los costos de inversión y operación involucrados en el tratamiento de efluentes concentrados con componentes complejos. A pesar de los esfuerzos de grupos de investigación para desarrollar e implementar sistemas de tratamiento anaerobios para efluentes de rastro, en la actualidad persisten los problemas a nivel de proceso y operación (López-López *et al.*, 2008; Mittal, 2006; del Pozo *et al.*, 2003).

Diversos métodos han sido propuestos con la finalidad de evaluar los procesos anaerobios, siendo el estudio de la actividad acidogénica y metanogénica los más utilizados para tal fin (Anzola-Rojas *et al.*, 2008; Miranda *et al.*, 2005; Ince *et al.*, 2001; Jawed y Tare, 1999). Dichas etapas se utilizan para evaluar el comportamiento de la biomasa bajo el efecto de compuestos potencialmente inhibidores como la acumulación de AGVs, y para establecer el grado de biodegradabilidad del sustrato (Torres-Lozada *et al.*, 2002; Chernicharo, 1997; Penna, 1991). El estudio de estos elementos y factores son herramientas útiles en la evaluación y optimización del proceso anaerobio en el tratamiento de aguas residuales.

El objetivo del presente capítulo fue evaluar los indicadores de la actividad acidogénica, acetogénica y metanogénica del proceso de tratamiento anaerobio de agua residual de rastro en un reactor por lote, con la finalidad de comprender la cinética de degradación de la materia orgánica presente en este tipo de efluentes.

#### III.2. Materiales y métodos

##### III.2.1 Muestreo del agua residual de rastro

El agua residual utilizada en esta investigación fue obtenida del rastro municipal de Tizayuca, Hidalgo. El punto de muestreo se realizó en un punto donde confluyen todas las alcantarillas internas de agua residual generadas en las

instalaciones del rastro. Muestras simples de agua residual fueron obtenidas durante una jornada de trabajo de baja actividad laboral para formar una muestra compuesta de 8 l, la cual se trasladó al laboratorio y se conservó en refrigeración a 4°C, para su análisis y utilización en la parte experimental. Los análisis fisicoquímicos y microbiológicos del agua residual de rastro se realizaron conforme a los métodos estandarizados por la APHA (1998), los resultados son presentados en la tabla III.1.

**Tabla III.1.** Caracterización del agua residual de rastro municipal en el reactor por lote

Parámetro	Unidad	Intervalo de valores	Desviación estándar	Método
pH	UP	7.7	0.1	Potenciómetro
Alcalinidad	mg l <sup>-1</sup>	1,500	98	Método 2320 B
DQO	mg l <sup>-1</sup>	4,783	241	Método 5220 D
DBO	mg l <sup>-1</sup>	2,733	69	Método 5210 B
G y A	mg l <sup>-1</sup>	300	13	Método 5520 D
ST	mg l <sup>-1</sup>	3,900	19	Método 2540 B
SST	mg l <sup>-1</sup>	1,900	279	Método 2540 D
SV	mg l <sup>-1</sup>	5,900	112	Método 2540 E
AGVs	mg l <sup>-1</sup>	344	22	
N <sub>org</sub>	mg l <sup>-1</sup>	627	130	Método 4500-N <sub>org</sub>
PO <sub>4</sub> <sup>-3</sup> -P	mg l <sup>-1</sup>	318	22	Método 4500 P
Coliformes Totales	NMP/100 ml	1.6 x 10 <sup>7</sup>	3 x 10 <sup>6</sup>	Método 9221 B
Coliformes Fecales	NMP/100 ml	9 x 10 <sup>4</sup>	4.3 x 10 <sup>2</sup>	Método 4500 E

Particularmente la determinación de la concentración de los principales AGVs, ácido acético, ácido propiónico y ácido butírico, fue llevada a cabo por Cromatografía de Gases con Detector de Ionización de Flama (CG-FID). La preparación y conservación de las muestras se realizó en base a la metodología propuesta por Park y colaboradores en el 2005. El análisis químico se realizó en

un CG-FID Marca Agilent Technologies, Modelo G1530A con una columna capilar DB-FAP (0.25 mm x 30 m) de la misma Marca Comercial, empleando helio como gas arrastre. Se inyectó un volumen de muestra de 0.5  $\mu\text{l}$  con un flujo de gas de 1 ml  $\text{min}^{-1}$  y una relación de split de 20:1. La temperatura inicial fue de 80°C por un minuto, y se incrementó hasta 120°C con una razón de cambio de 20°C por minuto. Posteriormente se incremento la temperatura hasta 205°C a una razón de cambio a 6°C por minuto. Los AGVs fueron identificados en un rango de tiempo de retención entre 5 y 11 min. La temperatura del inyector fue de 210°C y del detector de 240°C.

### III.2.2 Sistema experimental

Se utilizó un reactor de vidrio PYREX con capacidad de 2 l, acoplado a un sistema de mezclado y calentamiento. El control de mezclado se ajustó a 10 rpm para mantener una mezcla homogénea, la temperatura se mantuvo en  $30 \pm 2$  °C durante el tiempo que duró el experimento. El volumen de gas  $\text{CH}_4$  producido en el sistema se midió por el método de Mariotte (Rincón-Acelas, 2008); este método consiste en hacer pasar el biogás producido a través de una solución de NaOH 3M, a fin de capturar y convertir la fracción de  $\text{CO}_2$  presente en el biogás en  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  y posteriormente medir volumétricamente la fracción de  $\text{CH}_4$  producido. El dispositivo experimental se muestra en la Figura III.1.

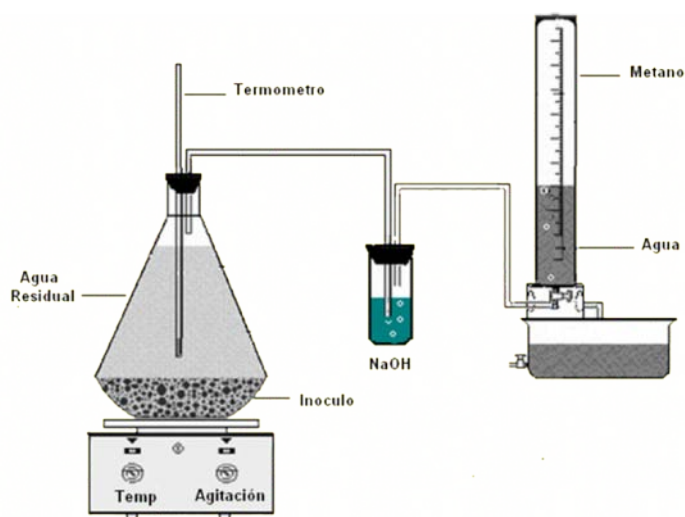


Figura III.1. Sistema experimental

### III.2.3. Arranque y Operación

El reactor se inoculó con 400 ml de lodo anaerobio proveniente de una planta de tratamiento de vinazas de tequila en operación y estabilizada, con una biomasa medida como Sólidos Suspendidos Volátiles (SSV) de  $5,900 \text{ mg l}^{-1}$ . Los microorganismos fueron expuestos al sustrato del agua residual durante 7 días para su aclimatación, durante este periodo de tiempo, la concentración de materia orgánica medida como DQO se incrementó gradualmente iniciando con una concentración del 10% con respecto a la concentración final del efluente, y se incrementó en un 30% cada dos días hasta alcanzar la concentración final de DQO presente en el agua residual. Una vez alcanzada la concentración final de la materia orgánica contenida en el efluente, se procedió a evaluar el proceso durante 27 días, realizando un muestreo cada 24 horas de los parámetros siguientes: pH, alcalinidad, AGVs, DQO y  $\text{CH}_4$ . El experimento concluyó una vez que las tasas de remoción de materia orgánica y producción de  $\text{CH}_4$  se redujeron considerablemente y permanecieron constantes a través del tiempo, además de observarse la formación de lodo granular en el fondo del reactor, criterios similares para finalización del proceso son descritos por Del Real y colaboradores en el 2009.

### III.2.4 Determinación de los parámetros cinéticos

Los parámetros cinéticos se determinaron utilizando el modelo de primer orden y el modelo de Lineweaver-Burke, tabla III.2. Estos modelos se basan en la evaluación de la velocidad de degradación de materia orgánica, a diferencia de los modelos tradicionales que utilizan la cinética de crecimiento microbiano (Borghei *et al.*, 2008).

**Tabla III.2.** Modelos utilizados para la determinación de los parámetros cinéticos para un reactor por lote.

Modelo	Ecuación diferencial	Ecuación Linealizada
Primer orden	—	
Lineweaver-Burke	—	- - - - -

Donde:

[S]= Concentración de sustrato (DQO en  $\text{mg l}^{-1}$ ).

$K_1$ = Constante de degradación ( $\text{d}^{-1}$ ).

$K_s$ = Constante media de la tasa de degradación ( $\text{mg l}^{-1}$ ).

$v$ = Tasa de degradación del sustrato ( $\text{mg l}^{-1}\text{min}^{-1}$ ).

$v_m$ = Tasa de degradación máxima del sustrato ( $\text{mg l}^{-1}\text{min}^{-1}$ ).

A partir de estos modelos, se identificará cual es el más adecuado para representar la degradación del sustrato de los efluentes en base al grado de ajuste de una correlación lineal del modelo con los datos experimentales.

### III.3. Resultados y discusión

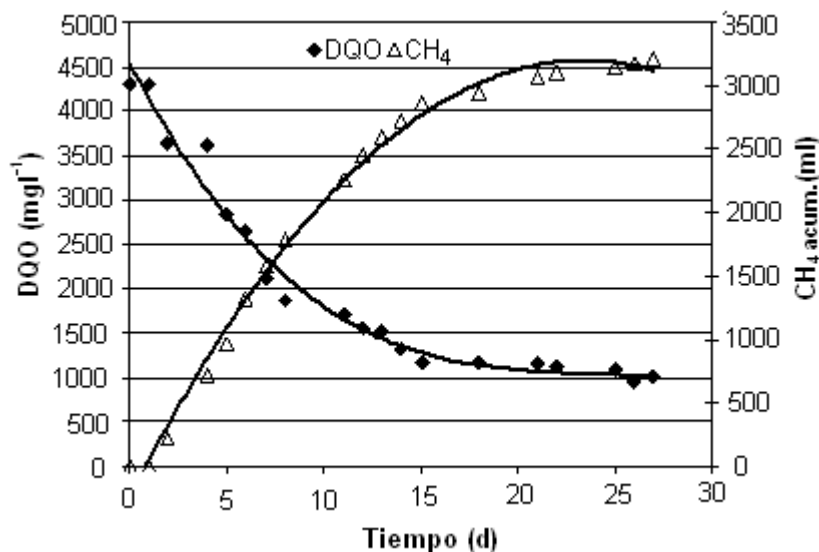
Los resultados y su discusión, derivan básicamente del monitoreo del DQO, pH, alcalinidad, AGVs y  $\text{CH}_4$  como las variables de respuesta de las etapas del proceso anaerobio en estudio.

#### III.3.1. Degradación de la materia orgánica y producción de $\text{CH}_4$

La Figura III.2 muestra la grafica de degradación de materia orgánica medida como DQO, además presenta un perfil de volumen acumulado de la producción de  $\text{CH}_4$ , ambos en función del tiempo. Estos resultados mostraron que la degradación de la materia orgánica es proporcional a la producción de  $\text{CH}_4$  en el sistema, el

cual coincide con un comportamiento congruente un proceso anaerobio (Malina *et al.*, 1992; Del Real-Olvera *et al.*, 2009).

Se logró una remoción total de al menos 75% de la materia orgánica durante los 27 días en que se realizó el experimento, este porcentaje de remoción corresponde a la fracción de materia orgánica de elevada biodegradabilidad. Estos resultados muestran una buena actividad metabólica del lodo anaeróbico empleado y que está asociada al alto grado de biodegradabilidad de materia orgánica presente en el agua residual (Behling *et al.*, 2004; Rodriguez *et al.*, 2002). Resultados similares han sido reportados por Pacheco y Magaña en el 2003 utilizando agua residual domestica y por Del Real-Olvera y colaboradores en el 2009 para efluentes de vinazas.



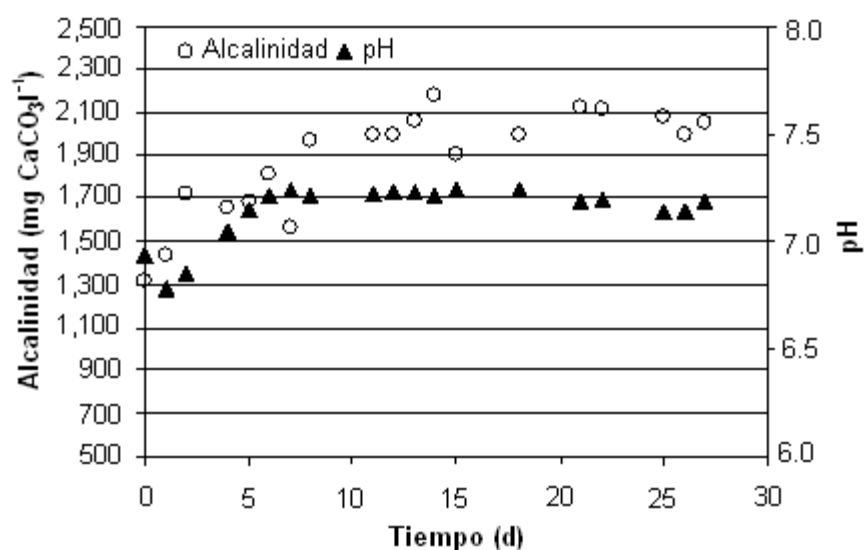
**Figura III.2.** Perfil de degradación de la materia orgánica y producción de CH<sub>4</sub>

Los resultados observados en relación al CH<sub>4</sub> mostraron que el sistema fue capaz de producir un volumen total de 3,215 ml durante los 27 días, periodo en el cual se removió 3,347 mg DQO l<sup>-1</sup>. Al final del período de estudio, se observó una caída en la producción de CH<sub>4</sub> debido a la reducción de la actividad metanogénica derivado de la carencia de sustrato biodisponible (Tchobanoglous y Burton, 2003; Kalyuzhnyi y Davlyatshina, 1997).



### III.3.2. pH y alcalinidad

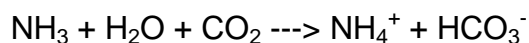
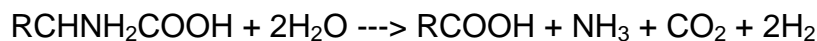
Una valoración del pH y alcalinidad se realizó durante este trabajo de investigación. La Figura III.3 muestra el comportamiento de estos parámetros durante el periodo experimental. El proceso inició con una alcalinidad de 1,310 mg  $\text{CaCO}_3 \text{ l}^{-1}$  el cual se incremento a un valor promedio de 2,000 mg  $\text{CaCO}_3 \text{ l}^{-1}$  a partir de octavo día; de manera proporcional se incremento el pH de 6.8 a un valor constante de 7.2. Estos valores se encuentran en los límites óptimos sugeridos para el desarrollo del proceso anaeróbica (Khanal, 2008; Behling *et al.*, 2004; Gerardi, 2003; Sawyer *et al.*, 2003).



**Figura III.3.** Comportamiento del pH y alcalinidad durante el período de estudio

El comportamiento de la alcalinidad y el pH muestra que el proceso fue capaz de producir la alcalinidad suficiente y equivalente de 690 mg  $\text{CaCO}_3$  para la neutralizar el efecto de los AGVs que se generan durante el proceso de digestión anaerobia, actuando como un sistema buffer (Cajigas-Ceron *et al.*, 2005; Campos y Flotats, 2003). Este fenómeno puede ser atribuido a la alta concentración de nitrógeno orgánico presente en el agua residual de rastro. De acuerdo con lo establecido por Khanal en el 2008, la degradación de la materia orgánica (CHONS), compuesta principalmente de proteínas (como la sangre presente en el agua residual de este estudio) libera amoníaco. Posteriormente este compuesto

reacciona con el  $\text{CO}_2$  producido durante el proceso anaerobio, dando lugar al bicarbonato de amonio, el cual contribuye a incrementar la alcalinidad del sistema de acuerdo a las reacciones siguientes:



### III.3.3. AGVs

La Figura III.4 muestra la evolución de la concentración de AGVs (ácido acético, propiónico y butírico) durante el tratamiento anaerobio. El perfil de los tres principales AGVs mostraron un comportamiento similar, en el cuarto día se observó la máxima concentración de ellos, siendo el ácido acético el AGV predominante en el proceso. Sawyer y colaboradores en el 2003 señalan un intervalo de concentración para el ácido acético en el efluente de 50 y 250  $\text{mg l}^{-1}$  como valores óptimos para el proceso de digestión anaerobia. Este trabajo de investigación registró una concentración máxima de ácido acético de 448.3  $\text{mg l}^{-1}$  durante la etapa acetogénica sin observar cambio alguno en la estabilidad del sistema. Dicha situación puede estar asociada a la neutralización de los AGVs debido a la alcalinidad del sistema, de acuerdo a lo señalado por Khanal en el 2008:

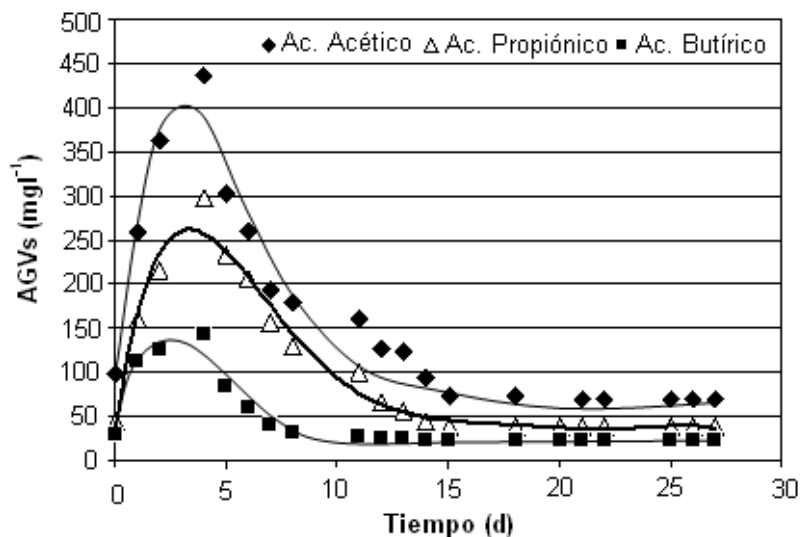
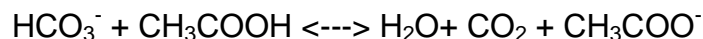


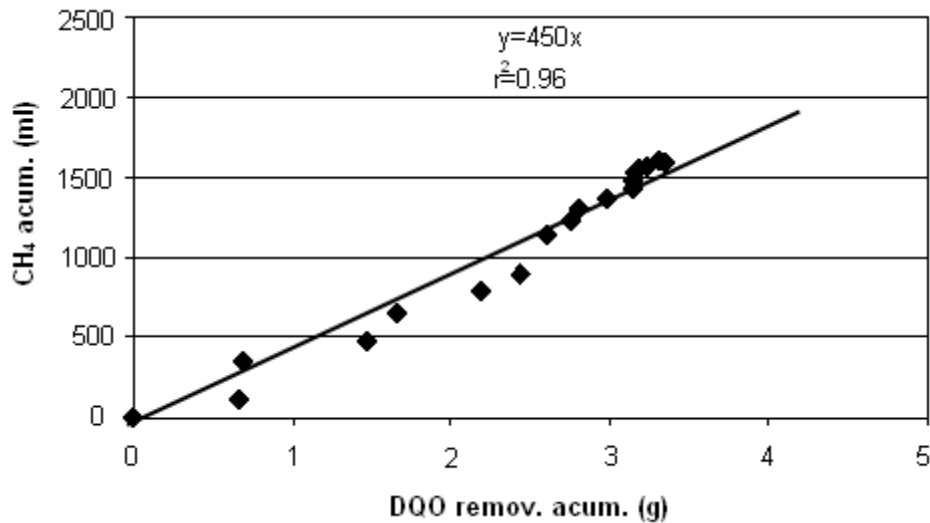
Figura III.4. Comportamiento de los AGVs

Algunos autores señalan que el ácido propiónico es el responsable de la acidificación del sistema y la baja eficiencia en la etapa metanogénica (Wang *et al*, 2006). En esta investigación, la concentración máxima de ácido propiónico observada fue 297.61 mg l<sup>-1</sup>, valor que no fue suficiente para desestabilizar el proceso anaerobio.

Por su parte, Zhao y colaboradores en el 2010 registraron que a concentraciones mayores de 10,000 mg l<sup>-1</sup> de ácido butírico, se presentaron altas concentraciones de hidrógeno en el proceso anaeróbico. La máxima concentración de ácido butírico en el presente estudio fue de 148 mg l<sup>-1</sup>, sin embargo este valor no registró algún efecto sobre el pH del sistema.

#### **III.3.4. Tasa Específica de Producción de CH<sub>4</sub> (TEP- CH<sub>4</sub>)**

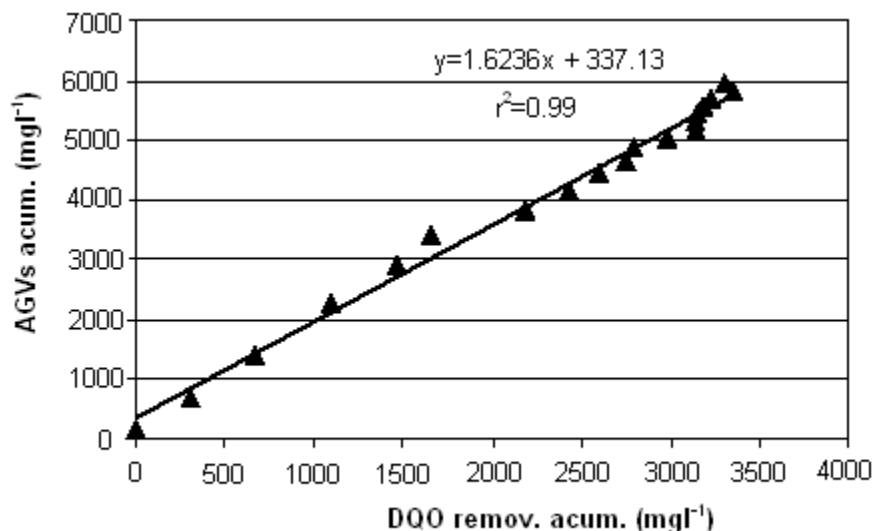
La relación existente entre la producción de CH<sub>4</sub> y la degradación de la materia orgánica (DQO) del sistema se muestra en la Figura III.5. El análisis de regresión lineal de los datos experimentales ajustados por el método de mínimos cuadrados permitió determinar la tasa específica de producción de CH<sub>4</sub> (TEP-CH<sub>4</sub>) del sistema, la cual fue de 450 ml de CH<sub>4</sub>/g de DQO removida; este valor, que pudiera ser elevado con respecto a la literatura, puede deberse a la temperatura. Este valor se encuentra por encima del intervalo obtenido por Rivera y colaboradores en el 2002, el cual varió entre 280 y 380 ml de CH<sub>4</sub>/g DQO removido, y del valor reportado por Del Real en el 2007 que fue de 350 ml de CH<sub>4</sub>/g de DQO removido, ambos estudios realizados en efluentes de destilería. De acuerdo con el valor obtenido de la TEP-CH<sub>4</sub> el presente experimento mostró una elevada actividad metanogénica (Khanal, 2008)



**Figura III.5.** Tasa específica de producción de CH<sub>4</sub>

### III.3.5. TNP-AGVs

La tasa neta de producción de AGVs (TNP-AGVs) fue determinada gráficamente a partir de los resultados obtenidos de la generación de AGVs y degradación de materia orgánica (DQO) obteniéndose un valor de 1.62 g de AGVs/g de DQO removido, Figura III.6; dicho valor está asociado a una elevada actividad acidogénica según Colmenarego y colaboradores en el 2004. El coeficiente de correlación lineal de esta grafica pone en evidencia que no existe acumulación de AGVs ni un consumo mayor de estos compuestos intermediarios durante el proceso anaerobio a pesar de la elevada actividad acidogénica



**Figura III.6.** Tasa neta específica de producción de AGVs

### III.3.6. Etapa acetogénica y metanogénica

Los perfiles de concentración de AGVs mostraron un comportamiento similar al observado en la producción de CH<sub>4</sub>, asimismo el ácido acético fue el de mayor concentración durante el proceso de tratamiento, lo que representa un factor importante como indicador de la actividad acetogénica (Batstone *et al.*, 2002) ver Figura III.7.

Se encontró que el tiempo de respuesta entre la etapa de producción de ácido acético (acetogénica) y la etapa de producción de biogás (metanogénica) fue de dos días. Dicha situación coincide con lo reportado por Khanal en el 2007; Chaisri y colaboradores en el 2007 y Wang y colaboradores en 1999, quienes señalan que la ruta metanogénica acetoclástica contribuye de manera importante en el proceso de digestión anaerobia, vía por la cual el ácido acético puede generar hasta un 72% del biogás total producido en la etapa metanogénica.

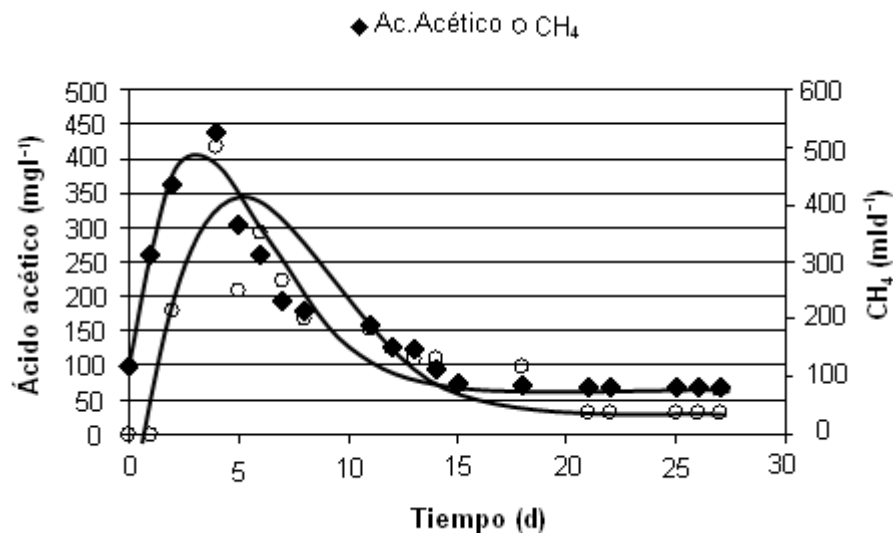
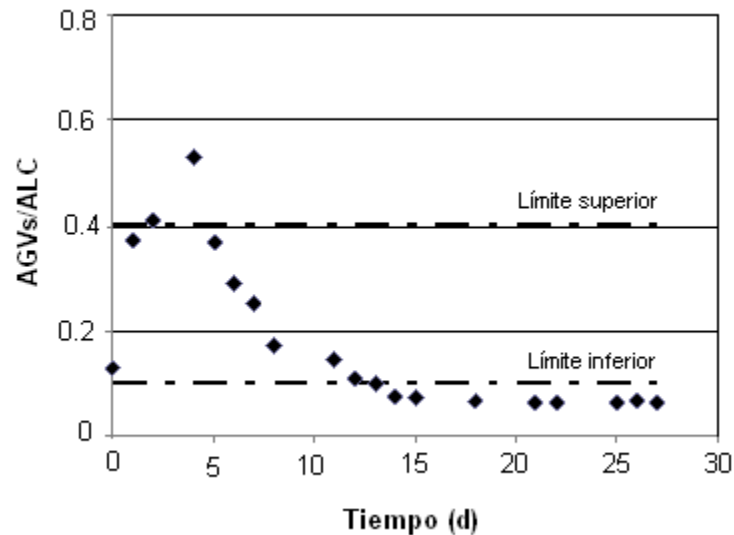


Figura III.7. Perfiles de producción de AGVs totales y CH<sub>4</sub>

### III.3.7. Relación AGVs/ALC

La estabilidad de un proceso anaerobio puede ser evaluada mediante la relación de AGVs/ALC (Alcalinidad) (Khanal, 2008). Este autor establece que la relación AGVs/ALC óptima para evitar la acidificación del proceso es de 0.1 a 0.3, en lo consiguiente un valor superior a 0.4 es un indicador de desequilibrio. Los resultados de este apartado del estudio se muestran en la Figura III.8.

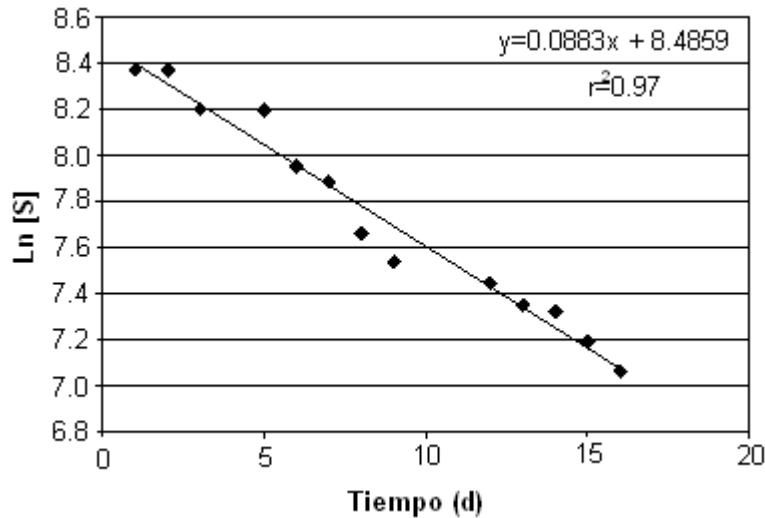
Los valores muestran que la relación AGVs/ALC rebasó el límite superior óptimo en el cuarto día (etapa acidogénica). A pesar de dicha situación, el proceso anaerobio no presentó un descenso en el pH durante este periodo, lo cual puede ser atribuido al sistema buffer del sistema, anteriormente descrito. A partir del día 14 se observó que la relación AGVs/ALC se encontró por debajo del límite inferior de 0.1. Esta situación pone de manifiesto que la concentración de AGVs dentro de un proceso anaerobio está ligada con materia orgánica biodisponible y a la producción CH<sub>4</sub>.



**Figura III.8.** Relación de AGVs totales y alcalinidad

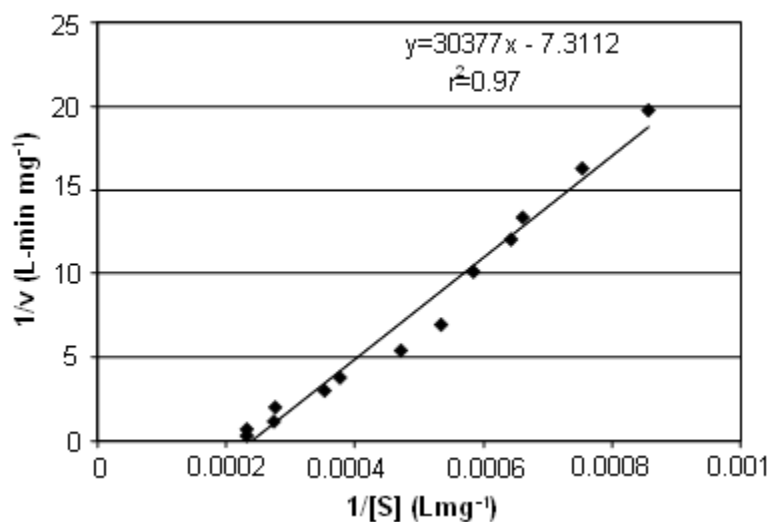
### III.3.8. Determinación de los parámetros cinéticos

La determinación de los parámetros cinéticos para un proceso anaerobio por lote en el tratamiento de agua residual de rastro municipal se muestra en las Figuras III.9 y III.10. Los valores de los parámetros cinéticos del modelo de primer orden revelaron que la constante de degradación en régimen por lote para efluentes de rastro municipal fue de  $0.088 \text{ d}^{-1}$ . Del Real-Olvera y colaboradores en el 2007 encontraron resultados similares para efluentes de vinazas en un reactor por lote,  $k_1 = 0.046 \text{ d}^{-1}$ , mientras que Pérez-García y colaboradores en 1995 señalaron una cinética igualmente de primer orden en efluentes de destilería vínica con un valor de la constante de degradación de  $0.098 \text{ d}^{-1}$ .



**Figura III.9.** Determinación de la constante de velocidad de degradación ( $k$ ) en el modelo cinético de primer orden

De entre los modelos cinéticos evaluados, el modelo de Lineweaver-Burke mostró un grado de ajuste de los datos similar al obtenido en el modelo de primer orden. De acuerdo con estos resultados, el sistema presentó una cinética característica a un proceso de digestión anaerobia con inhibición debido al agotamiento de sustrato.



**Figura III.10.** Determinación de  $K_s$  y  $v_m$  en el modelo de Lineweaver-Burke

El valor de  $K_s$  calculado en el presente trabajo de investigación ( $K_s = 4,154.9 \text{ mg l}^{-1}$ ), se encontró muy por encima de los valores característicos reportados en la



literatura para los procesos de degradación anaerobia (Gavala *et al*, 2003). Sin embargo, de acuerdo a lo señalado por Satyanarayan y Kaul en el 2002, la diferencia en el valor de  $K_s$  se debe a que el modelo de Lineweaver-Burke se encuentra basado en el consumo de sustrato, mientras que otros modelos se basan en la cinética del crecimiento de la biomasa. Peng y colaboradores en 1993 encontraron valores muy similares de  $v_m$  a los reportados en el presente estudio, destacando los registrados para la glucosa ( $0.070 \text{ mg l}^{-1}\text{min}^{-1}$ ), negro de eriocromo T ( $0.222 \text{ mg l}^{-1}\text{min}^{-1}$ ) y un tinte de antraquinona, ( $0.076 \text{ mg l}^{-1}\text{min}^{-1}$ ).

#### III.4. Conclusiones parciales

El estudio en reactor por lote permitió establecer las siguientes conclusiones parciales:

- La estabilidad del proceso anaerobio se debió a la alcalinidad producida en el proceso derivado de las características propias del agua residual, las cuales generaron un sistema “buffer” que mantuvo el pH en un valor 7.2.
- Se lograron remociones de materia orgánica del 75%, paralelamente se obtuvo una TEP-CH<sub>4</sub> de aproximadamente 450 ml CH<sub>4</sub>/gr de DQO removido.
- La cinética de degradación se ajustó al modelo de Lineweaver-Burke, donde el factor limitante es la concentración de sustrato.
- La evolución de la etapa acetogénica, identificada por la producción de ácido acético, y la etapa metanogénica, caracterizada por la producción de CH<sub>4</sub>, en el presente estudio presentaron el mismo perfil con un desfase de 2 días.

## Capítulo IV

### Estudio cinético en un Filtro Anaerobio de Flujo Ascendente a nivel laboratorio.

#### IV.1. Introducción

De acuerdo con las características de las aguas residuales de los rastros municipales, diversos autores recomiendan la aplicación de procesos anaerobios, debido a que estos procesos requieren la nula o mínima cantidad de energía, producen una mínima cantidad de lodos y permiten aprovechar el biogás como fuente de energía (Khanal *et al.*, 2008; Shammas, 2009; López-López *et al.*, 2010).

El FAFA presenta ventajas sobre otros sistemas de tratamiento anaeróbicos como el reactor de lecho de lodos anaerobios y flujo ascendente (por sus siglas en inglés UASB) o el Reactor de anaerobio de Lecho Expandido (RALE). El FAFA tiene la biomasa inmovilizada sobre un soporte fijo, lo que permite mantener altos Tiempos de Retención Celular (TRC) a pesar de operar a bajos TRH (Borghei *et al.*, 2008). Además, el FAFA tolera variaciones de VCO y pH. Estas características permiten reducir las dimensiones del reactor y en consecuencia el capital de inversión, pero sobre todo facilitan la operación del mismo.

El estudio de la cinética del proceso de digestión anaerobia ayuda entender la velocidad de degradación de la materia orgánica catalizada por los microorganismos anaerobios a través del tiempo, y permite identificar los factores (sustrato, temperatura, pH, entre otros) que afectan la cinética, coadyuvando de esta manera a establecer las condiciones óptimas de operación del proceso de tratamiento (Campos *et al.*, 2005; Lokshina *et al.*, 2003).

Diversos autores han desarrollado una gran cantidad de modelos cinéticos que representan el proceso de crecimiento microbiano y de consumo de sustrato en procesos de tratamiento biológicos (Yilmaz *et al.*, 2008; Yu *et al.*, 2006). Su aplicación está basada en la capacidad de los microorganismos para eliminar,

por asimilación y descomposición, la materia orgánica presente en las aguas residuales (Demergasso-Semenzato *et al.*, 2000).

Los modelos cinéticos facilitan la evaluación de la velocidad de degradación de materia orgánica y la determinación de parámetros cinéticos utilizados en el diseño, operación y optimización de reactores anaerobios para el tratamiento de aguas residuales. Actualmente se utilizan modelos cinéticos simplificados con el objetivo de reducir la cantidad de variables a monitorear, facilitando con ello el estudio, diseño y escalamiento de los reactores biológicos (Borghei *et al.*, 2008; Işık and Sponza, 2005).

El objetivo del presente capítulo fue evaluar la cinética de degradación de materia orgánica en el proceso de digestión anaerobia realizando un análisis comparativo de tres modelos cinéticos que describen la velocidad de remoción de materia orgánica en un FAFA para tratar agua residual de rastro.

#### IV.1.1. Modelos cinéticos

Los modelos utilizados en el presente trabajo de investigación para el desarrollo del estudio de la cinética de digestión anaerobia de las aguas residuales de rastro mediante un FAFA fueron el modelo de primer orden, el modelo de Stover-Kincannon y el modelo de Grau-Segundo orden (Grau) (Debik y Coskun, 2009; Gavala *et al.*, 2003), los cuales se describen a continuación:

##### - Modelo de primer orden

La tasa de cambio en la concentración de sustrato en un reactor de mezcla completa considerando una cinética de degradación de primer orden, es decir dependiente de la concentración del sustrato (S) puede se expresa como:

$$\frac{dS}{dt} = -k_1 S \quad (IV.1)$$

bajo condiciones de estado estacionario, la relación de cambio en la concentración de sustrato ( $-dS/dt$ ) es despreciable luego entonces se considera como cero y la Ecuación (IV.1) se reduce:

$$0 = -k_1 S \quad (IV.2)$$

donde el valor de la constante cinética de primer orden ( $k_1$ ) puede ser obtenido de la pendiente de la línea recta graficando  $(S_0 - S/\theta_H)$  contra  $S$  según la Ecuación (IV.2).

**- Modelo de Stover Kincannon**

En este modelo, el consumo de sustrato es expresado como una función de la VCO debido a la cinética monomolecular de los reactores de biopelícula, tales como los sistemas biológicos rotatorios (biodiscos), filtros percoladores y el FAFA. Debido a las dificultades para medir el área superficial activa, la cual soporta el crecimiento de la biopelícula, el volumen efectivo del reactor es usado en este modelo de Stover-Kincannon (Stover y Kincannon, 1982). El modelo se define como:

$$-\frac{dS}{dt} = \frac{K_1 S}{K_1 + S} \tag{IV.3}$$

donde la tasa de consumo de sustrato  $dS/dt$  se expresa como:

$$-\frac{dS}{dt} = \dots \tag{IV.4}$$

la Ecuación (IV.5) es obtenida del arreglo y linealización de la Ecuación (IV.3), tal como sigue:

$$\frac{1}{S} \ln \left( \frac{K_1 + S}{K_1} \right) = \frac{K_1}{V} \theta_H \tag{IV.5}$$

**- Modelo de Grau-segundo orden**

La ecuación general del modelo cinético de Grau-segundo orden se muestra en la Ecuación (IV.6) (Grau *et al.*, 1975):

$$-\frac{dS}{dt} = \frac{K_2 S^2}{K_2 + S} \tag{IV.6}$$

si la Ecuación (IV.6) es integrada y luego linealizada, se obtiene que:

$$\frac{1}{S} \ln \left( \frac{K_2 + S}{K_2} \right) = \frac{K_2}{V} \theta_H \tag{IV.7}$$

considerando que el segundo término de la parte derecha de la Ecuación (IV.7) es una constante  $m$ , se obtiene la Ecuación (IV.8):

$$\frac{1}{S} \ln \left( \frac{K_2 + S}{K_2} \right) = m \tag{IV.8}$$

Sabiendo que la eficiencia de remoción de materia orgánica es igual a  $(S_0-S)/S_0$  y es expresada como  $E$ . Entonces, la Ecuación (IV.8) puede ser reescrita como se muestra en la Ecuación (IV.9):

$$- \quad (IV.9)$$

## IV.2. Materiales y métodos

### IV.2.1. Muestreo del agua residual de rastro

Para el caso del régimen en continuo se decidió realizar la caracterización del agua residual por cada ensayo propuesto en el diseño experimental. En este sentido, el tamaño de la muestra para la caracterización fisicoquímica de las muestras compuestas recolectadas en el rastro municipal de Tizayuca, Hidalgo fue de 12. El proceso de recolección, conservación y transporte de las mismas se llevó a cabo tal y como se explicó en el capítulo anterior de acuerdo con la NOM-001-SEMARNAT-1996. La Tabla IV.1 presenta el promedio y la desviación estándar de las muestras compuestas analizadas.

**Tabla IV.1.** Características fisicoquímicas y microbiológicas del agua residual de rastro utilizada en el FAFA

Parámetro	Unidad	Valor promedio	Desviación estándar
pH	UP	7.4	0.17
Alcalinidad	mg $l^{-1}$	1,877	135.24
DQO	mg $l^{-1}$	6,272	193.24
DBO	mg $l^{-1}$	3,767	114.04
G y A	mg $l^{-1}$	313	32.62
ST	mg $l^{-1}$	5,281	1195.45
SST	mg $l^{-1}$	1,624	243.79
SV	mg $l^{-1}$	6,052	127.11
N <sub>org</sub>	mg $l^{-1}$	500	114.43
P-PO <sub>4</sub> <sup>-3</sup>	mg $l^{-1}$	297	17.60
Coliformes Totales	NMP/100 ml	2x10 <sup>7</sup>	8.54x10 <sup>6</sup>
Coliformes Fecales	NMP/100 ml	4.8x10 <sup>4</sup>	3.4x10 <sup>4</sup>

UP:Unidad potenciométrica; DBO: Demanda bioquímica de oxígeno; G y A: Grasas y aceites; ST:Sólidos totales; SST:Sólidos suspendidos totales; SV:Sólidos volátiles

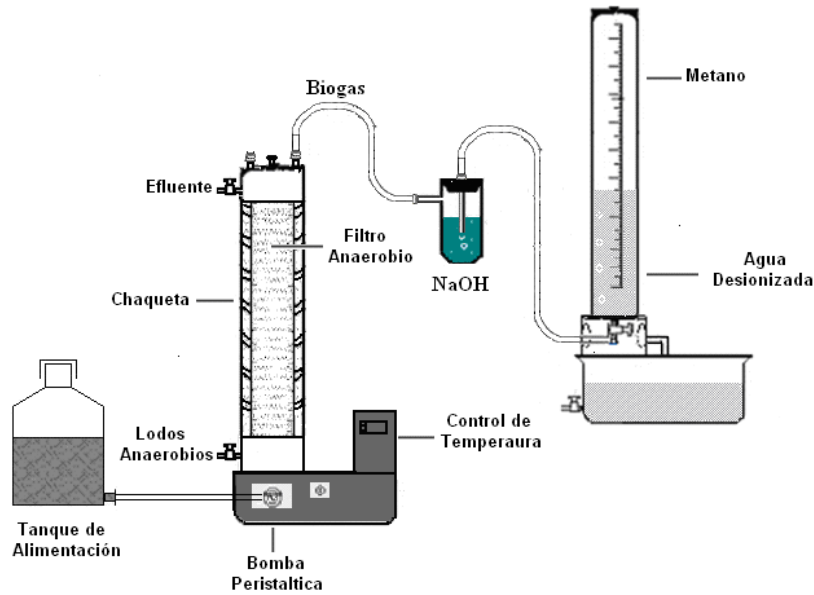
### IV.2.2. Sistema experimental

Se utilizó un FAFA con una capacidad de operación de 4.6 l, empleando empaques plásticos de forma redonda con cavidades cilíndricas como soporte de la biopelícula proporcionado por ARMFIELD: Engineering Teaching & Research Equipment. Este empaque fue seleccionado debido a su elevado volumen de vacío del 95% y a su gran área superficial de  $3,600 \text{ m}^2\text{m}^{-3}$ . (Figura IV.1)



**Figura IV.1** Empaque plástico utilizado como soporte de la biopelícula.

El FAFA fue alimentado a través de una bomba peristáltica para el control del TRH, además contó con un sistema de calentamiento que permitió mantener constante la temperatura en el interior del reactor. La determinación experimental del  $\text{CH}_4$  producido se realizó por el método de Mariotte (Rincón-Acelas, 2008); este método consiste en hacer pasar el biogás producido a través de una solución de  $\text{NaOH}$  3M, a fin de capturar y convertir la fracción de  $\text{CO}_2$  presente en el biogás en  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  y posteriormente medir volumétricamente la fracción de  $\text{CH}_4$  producido. El sistema experimental utilizado en el presente estudio se muestra en la Figura IV.2.



**Figura IV.2.** Sistema experimental del FAFA

### IV.2.3. Inoculación y estabilización del reactor

El FAFA se inoculó con 870 ml (20% del volumen de operación del FAFA) de lodo anaerobio proveniente de una planta de tratamiento de vinazas tequileras en operación y estabilizada, con una concentración de Sólidos Suspendidos Volátiles (SSV) de  $5.9 \text{ g l}^{-1}$ . El FAFA fue alimentado bajo un régimen continuo y un TRH de 36 h, incrementando en un 20% la concentración de DQO, desde un valor inicial de  $1,200 \text{ mg l}^{-1}$  hasta alcanzar la concentración del efluente del rastro, durante un periodo de cuatro semanas. Sin embargo, después de la segunda semana de adaptación y crecimiento del inóculo se pudo observar visualmente un crecimiento considerable de la biopelícula sobre el soporte y remociones constantes de DQO, además de una producción de  $\text{CH}_4$  constante y proporcional a la cantidad de materia orgánica removida. Estas evidencias permitieron considerar, al final de la cuarta semana, que el FAFA estaba estabilizado (Del Real-Olvera *et al.*, 2009; Khanal, 2008).

### IV.2.4. Evaluación del reactor

Una vez estabilizado el FAFA se establecieron las condiciones de operación que permitieron evaluar la eficiencia del reactor en función al TRH y temperatura, además de obtener los parámetros cinéticos asociados a los modelos utilizados. Para su evaluación se propuso un diseño experimental con

dos criterios de clasificación, TRH y temperatura, con cuatro y tres niveles respectivamente. Los niveles propuestos para TRH fueron de 24, 32, 40 y 48 h correspondientes a VCO de 3.1, 3.8, 4.5 y 6.2 kg m<sup>-3</sup>d<sup>-1</sup>; mientras que los niveles para la temperatura fueron: 20, 27.5 y 35°C. El monitoreo del FAFA se llevó a cabo midiendo los parámetros de DQO, pH y alcalinidad cada 2 días.

Cada ensayo consistió en mantener constante la temperatura y el TRH durante un periodo de dos semanas, lo que implicaba haber pasado por el reactor más de 10 veces su volumen equivalente, esta operación garantizaba eficiencias de remoción constantes y condiciones de estado estacionario del sistema. Una vez finalizado el periodo de ensayo, se modificaron las condiciones de temperatura y TRH, y se continuaba el monitoreo.

La biomasa inmovilizada sobre el soporte fue determinada como VSS y fue cuantificada por triplicado al final de los experimentos, mediante la separación de la biopelícula del empaque plástico de un volumen determinado, por medio de lavados sucesivos con agua desionizada en un baño ultrasónico Marca BRANSON, Mod. 5510. La cuantificación gravimétrica de los SSV se realizó conforme a los métodos estandarizados por la APHA (1998).

#### **IV.2.5. Determinación de los parámetros cinéticos**

La determinación de los parámetros cinéticos se llevó a cabo utilizando los modelos cinéticos en su forma lineal, Ecuaciones (IV.2), (IV.5) y (IV.9). El mayor valor del coeficiente de correlación de los datos experimentales en cada uno de los modelos evaluados permitió identificar el modelo cinético más adecuado; así como los parámetros cinéticos asociados a dicho modelo y su comparación con los obtenidos con otros autores.

### **IV.3 Resultados y discusión**

Los resultados obtenidos durante la operación del FAFA, bajo diferentes TRH y temperaturas, se muestran en la Tabla IV.2. A partir de estos resultados presentados, fueron utilizados los modelos de primer orden, Stover-Kincannon y Grau para identificar el modelo que mejor represente la degradación anaerobia de la materia orgánica en un FAFA.

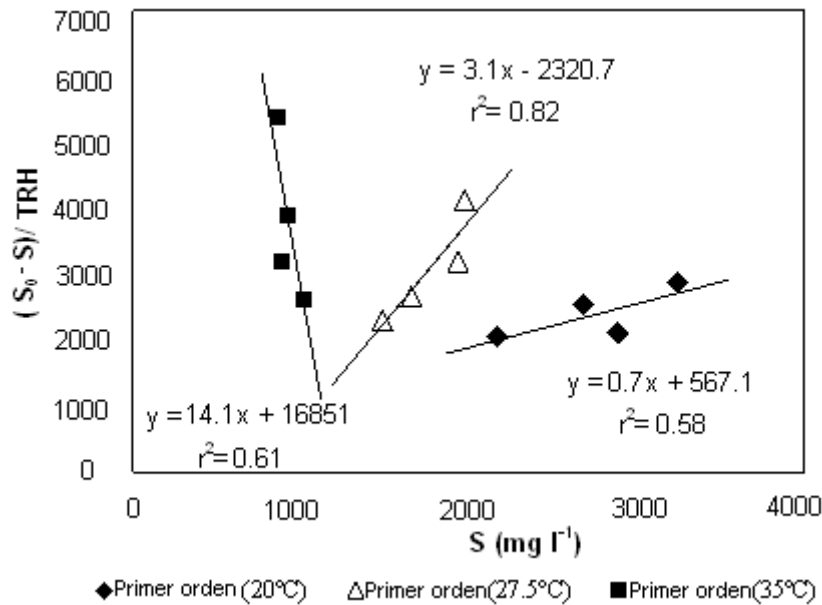


Tabla IV.2. Datos experimentales obtenidos bajo condiciones de estado estacionario

Periodo (d)	0-14	15-28	29-42	43-56	57-70	71-84	85-98	99-112	127-140	141-154	155-168	169-182
Temp. (° C)	20				27.5				35			
TRH (h)	24	32	40	48	24	32	40	48	24	32	40	48
S <sub>o</sub> COD (mg l <sup>-1</sup> )	6130.1	6053.6	6427.8	6224.4	6081.1	6211.6	6095.8	6490.7	6236.8	6108.9	6236.9	6204.4
S COD (mg l <sup>-1</sup> )	3249.5	2684.8	2893.4	2165.7	1974.1	1938.9	1657.5	1886.8	867.3	932.4	894.7	1019.3
VCO (kg m <sup>3</sup> d <sup>-1</sup> )	6.1	4.5	3.8	3.1	6.1	4.6	3.6	3.2	6.2	4.6	3.7	3.1
pH	7.2	7.3	7.4	7.5	7.2	7.3	7.3	7.3	7.2	7.2	7.2	7.2
Alcalinidad (mg CaCO <sub>3</sub> l <sup>-1</sup> )	1718.3	1732.7	1752.8	1781.8	1838.7	1858.8	1850.0	1899.0	1968.8	1984.9	2005.0	2035.6
S <sub>o</sub> -S	2880.6	3368.8	3534.4	4058.7	4107.1	4272.7	4438.3	4603.9	5369.5	5176.5	5342.1	5185.1
Eficiencia (%)	47.0	55.6	55.0	65.2	67.5	68.8	72.8	70.9	86.1	84.7	85.6	83.6

**IV.3.1. Modelo de primer orden**

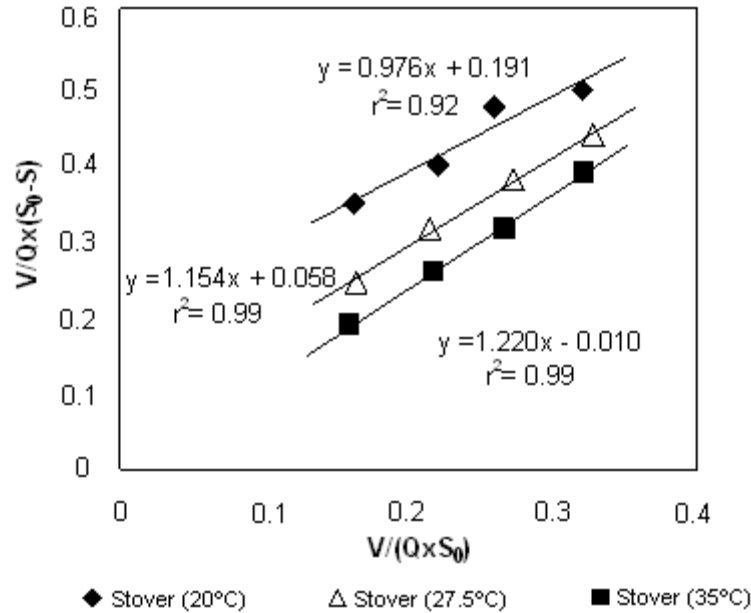
Se realizó la representación gráfica de los datos experimentales según el modelo de primer orden, en su forma linealizada Ecuación (IV.2), para los ensayos de 20, 27.5 y 35°C. Los valores de las constantes de degradación de primer orden ( $k_1$ ) se obtuvieron de la pendiente de las líneas rectas y fueron de 0.7, 3.1 y 14.1  $d^{-1}$  con coeficientes de corrección lineal ( $r^2$ ) de 0.58, 0.82 y 0.61 para las temperaturas estudiadas, Figura IV.3.



**Figura IV.3.** Representación gráfica del modelo cinético de primer orden

**IV.3.2. Modelo de Stover-Kincannon**

La Figura IV.4 es la representación grafica del modelo de Stover-Kincannon en su forma linealizada Ecuación (IV.5), para las tres series de datos a diferentes temperaturas. Una regresión lineal por el método de mínimos cuadrados fue utilizada para determinar el valor de la intersección  $1/U_{max}$  y la pendiente  $K_B/U_{max}$ . En consecuencia, los valores calculados para la tasa máxima de degradación de la materia orgánica ( $U_{max}$ ) fueron de 5.22, 17.12 y 99.01  $mg\ l^{-1}d^{-1}$  y para constante de saturación ( $K_B$ ) de 5.09, 19.75 y 120.88  $g\ l^{-1}d^{-1}$ , correspondiente a las temperaturas de 20, 27.5 y 35°C.



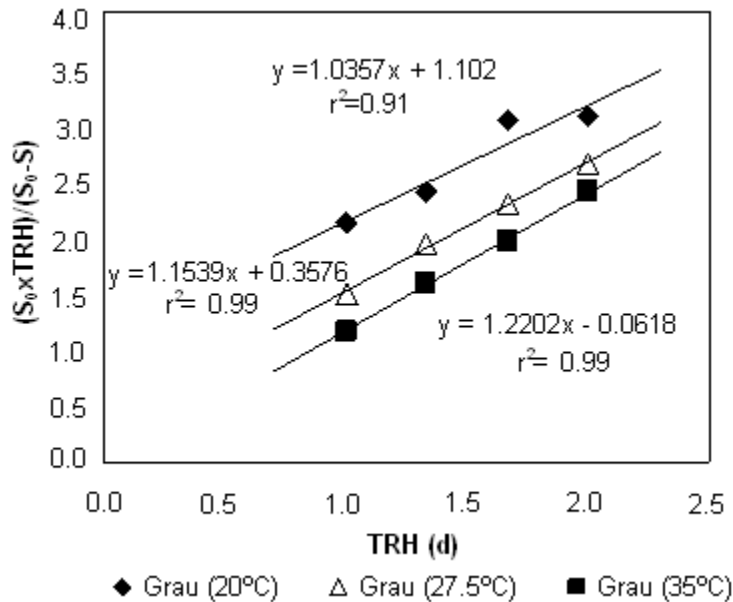
**Figura IV.4.** Ajuste lineal de los datos experimentales para el modelo cinético de Stover-Kincannon

Los coeficientes de correlación fueron de 0.92, 0.99 y 0.99 para las tres series de experimentos realizados a las diferentes temperaturas estudiadas.

### IV.3.3. Modelo de Grau

La Figura IV.5 muestra la gráfica del cociente del TRH con el recíproco de la eficiencia de remoción de materia orgánica  $[(S_0 \times TRH)/(S_0 - S)]$  contra TRH, según el modelo de Grau en su forma linealizada, Ecuación (IV.9). Los valores de los coeficientes cinéticos  $m$  y  $n$  fueron obtenidos a partir de la intersección y la pendiente de la línea recta de la gráfica.

Los valores para  $m$  fueron de 1.10, 0.35, 0.06 y para  $n$  de 1.03, 1.15, 1.22; correspondientes a las temperaturas 20, 27.5 y 35 °C. Después, la constante de la tasa de remoción de sustrato del modelo de Grau ( $k_s$ ) fue determinada, considerando que  $m = S_0/(k_s \times X)$ . La concentración de biomasa en el reactor ( $X$ ) fue igual  $6,500 \text{ mg l}^{-1}$  y fue obtenida según el método descrito en la sección IV.2.4; posteriormente los valores de  $k_s$  obtenidos fueron de 0.89, 5.31,  $15.72 \text{ d}^{-1}$ ; para las temperaturas de 20, 27.5 y 35°C respectivamente. Los coeficientes de correlación ( $r^2$ ) del modelo fueron de 0.91, 0.99 y 0.99 para las temperaturas estudiadas.



**Figura IV.5.** Representación grafica del modelo de Grau

#### IV.3.4. Evaluación de los modelos cinéticos

El coeficiente de correlación lineal se tomó como criterio para seleccionar el modelo más adecuado para representar la cinética de remoción de materia orgánica en un FAFA. Considerando este criterio, los modelos de Stover-Kincannon y el de Grau fueron más apropiados que el modelo de primer orden, con coeficientes de correlación de 0.92, 0.99 y 0.99 para Stover-Kincannon y 0.91, 0.99 y 0.99 para Grau en ambos casos para las temperaturas de 20, 27.5 y 35°C respectivamente.

En la Tabla IV.3 se muestran los coeficientes cinéticos obtenidos en este estudio para las tres temperaturas estudiadas por el modelo de Stover-Kincannon, estos coeficientes son comparados con los reportados en la literatura. Los valores de  $U_{max}$  y  $K_B$  de este estudio para una temperatura a 35°C son mayores a los reportados por Işik y Sponza en el 2005 para una temperatura similar; esta diferencia puede atribuirse a que la materia orgánica presente en las aguas residuales de rastro es rápidamente biodegradable, a diferencia de las aguas que contienen un colorante sintético. Por otro lado, los valores de  $U_{max}$  y  $K_B$  a 27.5°C y 35°C, obtenidos en este estudio son congruentes con los reportados por Büyükkamacı y Filibeli en el 2002; las

diferencias pueden deberse al tipo de reactor utilizado, temperatura de operación y por el tipo de sustrato utilizado.

**Tabla IV.3.** Comparación de las constantes cinéticas del modelo de Stover-Kincannon citados en la literatura con el presente estudio

Sustrato	Reactor	S <sub>o</sub> (DQO) (mg l <sup>-1</sup> )	TRH (h)	Parámetros cinéticos		Referencia
				U <sub>max</sub> (mg l <sup>-1</sup> d <sup>-1</sup> )	K <sub>B</sub> (g l <sup>-1</sup> d <sup>-1</sup> )	
Agua residual sintética textil	UASB	4000-4500	6-100	8.21	7.50	Işık y Sponza (2005) (37 °C)
Melazas	Híbrido UASB- FAFA	2000- 15000	12-48	83.3	186.23	Büyükkamacı y Filibeli (2002) (T <sub>Amb</sub> )
Agua residual de rastro	FAFA	6000-6500	24-48	5.22	5.09	Este estudio (20°C)
Agua residual de rastro	FAFA	6000-6500	24-48	17.12	19.75	Este estudio (27.5°C)
Agua residual de rastro	FAFA	6000-6500	24-48	99.01	120.88	Este estudio (35°C)

Para el modelo cinético de Grau, el valor de los parámetros cinéticos  $k_s$ ,  $m$  y  $n$  obtenidos en este estudio fueron similares a los reportados en la literatura; las diferencias en los valores pueden atribuirse básicamente al tipo de sustrato utilizado y temperaturas de operación, como se muestra en la Tabla IV.4.

**Tabla IV.4.** Comparación de los parámetros cinéticos del modelo de Grau citadas en la literatura con el presente estudio

Sustrato	Reactor	S <sub>o</sub> (DQO) (mg l <sup>-1</sup> )	TRH (h)	Parámetros cinéticos			Referencia
				k <sub>s</sub> (d <sup>-1</sup> )	m (d <sup>-1</sup> )	n	
Agua residual sintética textil	UASB	4000-4500	6-100	0.33	0.56	1.09	Işık y Sponza (2005) (37°C)
Melazas	Híbrido UASB- FAFA	2000-15000	12-48	10.81	0.03	1.19	Büyükkamacı y Filibeli (2002) (T <sub>Amb</sub> )
Agua residual de rastro	FAFA	6000-6500	24-48	0.89	1.10	1.03	Este estudio (20°C)
Agua residual de rastro	FAFA	6000-6500	24-48	5.31	0.35	1.15	Este estudio (27.5°C)
Agua residual de rastro	FAFA	6000-6500	24-48	15.72	0.06	1.22	Este estudio (35°C)

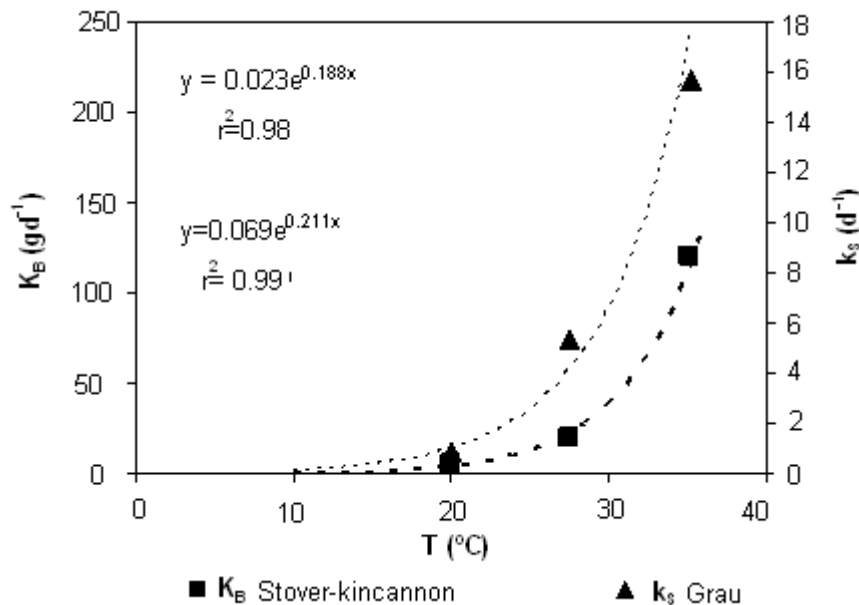
En el presente estudio, se observó que los parámetros cinéticos tanto en el modelo de Stover-Kincannon como en el modelo de Grau tienen una relación directa con la temperatura. Particularmente los valores de  $K_B$  y  $k_s$  aumentaron conforme la temperatura fue incrementada, lo cual coincide con las eficiencias encontradas a temperatura de 35 °C.

Con los resultados obtenidos en las Tablas 4 y 5 se estableció una relación de los constantes cinéticas  $K_B$  y  $k_s$ , en el intervalo mesofílico estudiado. La Figura IV.6 muestra las relaciones exponenciales de  $K_B$  y  $k_s$  en función de la temperatura, con un grado de ajuste del 97 y 99% respectivamente (Ecuaciones IV.10 y IV.11).

(VI.10)

(IV.11)

Estas relaciones permitirán determinar el valor de las constantes cinéticas a otras temperaturas dentro del intervalo estudiado; así como las velocidades y eficiencias de degradación de materia orgánica en un FFA para aguas residuales de rastro.



**Figura IV.6.** Relaciones exponenciales de  $K_B$  y  $k_s$  en función de la temperatura

#### IV.4 Conclusiones parciales

Derivado de la evaluación del FAFA bajo diferentes condiciones de TRH y temperatura, utilizando agua residual de rastro, se llegaron a las siguientes conclusiones:

- De los factores ambientales evaluados la temperatura fue determinante para obtener las mayores eficiencias de remoción de materia orgánica del orden del 86%.

En condiciones de estado estacionario del FAFA se realizó un análisis comparativo de tres modelos cinéticos de degradación de materia orgánica que permiten concluir lo siguiente:

- Los modelos de Stover-Kincannon y Grau son los que mejor describen la degradación de materia orgánica en un FAFA utilizando agua residual de rastro.
- Los parámetros cinéticos tienen una dependencia creciente con respecto a la temperatura, particularmente para las constantes cinéticas de degradación se establecieron dos relaciones exponenciales.

## Capítulo V

### Optimización de las condiciones de operación del FAFA

#### V.1. Introducción

El funcionamiento óptimo de un reactor anaerobio exige el contacto íntimo y prolongado entre la materia orgánica a degradar y los microorganismos que proliferan en el seno del proceso (Pérez-García *et al.*, 1997). El desarrollo de tecnologías basadas en procesos anaerobios con biomasa inmovilizada, como el FAFA utilizado en el presente estudio, permite el tratamiento de aguas residuales de elevadas VCO, obteniendo eficiencias de remoción superiores a las observadas en procesos de biomasa en suspensión para TRH similares. Por tal motivo, el TRH en un digestor es uno de los factores más importantes para el control y diseño de los procesos de digestión anaerobia.

Sin embargo, la velocidad a la cual los microorganismos degradan la materia orgánica en un proceso anaerobio depende de la velocidad de crecimiento de los microorganismos involucrados y del tipo de sustrato a degradar, que a su vez, dependen básicamente de la temperatura y pH entre otros factores. A medida que aumenta la temperatura, se incrementa la velocidad de crecimiento de los microorganismos y se acelera el proceso de digestión dando lugar a mayores producciones de biogás (Wang y Pelkonen, 2009).

Hasta el momento, el régimen mesofílico es el más utilizado en los procesos de digestión anaerobia a pesar de que en el intervalo termofílico se consiguen mayores rendimientos (Yilmaz y Demirer, 2008; Gao *et al.*, 2007). Esto se debe a que el régimen termofílico suele ser más inestable a cualquier cambio de las condiciones de operación y a la problemática de inhibición del proceso por la toxicidad de determinados compuestos a elevadas temperaturas, como el nitrógeno amoniacal y los ácidos grasos de cadena larga (Palatzi *et al.*, 2010; Nosrati *et al.*, 2004).

El objetivo de este capítulo fue evaluar el efecto de la temperatura y el TRH en el tratamiento anaerobio de agua residual de rastro mediante un FAFA a escala de laboratorio para establecer las condiciones óptimas de operación que permitan



establecer los fundamentos técnicos de operación del proceso y las bases de diseño del sistema de tratamiento a gran escala.

## V.2. Materiales y métodos

### V.2.1. Diseño experimental y evaluación del reactor

Para llevar a cabo la optimización del FAFA, se analizaron los datos obtenidos en los experimentos realizados en el capítulo anterior. El diseño experimental realizado comprendió dos criterios de clasificación, TRH y temperatura, con cuatro y tres niveles respectivamente (Tabla V.1). El objetivo principal de este diseño consistió en encontrar las condiciones óptimas de temperatura y TRH del proceso anaerobio a fin de obtener una eficiencia de remoción de materia orgánica mayor del 80%.

**Tabla V.1.** Diseño factorial mixto (3 x 4) para la optimización del FAFA

Factores	Niveles			
Temperatura (°C)	20	27.5	35	
TRH (h)	24	32	40	48
VCO (kg DQO m <sup>-3</sup> d <sup>-1</sup> )	6.1	4.5	3.8	3.1

La condición de estado estacionario para cada experimento fue alcanzada manteniendo constante la temperatura y el TRH durante un periodo de dos semanas. La eficiencia del proceso sobre la base de remoción de DQO y la producción de CH<sub>4</sub> fueron monitoreadas como variables respuesta del proceso, mientras que las variables control fueron la concentración de AGVs, la alcalinidad y el pH.

El monitoreo del FAFA se llevó a cabo midiendo diariamente la producción de CH<sub>4</sub> en el proceso, la DQO, pH y alcalinidad cada 2 días y la producción de AGVs cada 4 días. Las variables evaluadas en el FAFA se realizaron conforme a la metodología establecida en el capítulo III y IV.

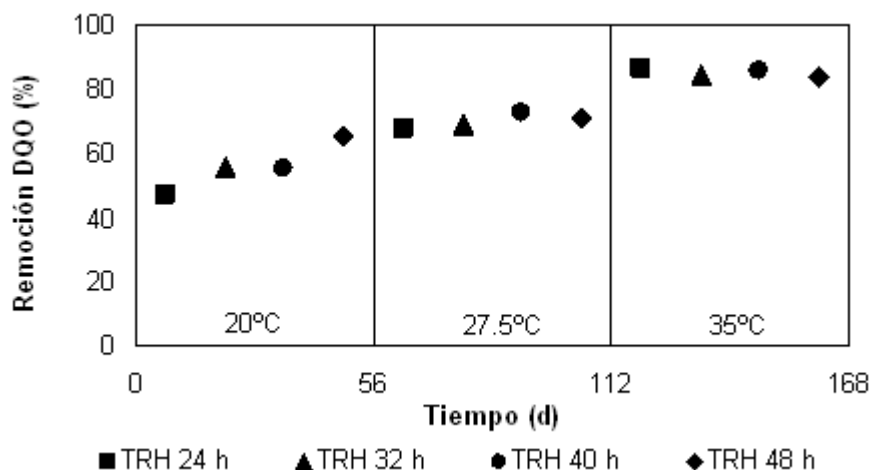
Los resultados fueron graficados para su análisis en series de tiempo y estadísticamente procesados para comparar el efecto de los diferentes factores aplicados. Posteriormente, a fin de evaluar el efecto combinado de la temperatura y el

TRH sobre la eficiencia de remoción del FAFA, se realizó un análisis de superficie de respuesta mediante el uso del software Statgraphics (Statgraphics, 1994).

### V.3. Resultados y discusión

#### V.3.1. Demanda química de oxígeno (DQO)

Por medio de variaciones del TRH, desde 24 hasta 48 h, se recorrió un intervalo de CO desde 3.1 hasta 6.2 kg DQO m<sup>-3</sup>-d<sup>-1</sup>, operando en un régimen mesofílico. En la Figura V.1 se observa la variación de la eficiencia de remoción de la DQO con respecto a los diferentes TRH y temperaturas aplicadas. Como puede apreciarse, para la temperatura de 35°C se obtuvieron los mejores valores de eficiencia del proceso, los cuales oscilaron entre 83.6% y 86.1% para un TRH de 48 y 24h, respectivamente.



**Figura V.1.** Comportamiento promedio de remoción de materia orgánica en el FAFA

Para los experimentos que se llevaron a cabo a 20°C, se obtuvieron eficiencias menores y significativamente diferentes de las anteriores. Aquí resalta lo pronunciado de este efecto, ya que a pesar que las VCO aplicadas fueron similares, la eficiencia de remoción cae hasta un valor de 47.0%, inadmisibles para este proceso. Esta temperatura parece no ser la más adecuada para el tratamiento anaerobio de agua residual de rastro.

El análisis de varianza confirmó el efecto de la temperatura sobre la eficiencia de remoción de materia orgánica en el proceso, a un nivel de significancia ( $\alpha$ ) del 95%

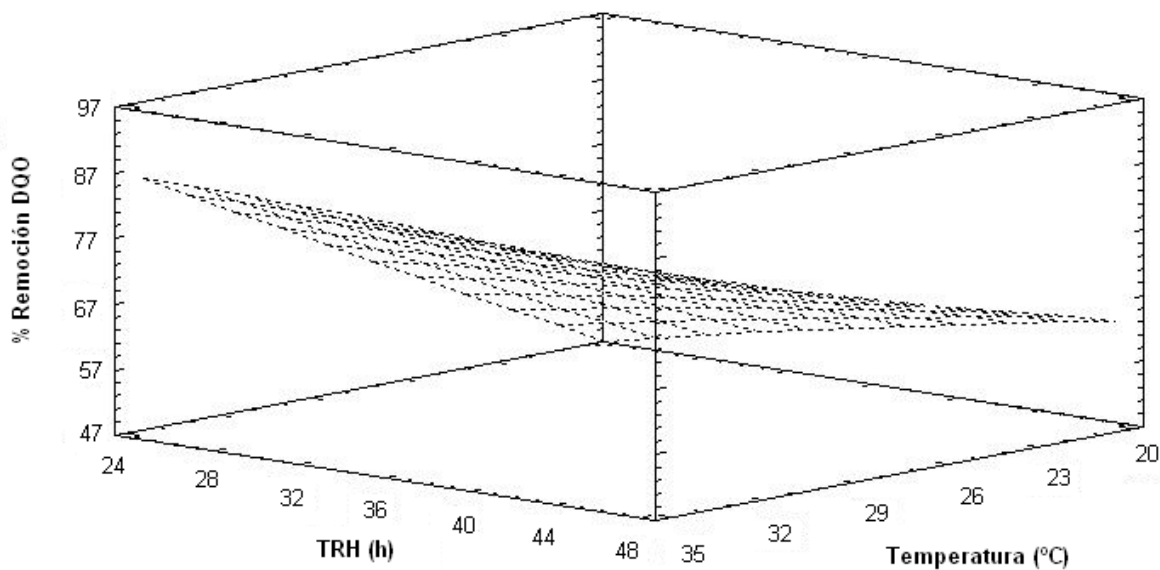
(ver Tabla V.2). De igual forma, este análisis logró identificar que la variación en el TRH en el proceso incrementó la remoción de la materia orgánica.

**Tabla V.2.** Análisis de varianza para la DQO removida en el proceso

Fuente	Suma de cuadrados	GL	Cuadrado Medio	F	P-value
Temperatura	8571.6	2	4285.8	769.68	<b>0.0000</b>
TRH	321.155	3	107.052	19.23	<b>0.0000</b>
Interacción	612.923	6	102.154	28.34	<b>0.0000</b>
Total error	267.279	48	5.5683		
Total (corr.)	9772.96	59			

Estos resultados concuerdan con lo encontrado en la literatura (Rivera *et al.*, 2002), donde se señalan valores de la eficiencia de remoción entre 60 y 80% cuando se suministran VCO entre 1 y 10 kg DQO m<sup>-3</sup>-d<sup>-1</sup> en procesos anaerobios utilizando un FAFA para el tratamiento de efluentes de destilería.

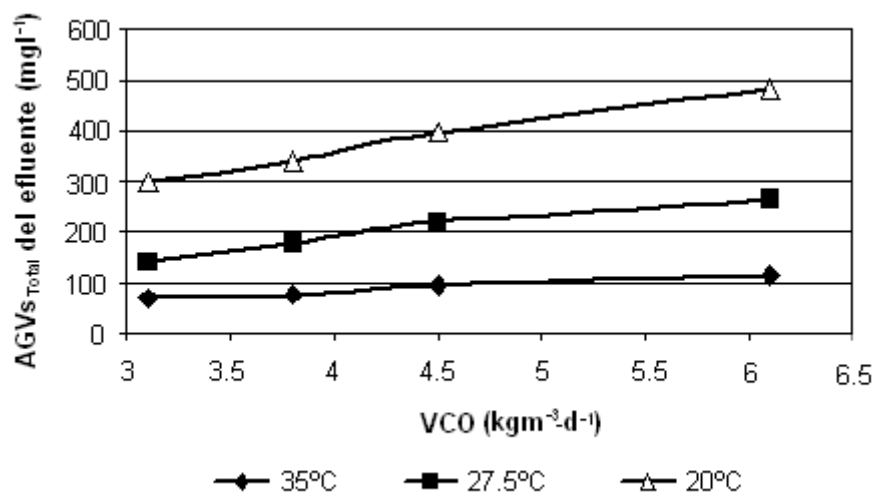
Sin embargo, a pesar de que el presente trabajo de investigación reconoce que la eficiencia de remoción se incrementan en función al aumento en el TRH, el análisis de efecto sinérgico entre la temperatura y el TRH, se encontró que las mejores condiciones de operación del FAFA fueron a 35°C con un TRH de 24 h (Figura V.2).



**Figura V.2.** Análisis de superficie de respuesta para la remoción de materia orgánica en un FAFA

### V.3.2. Ácidos grasos volátiles (AGVs)

En la Figura V.3 se muestran las concentraciones de los tres principales AGVs (acético, propiónico y butírico) mantenidas dentro del reactor durante los experimentos. Se observó una tendencia al aumento en la concentración de los AGVs a medida que aumentó la VCO, aunque este incremento se realizó en forma muy discreta y en muchos casos sin diferencias significativas para los primeros niveles de VCO aplicada.



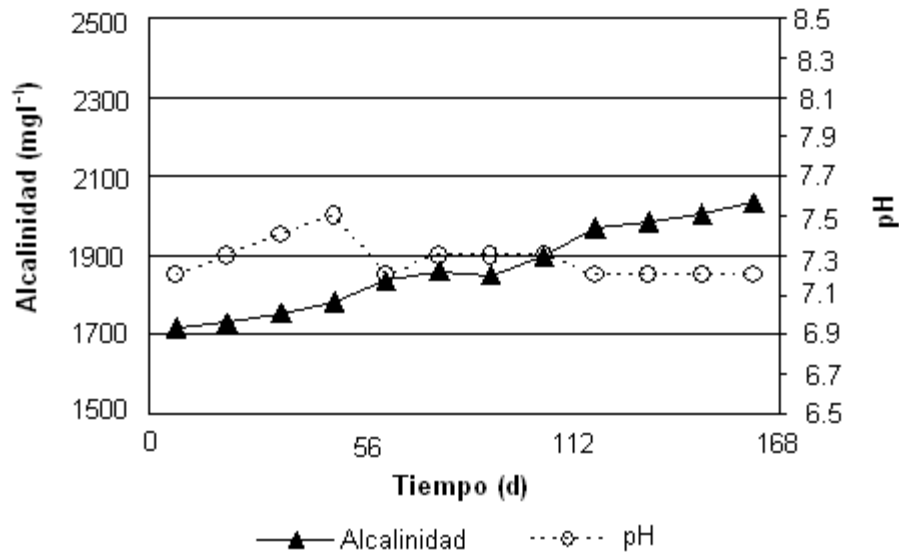
**Figura V.3.** Análisis de la producción de los AGVs con respecto a la VCO y temperatura

La concentración máxima de AGVs registradas en el presente estudio fue de 484.9 mg l<sup>-1</sup> cuando el FAFA fue operado a 20°C y una VCO de 6.1 kg DQO m<sup>-3</sup>d<sup>-1</sup>; sin embargo, esta concentración no rebasó la concentración límite para el proceso de metanogénesis reconocida en la literatura, que es de 2,000 mg l<sup>-1</sup> (Khanal, 2008). Se reconoce, además, que las concentraciones de AGVs más elevadas pueden atribuirse al hecho de que el reactor no opera a una temperatura favorable para acelerar la conversión de la materia orgánica.

### V.3.3. Alcalinidad y pH

La alcalinidad, por su parte, siempre fue en aumento demostrando con ello una elevada capacidad amortiguadora en el proceso y logrando mantener el pH del reactor en un intervalo de 7.2 y 7.5. En general, los resultados obtenidos para la alcalinidad y el pH en el presente estudio se encontraron dentro de los valores

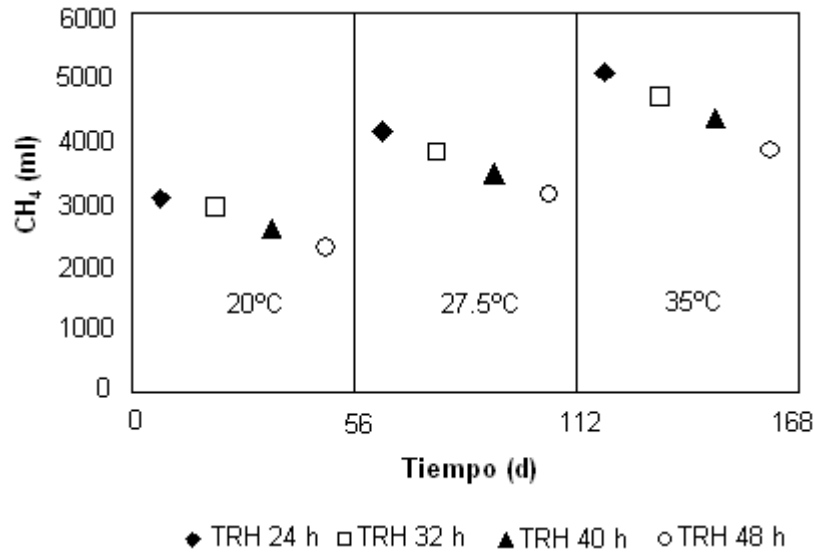
óptimos del proceso de digestión anaerobia (Bilgili *et al.*, 2007; Jeganathan *et al.*, 2006), por lo que no fue necesario adicionar agentes químicos para ajustar el pH del reactor (Figura V.4).



**Figura V.4.** Comportamiento del pH y alcalinidad durante el estudio

#### V.3.4. Producción de CH<sub>4</sub>

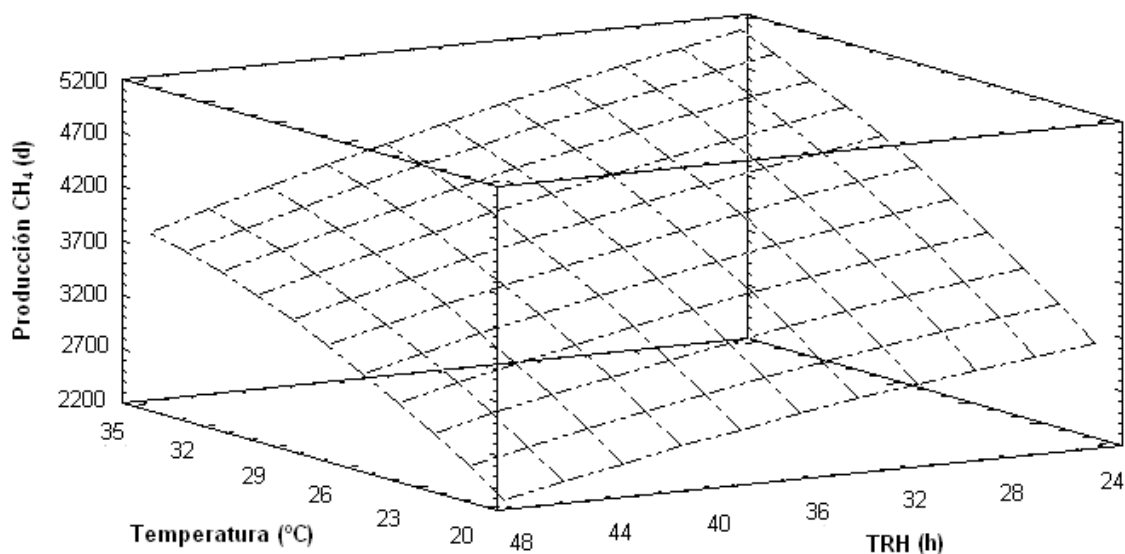
Analizando la Figura V.5, puede apreciarse que la producción de CH<sub>4</sub> fue aumentando significativamente conforme se incrementó la temperatura y la VCO en el reactor. En los tres niveles de temperatura estudiados se observó un efecto similar de la VCO en la producción de CH<sub>4</sub>, donde éste fue menor cuando la VCO en el sistema fue reducida. Este comportamiento fue similar a lo registrado por Behling y colaboradores en el 2004, donde la producción de CH<sub>4</sub> se favoreció en función al incremento de la VCO de un reactor UASB para el tratamiento del efluente de una tenería.



**Figura V.5.** Efecto de la temperatura y TRH en la producción de  $\text{CH}_4$  en el FAFA

Por otro lado, la producción de  $\text{CH}_4$  en el presente estudio fue mayor en función a la temperatura estudiada alcanzando valores promedio de  $5,065 \text{ ml d}^{-1}$  para una VCO de  $6.1 \text{ kg DQO m}^{-3}\text{d}^{-1}$  y una temperatura de  $35^\circ\text{C}$ . Este volumen se encuentra por encima de la producción total de  $\text{CH}_4$  en el reactor por lote estudiado en el capítulo III de la presente investigación; en este sentido el empleo del FAFA para el tratamiento de agua residual de rastro alcanzó mayores eficiencias de remoción y permitió una mayor producción de biogás que lo establecido en las pruebas de tratabilidad, lo que justifica plenamente el uso de este reactor.

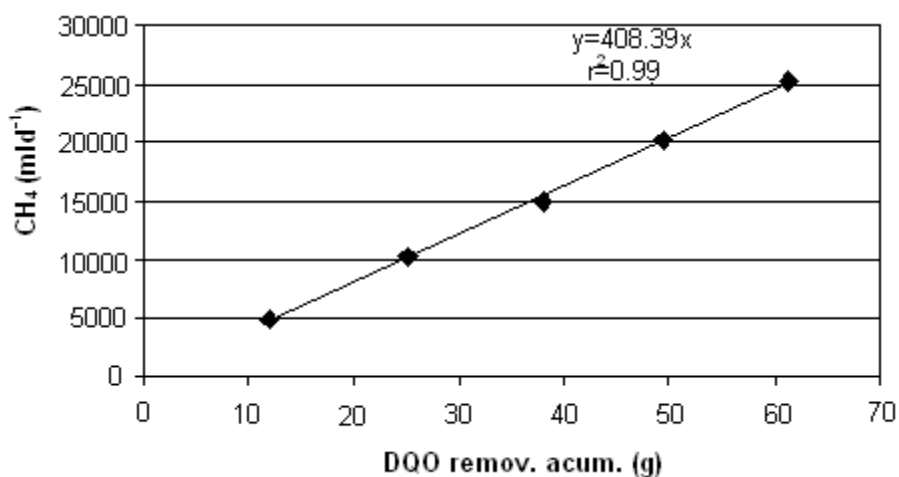
Por otro lado, el análisis de superficie de respuesta permitió identificar que las mejores condiciones de operación del reactor FAFA para la producción de  $\text{CH}_4$  se encuentran en mantener la temperatura a  $35^\circ\text{C}$  y una VCO de  $6.1 \text{ kg DQO m}^{-3}\text{d}^{-1}$ . Estos resultados ratifican las condiciones de operación encontradas en relación a la eficiencia de remoción de materia orgánica.



**Figura V.6.** Análisis de superficie de respuesta para la producción de CH<sub>4</sub>

**V.3.5. Tasa Específica de Producción de CH<sub>4</sub> (TEP- CH<sub>4</sub>)**

Una vez que fueron identificados los parámetros óptimos de operación del FAFA, se determinó la TEP-CH<sub>4</sub> la cual se muestra en la Figura V.7. El valor registrado en el FAFA a 35°C y una VCO de 6.1 kg DQO m<sup>-3</sup>d<sup>-1</sup> fue de 408 ml de CH<sub>4</sub> producido por g de DQO removido. Este resultado es muy similar a lo obtenido en el reactor por lote (450 ml de CH<sub>4</sub>/g DQO removido) estudiado en el capítulo III de la presente tesis, por lo que se confirma la alta actividad metanogénica de la digestión anaerobia de las aguas residuales de rastro.



**Figura V.7.** Tasa específica de producción de CH<sub>4</sub>

### V.3.6. Bases de diseño y operación

El objetivo primordial de la presente tesis es contribuir a establecer las bases para el diseño y operación de un reactor FAFA para el tratamiento de aguas residuales de rastro. De acuerdo con Ekama y Wenzel en el 2008, para realizar el diseño de un reactor anaerobio existen dos criterios: por carga hidráulica y por VCO. El criterio de carga hidráulica toma como base de diseño la velocidad ascendente dentro del reactor; ésta se puede obtener teóricamente a partir del flujo volumétrico del agua residual a tratar y de las dimensiones del reactor (Tabla V.3).

**Tabla V.3.** Dimensiones del reactor FAFA a escala laboratorio

<b>Parámetro</b>	<b>Capacidad</b>
Volumen nominal sin empaque	5,654 ml
Volumen de trabajo sin empaque	4,845 ml
Volumen nominal con empaque	5,070 ml
Volumen de trabajo con empaque	4,330 ml
Altura total	32.8 cm
Altura útil	29.5 cm
Diámetro interno	14.5 cm
Diámetro externo	16.5 cm

El criterio de VCO se basa en la concentración de DQO y la tasa de VCO ( $\text{kg DQO m}^{-3}\text{d}^{-1}$ ). En base a los resultados obtenidos en el presente estudio, la Tabla V.4 propone las condiciones de operación y las características de diseño para el escalamiento a gran del FAFA para el tratamiento de las aguas residuales del rastro de Tizayuca, Hidalgo.



**Tabla V.4.** Parámetros de diseño y operación del FAFA para el tratamiento del agua residual generada en el rastro municipal de Tizayuca, Hidalgo

<b>Parámetro</b>	<b>Unidad</b>	<b>Valor</b>
<i>Características del agua residual</i>		
Temperatura	°C	25
Caudal de operación	m <sup>3</sup> d <sup>-1</sup>	61.54
Concentración inicial	mg DQO l <sup>-1</sup>	6490.7
<i>Características del diseño del reactor</i>		
Tipo de empaque		Plástico
Volumen de vacío	%	95
Área superficial del empaque	m <sup>2</sup> m <sup>-3</sup>	3,600
Conc. microorganismos	mg SSV l <sup>-1</sup>	5,900
Conc. microorganismos en la biopelícula	mg SSV l <sup>-1</sup>	6,500
% Biomasa con respecto al volumen del reactor	%	20%
Eficiencia de remoción	%	86.1
<i>Características de operación del reactor</i>		
Temperatura	°C	35
VCO	kg m <sup>-3</sup> d <sup>-1</sup>	6.1
TRH	d	1

**Tabla V.4** (Continuación)

---

*Características cinéticas de remoción según los modelos de Stover-Kincannon y Grau*

$U_{\max}$	$\text{mg l}^{-1}\text{-d}^{-1}$	99.01
$K_B$	$\text{g l}^{-1}\text{-d}^{-1}$	120.88
$k_s$	$\text{d}^{-1}$	15.72
$m$	$\text{d}^{-1}$	0.06
$n$		1.22

---

#### V.4. Conclusiones parciales

Las condiciones óptimas para la mayor remoción de materia orgánica del orden 86% son las siguientes:

- Temperatura de 35°C, un TRH de 24 h y un pH dentro de un intervalo de 7.2 para una VCO igual a 6.2  $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}\text{d}^{-1}$ .
- La alcalinidad medida como  $\text{CaCO}_3$  en el efluente aumentó de un valor de 1,718 a 2,035  $\text{mg l}^{-1}$ , conforme se aumentó la temperatura y el TRH, dicha situación puede estar relacionada directamente con la eficiencia del proceso.

## Conclusiones y recomendaciones finales

### Conclusiones

Las aguas residuales generadas en los rastros municipales son un riesgo ambiental debido sus características, este hecho se complica debido a la falta de recursos económicos y tecnologías viables.

A pesar de la diversidad de procesos existentes para el tratamiento de aguas residuales, el proceso de digestión anaerobia demostró ser una alternativa viable para tratar los efluentes residuales de rastro.

El estudio en reactor por lote a nivel laboratorio permitió establecer que los factores temperatura y alcalinidad no fueron limitantes en la estabilidad el proceso de tratamiento.

Los modelos de Stover-Kincannon y Grau fueron los que mejor describieron la degradación de materia orgánica en un FAFA a nivel laboratorio utilizando agua residual de rastro.

Los parámetros cinéticos obtenidos de los modelos anteriores permitieron obtener las bases de diseño y operación de un FAFA para tratar agua residual de rastro (TRH, volumen del reactor, VCO, entre otras).

Finalmente este trabajo de investigación demostró la factibilidad de utilizar un FAFA para tratar aguas residuales de rastros municipales alcanzando remociones de materia orgánica mayores de 86% y la oportunidad de aprovechar el CH<sub>4</sub> generado como una fuente de energía alterna, además de establecer las bases técnicas para el diseño y escalamiento.

### Recomendaciones

- Ampliar el estudio en condiciones termofilicas con la finalidad de comprobar la estabilidad del proceso de digestión anaerobia en aguas residuales de rastro municipal.
- Caracterizar composición del biogás generado en el proceso mediante técnicas cromatograficas con la finalidad de verificar los resultados de CH<sub>4</sub> reportados en el presente estudio.

- Caracterizar la biomasa del reactor utilizado mediante técnicas de biología molecular para identificar lo principales consorcios microbianos.
- Se recomienda la utilización de otro material de soporte como el tezontle o la piedra pómez dado que el medio utilizado en el presente trabajo no es redituable desde el punto de vista económico para su aplicación a gran escala.

---

---

## Referencias

- Aguilar, M.I., Sáez, J., Lloréns, M., Soler, A., Ortuño, J.F., Meseguer, V., Fuentes, A. (2005) Improvement of coagulation–flocculation process using anionic polyacrylamide as coagulant aid. *Chemosphere*. 58:47–56.
- Amuda, O.S., Alade, A. (2006) Coagulation/flocculation process in the treatment of abattoir wastewater. *Desalination*. 196: 22-31.
- Anzola-Rojas, M. P., Oliveira-Netto, A. y Zaiat, M. (2008) Actividad metanogénica específica en un reactor anaerobio - aerobio aplicado al tratamiento de agua residual doméstica. *Interciencia*. 33(4):284-289.
- APHA. (1998) *Standard Methods for Examination of Water and Waste Water*. 20<sup>th</sup> edition. American Water Works Association. Water Environment Federation. Washington, D.C.
- Appels, L., Baeyens, J., Degreè, J., Dewil, R. (2008) Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge. *Progress in Energy and Combustion Science*. 34:755-781.
- Banks, C. J. and Wang, Z. (2005) Treatment of meat wastes. In: Wang, L.K., Hung, Y-T., Lo, H.H., Yapijakis, C. (eds.) *Waste treatment in the food processing industry*. CRC Press. Boca Raton, Estados Unidos. p. 67-100.
- Batstone, D. J., Keller, J., Angelidaki, I., Kalyuzhnyi, S. V., Pavlostathis, S.G., Rozzi, A., Sanders, W. T. M., Siegreest, H., Vavilin, V. A. (2002) Anaerobic Digestion Model No 1. IWA Task Group for Mathematical Modelling of Anaerobic Digestion Processes. Scientific and Technical Report N° 13. IWA Publishing. United Kingdom. 75 p.
- Behling, E. H., Caldera, Y. A., Marín, J. C., Rincón, N. C., Fernández, N. M. (2004) Eficiencia de un reactor anaeróbico en el tratamiento del efluente de una tenería. *Bol. Centro Invest. Biol.* 38(3): 204-219.

- 
- Bernard, O., Hadj-Sadok, Z., Dochain, D., Genovesi, A., Steyer, J.P. (2001) Dynamical model development and parameter identification of an anaerobic wastewater treatment process. *Biotech. Bioeng.*75:424-438.
- Bhunja, P., Ghangrekar, M.M. (2008) Analysis, evaluation and optimization of kinetic parameters for performance appraisal and design of UASB reactors. *Bioresource Technology.* 99(7):2132-2140.
- Bilgili, M.S., Demir, A., Özkaya, B. (2007) Influence of leachate recirculation on aerobic and anaerobic decomposition of solid wastes. *Journal of Hazardous Materials.* 143(1-2):177-183.
- Borghei, S.M., Sharbatmaleki M., Pourrezaie P., Borghei G. (2008) Kinetics of organic removal in fixed-bed aerobic biological reactor. *Bioresource Technol.* 99(5):1118-1124
- Borja, R., Banks, C.J., Wang, Z. (1995) Kinetic evaluation of an anaerobic fluidized-bed reactor treating slaughterhouse wastewater. *Bioresource Technology.* 52:163-167.
- Borja, R., Alba, J., Martín, A., Mancha, A. (1998) Influencia de la velocidad de carga orgánica sobre el proceso de digestión anaerobia de aguas de lavado de aceitunas de almazara en reactores de lecho fluidizado. *Grasas y Aceites.* 49(1):42-49.
- Borja, R., Martín, A., Sánchez, E., Rincón, B., Raposo, F. (2005) Kinetic modelling of the hydrolysis, acidogenic and methanogenic steps in the anaerobic digestion of two-phase olive pomace (TPOP). *Process Biochemistry.* 40(5):1841-1847.
- Bougrier, C., Delgenes, J.P., Carrere, H. (2006) Combination of thermal treatments and anaerobic digestion to reduce sewage sludge quantity and improve biogas yield. *Process Safety and Environmental Protection.* 84:280-284.
- Büyükkamacı N, Filibeli A. (2002) Determination of kinetic constants of an anaerobic hybrid reactor. *Process Biochem.*38:73–9.
-

- 
- Cajigas-Cerón, A. A., Pérez-Vidal, A., Torres-Lozada, P. (2005) Importancia del pH y la alcalinidad en el tratamiento anaerobio de las aguas residuales del proceso de extracción de almidón de yuca. *Scientia et Technica*. 6(27): 243-248.
- Caldera, Y., Madueño, P., Griborio, A., Fernández, N., Gutiérrez, E. (2005) Efecto de la CO en el funcionamiento de un reactor UASB durante el tratamiento de un efluente cárnico. *Rev. Técn. Fac. Ing. Univ. del Zulia*. 28: 119-127.
- Campos, C. M., Saleh, B., do Carmo, F. (2005) Determination of kinetic parameters of a lab-scale upflow anaerobic sludge blanket reactor (uasb) removing organic loading from swine manure effluents. *Cienc. agrotec*. 29(5):1045-1051.
- Campos, E., Flotats, X. (2003) Dynamic simulation of pH in anaerobic processes. *Applied Biochemistry and Biotechnology*. 109(3):63-76.
- Chaisri, R., Boonsawang, P., Prasertsan, P. and Chaiprapat, S. (2007) Effect of organic loading rate on methane and volatile fatty acids productions| from anaerobic treatment of palm oil mill effluent in UASB and UFAF reactors. *Songklanakarin J. Sci. Technol. Suppl* 2:311-323.
- Chen, S., Liu, X., Dong, X. (2005) *Syntrophobacter sulfatireducens* sp. nov., a novel syntrophic, propionate-oxidizing bacterium isolated from UASB reactors. *Int. J. Syst. Evol. Microbiol*. 55: 1319-1324.
- Chen, Y., Cheng, J.J., Creamer, K.S. (2008) Inhibition of anaerobic digestion process: A review. *Bioresource Technology*. 99:4044–4064.
- Chernicharo C.A.L. (1997) *Principio do tratamento biológico de águas residuárias: reatores anaeróbios*. Vol. 5, Cap. 3. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental. Universidade Federal de Minas Gerais. Belo Horizonte, MG, Brasil
- Chipasa, K.B. (2003) Accumulation and fate of selected heavy metals in a biological wastewater treatment system. *Waste Management*. 23:135-143.
- Choorit, W., Wisarnwan, P. (2007) Effect of temperature on the anaerobic digestion of palm oil mill effluent. *Electronic Journal of Biotechnology*. 10(3):376-385
-

- 
- Cirne, D.G., Paloumet, X., Björnsson, L., Alves, M.M., Mattiasson, B. (2007) Anaerobic digestion of lipid-rich waste. Effects of lipid concentration. *Renewable Energy*. 32:965-975.
- COFEPRIS (2006) Evaluación de riesgos de los rastros y mataderos municipales. Comisión Federal para la Protección contra Riesgos Sanitarios. México, D.F. 32 p.
- COFEPRIS (2007) Guía para el manejo de residuos en rastros y mataderos municipales. Comisión Federal para la Protección contra Riesgos Sanitarios. México, D.F. 21 p.
- Colmenarejo, M.F., Sánchez, E., Bustos, A., García, G., Borja, R. (2004) A pilot-Scale study of total volatile acids production by anaerobic fermentation of sewage in fixed-bed and suspended biomass reactors, *Process Biochemistry*. 39:1257-1267.
- CONAGUA (2009) Situación del Subsector Agua Potable, Alcantarillado y Saneamiento. Edición 2009. Subdirección General de Agua Potable, Drenaje y Saneamiento. México, D.F. 224 p.
- CONAGUA (2010). Estadísticas del Agua en México. Edición 2010. Subdirección General de Programación. México, D.F. 257 p.
- de Nardi, R., Fuzi, T.P., Del Nery, V. (2008) Performance evaluation and operating strategies of dissolved-air flotation system treating poultry slaughterhouse wastewater. *Resources, Conservation and Recycling*. 52:533–544.
- Debik, T., Coskun, I. (2009) Use of the Static Granular Bed Reactor (SGBR) with anaerobic sludge to treat poultry slaughterhouse wastewater and kinetic modeling. *Bioresource Technology*. 100:2777-2782.
- del Pozo, R., Tas D. O., Dulkadiroglu, H., Orhon, D., Diez, V. (2003) Biodegradability of slaughterhouse wastewater with high blood content under anaerobic and aerobic conditions. *J. Chem. Technol. Biotechnol.* 78(4):384-391.
- Del Real Olvera, J., Prieto García, F., Santos López, E. M., Román Gutiérrez, A. D., Gordillo Martínez, A. J. (2007) Factibilidad de un sistema de digestión anaerobia



- 
- en el tratamiento de aguas de proceso de vinazas con microorganismos de rumiantes. *Rev. Tec. Ing. Univ. Zulia*. 30(2):128-135.
- Del Real Olvera, J., Prieto García, F., Santos López, E. M., Román Gutiérrez, A. D., Gordillo Martínez, A. J. (2009) Simulación matemática de un digestor anaerobio tipo tanque agitado para el tratamiento de vertidos industriales. *Rev. Int. Contam. Ambient.* 25(1):33-41.
- Demergasso, C., Galleguillos, P., Escudero, L., Lam, E. (2000) *Estudio de la cinética de bioconversión de aguas residuales en la producción de agua potable*. XXVII Congreso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental, Porto Alegre.
- Eastern Research Group Inc. (2009) Preliminary Assessment of the Opportunity for Methane Recovery from Wastewater at the Frigosinú SA Slaughterhouse, Monteria, Cordoba, Columbia. Report for the Methane to Markets program of U.S. EPA. Washington DC, Estados Unidos. 18 p.
- Ekama, G.A., Wenzel, G. (2008) Organic matter removal. En: M. Henze *et al* (Eds). *Biological wastewater treatment: principles, modelling and design*. IWA Publishing. Londres, Reino Unido. p. 53-86.
- Fernández-Villagómez, G., Vázquez-Borges, E., Martínez-Pereda, P. (2002) Inhibidores del proceso anaerobio: compuestos utilizados en porcicultura. *Ingeniería Revista Académica*. 6(3):67:71.
- Fuentes, M., Scenna, N.J., Aguirre, P.A., Mussati, M.C. (2008) Application of two anaerobic digestion models to biofilm systems. *Biochemical Engineering Journal*. 38:259-269.
- Gartiser S, Urich E, Alexy R, Kümmerer K. (2007) Anaerobic inhibition and biodegradation of antibiotics in ISO test schemes. *Chemosphere*. 66(10):1839-1848.
- Gao, M., She, Z, Jin, C. (2007) Performance evaluation of a mesophilic (37 °C) upflow anaerobic sludge blanket reactor in treating distiller's grains wastewater *Journal of Hazardous Materials*. 141(3):808-813.
-

- 
- Gavala, H.N., Angelidaki, I., Ahring, B.K. (2003) Kinetics and Modeling of Anaerobic Digestion Process. *Advances in Biochemical Engineering/ Biotechnology*. 81:57-93.
- Gerardi, M. H. (2003) Alkalinity and pH. *In*: M. H. Gerardi (Eds.), *The Microbiology of Anaerobic Digesters* (pp. 99-103). Linden, Pennsylvania, USA. John & Wiley Sons, Inc.
- Ghaniyari-Benis, S., Borja R., Ali Monemian S., Goodarzi V. (2009) Anaerobic treatment of synthetic medium-strength wastewater using a multistage biofilm reactor. *Bioresource Technol.* 100(5):1740-1745.
- Grady, C.P.L., Daigger, G.T., Lim, H.C. (1999) *Biological Wastewater Treatment: Theory and Applications*. CRC Press. New York, Estados Unidos. 1092 p.
- Grau, P., Dohanyas, M., Chudoba, J. (1975) Kinetic of multicomponent substrate removal by activated sludge. *Water Res.* 9:637-642.
- Guerrero, J., Ramirez, I. (2004) Manejo ambiental de residuos en mataderos de pequeño municipios. *Scientia et Technica*. 10(26):199-204.
- Gutiérrez, S.A., Fernández, V.G., Martínez, P.P., Rinderknecht, S.N., Poggi, V.H. (2004) Slaughterhouse wastewater treatment in a full scale system with constructed wetlands. *Water Env. Res.* 76:334-343.
- Ince, O, Ince, B. K, Yenigun, O. (2001) Determination of potential methane production capacity of a granular sludge from a pilot-scale up flow anaerobic sludge blanket reactor using a specific methanogenic activity test. *J. Chem. Technol. Biotechnol.* 76: 573-578.
- INEGI (2010) Síntesis metodológica de la estadística de sacrificio de ganado en rastros municipales. Instituto Nacional de Estadística y Geografía. Aguascalientes, México. 33 p.

- 
- Işık, M. y Sponza, D. T. (2005) Substrate removal kinetics in an upflow anaerobic sludge blanket reactor decolorising simulated textile wastewater. *Process Biochem* 40: 1189–1198.
- Jawed, M., Tare, V. (1999) Microbial composition assessment of anaerobic biomass through methanogenic activity tests. *Water SA* 25: 345-350.
- Jeganathan, J., Nakhla, G., Bassi, A. (2006) Long-Term Performance of High-Rate Anaerobic Reactors for the Treatment of Oily Wastewater. *Environ. Sci. Technol.* 40(20):6466–6472
- Johns, M.R. (1995) Developments in Wastewater Treatment in the Meat Processing Industry: A Review. *Bioresource Technology.* 54(3):204.
- Jördening, H-J., Winter, J. (2005) Environmental biotechnology. Wiley-VCH Verlag. Darmstadt, Alemania. 463 p.
- Kalyuzhnyi, S. V., Davlyatshina, M. A. (1997) Batch anaerobic digestion of glucose and its mathematical modeling. I. Kinetics investigations. *Bioresource Technology.* 59:73-80.
- Khanal, S. K. (2008) Environmental Factors. *In: S. K. Khanal (Eds.), Anaerobic Biotechnology for Bioenergy Production* (pp. 43-63). Ames, Iowa, USA. John & Wiley Sons, Inc.
- Kapdan, K. I. (2005) Kinetic analysis of dyestuff and COD removal from synthetic wastewater in an anaerobic packed column reactor. *Process Biochem.* 40(7):2545-2550.
- Ke, S., Shi, Z., Fang, H.H.P. (2005) Applications of two-phase anaerobic degradation in industrial wastewater treatment. *Int. J. Environment and Pollution.* 2: 65-80.
- Leclerc, M., Delbes, C., Moletta, R., Godon. J-J. (2001) Single strand conformation polymorphism monitoring of 16S rDNA Archaea during start-up of an anaerobic digester. *FEMS Microbiology Ecology.* 34: 213–220.

- 
- León-Diez, F. (2006) Agua, emergencia en puerta. León-Diez, F (eds). La Jornada. México, D.F. 335 p.
- Liu, Y., Lin, Y-M. Yang, S-F. (2002) A Thermodynamic Interpretation of the Monod Equation. *Current Microbiology*. 46(3):0233-0234.
- Loftin, K.A., Henny, C., Adams, C.D., Surampali, R., Mormile, M.R. (2005) Inhibition of microbial metabolism in anaerobic lagoons by selected sulfonamides, tetracyclines, lincomycin, and tylosin tartrate. *Environmental Toxicology and Chemistry*. 24(4):782-788.
- Lokshina, L. Y., Vavilin, V. A., Salminen, E., Rintala, J. (2003) Modeling of Anaerobic Degradation of Solid Slaughterhouse Waste: Inhibition Effects of Long-Chain Fatty Acids or Ammonia. *Appl. Biochem. Biotech.* 109(3):15-32.
- López-López, A., Vallejo-Rodríguez, R., Méndez-Romero, D.C. (2010) Evaluation of a combined anaerobic and aerobic system for the treatment of slaughterhouse wastewater. *Environ. Technol.* 31(3): 319-326.
- López-López, A., De la Barrera-Fraire J, Vallejo-Rodríguez, R. (2007) Acoplamiento de un sistema anaerobio-aerobio para el tratamiento de aguas residuales de rastro. VI Congreso Internacional y XII Nacional de Ciencias Ambientales. Memorias en Extenso. Chihuahua, México. p. 630-635.
- López-López, A., De la Barrera-Fraire, J., Vallejo-Rodríguez, R., Barahona-Argueta, C. (2008) Estudio comparativo entre un proceso fisicoquímico y uno biológico para tratar agua residual de rastro. *Interciencia*. 33(7):490-496.
- López-López, A. (2009) Informe final técnico: Tratamiento integral de residuos generados en el rastro municipal de Tizayuca y su conversión en productos con valor agregado. Centro de Investigación y Asistencia en Tecnología y Diseño del Estado de Jalisco. Guadalajara, México. 44 p.
- Lu, C., Chiang, C.F., Wang, S.C., Chen, P.H., Chen, J.K., Chiu, H.Y., Wu., K.C. (2009) Solubility of heavy metals added to MSW. *Journal of Hazardous Materials*. 161(1):294-299.
-

- 
- Malina, J. F., Pohland, F. G. (1992) Design of anaerobic processes for the treatment of industrial and municipal wastes. Vol.7. Water Quality Management Library. Technomic. Lancaster, PA, EEUU. 213 pp
- Massé, D.I, Masse, L. (2000) Characterization of wastewater from hog slaughterhouses in Eastern Canada and evaluation of their in-plant wastewater treatment systems. *Can. Agric. Eng.* 42:139-146.
- Masse, L., Massé, D.I., Kennedy, K.J., Chou, S.P. (2002) Neutral fat hydrolysis and long-chain fatty acid oxidation during anaerobic digestion of slaughterhouse wastewater. *Biotechnol. Bioeng.* 79:43-52.
- Massé, D.I, Masse. L., Croteau, F. (2003) The effect of temperature fluctuations on psychrophilic anaerobic sequencing batch reactors treating swine manure. *Bioresource Technology.* 89:57–62.
- Mata-Álvarez, J. (2003) Biomethanization of the organic fraction of municipal solid wastes. IWA Publishing. Londres, Reino Unido. 317 p.
- Méndez-Acosta, H.O., Palacios-Ruiz, B., Alcaraz-González, V., Steyer, J-P., González-Álvarez, V., Latrille, E. (2008) Robust control of volatile fatty acids in anaerobic digestion. *Ind. Eng. Chem. Res.* 47(20):7715-7720.
- Miranda, L. A. S., Henriques, J. A. P., Monteggia, L. O. (2005) A full-scale UASB reactor for treatment of pig and cattle slaughterhouse wastewater with a high oil and grease content. *Braz. J. Chem. Eng.* 22: 601-610.
- Mittal, G. S. (2006) Treatment of wastewater from abattoirs before land application: a review. *Bioresource Technol.* 27: 1119-1135.
- Montenegro-Campos, C.M., Botelho-Saléh, B., Ribeiro do Carmo, F. (2005) Determination of kinetic parameters of a lab-scale upflow anaerobic sludge blanket reactor (UASB) removing organic loading from swine manure effluents. *Ciênc. agrotec.* 29(5):1045-1051.

- 
- Moraes, L.M., Paula Junior, D.R. (2004) Avaliação da biodegradabilidade anaeróbia de resíduos da bovinocultura e da suinocultura. *Eng. Agríc.*, 24(2):445-454.
- Moreno-García, B. (2006) Higiene e inspección de carnes I. Díaz de Santos (eds). Madrid, España. 623 p.
- Nosrati, M., Shojaosadati, S.A., Sreerishnana, T.R., Mukhopadhyay, S.N. (2004) Inhibition of thermophilic anaerobic digestion of waste food by long chain fatty acids and propionate. *Iranian Journal of Biotechnology*. 2(4):261-268.
- Pacheco, J., Magaña, A. (2003) Arranque de un reactor anaerobio. *Ingenieria*. 7(1):21-25.
- Palatsi, J., Illa, J., Prenafeta-Boldú, F.X., Laurení, M., Fernandez, B., Angelidaki, I., Flotats, X. (2010) Long-chain fatty acids inhibition and adaptation process in anaerobic thermophilic digestion: Batch tests, microbial community structure and mathematical modelling. *Bioresource Technology*. 101:2243-2251.
- Park, W., Hyun, S.H., Oh, S.E., Logan, B.E. and Kim, I.S. (2005) Removal of Headspace CO<sub>2</sub> increases biological hydrogen production. *Environ. Sci. Technol.*, 39; 4416-4420.
- Penna, J.A; Campos, J.R; Vazoller, R. A (1991) study of the methodology of specific methanogenic activity determination. In: Sixth International Symposium on Anaerobic Digestion. Sao Paulo, Brasil.
- Peng, R. Y., Lo, W-W., Hu, A. Y. (1993) Dynamic mechanism for the anaerobic biodegradation of dyes in a contact reactor. I. The kinetic aspects. *Journal of the Chinese Institute of Environmental Engineering*. 3(4):227-236.
- Pérez-García, M., Romero-García, L.I., Sales-Márquez, D. (1997) Tecnologías anaerobias para la depuración termofílica de vertidos de destilerías vínicas. *Tecnologías Anaerobias en Depuración Termofílica*. 4(2):7-16.
- Posada, S.L., Rosero-Noguera, R. (2007) Comparación de modelos matemáticos: una aplicación en la evaluación de alimentos para animales. *Rev. Colom. Cienc. Pecuaria*. 20(2):141-148.
-

- 
- Quesada, R., Salas, N., Arguedas, M., Botero, R. (2007) Generación de energía eléctrica a partir de biogás. *Tierra Tropical*. 3(2):139-147.
- Ramalho, R.S. (1996) Tratamiento de aguas residuales. Ed. Reverté S.A. Barcelona, España. 707 p.
- Rincón-Acelas, I. R., Noyola-Robles, A., Mijaylova-Nacheva, P., Sánchez-Tovar, S. A. (2008) *Estabilización de vinazas de caña usando reactores anaerobios y cálculo de la energía de activación del sistema*. XXXI Congreso Interamericano AIDIS. Santiago, Chile. 8 p.
- Rivera, A., González, J. S., Castro, R., Guerrero, B. (2002) Tratamiento de efluentes de destilería en un filtro anaerobio de flujo ascendente. *Rev. Int. Contam. Ambient.* 18(3):131-137.
- Rodríguez, J., Sosa, G., Garza, Y. (2002) Bioconversión anaerobia como una alternativa para la remoción de DQO contenido en aguas residuales del rastro municipal del rastro municipal de la Ciudad de Saltillo, Coahuila, México. *Revista de la Sociedad Química de México*. 46:185-188.
- Rodríguez-Tapia, L., Morales-Novelo, J.A. (2000) La aplicación de instrumentos económicos para disminuir la contaminación del agua: experiencias en el uso de cuotas por descargas de aguas residuales. *Análisis Económico*. 15(3):111-135.
- Ruiz, I., Veiga, M.C., de Santiago, P., Blazquez, R. (1997) Treatment of slaughterhouse wastewater in a UASB reactor and an anaerobic filter. *Bioresource Technology*. 60:251-258.
- Salazar-Adams, J.A., Cervantes-Escoto, F., Gomez-Cruz, M.A., Mohanty, S., Málaga, J. (2006) La demanda de productos pecuarios en México por deciles de ingreso: proyección al año 2025. *Técnica Pecuaria en México*. 44(1):41-52.
- Saleh, M.M.A., Mahmood, U.F. (2003) UASB/EGSB Applications for industrial wastewater treatment. *Seventh International Water Technology Conference Egypt*. 1-3:335-344.
-

- 
- Satyanarayan, S.R y Kaul, S.N. (2002) Kinetics of an anaerobic moving bed reactor system treating synthetic milk wastewater. *J. Environ Sci. Health A Tox Hazard Subst Environ Eng.* 37(9):1737-55.
- Sawyer, C. N., McCarty, P. L., Parkin, G. F. (2003) *Chemistry for Environmental Engineering and Science*. 5th ed. McGraw-Hill, Inc., New York, USA. 772 p.
- Shammas, N.K. (2009) Principles and Kinetics of Biological Processes Environmental Factors. In: Wang LK, Shammas NK and Hung Y-T. editors. *Advances Biological Treatment Processes*. New York: Humana Press; 1-54.
- Siles, J.A., Martín, M.A., Martín, A., Raposo, F., Borja, R. (2007) Anaerobic digestion of wastewater derived from the pressing of orange peel generated in orange juice production. *J. Agric. Food Chem.* 55(5):1905-1914.
- Sousa, D.Z., Smidt, H., Alves, M.M., Stams, A.J.M. (2007) *Syntrophomonas zehnderi* sp. nov., an anaerobe that degrades long-chain fatty acids in co-culture with *Methanobacterium formicicum*. *International Journal of Systematic and Evolutionary Microbiology.* 57:609–615.
- Statgraphics Plus Version 7.1. (1994) *Users guide reference*. Statistical graphics, México D.F. pp. 63-73.
- Stover, E. L., Kincannon, D. F. (1982) Rotating biological contactor scale-up and design In: *Proceedings of the 1st International Conference on Fixed Film Biological Process*. Kings Island, Ohio.
- Tapias, G., García de Siles, J.L. (1994) *Manual para la instalación del pequeño matadero modular de la FAO*. Organización de las Naciones Unidas para la Agricultura y la Alimentación. Roma, Italia. 284 p.
- Tchobanoglous, G., Burton, F.L. (2003) *Wastewater engineering. Treatment and reuse*. 4ª ed. Metcalf & Eddy, Inc. McGraw-Hill International Editions. 1819 p.
- Torres, L., Rodríguez, V., Cajigas C., Perez, V. (2002) La actividad metanogénica como herramienta para optimización del proceso anaerobio en el tratamiento de



- 
- aguas residuales fácilmente acidificables. XXVIII Congreso Interamericano AIDIS. Cancún, México. 8 p.
- Vallejo-Rodríguez, R. (2007). Metodología para el diseño de una planta de tratamiento de aguas residuales de rastro municipal. Tesis para obtener el grado de Maestro en Ingeniería Química. Benemérita Universidad Autónoma de México. Puebla, México. 125 p.
- Viraraghavan, T., Varadarajan, R. (1996) Low temperature kinetics of anaerobic-filter wastewater treatment. *Bioresource Technology*. 57:165-171.
- Wang, Y., Pelkonen, M. (2009) Impacts of temperature and liquid/solid ratio on anaerobic degradation of municipal solid waste: an emission investigation of landfill simulation reactors. *Journal of Material Cycles and Waste Management*. 11(4):312-320.
- Wang, L., Zhou, Q., Li, F. T. (2006) Avoiding propionic acid accumulation in the anaerobic process for biohydrogen production. *Biomass and Bioenergy*. 30(2):177-182.
- Wang, Q., Kuninobu, M., Ogawa, H. I., Kato, Y. (1999) Degradation of volatile fatty acids in highly efficient anaerobic digestion. *Biomass and Bioenergy*. 16(6):407-416.
- Wen, Z., Frear, C., Chen, S. (2007) Anaerobic digestion of liquid dairy manure using a sequential continuous-stirred tank reactor. *J. Chem. Technol. Biotechnol*. 82(8):758-766.
- Yilmaz, T., Yuceer, A., Basibuyuk, M. (2008) A comparison of the performance of mesophilic and thermophilic anaerobic filters treating papermill wastewater. *Bioresource technol*. 99(1):156-163.
- Yu, H. Q., Zhao, Q. B., Tang, Y. (2006) Anaerobic treatment of winery wastewater using laboratory-scale multi-and single-fed filters at ambient temperatures. *Process Biochem*. 41(12):2477-2481.
-

Zhang, W., Culley, D.E., Nie, L., Brockman, F.J. (2006) DNA microarray analysis of anaerobic *Methanosarcina barkeri* reveals responses to heat shock and air exposure. *Journal of Industrial Microbiology & Biotechnology*. 33(9):784-790.

Zhao, M., Yan, Q., Ruan, W., Miao, H., Ren, H., Xu, Y. (2010) Effects of butyric acid stress on anaerobic sludge for hydrogen production from kitchen wastes. *Journal of Chemical Technology & Biotechnology*. 85(6):866-871.

### Publicaciones asociadas

Padilla-Gasca E, and López-López A (2010) Kinetics of Organic Matter Degradation in an Upflow Anaerobic Filter Using Slaughterhouse Wastewater. *J Bioremed Biodegrad* 1:106. doi:10.4172/2155-6199.1000106.

Padilla-Gasca E. y López-López A. (2010). Estudio de la metanogénesis y cinética de degradación anaerobia de la materia orgánica presente en el agua residual de rastro, II congreso de la Sociedad Latinoamericana de Biotecnología ambiental y Algal, Cancun Quintana Roo, 5-9 de Diciembre de 2010.

Padilla-Gasca E., López-Ramírez J.E. y López-López A. (2009). Evaluación de la actividad metanogenica en el tratamiento anaerobio de agua residual de rastro, Red Nacional de Investigadores en Ciencias Ambientales, Benemérita Universidad Autónoma de Puebla, Pue., 3 y 4 de Septiembre.