



c i d e t e q

CENTRO DE INVESTIGACION Y DESARROLLO TECNOLÓGICO  
EN ELECTROQUÍMICA, S.C.

---

TRATAMIENTO DE RESIDUOS SÓLIDOS PROVENIENTES DE  
RASTROS MEDIANTE DIGESTIÓN ANAEROBIA.

# Tesis

QUE PARA OBTENER EL GRADO ACADEMICO DE

*Maestro en Ciencia y Tecnología  
en la Especialidad de Ingeniería Ambiental*

PRESENTA

IBQ. CYNTIA ROCÍO FLORES  
JUÁREZ



Querétaro, Qro. Agosto 2008.

Dr. Francisco J Rodriguez Valadez  
Coordinador de Posgrado del PICyT - CIDETEQ

Los abajos firmantes, miembros del Jurado del Examen de Grado del alumno CYTNTIA ROCÍO FLORES JUÁREZ, una vez leída y revisada la Tesis titulada "**TRATAMIENTO DE RESIDUOS SÓLIDOS PROVENIENTES DE RASTROS MEDIANTE DIGESTIÓN ANAEROBIA**", aceptamos que la referida tesis revisada y corregida sea presentada por el alumno para aspirar al grado de Maestro en Ciencia y Tecnología en la opción terminal de INGENIERIA AMBIENTAL durante el Examen de Grado correspondiente.

Y para que así conste firmamos la presente a los 21 días del mes de Agosto del año dos mil ocho.

Dra. Maricarmen Espinosa Bouchot  
Presidente

Dr. Juan Gabriel García Maldonado  
Secretario

Dra. Arodí Bernal Martínez  
Vocal

Dra. Erika Bustos Bustos  
Vocal

Dr. Adrián Rodríguez García  
Vocal

## RESUMEN

---

---

El presente estudio tuvo como objetivo dar un tratamiento a los residuos sólidos de rastro mediante digestión anaerobia con la finalidad de obtener un residuo estabilizado de acuerdo a la norma NOM-004-SEMARNAT-2002 y que este pueda ser utilizado posteriormente como tratamiento anaerobio por lotes, en el cual primeramente se determinó la carga de sólidos más adecuada. A partir de los resultados obtenidos se decidió trabajar con residuos pretratados con NaOH a una concentración de 0.6 g NaOH/g SSV con la finalidad tanto de aumentar la fracción soluble del residuo, como de acelerar la fase hidrólisis. Por último, se realizó un comparativo entre un proceso llevado a cabo en fase psicrófila (a temperatura ambiente) y mesófila (temperatura controlada de 37°C), con lo cual se concluyó que el tratamiento anaerobio por lotes se desarrolló de manera más adecuada cuando se realizó en el rango de temperatura mesófilico; ya que se obtuvieron eficiencias de remoción de 58,39.6 y 45% para la DQO, ST y SV respectivamente. La segunda etapa de este estudio consistió en desarrollar el proceso en forma continua en un reactor UASB, donde se evaluaron dos cargas orgánicas: 3 y 6 Kg/m<sup>3</sup> d y tiempos de retención de 3 y 6 días. Después de 93 días de operación se obtuvieron eficiencias de 81, 75 y 86% para DQO, ST y SV respectivamente cuando se manejó un TRH de 6 días y carga orgánica de 6 Kg / m<sup>3</sup> - d. A partir de estos resultados se concluyó que la digestión anaerobia es una tecnología factible para dar tratamiento a los residuos sólidos de rastro con los que no sólo es posible obtener residuos estabilizados, con el beneficio adicional de recuperar el biogás generado en este proceso.

## ABSTRACT

---

---

The objective of this study was to provide a treatment for solid waste by anaerobic digestion in order to obtain a stabilized waste according to the NOM-004-SEMARNAT-2002 standard and that this can later be used as an anaerobic batch treatment. , in which the most adequate solids loading was determined first. Based on the results obtained, it was decided to work with waste pretreated with NaOH at a concentration of 0.6 g NaOH / g SSV with the aim of both increasing the soluble fraction of the residue and accelerating the hydrolysis phase. Finally, a comparison was made between a process carried out in the psychrophilic (at room temperature) and mesophilic (controlled temperature of 37 ° C) phase, which concluded that anaerobic batch treatment was developed more adequately when was performed in the mesophilic temperature range; since removal efficiencies of 58.39.6 and 45% were obtained for the COD, ST and SV respectively. The second stage of this study consisted of developing the process continuously in a UASB reactor, where two organic loads were evaluated: 3 and 6 Kg / m<sup>3</sup> d and retention times of 3 and 6 days. After 93 days of operation, efficiencies of 81, 75 and 86% were obtained for COD, ST and SV, respectively, when a 6-day HRT and organic load of 6 kg / m<sup>3</sup>-d were handled. Based on these results, it was concluded that anaerobic digestion is a feasible technology to treat solid waste from traces with which it is not only possible to obtain stabilized waste, with the additional benefit of recovering the biogas generated in this process.



**Este trabajo fue realizado en el Centro de  
Investigación y Desarrollo Tecnológico en  
Electroquímica (CIDETEQ), bajo la dirección de:**

**Dr. Adrián Rodríguez García**

## AGRADECIMIENTOS

---

*Esta tesis la dedico con todo mi amor a mis padres, sin ellos no estaría yo aquí.*

En esta sección de mi trabajo de tesis quiero dar un agradecimiento a todas las personas que de una u otra forma han formado parte de mi vida durante este periodo que fue mi estancia en CIDETEQ. Gracias a todos por haberme permitido conocerlos y ganarme su amistad, significan mucho para mi.

Creo que llegó laparte a la que me resisitía llegar por temor a ponerme melancólica, pero en fin... aquí voy.

Primeramente agradeceré a Dios por haberme permitido finalizar esta etapa tan imporante de mi vida.

A mis padres y hermanos, por todo su apoyo y amor, gracias por creer en mi, son mi fuerza y mi motor.

A CIDETEQ, gracias por abirme las puertas y permitirme realizar mis estudios de maestría y cumplir una de mis metas, fue una experiencia muy enriquecedora.

A mi asesor Dr. Adrián Rodríguez, por el tiempo y consejos para realizar mi trabajo, gracias por permitirme trabajar con usted y confiar en mi.

Maestra Lety, gracias por todo su apoyo y tiempo brindado, no sabe lo valioso que es para mi haber contado con usted como asesora, merece toda mi admiración y respeto.

Como se lo prometí Don Rogelio, mi agradecimiento por su incondicional ayuda y consejos, le agradezco no solo por su apoyo en mi trabajo si no por brindarme su amistad, eso vale más que todo y cuente con la mía de igual forma.

No podría dejar de agradecer a las personas que han hecho de mi estancia en CIDETEQ una experiencia memorable y divertida, Mine... gracias por haberme dejado conocerte y brindarme tu amistad, realmente es importante para mi, cuando más estresada me siento, tus bromas me alegran el día; Sara y Zajira, gracias por brindarme su amistad y confianza, significan mucho para mi, son personas con chispa, no la pierdan y Zajira ya no le hagas al gasparín por fas que luego sales lastimada. Ulises, no sabes lo valioso que es contar con tu amistad incondicional, realmente puedo llamarte amigo. Diego, te considero un muy buen amigo, espero serlo también para ti, puedes confiar en mi cuando sea. A todos ustedes, los quiero mucho. Julio, Lidieth, Carlitos y Karen, Tere, Cuara, gracias por hacer ameno el día, les ofrezco mi amistad sincera.

Por último y no por eso menos importante... Sandra, has sido mi mayor apoyo todo este tiempo, tus consejos y ayuda me han sacado adelante cuando creo que ya no puedo, gracias por creer en mi.

## ÍNDICE DE CONTENIDO

---

---

<b>CAPÍTULO I. ANTECEDENTES.....</b>	<b>1</b>
<b>CAPÍTULO II. DEFINICIÓN DEL PROYECTO.....</b>	<b>7</b>
<b>CAPÍTULO III. JUSTIFICACIÓN.....</b>	<b>8</b>
<b>CAPÍTULO IV. OBJETIVOS.....</b>	<b>13</b>
4.1 Objetivo general.....	13
4.2 Objetivos específicos.....	13
4.3 Hipótesis.....	13
<b>CAPÍTULO V. FUNDAMENTACIÓN.....</b>	<b>14</b>
5.1 El proceso de la digestión anaerobia.....	14
5.2 Etapas que conforman la digestión anaerobia.....	15
5.2.1 Etapa hidrolítica.....	15
5.2.2 Etapa fermentativa o acidogénica.....	16
5.2.2.1 Fermentación de los carbohidratos.....	16
5.2.2.2 Fermentación de las proteínas.....	18
5.2.2.3 Fermentación de los lípidos.....	19
5.2.3 Etapa acetogénica.....	21
5.2.4 Etapa metanogénica.....	22
5.3 Diseño Del Proceso Anaerobio.....	24
5.3.1 Factores Operacionales.....	24
5.3.1.1 Carga orgánica volumétrica (COV).....	24
5.3.1.2 Concentración de la biomasa y tiempo de retención de sólidos.....	25
5.3.1.3 Concentración de sólidos.....	26
5.3.1.4 Pretratamiento de los sólidos.....	26
5.3.1.5 Concentración de patógenos.....	28
5.3.2 Factores ambientales.....	30
5.3.2.1 pH.....	30
5.3.2.2 Temperatura.....	31
5.3.2.3 Alcalinidad.....	32
5.3.2.4 Ácidos grasos volátiles.....	34
5.3.2.5 Nutrientes.....	35
5.3.2.6 Tóxicos e inhibidores.....	36
5.3.3 Reactores anaerobios.....	39
5.3.3.1 Reactor de mezcla completa (RMC).....	39
5.3.3.2 Reactor anaerobio de flujo ascendente (UASB).....	40

<b>CAPÍTULO V.</b>	
5.3.4 Arranque y operación de un reactor anaerobio.....	41
5.3.4.1 Inoculación del reactor.....	42
5.3.4.1.1 Logo glandular anaerobio utilizado como inóculo.....	43
5.3.4.1.2 Formación del gránulo.....	43
5.3.4.2 Arranque del reactor anaerobio.....	45
<b>CAPÍTULO VI. METODOLOGÍA.....</b>	<b>47</b>
6.1 Método analíticos.....	48
6.2 Inóculo.....	48
6.3 Residuo.....	51
6.4 Comparación de cargas de sólidos en sistemas en lote.....	53
6.5 Petratamiento del residuo.....	55
6.6 Comparación del proceso anaerobio psicrófilico y mesófilico en sistemas en lote.....	56
6.7 Digestión anaerobia en continuo.....	58
<b>CAPÍTULO VII. RESULTADOS Y DISCUSIÓN.....</b>	<b>60</b>
7.1 Caracterización del inóculo.....	60
7.2 Caracterización del residuo.....	60
7.3 Comparación de cargas de sólidos en sistemas en lote	
7.4 Resultados del petratamiento alcalino	
7.5 Resultados del comparativo entre el proceso de digestión anaerobia con residuos pretratados en fase psicrófila y mesófila.....	75
7.6 Resultado de las pruebas en continuo en un reactor UASB.....	88
7.7 Análisis estadístico de los resultados.....	96
<b>CAPÍTULO VIII. CONCLUSIONES.....</b>	<b>100</b>
<b>CAPÍTULO IX. RECOMENDACIONES.....</b>	<b>105</b>
<b>REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....</b>	<b>106</b>
<b>ANEXO.....</b>	<b>115</b>
A.1 Determinación de la DQO total y soluble.....	115
A.2 Determinación de pH.....	116
A.3 Determinación de alcalinidad parcial y total.....	116
A.4 Determinación de los ácidos grasos volátiles.....	117
A.5 Determinación de nitrógeno amoniacal.....	117
A.6 Determinación de sólidos totales y volátiles.....	118

## ÍNDICE DE TABLAS

---

<b>Tabla</b>	<b>Título de la tabla</b>	<b>Página</b>
1.1	Fuentes de generación de los residuos de rastro	2
1.2	Principales características de los procesos aerobios y anaerobios	5
3.1	Estados con mayor número de ganado sacrificado (número de cabezas) durante el 2006	8
3.2	Límites máximos permisibles para patógenos y parásitos en lodos y biosólidos establecidos en la norma	9
3.3	Composición del biogás	10
5.1	Resumen de constantes cinéticas propuestas para los diferentes procesos.	15
5.2	Bacterias anaeróbicas que degradan aminoácidos	18
5.3	Estequiometría de la fermentación de algunos aminoácidos	19
5.4	Principales reacciones ocurridas durante la acetogénesis	21
5.5	Especies metanogénicas encontradas en digestores anaerobios	23
5.6	Nutrientes para el crecimiento de las bacterias anaerobias	35
5.7	Compuestos causantes de inhibición a las bacterias anaerobias	36
5.8	Fuentes de inóculo para reactores anaerobios	42
6.1	Solución mineral de macro y micro nutrientes	49
6.2	Características del residuo en ambos reactores al inicio de la corrida	54
6.3	Condiciones de operación de los reactores al inicio de la corrida	54
6.4	Condiciones de operación al inicio de la corrida	57
6.5	Condiciones de operación del reactor UASB	59
7.1	Caracterización del inóculo granular anaerobio SJR	61
7.2	Resultados de la caracterización inicial de los residuos	62
7.3	Remoción de los sólidos totales y volátiles e R1 y R2 al final de la corrida	65
7.4	Caracterización del residuo antes y después del pretratamiento	74
7.5	Resultados de los parámetros de control para R1	82
7.6	Resultados de los parámetros de control para R2	83
7.7	Producción y rendimientos de biogás en función de SV removidos y Kg de residuo alimentados al reactor	86
7.8	Contenido patógenos en el residuo tratado al finalizar cada corrida	87
7.9	Resumen de rendimientos de biogás por unidades de materia orgánica removida	94
7.10	Principales parámetros de control en influente y efluente	95
7.11	Análisis de varianza para en comparativo entre cargas	
7.12	ANOVA para la corrida 1 del comparativo de temperaturas	97
7.13	ANOVA para la corrida 2 del comparativo de temperaturas	98
7.14	ANOVA para la corrida 3 del comparativo de temperaturas	99
A.1	Preparación de la curva estándar para la determinación de la Demanda Química de Oxígeno	115

## ÍNDICE DE FIGURAS

---

<b>Tabla</b>	<b>Título de la tabla</b>	<b>Página</b>
5.1	Descripción simplificada de la digestión anaerobia y bacterias que participan en las diferentes etapas: 1. Bacterias hidrolíticas-acidogénicas 2. Bacterias acetogénicas 3. Bacterias homoacetogénicas 4. Bacterias metanogénicas hidrogenófilas 5. Bacterias metanogénicas acetoclásticas	14
5.2	Rutas metabólicas para la degradación de la glucosa	17
5.3	B-Oxidación de los ácidos grasos de cadena larga (AGCL)	20
5.4	Relación existente entre la temperatura y la velocidad de crecimiento de las bacterias	31
5.5	Diagrama de predominio de especies de carbonato	33
5.6	Reactor anaerobio de mezcla completa (RMC)	39
5.7	Reactor anaerobio de flujo ascendente (UASB)	41
5.8	Lodo granular: A. Gránulos anaerobios tomados de un biorreactor B. Micrografía electrónica de barrido de gránulos anaerobios (x2.9K)	43
6.1	Sistemas de medición de metano por desplazamiento volumétrico	50
6.2	Rastro de San Juan del Río Qro. A. Área de lavado de vísceras B. Contenedores de residuos antes de ser llevados al relleno sanitario C. Cárcamo de bombeo de aguas de lavado y sangre antes de entrar a la planta de tratamiento	51
6.3	Muestreo de los residuos dentro del rastro A. Intestinos de res de donde se obtiene el estiércol B. Vísceras y carne de res C. Muestreo del contenido ruminal de res	52
6.4	Reactores anaerobios de mezcla completa utilizados para el comparativo entre diferentes cargas de sólidos	53
6.5	Pruebas de solubilización con diversas dosis de NaOH	55
6.6	Reactores anaerobios utilizados para el comparativo de temperaturas	56
6.7	Reactor anaerobio de flujo ascendente (UASB) utilizado para las pruebas en continuo	58
7.1	Producción acumulada de metano a lo largo del tiempo	60
7.2	Comportamiento de la DQO en R1 y R2 durante el periodo de prueba	63
7.3	Comportamiento de los SV y ST a lo largo del tiempo	4
7.4	Comportamiento del pH en R1 y R2 a lo largo del tiempo	66
7.5	Comportamiento de la alcalinidad parcial a lo largo del tiempo	66
7.6	Comportamiento de la alcalinidad total durante el periodo de operación	67
7.7	Comportamiento de los AGV a lo largo de la corrida	68
7.8	Evolución del parámetro alfa para los reactores R1 y R2 a lo largo de 30 días	69
7.9	Comportamiento del nitrógeno amoniacal en R1 y R2 durante el comparativo	70

7.10 Solubilización de la DQOS por efecto del petratoamiento con NaOH	72
7.11 Comportamiento de la DQOt durante el petratoamiento con NaOH	72
7.12 Relación DQOs/DQOt durante el petratoamiento con NaOH	73
7.13 Comportamiento de los SV durante el petratoamiento con NaOH	73
7.14 Comportamiento de la temperatura durante el periodo de operación RI	75
7.15 Comportamiento de la DQOs durante el periodo de operación (corrida 1)	76
7.16 Comportamiento de la DQOs durante el periodo de operación (corrida 2)	77
7.17 Comportamiento de la DQOs durante el periodo de operación (corrida 3)	78
7.18 Remoción de los sólidos totales y volátiles durante el periodo de operación (corrida 1)	79
7.19 Remoción de los sólidos totales y volátiles durante el periodo de operación (corrida 2)	80
7.20 Remoción de los sólidos totales y volátiles durante el periodo de operación (corrida 3)	80
7.21 Producción acumulada de biogás para R1 y R2 (corrida 1)	84
7.22 Producción acumulada de biogás para R1 y R2 (corrida 2)	85
7.23 Producción acumulada de biogás para R1 y R2 (corrida 3)	85
7.24 Comportamiento del pH durante el periodo de operación del reactor UASB	88
7.25 Comportamiento de los AGV y N-NH <sub>3</sub> en el efluente durante el periodo de operación del reactor UASB	89
7.26 Evolución de la DQO para el influente y efluente durante el periodo de operación d el reactor UASB	91
7.27 Efecto de la COV sobre el porcentaje de remoción de la DQO	92
7.28 Porcentajes de remoción de los sólidos totales y volátiles durante el periodo de evaluación del reactor UASB	93
A.1 Curva de calibración para la determinación de la demanda química de oxígeno	116

## SIMBOLOGÍA Y ABREVIATURAS

---

AGCL	Ácidos grasos de cadena larga
AGV	Ácidos grasos volátiles
AME	Actividad metanogénica específica
AP	Alcalinidad parcial
AT	Alcalinidad total
b	Coefficiente de decaimiento o muerte
C	Concentración del influente
CoA	Coenzima A
COV	Carga orgánica volumétrica
DQOs	Demanda química de oxígeno soluble
DQOt	Demanda química de oxígeno total
IVL	Índice volumétrico de lodos
meq	Miliequivalentes
NMP	Número más probable
pH	Potencia hidrógeno
Q	Caudal
RMC	Reactor de mezcla completa
S	Concetración del sustrato
SST	Sólidos suspendidos totales
SSV	Sólidos suspendidos volátiles
ST	Sólidos totales
SV	Sólidos volátiles
TRH	Tiempo de retención hidráulica
TRS	Tiempo de retención de sólidos
UASB	Upflow anaerobic sludge blanket (reactor anaerobio de flujo ascendente)
V	Volumen del reactor
X	Concentración de la biomasa
Y	Coefficiente de producción de biomasa

# *CAPÍTULO I*

## *ANTECEDENTES*

## I. ANTECEDENTES

---

Sin lugar a dudas, los problemas relacionados con la contaminación ambiental, se han convertido en uno de los temas de mayor actualidad debido a la importancia que tienen para la continuidad de la vida en un medio ambiente en equilibrio y manteniendo un desarrollo sustentable. El acelerado desarrollo tecnológico y el incremento en las actividades humanas netamente productoras de residuos, la industrialización, uso y agotamiento de energías no renovables, han provocado un serio desequilibrio que se ha traducido en alteraciones climáticas que han afectado todos los ecosistemas.

La contaminación de aguas y suelos debido al vertido de sustancias tóxicas han deteriorado su calidad haciendo imposible que puedan ser utilizados. Por otro lado, el aumento en la emisión de gases con efecto invernadero (GEI) como el CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> y CFCs, principales causantes del calentamiento global, ha sido la respuesta a la enorme generación de residuos sólidos biodegradables. Estos últimos han sobrepasado nuestra capacidad para confinarlos o darles un tratamiento, ocasionando la contaminación de suelos debido a los lixiviados y del agua cuando estos son enviados directamente a ríos o lagos, provocando que se rebase la capacidad depuradora del mismo cuerpo de agua, agotando el oxígeno disuelto presente en él, llegándose a crear condiciones anaerobias cuando esto ocurre, lo que a su vez provoca la contaminación del aire por los gases producto de la descomposición anaeróbica de la materia orgánica.

El concepto de residuo está definido de diversas formas, la SEMARNAT lo definió como “Cualquier material generado en los procesos de extracción, beneficio, transformación, producción, consumo, utilización, control o tratamiento cuya calidad no permita usarlo nuevamente en el proceso que lo generó ” el cual no alcanza, en el contexto en que fue producido, ningún valor económico, lo que puede deberse a la falta de tecnología para su tratamiento o aprovechamiento así como a la inexistencia de mercado para los productos o subproductos recuperados.

Dada la naturaleza de los residuos, la actual legislación en México los clasifica como peligrosos, municipales y de manejo especial, regulados por la Ley General Para La

Prevención y Gestión Integral De Los Residuos (LGPGIR), publicada en el 2003 y reformada en el 2007, ya que previo a esto, los residuos solo eran clasificados como residuos peligrosos y urbanos.

Actualmente en México se generan más de 36 mil toneladas de residuos sólidos urbanos por año, siendo el Estado de México, Distrito federal y Jalisco los que generan el mayor porcentaje debido a la alta concentración poblacional y actividad industrial (INEGI, 2006a).

En el caso de los rastros y mataderos, estos tienen un impacto ambiental negativo en la mayoría de las localidades donde se asientan. En estos lugares se lleva a cabo el sacrificio de ganado vacuno, porcino, y avícola principalmente, del cual se generan, además de los productos principales como son carne y piel, diversos subproductos sólidos tales como grasas, vísceras, pelo, pezuñas, cuernos y contenido intestinal, así como líquidos, entre ellos sangre y grandes volúmenes de aguas de lavado. Éstos son considerados como residuos de manejo especial, definido como aquellos residuos generados en los procesos productivos que no reúnen las características para ser considerados como peligrosos o como residuos sólidos urbanos (LGPGIR, 2007).

La cantidad y composición de los residuos líquidos y sólidos generados en los procesos de sacrificio dependen del tipo de animal sacrificado, de los métodos de sacrificio y del tipo de equipo utilizado. En la Tabla 1.1, se presentan las principales fuentes de generación de residuos dentro un rastro típico.

**Tabla 1.1.** Fuentes de generación de residuos de rastro.

<b>PROCESO</b>	<b>RESIDUO</b>
Encorralamiento y engorda de animales	Animales muertos, purines, paja y forraje
Matanza (desangrado)	Sangre
Remoción de pieles (desollado)	Sangre, pelo
Inspección de carne	Carne rechazada
Manejo de canales	Residuos de corte, trozos de carne, grasa
Manejo de vísceras	Contenido estomacal o intestinal
Limpieza general	Trozos de carne, coágulos de sangre
Curado de pieles	Aguas residuales con alto contenido de sales
Servicios (oficinas, sanitarios)	Papel usado, residuos domésticos, agua residual

A lo largo del país, exceptuando al DF, para el 2006 se tenía un registro de 909 rastros municipales, así como 154 rastros tipo inspección general (TIF), aunque existe una gran cantidad de rastros no contabilizados ya que funcionan de manera clandestina, los cuales en su mayoría no cuentan con un manejo adecuado de los residuos ni mucho menos con sistemas eficientes de separación y tratamiento (INEGI, 2007).

La problemática que plantean los residuos como consecuencia de su incremento y las implicaciones sobre la contaminación ambiental y el agotamiento de los recursos naturales, hace que sea esencial la búsqueda de caminos para su correcta gestión desde el punto de vista ambiental y social. En materia de gestión ambiental, el rango más alto en la jerarquía de la gestión integral de los residuos sólidos corresponde a la reducción de origen, lo cual implica reducir la cantidad y/o toxicidad de los residuos que son generados; en segundo lugar está el reciclaje, el cual implica la separación y recogida de los materiales residuales y la preparación de estos para la reutilización, el procesamiento y la transformación en nuevos productos. Por último se encuentra la transformación de los residuos, ésta implica su alteración física, química o biológica. Típicamente, éstas transformaciones son utilizadas para mejorar la eficacia de las operaciones y sistemas de gestión de residuos, recuperar materiales reutilizables y reciclables y recuperar productos de conversión (composta) y energía en forma de calor y biogás (Mandujano, 2001).

Las principales transformaciones físicas incluyen separación de componentes y reducción mecánica de volumen o tamaño. Las transformaciones químicas de los residuos generalmente implican un cambio de fase (por ejemplo, sólido a líquido, sólido a gas, etc.) así como combustión, pirólisis y gasificación. Por último las transformaciones biológicas son las mayormente utilizadas en el tratamiento de residuos orgánicos. Estas transformaciones pueden realizarse aerobia o anaerobiamente, según la disponibilidad de oxígeno (Tchobanoglous, 1999).

El manejo de los sólidos y concentrados de los contaminantes removidos mediante alguno de los tratamientos anteriores ha sido uno de los problemas más difíciles de resolver en el campo de la ingeniería sanitaria además de que la evolución de las tecnologías no ha ocurrido tan

rápido como en los procesos de tratamiento de aguas; las tecnologías de tratamiento de sólidos se han enfocado en los métodos tradicionales tales como espesamiento, estabilización y secado (Bonilla, 2007).

Actualmente se cuenta con sistemas de centrífugas que producen lodos con altos contenidos de sólidos, lechos de secado que minimizan el contenido de agua y composteo, por mencionar algunos ejemplos de tratamientos que son utilizados comúnmente.

Los rellenos sanitarios continúan siendo los sitios más usados para la disposición de sólidos provenientes de plantas de tratamiento ya sea en sitios exclusivos para lodos o junto con residuos sólidos municipales (Matthews, 1998). Del total de los residuos que son generados anualmente, el 56.5% son llevados a rellenos sanitarios y el 10.7% son dispuestos en rellenos de tierra controlado (INEGI, 2006b); sin embargo, el número y capacidad de los rellenos, se han reducido y las localizaciones de nuevos lugares que cumplan con la aceptación regulatoria han disminuido. Para el año del 2006, la SEDESOL tenía el registro de que a nivel nacional había un total de 104 rellenos sanitarios, siendo Puebla y Nuevo León los estados con la mayor cantidad, mientras que con respecto a los rellenos de tierra controlados, se tiene la información de 23 sitios, la mayor parte en Jalisco y Estado de México.

La incineración de los sólidos continúa siendo practicada, pero la operación y el control de las emisiones han sido sujetos a grandes restricciones regulatorias así como a un escrutinio público adverso. Las alternativas a los rellenos sanitarios y la incineración incluyen aplicación al suelo de biosólidos líquidos o secos y el composteo para su distribución y mercadeo.

La digestión anaerobia permanece como el principal proceso de estabilización de sólidos (Forster-Carneiro *et al*, 2008); éste proceso ofrece ventajas para mejorar la destrucción de los sólidos volátiles, la producción de biosólidos estabilizados y la transformación la materia orgánica biodegradable de los residuos en gas metano.

Los tratamientos anaerobios presentan ventajas y desventajas en comparación con los aerobios. En la Tabla 1.2 se sintetizan las principales diferencias:

**Tabla 1.2.** Principales características de los procesos aerobios y anaerobios (Metcalf *et al*, 1973).

<b>Factor</b>	<b>Tratamiento aerobio</b>	<b>Tratamiento anaerobio</b>
Crecimiento de los microorganismos	Crecimiento muy rápido, gran generación de lodos	Crecimiento lento (metanogénicas), poca producción de biomasa
Condiciones ambientales de los microorganismos	Bajo nivel de especialización, baja sensibilidad	Muy sensibles a cambios ambientales
Demanda energética	O <sub>2</sub> necesario, mayor demanda energética para aireación	O <sub>2</sub> no necesario, no precisa aireación
Necesidad de nutrientes	Mayor	Menor
Calidad del residuo	Estabilización baja	Estabilización alta
Productos obtenidos	Fertilizante orgánico o composta	Fertilizante orgánico líquido y sólido, biogás

Actualmente ha habido un gran avance en el estudio de los tratamientos anaerobios. Aunado a esto, la aparición de nuevas normas cada vez más estrictas en cuanto a disposición de lodos y residuos sólidos, ha motivado la aparición de variantes del proceso anaerobio tradicional, ya que se han desarrollado procesos anaerobios bajo condiciones mesofílicas y termofílicas así como diferentes alternativas de pretratamiento donde se han obtenido mayores eficiencias en cuanto a remoción de materia orgánica y producción de biogás. Se han obtenido resultados positivos al tratar diversas clases de residuos; Vigueras, (2002) realizó un estudio con lodos residuales pretratados en sistemas de dos etapas en donde obtuvo eficiencias de remoción del 43% con respecto a los SV, además de la estabilización de los lodos. Harikishan *et al*, (2003) estudiaron la aplicabilidad de un sistema de digestión anaerobia en fase termófila tratando estiércol de ganado vacuno, obteniendo producciones de biogás de 0.62 L por gramo de SV destruido, además de la obtención de lodos tipo A. Karim *et al*, (2005) realizaron un estudio con estiércol vacuno, en donde analizaron el efecto del mezclado y la carga de sólidos sobre el comportamiento y la estabilidad de los reactores anaerobios; el sistema fue manejado en semicontinuo, obteniendo que la carga de sólidos totales más adecuada es del 5% con un sistema de agitación mediante la recirculación del biogás además de una productividad de metano de 0.26 L por gramo de SV añadido. Massé *et al*, (2007) realizaron una codigestión entre estiércol y cadáveres de cerdo en fase psicrófila, donde se observó que la baja temperatura no afectó la eficiencia ni la estabilidad, obteniendo productividades de metano

entre 0.27 a 0.33 L por gramo de DQO alimentado. Forster-Carneiro *et al*, (2008) estudiaron la influencia de la carga de sólidos y el contenido de inóculo dentro del reactor al tratar residuos alimenticios en condiciones termofílicas, del cual obtuvieron eficiencias de remoción del 45% con las condiciones de 20% de sólidos totales y una cantidad de inóculo del 30% del volumen útil del reactor, así como una productividad de metano de 0.22 L por gramo de SV añadido.

El tratamiento de residuos sólidos de rastro por vía anaerobia no ha sido estudiado a profundidad, teniéndose en su mayoría información acerca del tratamiento de la fracción líquida. Marcos *et al*, (2003) realizaron un estudio con residuos sólidos de rastro en un reactor de mezcla completa en continuo en donde se obtuvieron, con una proporción de 6% sólidos, 10% purines y 84% sangre y agua de limpieza, eficiencias de remoción de materia orgánica del 22% así como rendimientos de biogás de 7.84 L por kilogramo de residuo añadido. Alvarez, (2004) realizó una codigestión entre residuos provenientes de matadero y residuos alimenticios de mercado, comparó diferentes cargas de sólidos donde determinó que la concentración más adecuada fue de 4% de SV obteniendo una productividad de 557 L de metano por kilogramo de SV añadido. Posteriormente, se llevó el proceso a escala laboratorio, se investigó el efecto en la producción de biogás y la reducción de sólidos volátiles sobre los siguientes factores: temperatura, composición de la mezcla, tiempo de retención y porcentaje de SV en la alimentación. De aquí se determinó que la temperatura más adecuada fue de 36°C, con una proporción del 17 % residuos de mercado, 67% de la mezcla de rumen/sangre y 17% de estiércol. El rendimiento del metano fue de 634 L por kilogramo de sólido volátil adicionado.

## **II. DEFINICIÓN DEL PROYECTO**

---

Este estudio pretende contribuir a resolver la problemática de los residuos provenientes de rastros mediante su tratamiento por digestión anaerobia, en donde se evaluará tanto la biodegradación de la materia orgánica, así como la producción de biogás, de manera que se obtenga un residuo estabilizado con posibilidad de ser utilizado como mejorador de suelos.

### III. JUSTIFICACIÓN

En México, la ganadería y la industria cárnica constituyen las principales actividades del sector agropecuario y tal vez las actividades más productivas del medio rural, representando el 3.2% del PIB. Querétaro se ha caracterizado por ser uno de los principales estados productores de carne junto con Jalisco, Guanajuato y Veracruz, entre otros (Tabla 3.1), siendo el municipio de Querétaro el principal productor de carne dentro del estado, seguido de los municipios de Corregidora y San Juan del Río, respectivamente (INEGI, 2007).

**Tabla 3.1.** Estados con mayor número de ganado sacrificado (número de cabezas) durante el 2006.

Entidad federativa	Ganado bovino	Ganado porcino	Ganado ovino
Total Nacional	2 646 449	4 838 674	192 832
Jalisco	428 863	856 804	18 838
México	215 915	624 714	41 866
Guanajuato	170 932	398 120	13 804
Michoacán	241 161	322 425	7 723
Puebla	74 667	314 987	13 006
Veracruz	150 787	266 002	120
Querétaro	63 501	173 747	13 756

La disposición de los residuos de rastros y casas de matanza generalmente se ha llevado a cabo de forma inadecuada ya que los líquidos como la sangre y agua de lavado son vertidos directamente al drenaje y a los cuerpos de agua, mientras que los residuos sólidos son llevados a rellenos sanitarios o tiraderos a cielo abierto los cuales no cuentan con las medidas necesarias para captar lixiviados ni los GEI producto de la descomposición de la materia orgánica, además de las consecuencias directas o indirectas en la salud pública.

Esta situación representa, además del evidente daño ambiental, un gran desperdicio de recursos ya que debido a las características del residuo, compuesto principalmente por materia orgánica biodegradable, puede ser utilizado en la producción de energía si es tratado por vía anaerobia, además de la producción de fertilizantes y mejoradores de suelo de buena calidad que cumplan con la norma NOM-004-SEMARNAT-2002, la cual básicamente regula

parámetros como son metales pesados, coliformes y patógenos. Enseguida se mencionan los límites máximos permisibles de los principales parámetros con que los residuos provenientes del rastro deben cumplir para poder ser utilizados o dispuestos (Tabla 3.2).

**Tabla 3.2.** Límites máximos permisibles para patógenos y parásitos en lodos y biosólidos establecidos en la norma (NOM-004-SEMARNAT, 2002).

Clase	Indicador bacteriológico de contaminación	Patógenos	Parásitos
	Coliformes fecales NMP/g en base seca	<i>Salmonella spp.</i> NMP/g en base seca	Huevos de helminto/g en base seca
A	Menor de 1000	Menor de 3	Menor de 1 (a)
B	Menor de 1000	Menor de 3	Menor de 10
C	Menor de 2 000 000	Menor de 300	Menor de 35

El uso que se le proporcione al biosólido depende de la calidad de éste, clasificándose como lodos tipo A, B o C. A los lodos tipo A, puede dársele un uso urbano con contacto público durante su aplicación así como los usos marcados para los lodos B y C. En el caso de los lodos tipo B, puede dársele uso urbano pero sin contacto público directo durante su aplicación además del uso establecido para la clase C. Por último los lodos tipo C pueden ser destinados a actividades forestales y agrícolas así como mejoradores de suelos.

La norma también menciona, en su anexo I, nueve diferentes formas para la reducción de atracción de vectores como pueden ser roedores, moscas, mosquitos además de organismos capaces de transportar agentes infecciosos. Entre estas opciones, se menciona la disminución de los sólidos volátiles durante su tratamiento ya sea mediante digestión aerobia o anaerobia, estabilización térmica, alcalina, reducción de humedad, entre otros. La norma incluye los límites máximos permisibles para metales pesados, pero debido a la naturaleza del residuo, es posible quedar exento de realizar esta medición.

Una vez cubiertos los puntos anteriores, es posible obtener la constancia de no peligrosidad del residuo emitida por la SEMARNAT, de manera que el residuo pueda ser dispuesto, aplicado a

terrenos agrícolas o como mejorador de suelos, lo cual estará sujeto a la Ley Federal de Sanidad Vegetal y a la normatividad vigente en la materia.

La recuperación y separación de los residuos sólidos de manera integral en el rastro es esencial; al separarlos se facilitaría el tratamiento del agua residual de manera que cumpla con la normatividad en la materia (NOM-001-SEMARNAT-1996 y NOM-002-SEMARNAT-1996) y con ello evitar la contaminación de cuerpos receptores.

Mediante el tratamiento de los residuos por digestión anaerobia, además del hecho de dar solución a la problemática existente, se pueden obtener otros beneficios tales como la obtención de fertilizantes y biogás (Igoni *et al*, 2008).

Las características del efluente dependen mucho del sistema, aunque se puede decir que el efluente es la mezcla del influente estabilizado y la biomasa microbiana producida. Se trata además de un residuo más mineralizado que el influente, con lo que normalmente aumenta el contenido del nitrógeno amoniacal y disminuye el nitrógeno orgánico aumentando su capacidad como fertilizante.

Por otro lado, el biogás, producido por las bacterias durante la digestión en un medio anaerobio, es un buen combustible, conformado principalmente por metano, variando la proporción dependiendo del tipo de residuo y las condiciones del tratamiento. La composición típica del biogás se presenta en la Tabla 3.3.

**Tabla 3.3.** Composición del biogás (Igoni *et al*, 2008).

<b>Componente</b>	<b>Porcentaje (%)</b>
Metano (CH <sub>4</sub> )	55 – 75
Dióxido de carbono (CO <sub>2</sub> )	30 – 45
Sulfuro de hidrógeno (H <sub>2</sub> S)	1-2
Hidrógeno molecular (H <sub>2</sub> )	0-1

Entre las propiedades más notorias del biogás se tiene su poder calorífico neto de 5975 Kcal/m<sup>3</sup> aproximadamente, siendo ligeramente menor al del gas natural el cual es de 8843 Kcal/m<sup>3</sup>. Un nivel de producción de biogás alto puede ayudar a la rentabilidad de la inversión necesaria para la construcción de una planta de digestión anaerobia, pero es necesario un correcto sistema de aprovechamiento del mismo. Los sistemas de aprovechamiento usualmente pasan por un sistema de cogeneración de energía eléctrica y energía calorífica. Como ejemplo, a partir de un metro cúbico de biogás, se pueden generar 1.25 Kw/h de electricidad, 6 horas de luz equivalente a una bombilla de 60 W o el funcionamiento de un motor de 1 HP durante 2 horas (Madu *et al*, 2001).

Es importante hacer mención a otra implicación medioambiental que ha tomado gran interés en los últimos años: la generación de gases con efecto invernadero debido principalmente a las actividades antropogénicas. Se tiene que las actividades de combustión son las que tienen el mayor aporte, 32%, posteriormente el sector transporte tiene un aporte del 14%, las actividades forestales como la quema de pastizales y descomposición de la materia orgánica presente en suelos de cultivo, un 23.5% y los residuos, 9%, aproximadamente (SEMARNAT-INE, 2004).

En materia de residuos, los datos obtenidos son preocupantes, ya que el principal gas generado es el CH<sub>4</sub>, 21 veces más potente que el CO<sub>2</sub> como “atrapador de calor”, debido básicamente a la degradación anaerobia de la materia orgánica presente en los residuos dispuestos incorrectamente ya sea en rellenos sanitarios, tiraderos municipales y vertederos a cielo abierto, además es resaltable el ritmo de crecimiento de las emisiones en este sector debido al notable retraso en el manejo y tratamiento de los desechos sólidos. Para 1998, fueron generados por estas actividades, 3,362.78 Gigagramos de CH<sub>4</sub>, equivalente al 41% del total de emisiones de CH<sub>4</sub>. Se ha determinado que la participación de este gas equivale al 23% de las emisiones GEI en nuestro país (SEMARNAT-INE, 2004).

Por lo tanto, se requiere un cambio hacia una visión ambientalista en la que se haga conciencia acerca del enorme impacto ambiental causado por la excesiva generación de residuos, la cual ha sobrepasado nuestra capacidad para tratarlos o disponerlos adecuadamente,

sin olvidar la afectación a nuestro medio ambiente, ya que no solo hemos contaminado la mayoría de nuestras fuentes de agua potable tanto superficiales como subterráneas, sino que hemos deteriorado enormemente la calidad del aire y agotado los suelos cultivables. Por último, es necesario entender que los residuos no son algo de lo que nos tenemos que deshacer sino que son recursos o materia prima para otros procesos que bien podemos aprovechar.

## IV. OBJETIVOS

---

### 4.1 OBJETIVO GENERAL

Desarrollar un sistema para el tratamiento de los residuos sólidos provenientes de rastros mediante digestión anaerobia, enfocado tanto a la remoción de materia orgánica como a la estabilización los residuos de manera que puedan ser reutilizados como mejoradores de suelos.

### 4.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- ✖ Determinar la actividad metanogénica específica de diferentes lodos anaerobios y determinar el más adecuado para ser utilizado como inóculo en los reactores anaerobios.
- ✖ Realizar pruebas de biodegradación en sistemas en lote bajo condiciones psicrófilas para determinar la carga de sólidos más adecuada en función de la degradación de materia orgánica y remoción de sólidos totales y volátiles.
- ✖ Estudiar el efecto de la temperatura en el proceso de digestión anaerobia bajo condiciones psicrófilas y mesófilas en lote.
- ✖ A partir de los resultados obtenidos en los sistemas anaerobios operados en lote, llevar el proceso a continuo en un reactor UASB.

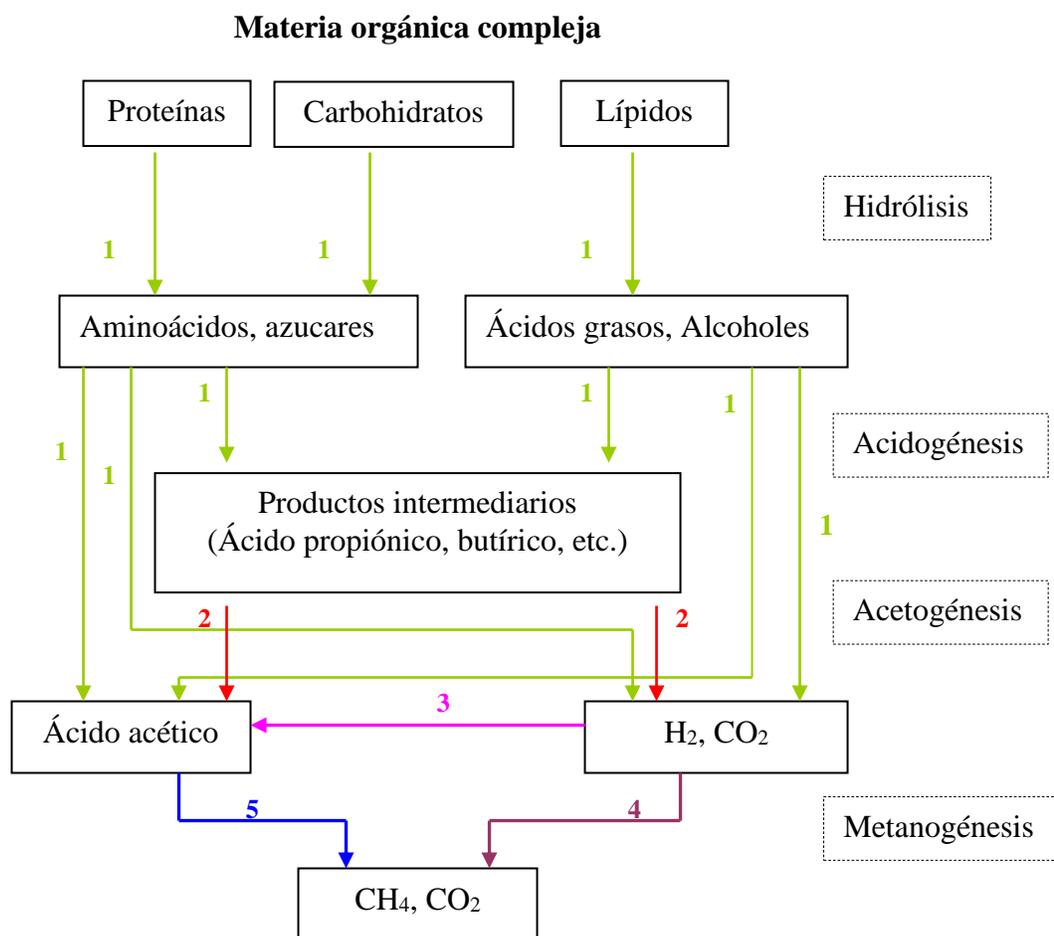
### 4.3 HIPÓTESIS

Mediante digestión anaerobia, es posible dar a los residuos sólidos provenientes de rastros un tratamiento adecuado con el que se obtenga un biosólido estabilizado, se reduzca su capacidad de atracción de vectores y que cumpla con la Norma NOM -004-SEMARNAT-2002 para lodos clase C.

## V. FUNDAMENTACIÓN

### 5.1 EL PROCESO DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA

La digestión anaerobia es un proceso controlado en el cual ocurre una degradación ordenada de sólidos volátiles y otros compuestos orgánicos por un consorcio de bacterias en ausencia de oxígeno resultando en la producción de metano, dióxido de carbono y gases traza (Figura 5.1). Ésta consta de cuatro etapas: hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis (Vavilin *et al*, 2008).



**Figura 5.1.** Descripción simplificada de la digestión anaerobia y bacterias que participan en las diferentes etapas: 1) Bacterias hidrolíticas-acidogénicas, 2) Bacterias acetogénicas, 3) Bacterias homoacetogénicas 4) Bacterias metanogénicas hidrogenófilas y, 5) Bacterias metanogénicas acetoclásticas.

## 5.2 ETAPAS QUE CONFORMAN LA DIGESTIÓN ANAEROBIA

### 5.2.1 Etapa hidrolítica

El material particulado no puede pasar a través de la membrana celular de la bacteria; por lo tanto los sólidos orgánicos tienen que ser convertidos en sustancias disueltas. Los sólidos volátiles son hidrolizados a compuestos disueltos. Ésta hidrólisis es llevada a cabo por enzimas extracelulares excretadas por las bacterias fermentativas.

La velocidad relativa de cada una de las etapas es diferente, por lo tanto la velocidad global está controlada por la más lenta (Tabla 5.1).

**Tabla 5.1.** Resumen de constantes cinéticas propuestas para los diferentes procesos (Pavlosthatis *et al*, 1991).

Sustrato	Proceso	K (g DQO/ g SSV d)	Ks (mg DQO / L)	$\mu$ max (d <sup>-1</sup> )	Y (g SSV/ g DQO)	B (d <sup>-1</sup> )
Azúcares	acidogénesis	1.33-0.76	22.5-6.3	7.2-30	0.14-0.17	6.1
AGCL	Oxidación anaerobia	0.77-6.76	105-3180	0.085- 0.55	0.04-0.11	0.01-0.027
AGV	Acetogénesis	6.2-17.1	12-500	0.13-1.2	0.025-0.047	0.01-0.027
Acetato	Metanogénesis acetoclástica	2.6-11.6	11-421	0.08-0.7	0.01-0.054	0.004- 0.037
H <sub>2</sub> /CO <sub>2</sub>	Metanogénesis hidrogenotrófica	1.92-90	4.8*10 <sup>-5</sup> - 0.6	0.05-4.07	0.017-0.045	0.088

Si el sustrato hidroliza fácilmente, el proceso crítico será la metanogénesis, proceso que tiene la velocidad más lenta. Por otro lado si la materia orgánica está compuesta por polímeros complejos, la hidrólisis puede limitar la velocidad global. Esto es afectado por muchos factores, entre ellos el pH, la temperatura, la concentración de biomasa, entre otros. Los pretratamientos térmicos, químicos o combinación de ellos, cuyo principal objetivo es un aumento en la velocidad de hidrólisis, supone un beneficio para el proceso general,

produciendo menores tiempos de retención y menores tamaños de reactor (Navia *et al*, 2002; Kim *et al*, 2003; Vlyssides *et al*, 2004; Lopez *et al*, 2007).

## 5.2.2 Etapa fermentativa o acidogénica

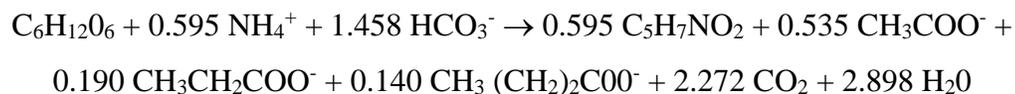
Las moléculas orgánicas solubles son fermentadas por organismos acidogénicos formando compuestos que pueden ser utilizados directamente por las bacterias metanogénicas (ácido acético, H<sub>2</sub>) y compuestos orgánicos más reducidos (ácido láctico, etanol, ácido propiónico y butírico, principalmente) que tienen que ser oxidados por bacterias acetogénicas a substratos que puedan utilizar las metanogénicas (Stams, 1994).

Entre las bacterias acidogénicas encontradas comúnmente en los reactores anaerobios se encuentran especies de *Butyrivibrio*, *Propionibacterium*, *Clostridium*, *Bacteroides*, *Ruminococcus*, *Acetivibrio*, *Bifidobacterium*, *Eubacterium*, *Peptostreptococcus*, *Peptococcus*, *Selenomonas*, *Lactobacillus*, *Streptococcus* y miembros de *Enterobacteriaceae* (Zeikus, 1980).

### 5.2.2.1 Fermentación de los carbohidratos

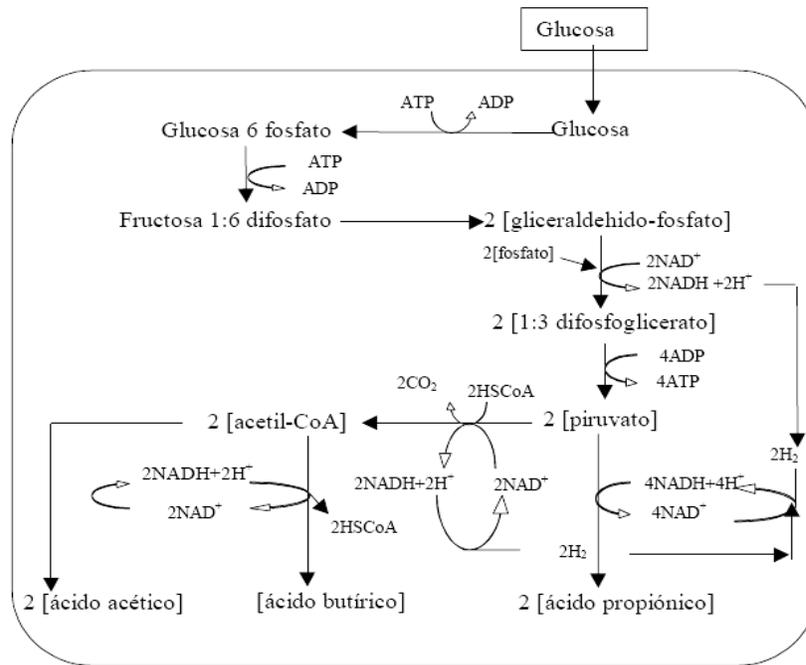
Los carbohidratos son compuestos orgánicos formados por carbono, hidrógeno y oxígeno. Cuando por hidrólisis ya no es posible fragmentar una molécula de carbohidratos en la que se encuentra un grupo carbonilo (aldehído o cetona) y varios grupos alcohol, el compuesto se conoce como monosacárido o azúcar simple. La ruta de degradación de la glucosa por vía anaerobia proporciona como principales productos ácidos grasos volátiles, H<sub>2</sub> y CO<sub>2</sub>.

McCarty (1971) propuso la siguiente reacción estequiométrica:



Los principales microorganismos fermentativos son básicamente del género *Clostridium*, que convierten la glucosa y algunos aminoácidos en ácido butírico, acético, CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>. La glucosa

se convierte en piruvato mediante la ruta Embden-Meyerhof, y el piruvato se desdobra a Acetil-CoA y CO<sub>2</sub> (Figura 5.2) (Madigan *et al*, 1998).



**Figura 5.2.** Rutas metabólicas para la degradación de la glucosa (Mosey, 1993).

Las bacterias ácido-propiónicas, del género *Propionibacterium*, realizan un proceso distinto, conocido como fermentación ácido-propiónica, en el que se produce la fermentación del ácido láctico, carbohidratos y polihidroxi-alcoholes, produciendo, principalmente, ácido propiónico, succínico, acético y CO<sub>2</sub>.

Uno de los principales componentes de la materia orgánica, sobre todo en residuos ganaderos, son los materiales lignocelulósicos, constituidos principalmente por lignina, celulosa y hemicelulosa.

La lignina es un material altamente refractario a la degradación anaerobia, afectando también a la biodegradabilidad de la celulosa, de la hemicelulosa y de otros polímeros, convirtiéndose su degradación en el proceso limitante de la velocidad de la hidrólisis y por tanto, de la degradación anaerobia de determinados substratos (Sleat *et al*, 1987; Pavlostathis *et al*, 1991; Veeken *et al*, 1999).

### 5.2.2.2 Fermentación de las proteínas

Las proteínas son polímeros compuestos por aminoácidos unidos por enlaces amino o peptídicos, son hidrolizadas por enzimas extracelulares (proteasas) a polipéptidos y aminoácidos (Ramsay *et al*, 2001). Generalmente la tasa de hidrólisis de proteínas es menor que la de los carbohidratos (Pavlostathis *et al*, 1991).

Existen proteasas extracelulares, conocidas como proteinasas que atacan la proteína entera, y las peptidasas, intracelulares, que cortan aminoácidos del extremo de proteínas y péptidos. Los aminoácidos producidos son degradados a ácidos grasos volátiles, dióxido de carbono, hidrógeno, amonio y sulfuros y varían significativamente en tamaño y estructura (Tabla 5.2) y son fermentados por diferentes rutas dependiendo del tipo de aminoácido presente (Ramsay *et al*, 2001).

**Tabla 5.2.** Bacterias anaeróbicas que degradan aminoácidos (Hippe *et al*, 1992).

<b>Especies</b>	<b>Enzimas producidas</b>	<b>Aminoácidos utilizados</b>
<i>C. bifermentans</i>	Proteo/sacarolítica	Prolina, serina, arginina,
<i>C. sordelii</i>	Proteo/sacarolítica	glicina, Leucina, isoleucina,
<i>C. botulinum</i>	Proteo/sacarolítica	valina , Ornitina, lisina,
<i>C. caloritolerans</i>		alanina
<i>C. sporogenes</i>	Proteo/sacarolítica	Cisteina, metionina,
<i>C. cochleatum</i>		aspartame
<i>C. difficile</i>	Sacarolítica	Treonina, fenilalanina,
<i>C. putrificum</i>	Proteo/sacarolítica	Tirosina, triptófano y
<i>C. sticklandii</i>	Especialista	glutamato
<i>C. gonhi</i>	Proteolítica	
<i>C. mangenotii</i>	Proteolítica	
<i>C. scatologenes</i>	Sacarolítica	
<i>C. lituseburense</i>	Proteo/sacarolítica	
<i>C. butyricum</i>	Sacarolítica	

*C: Clostridium*

Las reacciones estequiométricas para la fermentación de los diferentes aminoácidos se presentan en la Tabla 5.3.

**Tabla 5.3.** Estequiometría de la fermentación de algunos aminoácidos (Elsden *et al*, 1978).

Reacciones
$C_5H_{11}O_2N$ (Val) + $2H_2O \rightarrow C_4H_8O_2$ (2-metilpropionato) + $NH_3$ + $CO_2$ + $2H_2$ + ATP
$C_9H_{11}O_2N$ (Phe) + $H_2 \rightarrow C_9H_{10}O_2$ (fenilpropionato) + $NH_3$
$C_9H_{11}O_3N$ (Tyr) + $H_2 \rightarrow C_9H_{10}O_3$ (hidroxifenil propionato) + $NH_3$
$C_2H_5O_2N$ (Gly) + $H_2 \rightarrow C_2H_4O_2$ (acetato) + $NH_3$
$C_2H_5O_2N$ (Gly) + $1/2H_2O \rightarrow 3/4 C_2H_4O_2$ (acetato) + $NH_3$ + $1/2CO_2$ + $1/4$ ATP
$C_3H_7O_2N$ (Ala) + $2H_2O \rightarrow C_2H_4O_2$ (acetato) + $NH_3$ + $CO_2$ + $2H_2$ + ATP
$C_3H_6O_2NS$ (Cys) + $2H_2O \rightarrow C_2H_4O_2$ (acetato) + $NH_3$ + $CO_2$ + $H_2S$ + $1/2H_2$ + ATP
$C_5H_{11}O_2NS$ (Met) + $2H_2O \rightarrow C_3H_6O_2$ (propionato) + $CO_2$ + $NH_3$ + $CH_4S$ + $H_2$ + ATP
$C_3H_7O_3N$ (Ser) + $H_2O \rightarrow C_2H_4O_2$ (acetato) + $NH_3$ + $CO_2$ + $H_2$ + ATP
$C_4H_9O_3N$ (Thr) + $H_2 \rightarrow C_2H_4O_2$ (acetato) + $1/2C_4H_8O_2$ (butirato) + $NH_3$ + ATP
$C_4H_7O_4N$ (Asp) + $2H_2O \rightarrow C_2H_4O_2$ (acetato) + $NH_3$ + $2CO_2$ + $2H_2$ + 2 ATP
$C_5H_9O_4N$ (Glu) + $2H_2O \rightarrow C_2H_4O_2$ (acetato) + $NH_3$ + $CO_2$ + $H_2$ + 2ATP

La fermentación de aminoácidos es un proceso rápido y que en general, no limita la velocidad de la degradación de compuestos proteicos (Pavlostathis *et al*, 1991).

### 5.2.2.3 Fermentación de los lípidos

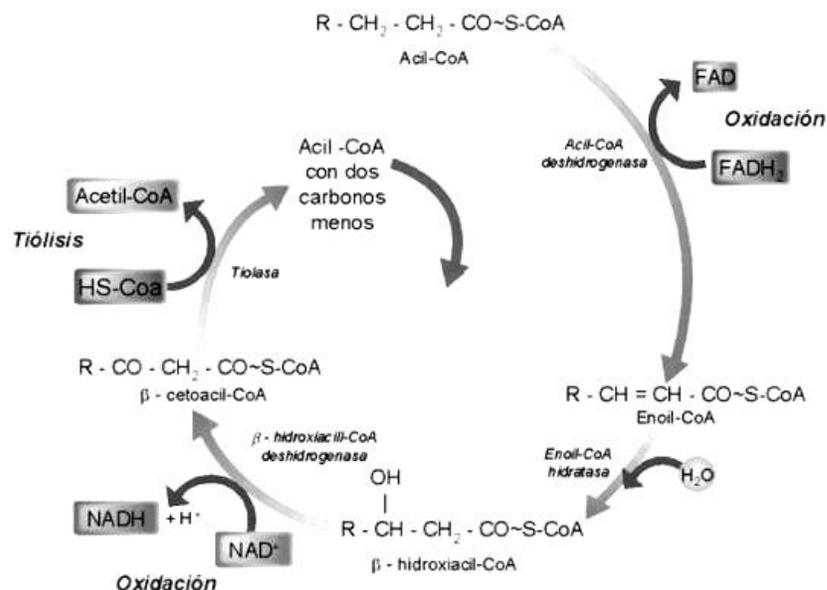
Los lípidos son polímeros de ácidos grasos superiores enlazados a una molécula de glicerol a través de enlaces tipo éste. Tienen como característica común el hecho de ser solubles en solventes orgánicos como el éter, benceno, heptano y ser insolubles en agua. Si la grasa es soluble, la hidrólisis enzimática de grasas generalmente es rápida.

La degradación de lípidos en ambientes anaerobios consiste en una ruptura inicial de las grasas por un grupo de enzimas hidrolíticas (lipasas) en los correspondientes ácidos grasos de cadena larga (AGCL) y moléculas de glicerol o galactasa. Una molécula de fosfolípidos produce un equivalente de ácido fosfórico, uno de glicerol y dos de ácidos grasos (Pavlostathis *et al*, 1991).

La ruta principal de degradación de AGCL es la  $\beta$ -oxidación. Los ácidos grasos libres son introducidos en la célula a través de la pared celular. Éstos, para ser metabolizados se activan mediante la coenzima A, transformándose en acil-CoA, reacción que necesita un aporte energético del ATP. El acil-CoA sufre el ataque sucesivo de 4 sistemas enzimáticos que, de forma cíclica, van cortando fragmentos de 2 átomos de carbono a la cadena del acil-CoA y convirtiéndolos en moléculas de acetil-CoA. La serie de 4 reacciones se repite hasta que el acil-CoA se ha oxidado totalmente a moléculas de acetil-CoA. En ese momento habrá completado la llamada hélice de Lynen.

La  $\beta$ -oxidación es un ciclo en espiral que va liberando un acetil-CoA en cada bucle, produciendo, principalmente, ácido acético. Si se trata de un ácido con un número, n, impar de átomos de carbono, al final se obtendrían n-1 acetil- CoA y un propionil-CoA (Ratledge, 1992).

Durante el proceso se produce la deshidrogenación del ácido graso, liberándose hidrógeno molecular a través del intermediario NADH. El  $H_2$  es el principal aceptor de electrones (Figura 5.3).



**Figura 5.3.**  $\beta$ - Oxidación de los ácidos grasos de cadena larga (AGCL).

### 5.2.3 Etapa acetogénica

Productos como ácido láctico, propiónico, butírico, etanol y otros ácidos grasos volátiles (AGV) pueden no ser utilizados directamente por los microorganismos metanogénicos y deben ser degradados por las bacterias productoras de hidrógeno en el proceso denominado acetogénesis.

Las bacterias acetogénicas son responsables de la conversión de los compuestos receptores de electrones producidos en la acidogénesis. La conversión de estos compuestos intermedios es crucial para la exitosa producción de metano, ya que a que los microorganismos metanogénicos no los pueden utilizar directamente. La acetogénesis es llevada a cabo por una asociación sintrófica con microorganismos metanogénicos consumidores de H<sub>2</sub> (Tabla 5.4).

**Tabla 5.4.** Principales reacciones ocurridas durante la acetogénesis.

<b>Reacciones oxidativas</b>	<b>Reacción</b>	<b>ΔG° (KJ)</b>
Propionato→acetato	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COO}^- + 3\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}^+ + \text{HCO}_3^- + 3\text{H}_2$	+76.1
Butirato→ acetato	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{COO}^- + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}^+ + 2\text{H}_2$	+48.1
Etanol → acetato	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH} + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}^+ + 2\text{H}_2$	+9.6
Lactato →acetato	$\text{CH}_3\text{CHO} + \text{HCOO}^- + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}^+ + \text{HCO}_3^- + 2\text{H}_2$	-4.2
Acetato→ metano	$\text{CH}_3\text{COO}^- + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{HCO}_3^- + \text{CH}_4$	-31.0
<b>Reacciones respirativas</b>		
HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup> → Acetato	$2\text{HCO}_3^- + \text{H}^+ + 4\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + 4\text{H}_2\text{O}$	-104.6
HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup> →Metano	$\text{HCO}_3^- + \text{H}^+ + 4\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_4 + 3\text{H}_2\text{O}$	-135.6
Sulfato→Sulfuro	$\text{SO}_4^{2-} + \text{H}^+ + 4\text{H}_2 \rightarrow \text{HS}^- + 4\text{H}_2\text{O}$	-151.9
	$\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{SO}_4^{2-} + \text{H}^+ \rightarrow 2\text{HCO}_3^- + \text{H}_2\text{S}$	-59.9
Nitrato→Amoniaco	$\text{NO}_3^- + 4\text{H}_2 + \text{H}^+ \rightarrow \text{NH}_4^+ + 3\text{H}_2\text{O}$	-599.6
	$\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{NO}_3^- + \text{H}^+ + \text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{HCO}_3^- + \text{NH}_4^+$	-511.4
Nitrato→ N <sub>2</sub>	$2\text{NO}_3^- + 5\text{H}_2 + 2\text{H}^+ \rightarrow \text{N}_2 + 6\text{H}_2\text{O}$	-1120.5

Un tipo especial de microorganismos acetogénicos, son los llamados homoacetogénicos, que consumen H<sub>2</sub> y CO<sub>2</sub>, y producen acetato. Los principales exponentes son *Acetobacterium woodii* o *Clostridium aceticum* (Madigan *et al*, 1998).

#### 5.2.4 Etapa metanogénica

Las bacterias metanogénicas son las responsables de la formación de metano a partir de sustratos monocarbonados o con dos átomos de carbono: acetato, H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, formiato, metanol y algunas metilaminas. Constituyen el paso final en la transferencia de electrones de varias especies donadoras. Desgraciadamente, las bacterias metanogénicas conocidas utilizan solo una poca cantidad de relativamente simples sustratos para su crecimiento y metabolismo, los más familiares y frecuentemente conocidos son los mediados por una reducción de hidrógeno y la acetilación del ácido acético.

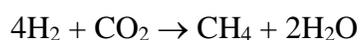
Sin embargo, es sabido que muchas bacterias metanogénicas también pueden utilizar formiato, y en menor grado, alcoholes o monóxido de carbono como donadores de electrones. Por lo tanto, en presencia de una abundante fuente de sustratos orgánicos, aproximadamente dos terceras partes del metano producido durante la conversión anaerobia, es derivada del acetato, y una tercera parte es derivada de la reducción del dióxido de carbono.

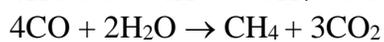
Se pueden establecer dos grandes grupos de microorganismos, en función del sustrato principal, dividiéndose en los hidrogenotróficos, que consumen hidrógeno y ácido fórmico, y los metilotróficos o acetoclásticos, que consumen grupos metilos del acetato, metanol y algunas aminas (Cairó *et al*, 1988).

Hay por lo menos diez sustratos que se convierten en metano por la acción de uno u otro microorganismo metanogénico, los cuales liberan energía adecuada para la síntesis de ATP, incluyendo formiato, metanol, metilmercaptano y metilamina (Madigan, 2003).

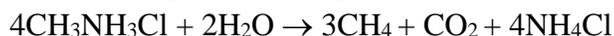
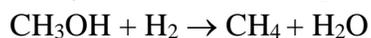
A estos sustratos se les divide en tres clases:

Sustratos del tipo CO<sub>2</sub>

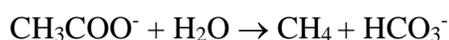




Sustratos con grupo metilo



Sustrato de acetotróficas



Se clasifica a las metanobacterias en siete grupos principales que comprenden un total de 17 géneros. Hay bacilos cortos y largos, cocos con variada ordenación, y metanógenos filamentosos. Unos son Gram positivos, otros Gram negativos (Smith, 1998). En la Tabla 5.5 se presentan las principales especies de bacterias metanogénicas así como sus principales sustratos.

**Tabla 5.5.** Especies metanogénicas encontradas en digestores anaerobios (Boone *et al*, 1988).

<b>Especies</b>	<b>Sustrato metanogénico</b>	<b>Encontradas en digestores +/-</b>
<i>Methanobacterium</i>		
<i>Briantii</i>	H <sub>2</sub> + CO <sub>2</sub>	+
<i>Formicum</i>	H <sub>2</sub> + CO <sub>2</sub> , formiato	+
<i>Wolfei</i>	H <sub>2</sub> + CO <sub>2</sub>	+/-
<i>Methanobrevibacter</i>		
<i>Arboriphilus</i>	H <sub>2</sub> + CO <sub>2</sub>	+
<i>Ruminantium</i>	H <sub>2</sub> + CO <sub>2</sub> , formiato	+
<i>Smithii</i>	H <sub>2</sub> + CO <sub>2</sub> , formiato	+
<i>Methanothermus</i>		
<i>Fervidus</i>	H <sub>2</sub> + CO <sub>2</sub>	-
<i>Methanogenium</i>		
<i>Cariaci</i>	H <sub>2</sub> + CO <sub>2</sub> , formiato	-
<i>Marisnigri</i>	H <sub>2</sub> + CO <sub>2</sub> , formiato	-
<i>Methanosarcina</i>		
<i>Barkeri</i>	H <sub>2</sub> + CO <sub>2</sub> , formiato	+
<i>Mazei</i>	Methanol, metanolaminas	+
<i>Acetivorans</i>	Acetato, methanol, metanolaminas	-
<i>Methanotherix</i>		
<i>Soehngenii</i>	Acetato	+
<i>Concili</i>	Acetato	+

## 5.3 DISEÑO DEL PROCESO ANAEROBIO

El arranque y operación de un reactor son procesos complejos que involucran simultáneamente diversos factores concernientes tanto a las características del residuo como son su composición, concentración, degradabilidad y los relacionados a la microbiología y bioquímica descrita anteriormente y que involucra los nutrientes, temperatura y pH, además de factores relacionados con la operación del reactor; por lo que en el siguiente apartado se describirá brevemente cada uno de estos factores.

### 5.3.1 FACTORES OPERACIONALES

#### 5.3.1.1 Carga orgánica volumétrica (COV)

Cuando se ha decidido utilizar un tratamiento anaerobio para una aplicación en particular, la tarea más importante será dimensionar el sistema de manera que se invierta el mínimo capital así como el menor costo de operación. El diseño se hace generalmente en base a la carga orgánica volumétrica, COV, el cual debe proveer un efluente con calidad satisfactoria. Altas cargas orgánicas indican que una mayor cantidad de influente puede ser tratado por unidad de volumen del reactor. La carga orgánica es la cantidad de materia orgánica, expresada normalmente en unidades de DQO o de sólidos volátiles, por unidad de reactor y unidad de tiempo, siendo directamente dependiente de la concentración del substrato y del tiempo de retención (Hall, 1992) . La COV se calcula de la siguiente manera:

$$\text{COV} = C * Q / V \quad (5.1)$$

Donde:

COV = Carga orgánica volumétrica (kg DQO / m<sup>3</sup> d).

C = Concentración del influente (mg DQO/L).

Q = Caudal (m<sup>3</sup>/d).

V = Volumen del reactor (m<sup>3</sup>).

### 5.3.1.2 Concentración de la biomasa y tiempo de retención de sólidos

El tiempo de retención de los sólidos es un parámetro fundamental de diseño y operación para todos los procesos anaerobios. En general, para los procesos anaerobios que trabajan a 30°C son necesarios tiempos de retención de sólidos mayores a 20 días para que el tratamiento sea efectivo; requiriéndose mucho más altos tiempos de retención a temperaturas más bajas (COU *et al*, 2007).

El tiempo de retención es un parámetro muy importante, que dependerá típicamente del tipo de reactor utilizado. En los sistemas de mezcla completa el tiempo de retención hidráulico coincide con el tiempo de retención celular, es decir de la biomasa, por lo que el tiempo de retención deberá ser suficientemente largo para permitir el desarrollo de la población bacteriana.

Es sabido que la tasa de remoción lograda en un proceso anaerobio es producto tanto de la actividad de la biomasa como de su concentración, por lo que una consideración en el diseño debe ser el asegurar una adecuada actividad de la biomasa en el reactor anaerobio, la cual puede ser optimizada estableciendo adecuadas condiciones ambientales dentro del reactor.

Una expresión cinética usual para definir la tasa específica de crecimiento de los microorganismos es la siguiente (Parquin *et al*, 1986):

$$\mu = \frac{dX}{dt * X} = Y^* \left[ \frac{-dS}{dt} \right] - b \quad (5.2)$$

Donde:

$\mu$  = Tasa de crecimiento de la biomasa ( $d^{-1}$ )

$X$  = Concentración de la biomasa ( $kg\ SSV/m^3$ )

$S$  = Concentración del sustrato ( $kg\ DQO/m^3$ )

$Y$  = Coeficiente de producción de biomasa ( $kg\ SSV/kg\ COD$ )

$b$  = Coeficiente de decaimiento o muerte ( $d^{-1}$ )

Esto indica que el crecimiento neto de los microorganismos, es la diferencia entre el crecimiento de la nueva biomasa y la muerte de la biomasa existente.

Usualmente, para maximizar la capacidad de remoción, el TRS es mantenido lo más alto posible. El tiempo de retención, junto con la velocidad de carga, determinada por el tipo de substrato, son los principales parámetros de diseño, definiendo el volumen del digestor.

### **5.3.1.3 Concentración de sólidos**

Para que un digestor opere cerca del óptimo con respecto a degradación de la materia orgánica y producción de biogás, es necesario considerar la concentración de sólidos. Comúnmente, el máximo contenido de sólidos que puede ser efectivamente tratado si el lodo debe ser bombeado a los digestores es de aproximadamente 8% ST ya que el mezclado puede volverse complicado (Hobson, 1990).

En general, las partículas mas grandes presentes en los lodos son las más difíciles de manejar así como las menos biodegradables, por lo que es recomendable la separación de éstas, lo que hace al residuo más manejable sin mucha variación de la producción teórica de biogás (Lo *et al*, 1983; Summers *et al*, 1987).

Cuando los residuos tienen un contenido de sólidos mayor al 20 %, tienen que ser diluidos con otro residuo o agua para hacer posible la digestión en un reactor anaerobio. Es posible la digestión de los residuos con alto contenido de sólidos pero puede existir inhibición por la excesiva producción de metabolitos, principalmente amoníaco y ácidos grasos volátiles (Robbins *et al*, 1980).

### **5.3.1.4 Pretratamiento de los sólidos**

Como ya se mencionó, el paso limitante de la digestión anaerobia puede ser la hidrólisis cuando se trabaja con residuos agrícolas o ganaderos ya que estos contienen una gran cantidad de celulosa y compuestos lentamente biodegradables como lignina, por lo cual una buena alternativa es el pretratamiento de los lodos, con el que se acelera la fase de hidrólisis (Navia

*et al*, 2002; Park *et al*, 2005), así como la solubilización de los sólidos, ya que los microorganismos solo pueden degradar materia orgánica en fase soluble.

Se han estudiado diferentes pretratamientos como son el térmico, alcalino o combinación de ellos para la solubilización de biopolímeros (proteínas, polisacáridos, ácidos nucleicos y lípidos).

Jeongsik *et al*, (2002) estudiaron el efecto de varios pretratamientos en lodos residuales. El pretratamiento termoquímico mostró los mejores resultados al obtenerse un aumento del 67.8% en la DQOs y un incremento del 34.3% en la producción de metano. Li *et al*, (1992) reportaron que la temperatura óptima de pretratamiento y el tiempo de contacto para mejorar el proceso de digestión son de 170°C y 60 min, respectivamente.

Los pretratamientos químicos consisten en la adición de álcalis a los lodos. Al tratar con álcali los lodos residuales, se aumenta la solubilización y se incrementa la producción de metano en la digestión. Rajan *et al*, (1989) reportaron que la razón de solubilización aumenta a 45% con dosis de 0.3 g NaOH/L y la producción de gas se incrementó 112% sobre el control. Se han realizado combinaciones de pretratamientos, como es el termoquímico, en donde se combinan temperaturas altas y adición de álcalis, Tanaka *et al*, (1997) realizaron un pretratamiento termoquímico en donde a 130°C y 0.3 g NaOH/ g SSV se incrementó en un 200% la producción de metano y los SSV fueron solubilizados del 40 al 50%. Vlysidis *et al*, (2003), realizaron un pretratamiento termoquímico a lodos activados, donde determinó que a 90°C y a un pH de 11, se obtiene una reducción del 45% en los SSV. Lopez *et al*, (2007) estudiaron el efecto de la adición de Ca(OH)<sub>2</sub> a residuos sólidos municipales. Determinaron la concentración óptima del álcali siendo esta de 62 meq Ca(OH)<sub>2</sub> /L durante un tiempo de 6 horas. La DQOs tuvo una solubilización de 11.5 %.

En general, estos tratamientos previos al proceso de digestión anaerobia han mostrado buenos resultados cuando se trabaja con residuos difíciles de hidrolizar, por un lado, aumentan la fracción soluble y por otro, disminuyen el periodo de hidrólisis y los tiempos de retención.

### 5.3.1.5 Concentración de patógenos

Los biosólidos son principalmente biomasa residual, la cual está constituida por una heterogénea y significativa población de microorganismos como bacterias, virus, protozoos y huevos de helmintos y son causantes de una gran variedad de enfermedades.

Entre las bacterias patógenas que pueden estar presentes en los biosólidos se encuentran, por ejemplo, *Salmonella typhi* (causante de la fiebre tifoidea), *Escherichia coli* (causante de gastroenteritis), *Shigellas* (causantes de la disentería), *Vibrio cholerae* (causantes de diarreas extremadamente fuertes o cólera), etc. Entre los protozoos se encuentran la *Cryptosporidium* y la *Balantidium coli* (que producen diarrea) y también se pueden encontrar tenias y lombrices intestinales. Entre los virus encontrados en los biosólidos están los causantes de la hepatitis A y de la poliomielitis. Los patógenos son difíciles de cuantificar, debiendo manejar indicadores que permitan estimar su reducción, como por ejemplo, los coliformes fecales.

Para que un biosólido pueda ser dispuesto o utilizado como fertilizante o mejorador de suelos, es necesario que este cumpla con el límite de patógenos establecidos en la norma NOM-004-SEMARNAT-2002 los cuales se mencionaron anteriormente en la Tabla 3.2 del capítulo III.

Se han realizado diversas investigaciones con la finalidad de obtener biosólidos estabilizados tipo A, B o C; Perez *et al*, (2000) realizaron un estudio donde mediante un reactor anaerobio mesofílico a 33-38°C y un tiempo de retención de 10 días, se logró la reducción en cuanto a coliformes fecales hasta un valor de  $1.84 \times 10^5$  NMP/g ST, con lo cual se obtuvo un lodo estabilizado tipo C. Rojas *et al*, (2000) realizaron un comparativo entre el proceso anaerobio tanto mesofílico (35°C) como termofílico (55°C) en dos reactores en forma de huevo con un volumen útil de 5 L, en donde encontraron que después de un tiempo de retención de 28 días era posible obtener lodos estabilizados clase C para el lodo mesofílico así como lodos tipo A para el reactor termofílico.

Así mismo ha sido estudiado ampliamente el uso de compuestos químicos con la finalidad de obtener lodos estabilizados. El proceso de estabilización alcalina ha sido una buena opción de

tratamiento ya que se ha comprobado la reducción de los patógenos de manera que sean dispuestos de manera segura (Boost *et al*, 1998). Durante la estabilización alcalina, NaOH, Ca(OH)<sub>2</sub> o CaO son adicionados para elevar el pH del residuo durante un tiempo determinado (Hansen *et al*, 2007). En este punto, un factor muy importante es el pH, ya que se ha demostrado la relación que existe entre éste parámetro y la inactivación de los patógenos. Para obtener lodos clase C, la US EPA ha establecido que el pH sea mantenido arriba de 12 unidades por un tiempo de contacto de 2 horas.

Boost *et al*, (1998) determinaron que en un rango de pH de 9 o superior, se reduce la carga de patógenos con el tiempo, pero para obtener una rápida inactivación es necesario un pH de 12. Godfree *et al*, (2005) realizaron un proceso anaerobio en mesofilia a lodos biológicos en donde adicionaron CaO al 2 % (w/w) para elevar el pH a 12, se le dio un tiempo de retención de 12 días y posterior a esto fue posible obtener la eliminación completa de patógenos entéricos. Yurtsever (2005) realizó un tratamiento en lodos de plantas de tratamiento en donde probaron diversas concentraciones de CaO, obteniendo como concentración óptima 3 % (w/w) así como pH de 12, con lo cual se cumplió con el límite de  $2 \times 10^6$  NMP/g de materia seca para lodos tipo C. Bean *et al*, (2007) estudiaron la estabilización de lodos provenientes de plantas de tratamiento con CaOH a una dosis de 80 g/kg de sólidos totales, con lo que obtuvieron un lodo estabilizado tipo B. Hansen *et al*, (2007) realizaron un estudio para reducir la cantidad de patógenos presentes en lodos de plantas de tratamiento, en donde se probó el efecto del CaOH; la dosis adicionada fue la necesaria para llevar el pH a 12 y dio un tiempo de contacto de 24 horas, con lo cual obtuvo un remoción de patógenos suficiente para obtener lodos tipo C.

Con base en lo anterior, es posible suponer que mediante el tratamiento combinado de los residuos por digestión anaerobia en fase mesofílica y la adición de algún álcali como el NaOH, Ca(OH)<sub>2</sub> o CaO, se obtengan lodos estabilizados que cumplan con la normatividad vigente en la materia.

### **5.3.2 FACTORES AMBIENTALES**

Existen marcadas diferencias entre las bacterias acidogénicas y metanogénicas presentes en los reactores anaerobios, no solo en términos de su nutrición y requerimientos de pH, sino también con respecto a su fisiología, crecimiento, cinéticas y habilidad para tolerar factores ambientales. Por lo tanto, las condiciones que son favorables para el crecimiento de las bacterias acidogénicas pueden ser inhibitorias para las metanogénicas (Massey, 1978).

En los digestores de una etapa, el pH y la carga orgánica son ajustadas al lento crecimiento de las metanogénicas a expensas del relativamente rápido crecimiento de las acidogénicas y la eficiencia del proceso es una sola.

Las diferencias de crecimiento y pH óptimos para los organismos acidogénicos y metanogénicos han permitido el desarrollo de procesos de digestión anaerobia en dos etapas. Para tener un sistema de tratamiento anaerobio que estabilice eficazmente un residuo orgánico, las bacterias no metanogénicas y metanogénicas deben estar en equilibrio dinámico. Los contenidos del reactor deben estar libres de oxígeno disuelto y de concentraciones inhibitorias de amoníaco libre y de constituyentes como metales pesados y sulfitos.

#### **5.3.2.1 pH**

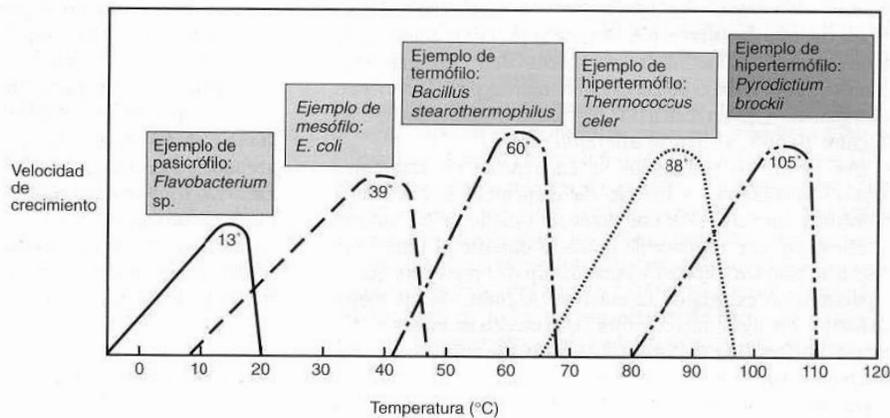
El pH afecta fundamentalmente a la actividad enzimática de los microorganismos mediante: cambios de estado de los grupos ionizables de las enzimas como el carboxilo y el amino; alteración de los componentes no ionizables del sistema y desnaturalización de la estructura proteica de las enzimas (Webb, 1963).

Los valores bajos de pH, la producción y acumulación excesiva de ácidos, se consideran condiciones más inhibitorias para las bacterias metanogénicas que para las bacterias fermentativas. Estas últimas especies, pueden continuar produciendo ácidos grasos, a pesar de la depresión del pH; por consiguiente, agravando más las condiciones ambientales. Sin embargo, es sabido que la metanogénesis ocurre tanto en ambientes ácidos como alcalinos, sugiriendo que la producción de metano no es limitada exclusivamente a pH neutral (Pohland,

1992). Este efecto aparentemente no es manifestado en varios consorcios anaerobios, ya que *Metanosarcina barkeri* y *Metanosarcina vacuolata*, son dos bien conocidas bacterias metanogénicas degradadoras de acetato, que crecen bien a pH bajos con un pH óptimo de 5. Ejemplos clásicos son las sobrecargas orgánicas, o la presencia de un inhibidor de la etapa metanogénica, que pueden provocar desequilibrios entre la producción y el consumo de ácidos grasos volátiles, produciendo la acumulación de éstos y el consiguiente descenso del pH y por lo tanto, la acidificación del reactor. En función de la alcalinidad del medio, la disminución del pH será más o menos rápida. En residuos ganaderos, que presentan altas alcalinidades, el descenso de pH será poco importante incluso aunque se produzcan importantes acumulaciones de ácidos.

### 5.3.2.2 Temperatura

Como con la mayoría de los procesos realizados microbiológicamente, la metanogénesis es fuertemente dependiente de la temperatura, en un rango desde 15 hasta 65°C (Figura 5.4); sin embargo, el rango mesofílico (25-45°C) es considerado como el óptimo en digestores con control de temperatura. A pesar de esto, los procesos a bajas temperaturas se pueden compensar con tiempos de retención largos (Chen, 1983). La digestión anaerobia en el rango termofílico es recomendable cuando el objetivo es la remoción de microorganismos patógenos; ya que la remoción de éstos está en función de la temperatura, interacciones químicas y tiempo de retención principalmente (Smith, 2005).



**Figura 5.4.** Relación existente entre la temperatura y la velocidad de crecimiento de las bacterias (Madigan *et al*, 1998).

La solubilidad de los gases  $\text{NH}_3$ ,  $\text{H}_2\text{S}$  y  $\text{H}_2$  desciende al aumentar la temperatura, favoreciéndose la transferencia líquido-gas, y por tanto desapareciendo más rápidamente del medio acuoso. Esto supone un efecto positivo, dada la toxicidad sobre el crecimiento de los microorganismos anaerobios de los citados compuestos. Una posible desventaja de este fenómeno es que el descenso de la solubilidad del  $\text{CO}_2$ , implicará un aumento del pH en los reactores termofílicos, lo que en condiciones de alta concentración de amonio puede ser negativo (van Lier *et al*, 1995).

Las sales orgánicas son más solubles a altas temperaturas, por lo que la materia orgánica es más accesible para los microorganismos, y aumenta la velocidad del proceso. Sin embargo, si se trata de compuestos tóxicos, al aumentar su solubilidad con la temperatura serán potencialmente más tóxicos, lo que puede explicar parcialmente la mayor inhibición de determinados compuestos orgánicos en el rango termofílico, como los ácidos grasos de cadena larga (Hwu *et al*, 1997), además la temperatura influye directamente en equilibrios químicos con gran influencia sobre el proceso anaerobio, como los del amonio-amoniaco libre o ácidos grasos volátiles ionizados-no ionizados (Chen *et al*, 2008). En general, con la temperatura se favorecen las formas no ionizadas, que resultan más tóxicas para los microorganismos (Sung *et al*, 2003).

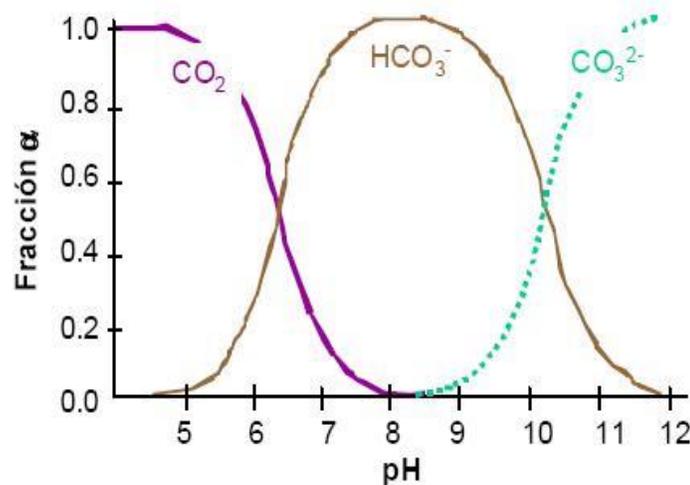
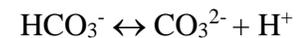
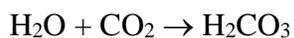
La velocidad del proceso aumenta con la temperatura, aunque también aumentan los requerimientos energéticos, y puede disminuir la estabilidad del proceso (Fannin, 1987), al menos en presencia de determinados tóxicos. El rango psicrófilico se plantea como poco viable debido al gran tamaño de reactor necesario, sin embargo, simplifica mucho el diseño. La producción de biogás, en ausencia de inhibidores, aumenta con la temperatura, puesto que aumenta la tasa de crecimiento de los microorganismos; temperaturas más bajas implican tiempos de retención más largos, y por tanto mayores volúmenes de reactor.

### **5.3.2.3 Alcalinidad**

Se define alcalinidad como la capacidad de neutralizar ácidos. Dicha capacidad se debe a la presencia de sustancias tampón o amortiguadoras. La alcalinidad resulta de la presencia de

hidróxidos, carbonatos y bicarbonatos tales como bicarbonatos de calcio, magnesio, sodio, potasio y amonio. De estos, los bicarbonatos de calcio y magnesio son los más comunes. Boratos, silicatos, fosfatos y componentes similares también contribuyen a la alcalinidad. La alcalinidad ayuda a resistir los cambios en pH causados por la adición de ácidos (Metcalf *et al*, 2003). En condiciones normales de trabajo en el tratamiento anaerobio, los principales compuestos responsables de la alcalinidad son los ácidos grasos volátiles y el bicarbonato (Figura 5.5); otros compuestos tampón como el sulfuro de hidrógeno, los compuestos de fósforo y el amonio pueden aportar alcalinidad.

Dentro de un reactor anaerobio, un sistema tampón o buffer generalmente es un sistema carbonato, en el cual el  $\text{H}_2\text{CO}_3$  se disocia conforme a las siguientes reacciones:



**Figura 5.5.** Diagrama de predominio de especies carbonato (Barceló *et al*, 1998).

En la digestión anaerobia, la alcalinidad generalmente se clasifica en alcalinidad total (AT), alcalinidad parcial (AP) y alcalinidad intermedia (AI). La alcalinidad total se puede considerar aproximadamente como la suma de alcalinidad debida al bicarbonato y a los ácidos grasos volátiles. La alcalinidad parcial (AP) corresponde a la alcalinidad aportada por el bicarbonato (Jenkins *et al*, 1983). De esta manera, la alcalinidad intermedia (AI), diferencia entre la

alcalinidad total y la parcial, es aproximadamente la alcalinidad debida a los ácidos grasos volátiles.

#### 5.3.2.4 Ácidos grasos volátiles

Los valores de concentración de los ácidos grasos volátiles (ácido acético, propiónico y butírico), dentro del reactor, evidencian la estabilidad del sistema. El H<sub>2</sub> y el ácido acético, formados por la actividad de las bacterias acetogénicas y acidogénicas bajo condiciones estables, son utilizados inmediatamente por las bacterias metanogénicas y convertidos a metano, manteniéndose así baja la concentración de AGV, un pH estable y la alcalinidad debida a los carbonatos y bicarbonatos no se consume (Lahav *et al*, 2002).

Los AGV son productos intermedios del proceso de digestión anaerobia y su concentración en el efluente puede ayudar a determinar la extensión de dicha digestión. Si durante las primeras horas de arranque del reactor anaerobio, la concentración de los AGV en el efluente es mayor a la del influente, indica que la fermentación se efectúa a una tasa mayor que la metanogénesis y el desarrollo bacteriano procede adecuadamente. Sin embargo, después de que se acumule bastante lodo, deberá registrarse una disminución de la concentración de AGV, hasta llegar a ser esta menor a la del influente. Esto último es consecuencia de la realización completa de la digestión anaerobia hasta el paso de la metanogénesis.

Jenkins *et al*, (1983) propusieron el seguimiento de la evolución del reactor mediante la relación de alcalinidades, alfa ( $\alpha$ ), definida como:

$$\alpha = \text{alcalinidad parcial} / \text{alcalinidad total} \quad (5.3)$$

Cuanto más cercano a la unidad es el valor de  $\alpha$ , el sistema es más estable y se puede proceder al incremento de carga.

### 5.3.2.5 Nutrientes

Aunque los procesos anaerobios producen menos lodos y por lo tanto requieren menos nitrógeno y fósforo para el crecimiento de la biomasa, muchos residuos pueden tener deficiencia de nutrientes, por lo que puede necesitarse la adición de nitrógeno o fósforo (Metcalf *et al*, 2003).

Los principales nutrientes del sistema anaerobio son nitrógeno, sulfuro, fósforo, hierro, cobalto, níquel, molibdeno, selenio, riboflavina y vitamina B12 (Tabla 5.6) (Speece, 1987).

**Tabla 5.6.** Nutrientes para el crecimiento de las bacterias anaerobias (Henzze, 1995).

Nutrientes	g/kg SSV	g/kg DQO
Nitrógeno	80-120	55-85
Fósforo	10-25	7-18
Azufre	10-25	7-18
Hierro	5-15	4-11

Otros elementos traza incluyen hierro, níquel, magnesio, calcio, sodio, bario, tungsteno, molibdeno, selenio y cobalto. En el caso del selenio, tungsteno y níquel, estos están implicados en los sistemas enzimáticos de bacterias acetogénicas y metanogénicas.

Estos metales son a menudo tóxicos y pueden promover o retardar la actividad enzimática en circunstancias particulares, dependiendo de la disponibilidad relativa.

### 5.3.2.6 Tóxicos e inhibidores

Son sustancias que a partir de una cierta concentración inhiben el metabolismo bacteriano, reduciendo la velocidad de reacción. Aún así, puede existir en un cierto entorno aclimatación por parte de las bacterias a una cierta concentración de sustancias tóxicas. La toxicidad e inhibición de los procesos metanogénicos pueden estar consecuentados por una gran variedad de circunstancias, incluyendo la generación de productos intermediarios tales como ácidos grasos volátiles, los cuales pueden también manifestar un efecto adverso al pH.

La Tabla 5.7 presenta algunos de los principales compuestos que pueden generar toxicidad a la digestión anaerobia.

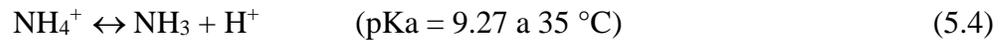
**Tabla 5.7.** Compuestos causantes de inhibición a las bacterias anaerobias (Chen *et al*, 2008).

Inhibidores	Concentración inhibitoria
SO <sub>4</sub>	5000 ppm
NaCl	40000 ppm
NO <sub>3</sub>	0.05 mg/mL
Cu	100 mg/l
Cr	200 mg/l
Ni	200-500 mg/l
CN	25 mg/l
Na	20-40 mg/l
K	2500-4500 mg/l

### 5.3.2.7 Nitrógeno amoniacal

El nitrógeno amoniacal está presente en aguas y residuos sólidos que contienen altas concentraciones de proteínas y aminoácidos y es mineralizado a amonio durante la digestión anaeróbica. Aunque el nitrógeno amoniacal es un importante nutriente para el crecimiento de los microorganismos (Bryant *et al*, 1971), cuya carencia puede provocar el fracaso del proceso, una concentración excesivamente alta del mismo puede limitar su crecimiento.

El ion amonio NH<sub>4</sub><sup>+</sup> y el amoniaco libre NH<sub>3</sub> son las dos principales formas de nitrógeno inorgánico en solución acuosa. Se ha sugerido que el amonio libre es la principal causa de inhibición debido a la permeabilidad de las membranas bacterianas. La molécula hidrofóbica de amoniaco puede difundirse dentro de la célula, causando un desbalance de protones o deficiencia de potasio (Gallert *et al*, 1998). Conforme el pH aumenta en el reactor, la proporción de amoniaco libre también aumenta. A pH neutral, el nitrógeno amoniacal libre representa un 5 % del nitrógeno amoniacal total, mientras que a pH de 8.0 el nitrógeno amoniacal libre aumenta a 5.1 % (De Baere *et al*, 1984). El ion amonio NH<sub>4</sub><sup>+</sup> y amoniaco libre NH<sub>3</sub>, están relacionados por el siguiente equilibrio:



Donde el pK se calcula como el logaritmo negativo de la constante de disociación de un ácido o una base. Desplazándose hacia la derecha con un aumento del pH o temperatura, pudiéndose calcular la concentración de nitrógeno en forma de amoníaco mediante la siguiente expresión:

$$[\text{N-NH}_3] = \frac{[\text{N-NH}_4^+]}{1 + 10^{\text{pKa}-\text{pH}}} \quad (5.5)$$

De acuerdo a la ecuación de Van't Hoff y a los datos termodinámicos para el amonio y el equilibrio de disociación, el pKa es una función decreciente de la temperatura en el rango de 273-373 K de acuerdo a la ecuación:

$$\text{pKa} = 0.1075 + 2725/T \quad (5.6)$$

Se han realizado estudios con la finalidad de determinar la concentración de amonio inhibidora del proceso anaerobio. Hasimoto, (1986), en reactores sin aclimatar, encontró signos de inhibición en reactores mesofílicos y termofílicos a partir de concentraciones de 2.5 g/L de nitrógeno amoniacal.

Poggi- Varaldo *et al*, (1997) estudiaron la inhibición por amonio en residuos sólidos mesofílicos, probando diversas relaciones DQO/N (90, 80, 65, 50) dentro del reactor y evaluando su comportamiento en función de la eficiencia de remoción de SV, producción de metano y estabilidad. De aquí se determinó que la disminución de la actividad microbiana se dio cuando la relación DQO/N fue de 50. Gallert *et al*, (1997) determinaron que la inhibición por amoníaco en reactores mesofílicos y termofílicos se dio a partir de una concentración de nitrógeno amoniacal total de 3 y 3.5 g /L. Krylova *et al*, (1997) realizaron estudios con gallinaza y encontraron que a partir de una concentración de 2.8 g/L de nitrógeno amoniacal, la producción de biogás disminuyó en un 50%. Ahora, cuando se trabaja con microorganismos adaptados a concentraciones altas de nitrógeno amoniacal, Lu *et al*, (2007) encontraron que a concentraciones tan altas como 8 g/L de nitrógeno amoniacal total es posible llevar a cabo la digestión anaerobia de residuos de pescado, sin embargo, a una

concentración de 16 g/L de nitrógeno amoniacal total, la velocidad de hidrólisis decrece notoriamente.

#### **5.3.2.8 Compuestos azufrados**

Tanto aguas como sólidos residuales pueden contener compuestos inorgánicos de azufre tal como sulfato ( $\text{SO}_4^{2-}$ ) y sulfito ( $\text{SO}_3^{2-}$ ), durante la digestión anaerobia, estos compuestos son reducidos microbiológicamente a ácido sulfhídrico ( $\text{H}_2\text{S}$ ) (Koster, 1986).

En presencia de sulfatos las bacterias metanogénicas compiten con las bacterias sulfato-reductoras por los substratos útiles, mostrando éstas últimas, ventajas termodinámicas y cinéticas sobre las primeras, tanto sobre las que consumen hidrógeno como sobre las acetoclásticas (Hulshoff Pol *et al*, 1998). El resultado de esta competencia determinará la proporción de ácido sulfhídrico y metano en el biogás producido.

Además de la competencia, el ácido sulfhídrico es tóxico a altas concentraciones para muchos grupos bacterianos. La forma tóxica es la no ionizada, ya que es la que puede atravesar la membrana celular en donde, una vez dentro, puede desnaturalizar las proteínas a través de la formación de enlaces sulfuro y disulfuro entre las cadenas de polipéptidos. Los niveles de concentración de  $\text{H}_2\text{S}$  a los cuales se produce la inhibición al 50% varían en función de los citados parámetros, pero están entre 50 y 250 mg/L (Hansen *et al*, 1999).

#### **5.3.2.9 Ácidos grasos volátiles**

En forma no ionizada (libre), los AGV son tóxicos para el proceso, a un pH dado, existe el equilibrio entre las formas ionizadas ( $\text{A}^- + \text{H}^+$ ) y no ionizada (HA). A valores de pH entre 7 y 8 los ácidos orgánicos se encuentran aproximadamente en un 99% en forma ionizada, lo cual a estos valores no resulta tóxico, además de ser a estos valores de pH los más favorables para la digestión anaerobia. Ya que la toxicidad de los AGV depende del pH, es necesario mantener este nivel agregando un ácido o una base para evitar una acumulación de AGV que pueda causar una caída de pH (Zegers, 1987).

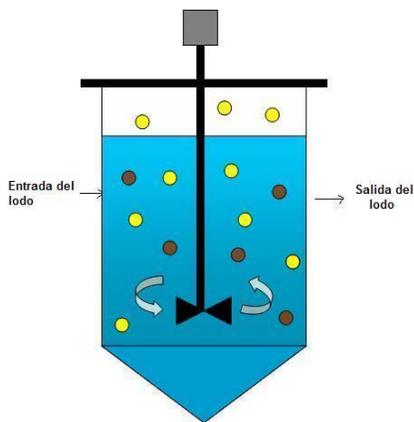
### 5.3.3 REACTORES ANAEROBIOS

La evolución de la tecnología ha dado lugar a tres generaciones de reactores anaerobios: la primera comprende a aquellos procesos en donde la biomasa se encuentra en suspensión como son los reactores de mezcla completa, en los de segunda generación, la biomasa se encuentra retenida en el reactor mediante un soporte o por autoadhesión de los lodos como en el caso de los reactores de flujo ascendente y por último, están los reactores de lecho expandido o fluidizado.

#### 5.3.3.1 Reactor de mezcla completa (RMC)

En la digestión por lote todo el residuo es introducido en el reactor una sola vez, junto con el inóculo de bacterias anaerobias activas. La producción de gas comienza lentamente, incrementa para luego decrecer y por ultimo cesa, el digester es luego vaciado, excepto por una pequeña cantidad de material que actúa como inóculo para la siguiente alimentación del reactor (Hobson, 1990).

En la práctica, los digestores de flujo continuo tienen ventajas sobre los digestores en lote, debido principalmente a que los residuos son producidos en forma continua y el biogás es utilizado continuamente. Los digestores convencionales pueden funcionar sin agitación, con agitación continua o intermitente y para esto son utilizados agitadores de propela, recirculación del lodo y recirculación del biogás (Figura 5.6).



**Figura 5.6.** Reactor anaerobio de mezcla completa (RMC).

Existen ventajas y desventajas al utilizar este tipo de sistemas (Hall, 1992). Dentro de las ventajas que presenta este tipo de reactor, se encuentran:

- El tratamiento de residuos con altos niveles de sólidos suspendidos y muy altas concentraciones de orgánicos solubles.
- La homogeneidad en el sustrato, temperatura, pH, etc., a través de todo el reactor.
- La facilidad de muestrear el reactor para cuestiones de monitoreo.

Por otro lado las desventajas que se tiene al trabajar con un RMC son:

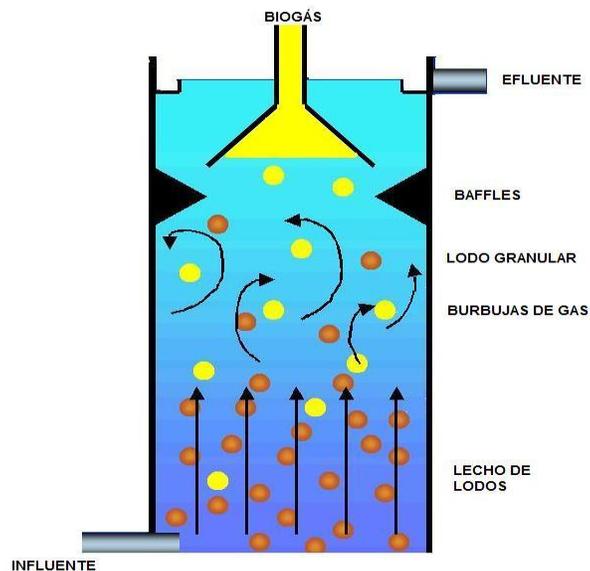
- Grandes volúmenes de reactor para proveer los tiempos de retención necesarios.
- El mezclado puede dificultarse al tratar residuos con altas cargas de sólidos.
- Las eficiencias de tratamiento pueden ser bajas debido a la presencia de materia orgánica no degradable.

Las cargas orgánicas aplicadas comúnmente a estos digestores son expresados en términos de ST o SV, ya que la predominante aplicación de estos reactores es a residuos con alto contenido de sólidos. Las cargas típicas aplicadas es 0.5 a 6 kg SV/m<sup>3</sup> d, relativamente bajas si se compara con otros sistemas anaeróbicos en los cuales se pueden aplicar cargas de 1 a 10 kg DQO/m<sup>3</sup> d (Kusch *et al*, 2007; Fernández *et al*, 2007; Zhang *et al*, 2008).

### **5.3.3.2 Reactor anaerobio de flujo ascendente (UASB)**

El reactor UASB es un digestor tubular, de flujo ascendente, con separación física de lodo dentro de la misma unidad. Existe un perfil de sólidos con gran concentración en la parte inferior (lecho de lodo), y mezcla completa entre lodo líquido y gas en la parte de arriba del lecho.

El influente es alimentado dentro del reactor por la parte inferior del tanque donde se pone en contacto con el lecho de lodo. La degradación anaeróbica del sustrato ocurre en el lecho, donde se produce el biogás. En la parte superior del reactor existe un separador de tres fases para separar el biogás, efluente líquido y lodos (Figura 5.7).



**Figura 5.7.** Reactor anaerobio de flujo ascendente (UASB).

El biogás es captado bajo la campana y conducido hacia la superficie del reactor. La concentración de sólidos del influente que puede ser tratado en este tipo de reactores es de 5-15 kg SSV /m<sup>3</sup>d o cargas orgánicas de 7-20 kg DQO//m<sup>3</sup>d. En función de la temperatura de trabajo se consiguen niveles de eliminación de la DQO entre 80 y 90 % (Noyola *et al*, 1988; Montoya *et al*, 2003; Alvarez *et al*, 2006; Chinnaraj *et al*, 2006).

### 5.3.4 Arranque y operación de un reactor anaerobio

El uso de la tecnología anaerobia implica dos etapas fundamentales: el arranque y la operación del sistema. Estas etapas generalmente se controlan a través del conocimiento de lo que entra al sistema de tratamiento: caudal del residuo y su carga orgánica, así como la existencia o no de sustancias tóxicas en concentraciones considerables. El seguimiento de las salidas del sistema se desarrolla por medio del monitoreo de la calidad del efluente líquido y de la cantidad y calidad del efluente gaseoso (Rodríguez, 2003).

En ambas etapas, debe existir un conocimiento de las poblaciones microbiológicas existentes, los fenómenos de competencia por el sustrato, los procesos bioquímicos y el tipo de relaciones que se establecen entre ellas, aislándolas y clasificándolas con procedimientos que suelen

demorar días y aún meses. Por lo tanto, al no disponerse de una herramienta ágil que permita un conocimiento detallado de los procesos biológicos que ocurren dentro de los reactores, el arranque y operación de ellos se fundamenta principalmente por la práctica del ensayo y error, sin embargo la microbiología juega un papel fundamental, aportando elementos que permiten explicar las respuestas del sistema y evaluar la estabilidad del reactor. Lo anterior se logra estudiando y caracterizando el lodo antes del arranque como inóculo potencial, durante el proceso de arranque para evaluar su evolución y durante la etapa de operación para realizar el seguimiento de su calidad (Díaz-Báez, 2002).

#### 5.3.4.1 Inoculación del reactor

La inoculación de un reactor es la primera fase del proceso. Inicialmente no son necesarias condiciones de anaerobiosis, ya que estas condiciones se alcanzan los primeros días.

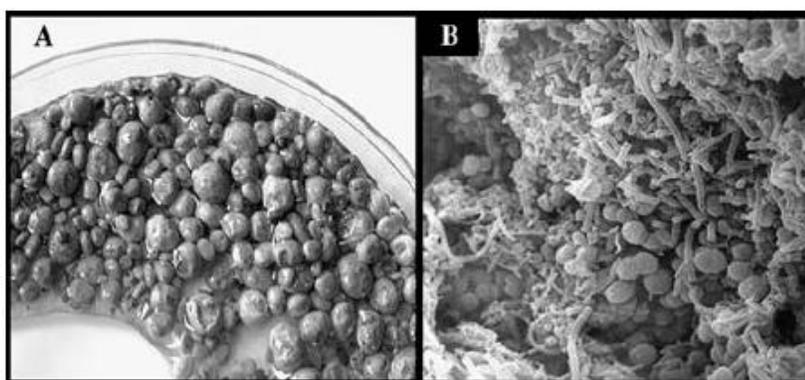
El inóculo del reactor debe tener alguna actividad metanogénica, cuanto mayor sea, más corto será el periodo de arranque. El uso de un lodo granular proveniente de un reactor anaerobio es altamente recomendable, aunque también puede ser utilizado el estiércol de vaca, cerdo e incluso lodos domésticos (Tabla 5.8).

**Tabla 5.8.** Fuentes de inóculo para reactores anaerobios (Guyot, 1993; Ramirez, 1996).

<b>Tipo de inóculo</b>	<b>Actividad metanogénica (gCH<sub>4</sub>-DQO/gSSV.d)</b>	<b>SSV en el lodo (g/L)</b>
Lodo granular	0.5 - 1.5	70-120
Biopelícula	0.4 - 1.2	ND
Lodos digeridos de aguas residuales domésticas	0.02-0.2	15-40
Estiércol digerido	0.02-0.08	20-80
Estiércol fresco	0.001-0.002	30-140
Laguna anaerobia	0.03	30
Tanque séptico	0.01- 0.07	10-50
Sedimento de laguna	0.002-0.005	20-50

#### 5.3.4.1.1 Lodo granular anaerobio utilizado como inóculo

Los gránulos anaeróbicos son biopelículas particuladas, formadas espontáneamente por auto inmovilización de las bacterias anaerobias en ausencia de un soporte (Lettinga, 1995). Estas densas partículas, consisten en una mezcla de microorganismos anaerobios simbióticos que trabajan en conjunto durante la fermentación metanogénica (McCarty, 2001). Cada gránulo es una unidad funcional comprendiendo todos los diferentes microorganismos necesarios para la degradación de la materia orgánica (Sekiguchi *et al*, 1998) y estos pueden incluir millones de microorganismos por gramo de biomasa (Figura 5.8).



**Figura 5.8.** Lodo granular: A) Gránulos anaerobios tomados de un biorreactor y B) Micrografía electrónica de barrido de gránulos anaerobios (x2.9K) (Liu *et al.* 2003).

Se ha sugerido que el gránulo está formado por varias capas, en donde la capa central está conformada por las bacterias metanogénicas acetoclásticas y rodeada por una capa de bacterias formadoras o consumidoras de hidrógeno, por último la capa externa está conformada por bacterias que hidrolizan la materia orgánica compleja (MacLeod, 1990). Esta conformación ha sido conocida mediante técnicas como Hibridación fluorescente in situ (FISH) y Microscopía electrónica de barrido (SEM) las cuales son importantes herramientas para determinar la localización y distribución de los diferentes grupos de microorganismos dentro del gránulo.

#### 5.3.4.1.2 Formación del gránulo

La granulación puede ser iniciada por la adsorción o adhesión bacteriana a materia inerte, precipitados inorgánicos (Hulshoff Pol, 1987) y otras interacciones fisicoquímicas y

asociaciones sintróficas (Yu *et al*, 2001), estas sustancias sirven como precursores para el crecimiento bacteriano. Las bacterias filamentosas pueden también estar involucradas en la formación del gránulo, aunque estas difícilmente se adhieren a los agregados bacterianos (Schmidt *et al*, 1996).

Para el óptimo desarrollo de la digestión anaerobia, el sistema debe ser selectivo para generar una biomasa con buenas características de sedimentación, principalmente en la forma de conglomerados. Los conglomerados que se forman son de tres tipos:

1. Flóculos: poseen una estructura suelta, forma indefinida y de capa única.
2. Pellets: poseen una estructura más densa que los flóculos, bien definida y sedimentan fácilmente.
3. Gránulos: son agregados densos con apariencia granular y alta sedimentación.

La granulación presenta ventajas tales como (Hulshoff-Pol, 1989):

- Bajo condiciones de mezcla y choque hidráulico el gránulo permanece intacto;
- La agregación bacteriana lleva a poblaciones heterogéneas ordenadas de microorganismos sintróficos en la forma de asociaciones multicelulares bajo condiciones fisiológicas favorables;
- Facilita las interacciones simbióticas entre organismos adyacentes;
- A diferencia de las células libremente suspendidas, el crecimiento dentro del gránulo favorece el aprovechamiento de los nutrientes disponibles en el sustrato;
- La granulación protege las células de organismos predadores como los ciliados anaerobios;
- Se minimiza la distancia de difusión para la fermentación de productos intermedios; esto es una forma eficiente de aprovechar cada fracción de energía disponible dentro de un sistema complejo de degradación;
- Bajo condiciones donde la composición del sustrato es adversa para el crecimiento celular se crea un microambiente más favorable dentro del agregado, de manera que el metabolismo se pueda llevar a cabo.

El tiempo utilizado para el arranque del lodo será corto si el lodo utilizado como inóculo tiene una alta actividad metanogénica y está adaptado a los sustratos presentes en el residuo. En general, se recomienda para el arranque una concentración mínima de inóculo de 10 kgSSV/m<sup>3</sup> y un volumen no mayor al 60 % del total del reactor, además de que el aporte de DQO por parte del inóculo no debe sobrepasar del 20 % del valor total de DQO dentro del reactor (Brito *et al*, 1997; McHugh *et al*, 2003).

#### **5.3.4.2 Arranque del reactor anaerobio**

El arranque de un reactor anaerobio es el periodo de tiempo durante el cual la biomasa anaerobia se adapta en cantidad y calidad a las características del residuo. La duración de la etapa de arranque dependerá del tiempo que se requiera para obtener una calidad constante del efluente y una masa de lodo suficiente, que no varíe cualitativamente con el tiempo. Generalmente se identifica el final del arranque en lo que respecta a biomasa, con la aparición del fenómeno de granulación y/o formación de un flóculo o biopelícula estable.

Existen diversas metodologías para el arranque de reactores anaerobios, las cuales se basan fundamentalmente en el seguimiento de parámetros de operación y dependiendo de la estabilidad del sistema, en el aumento paulatino de la carga (Hobson, 1990).

El arranque se inicia con la aplicación de cargas orgánicas bajas, las cuales se incrementan cuando la estabilidad del sistema lo permite, en lo que se refiere principalmente a contenidos de ácidos grasos volátiles (AGV) y remoción de materia orgánica. Durante el arranque, existe peligro de sobrecarga orgánica y si esto ocurre, la fermentación ácida puede volverse predominante sobre la fermentación metanogénica, resultando en la acidificación del sistema. Por otro lado, el arranque de reactores tratando aguas residuales domésticas es mucho más sencillo que el de reactores tratando aguas residuales industriales o residuos sólidos, ya que las características de las primeras proporcionan una capacidad buffer suficiente, que evitan la acidificación cuando existe acumulación de los productos de la fermentación ácida, debido principalmente a que en esta fase la población metanogénica es aún muy pequeña para convertirlos eficientemente (Van Haandel, 1994).

### **5.3.4.3 Operación del reactor anaerobio**

La operación del sistema se inicia una vez superada la etapa de arranque, cuando se alcanzan las condiciones de diseño de carga orgánica e hidráulica y la eficiencia de remoción de materia orgánica proyectada. En esta etapa se espera que el reactor funcione en condiciones de estado estable, en el cual las variables de salida del sistema se mantienen relativamente constantes a pesar de las variaciones temporales en cantidad y calidad del influente (Van Haandel, 1994).

## VI. METODOLOGÍA

---

En este capítulo, se describirá la metodología seguida durante el desarrollo de ésta tesis, para ello se presentan a continuación las principales actividades realizadas durante el periodo de experimentación y posteriormente se describirán más detalladamente cada una de ellas:

### **1. Pruebas realizadas al lodo granular (inóculo)**

Se realizó la caracterización del lodo granular que sería utilizado como inóculo dentro del reactor anaerobio, para lo cual se determinaron los SV, ST, SST, SSV, índice volumétrico de lodos y actividad metanogénica.

### **2. Pruebas de digestión anaerobia en lote**

Se realizó la caracterización físico-química del residuo a tratar en cuanto a DQO, SV, ST, SST, SSV, alcalinidad parcial y total, ácidos grasos volátiles, nitrógeno en sus diferentes formas y fósforo.

Se realizó un comparativo entre dos cargas de sólidos y se determinó la más adecuada en función a degradabilidad y estabilidad.

Se dio un pretratamiento al residuo con NaOH con la finalidad de aumentar la fracción soluble de materia orgánica biodegradable y disminuir el tiempo de hidrólisis.

Se realizó un comparativo entre el proceso anaerobio de residuos pretratados manejados tanto a temperatura ambiente como en el rango de temperatura mesofílico a 37°C.

### **3. Pruebas de digestión anaerobia en continuo**

Se realizó el arranque de un reactor anaerobio UASB en continuo con residuos pretratados con NaOH, donde se probaron diferentes cargas orgánicas así como TRH.

## **6.1 MÉTODOS ANALÍTICOS**

Los métodos analíticos utilizados tanto para la caracterización del inóculo y los residuos como para dar seguimiento a los reactores anaerobios se realizaron de acuerdo a Standard Methods (APHA, 1995), los parámetros analizados fueron los siguientes: Demanda química de oxígeno total (DQO) y soluble (DQOs), sólidos totales (ST), sólidos volátiles (SV), sólidos suspendidos totales (SST), sólidos suspendidos volátiles (SSV), pH, ácidos grasos volátiles (AGV), alcalinidad parcial (AP) , total (AT) y nitrógeno amoniacal (anexo I).

El volumen de biogás producido se cuantificó utilizando la técnica de desplazamiento volumétrico burbujeando el biogás en una columna con solución salina saturada acidificada a pH de 3.0 con la finalidad de evitar la solubilización del CO<sub>2</sub> en la solución. Como indicador del cambio de pH por la disolución del CO<sub>2</sub>, se usó rojo de metilo. La medición del gas acumulado fue realizada una vez al día.

La evaluación estadística se realizó mediante análisis de varianza (ANOVA) a un nivel de confianza del 95% con el paquete estadístico SPSS.

## **6.2 INÓCULO**

### **6.2.1 Determinación de la actividad metanogénica específica (AME) del inóculo**

Esta técnica se emplea para evaluar la capacidad de un efluente o un lodo para generar metano. Mediante esta herramienta es posible evaluar la calidad biológica de varias fuentes potenciales de inóculo de modo de seleccionar la más adecuada para iniciar la puesta en marcha del proceso anaerobio (Corujeira *et al*, 2003).

La bibliografía presenta diferentes referencias sobre la forma de medir la actividad metanogénica de un cultivo anaerobio (Jawed *et al*, 1999; Rozzi, 2004; Anzola *et al*, 2008).

Ya que la etapa metanogénica es la más lenta y por lo tanto la que controla la velocidad global del proceso, en este trabajo se evaluó la actividad de la biomasa metanogénica acetoclástica, empleando acetato de sodio como sustrato de referencia.

La prueba consistió en una comparación entre dos lodos granulares anaerobios, ambos tomados de diferentes reactores anaerobios UASB en funcionamiento con la finalidad de determinar cual presenta la mayor AME y por lo tanto, el que sería usado como inóculo para acelerar el periodo de arranque de los reactores anaerobios.

Los ensayos se realizaron en botellas de 70 mL y se les dio un volumen útil de 60 mL en las cuales se colocaron los lodos, denominados SJR y SLP, el sustrato (acetato de sodio), macro y micronutrientes. El parámetro de ensayo es la producción de metano por día, para posteriormente obtener la actividad metanogénica en función de ese valor. Los macro y micronutrientes utilizados se presentan en la Tabla 6.1:

**Tabla 6.1.** Solución mineral de macro y micro nutrientes (Rozzi *et al*, 2004).

<b>Macronutrientes</b>	<b>Concentración</b>	<b>Micronutrientes</b>	<b>Concentración</b>
NH <sub>4</sub> Cl	170 g /L	FeCl <sub>3</sub> ·4 H <sub>2</sub> O	2000 mg /L
KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	37 g /L	EDTA	1000 mg /L
MgSO <sub>4</sub> ·4 H <sub>2</sub> O	9 g /L	HCl 36%	1 mL /L

Se adicionó acetato de sodio en una concentración de 4 g DQO/L, se agregó la solución mineral en una concentración de 1 mL/L y por último la cantidad de lodo anaerobio adecuada para que los g de SSV/L dentro de los viales fueran de 2. Estos se mantuvieron a 35°C mediante un baño de agua en régimen estático y las pruebas se corrieron por triplicado. La producción de metano se determinó por desplazamiento volumétrico de una columna de NaOH 1 M (Figura 6.1). La sosa fue reemplazada cuando su pH estuvo por debajo de 12.



**Figura 6.1.** Sistema de medición de metano por desplazamiento volumétrico.

De los valores de producción de CH<sub>4</sub> acumulado contra tiempo, se obtiene la velocidad, calculando la pendiente en la fase donde ésta se mantiene aproximadamente constante y con ese valor se calculó la AME de acuerdo a la siguiente expresión:

$$AME = \frac{R * 24}{FC * V * SSV} = \text{g DQO /g SSV d} \quad (6.1)$$

Donde:

R = Velocidad de producción de metano (mL/h)

FC = Factor de conversión (mL CH<sub>4</sub> producido /g DQO degradado)

V = Volumen efectivo de líquido en el vial (L)

SSV = Concentración de lodo granular en el vial (g SSV /L)

24 = Factor de conversión (h/d)

## 6.3 RESIDUO

### 6.3.1 Recolección de los residuos

Los residuos utilizados para el desarrollo de esta tesis fueron tomados del rastro municipal de San Juan del Río, Qro. En este rastro se lleva a cabo diariamente el sacrificio de reses y cerdos principalmente, el cual cuenta con una planta de tratamiento biológico a nivel piloto donde solamente son tratadas el 10% de las aguas residuales procedentes de proceso, mientras que el restante 90% es enviado directamente a la planta de tratamiento municipal de San Juan del Río, Qro. (Figura 6.2).

Los residuos sólidos que se generan en este lugar están constituidos principalmente por el contenido ruminal e intestinal, carne de rechazo, vísceras, sangre, pelos de las pieles de los animales, además de pezuñas, cuernos y huesos, los cuales actualmente son almacenados en tambos y enviados al relleno sanitario sin un tratamiento previo.



**Figura 6.2.** Rastro de San Juan del Río, Qro. a) Área de lavado de vísceras, b) Contenedores de residuos antes de ser llevados al relleno sanitario y c) Cárcamo de bombeo de aguas de lavado y sangre antes de entrar a la planta de tratamiento.

Para el desarrollo de ésta investigación, se utilizó el contenido ruminal, estiércol, vísceras y sangre de res, ya que son residuos con potencial para ser tratados mediante digestión anaerobia debido a su alto contenido de materia orgánica biodegradable. Las pezuñas y huesos no se consideraron a la hora del muestreo debido a su difícil degradación por este medio (Figura

6.3). Los residuos tomados del rastro para experimentación fueron siempre almacenados a 4°C hasta su utilización.



**Figura 6.3.** Muestreo de los residuos dentro del rastro. a) Intestinos de res de donde se obtiene el estiércol, b) Vísceras y carne de res y c) Muestreo del contenido ruminal de res.

### 6.3.2 Preparación de los residuos

Previo a la caracterización de los residuos, estos fueron homogeneizados mediante una licuadora industrial, con lo cual se obtuvo una mezcla de consistencia pastosa fácil de manejar. Las proporciones en peso que se consideraron de cada residuo fueron: contenido ruminal: 80 % , sangre y vísceras: 11 % , y estiércol: 9%, ya que en esa proporción se generan diariamente dentro del rastro, además de que estudios previos realizados con este tipo de residuos demostraron que esa proporción es adecuada para llevar a cabo la digestión anaerobia (Alvarez, 2004) .

## 6.4 COMPARACIÓN DE CARGAS DE SÓLIDOS EN SISTEMAS EN LOTE

### CONDICIONES EXPERIMENTALES

La primer fase de esta tesis consistió en la evaluación de diferentes cargas de sólidos con la finalidad de determinar la más adecuada en función a la degradación de la DQO, remoción de ST y SV además de evaluar algunos parámetros de estabilidad como son la AP y AT, Relación  $\alpha$ , producción de AGV y la producción de Nitrógeno Amoniacal, que como se mencionó previamente, en concentraciones altas, puede llegar a causar serios problemas en el reactor al grado de inhibir a las bacterias metanogénicas.

Se trabajó con dos digestores anaerobios de mezcla completa hechos de PVC, con volumen útil de 6 L y un sistema de agitación mediante agitadores de propela (Figura 6.4). Se manejaron dos cargas de sólidos, estas fueron 50 y 100 g/kg consideradas en bibliografía como carga media y alta respectivamente (Karim *et al*, 2005).



**Figura 6.4.** Reactores anaerobios de mezcla completa utilizados para el comparativo entre diferentes cargas de sólidos.

Los reactores se trabajaron por lote, por lo que el tiempo de residencia de la biomasa fue el mismo que el tiempo de residencia de sólidos siendo éste de 30 días además de que se decidió trabajar a temperatura ambiente.

Como inóculo para el reactor se utilizó 1L de lodo granular anaerobio con actividad metanogénica específica (AME) de 1.32 g DQO/ g SSV-d y una concentración de SSV de 62.4 g/L.

Para conseguir las cargas de 50 y 100 g/kg fue necesario realizar la dilución de los residuos con agua de la llave, ya que la concentración de sólidos totales en el residuo es cercana a 200 g/kg, difícil de tratar como tal, debido a los problemas tanto de agitación como de acidificación.

En las Tablas 6.2 y 6.3 se muestran las características del residuo en ambos reactores y las condiciones de operación al iniciar la corrida.

**Tabla 6.2.** Características del residuo en ambos reactores al inicio de la corrida.

<b>PARÁMETRO</b>	<b>REACTOR 1</b>	<b>REACTOR 2</b>
Sólidos totales (g/kg)	50	100
Sólidos volátiles (g/kg)	41	82
Demanda química de oxígeno total (mg/l)	60	120
Sólidos suspendidos totales (g/L)	44	87
Sólidos suspendidos volátiles (g/L)	36	72

**Tabla 6.3.** Condiciones de operación de los reactores al inicio de la corrida.

<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>	<b>REACTOR 1</b>	<b>REACTOR 2</b>
Volumen útil (L)	6	6
TRH (días)	30	30
Carga de sólidos (kg ST/m <sup>3</sup> d)	1.42	2.85
Carga orgánica volumétrica (kg DQO/ m <sup>3</sup> d)	1.72	3.42

## 6.5 PRETRATAMIENTO DEL RESIDUO

Partiendo de estudios previos con residuos pretratados, donde se realizaron comparativos entre diferentes bases como el NaOH y KOH, se decidió trabajar con NaOH debido a que fue el que presentó una mayor capacidad para solubilizar materia orgánica a dosis menores que las otras bases estudiadas (Vigueras, 2002; Navia *et al*, 2002; Park *et al*, 2005).

El pretratamiento químico se llevó a cabo aplicando hidróxido de sodio sobre el residuo con la finalidad de aumentar tanto la velocidad de hidrólisis como la fracción soluble, mediante la evaluación de la solubilización de los SSV y la relación entre la DQOs y la DQOt. Para estudiar el efecto del álcali sobre el residuo, se adicionaron dosis de 0.1g hasta 0.7 g de NaOH por g de SSV, se les dio un tiempo de contacto de 24 h en agitación constante (Figura 6.5).



**Figura 6.5.** Pruebas de solubilización con diversas dosis de NaOH.

La adición del NaOH se realizó en función de la concentración de SSV por lo que la cantidad de álcali fue ajustada para mantener constante la relación g NaOH / g SSV. Los parámetros evaluados fueron DQOt, DQOs, la relación DQOs/DQOt, ST y SV.

## **6.6 COMPARACIÓN DEL PROCESO ANAEROBIO PSICROFÍLICO Y MESOFÍLICO EN SISTEMAS EN LOTE**

### **CONDICIONES EXPERIMENTALES**

Una vez determinada la concentración adecuada de sólidos en función a estabilidad y eficiencia, la siguiente fase de la tesis consistió en realizar un comparativo entre el proceso anaerobio en fase psicrófila y mesófila con residuos pretratados con NaOH, por lo cual se evaluó el proceso a temperatura ambiente (rango psicrófilo) y a temperatura de 37°C.

Para esto se utilizaron 2 reactores anaerobios fabricados de acrílico, con un volumen útil de 6 L y uno de ellos, provisto de una chaqueta a través de la cual se hizo circular agua caliente procedente de un baño de agua, con la finalidad de mantener la temperatura a 35-37 °C dentro del reactor (Figura 6.6). La agitación de los reactores se llevó a cabo mediante la recirculación del mismo biogás producido dentro de éste.



**Figura 6.6.** Reactores anaerobios utilizados para el comparativo de temperaturas.

En el caso del reactor operado a temperatura ambiente, ésta fue registrada diariamente dentro del reactor, lo cual se realizó generalmente a la misma hora del día.

A partir de los resultados obtenidos al evaluar las cargas de sólidos, fue que se decidió pretratar el residuo antes de alimentarlo a los reactores. Los reactores se trabajaron por lote y se les dio un tiempo de residencia de 30 días.

En la Tabla 6.4 se presentan las condiciones de operación de ambos reactores al inicio de la corrida.

**Tabla 6.4.** Condiciones de operación al inicio de la corrida.

<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>	<b>REACTOR 1</b>	<b>REACTOR 2</b>
Volumen útil (L)	6	6
TRH (días)	30	30
Carga de sólidos (kg ST/m <sup>3</sup> d)	1.42	1.42
Carga orgánica volumétrica (kg DQO/ m <sup>3</sup> d)	1.72	1.72
Temperatura (°C)	T amb	37

En este caso los parámetros evaluados fueron DQO, ST, SV, AP y AT, relación  $\alpha$ , AGV, nitrógeno amoniacal y también se contabilizó la producción de biogás mediante desplazamiento volumétrico.

En este comparativo se realizaron tres corridas, para la corrida 1, como inóculo se añadió 1 L de lodo granular anaerobio con actividad metanogénica específica (AME) de 1.32 g DQO/ g SSV d y una concentración de SSV de 62.4 g/L; para la corrida 2 y 3 se inoculó con el 20% de la mezcla de inóculo y residuo estabilizado de la corrida anterior con la finalidad de determinar si el estudio es reproducible y si tiene alguna ventaja el inocular con la mezcla del inóculo y residuo estabilizado.

## **6.7 DIGESTIÓN ANAEROBIA EN CONTINUO**

### **CONDICIONES EXPERIMENTALES**

La última fase de esta tesis consistió en desarrollar el proceso de digestión anaerobia en continuo, esto debido a que a nivel industrial, los residuos se generan diariamente, por lo que el trabajar por lote no sería factible debido a las dimensiones del reactor, además de que se debería contar con un área de almacenamiento de residuos mientras estos son tratados, lo cual podría aumentar la problemática en lugar de solucionarla.

El proceso en continuo se llevó a cabo en un reactor anaerobio de flujo ascendente (UASB) hecho en acrílico con un volumen útil de 28 L (Figura 6.7). El reactor se inoculó con 8 L de lodo granular anaerobio con AME de 1.32 g DQO/ g SSV-d y se manejaron TRH de 3 y 6 días.



**Figura 6.7.** Reactor anaerobio de flujo ascendente (UASB) utilizado para las pruebas en continuo.

Los parámetros evaluados fueron DQOs, DQOt, alcalinidad parcial y total, AGV, relación  $\alpha$  y Nitrógeno amoniacal conforme a las técnicas establecidas en Standard Methods y la medición de biogás mediante desplazamiento volumétrico.

Los reactores fueron operados a diferentes TRH, con su correspondiente carga orgánica asociada, evaluándose un total de tres fases, las cuales se muestran en la Tabla 6.5.

**Tabla 6.5.** Condiciones de operación del reactor UASB.

<b>Fase</b>	<b>TRH (d)</b>	<b>Caudal (m<sup>3</sup>/d)</b>	<b>Carga orgánica (kg/m<sup>3</sup> d)</b>	<b>Periodo de evaluación (d)</b>
I	3	0.0063	3	37
II	3	0.0063	6	31
III	6	0.00316	6	25

## VII. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

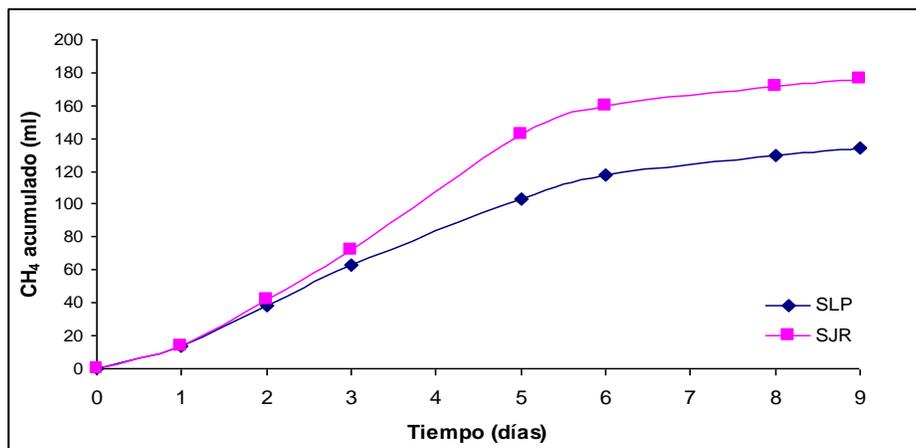
---

### 7.1 CARACTERIZACIÓN DEL INÓCULO

El principal parámetro para seleccionar un lodo granular es la actividad metanogénica, por lo que primeramente se presentan los resultados de la elección del lodos en base a la determinación de la AME y posteriormente se presentan los resultados de la caracterización realizada al lodo granular seleccionado.

#### 7.1.1 Actividad metanogénica específica (AME) del inóculo

A fin de evaluar el potencial de producción de metano de dos lodos granulares anaerobios, se realizó un comparativo entre los lodos denominados SJR y SLP; se determinó su actividad metanogénica específica utilizando como sustrato acetato de sodio y midiendo su producción de metano por desplazamiento volumétrico con una solución 1M de NaOH. En la Figura 7.1 se presenta la producción acumulada de ambos lodos a lo largo del tiempo. El tiempo de prueba fue de 9 días en el cual finalizó definitivamente la producción de metano.



**Figura 7.1.** Producción acumulada de metano a lo largo del tiempo.

Como se observa en la Figura 7.1, la producción acumulada de CH<sub>4</sub> para el lodo SJR fue de 176.5 mL mientras que para SLP fue de 134.5 mL, teniendo ambos el periodo de mayor actividad entre los días 1 y hasta el 6 aproximadamente, cuando fue consumida la mayor parte del sustrato, ya que posteriormente la producción de metano fue disminuyendo paulatinamente, obteniéndose finalmente actividades metanogénicas de 1.32 g DQO/ g SSV d y 0.76 g DQO/ g SSV d respectivamente.

Por lo tanto, el inóculo utilizado durante todas las pruebas para el desarrollo de esta tesis fue el denominado SJR. Ésta mayor actividad metanogénica puede ser atribuida a diversos factores, entre ellos la adaptación del inóculo al tipo de sustrato, la temperatura a la que se realizaron los ensayos, etc.

### 7.1.2 Caracterización fisicoquímica del lodo granular

Los resultados de la caracterización del inóculo se presentan en la Tabla 7.1.

**Tabla 7.1.** Caracterización del inóculo granular anaerobio SJR.

<b>Parámetro</b>	<b>Valor</b>
Sólidos totales (g/kg)	73.8
Sólidos volátiles (g/L)	50.3
Sólidos suspendidos totales (g/L)	83.4
Sólidos suspendidos volátiles (g/L)	62.4
Índice volumétrico de lodos (mL/g)	10
Actividad metanogénica específica (g DQO/ g SSV d)	1.32

Los SSV y el índice volumétrico de lodos (IVL) pueden considerarse como los parámetros más importantes dentro de los sistemas anaerobios, ya que los SSV representan una medida indirecta del contenido de microorganismos presentes en el lodo, en tanto que el IVL se refiere al grado de compactación que presenta un lodo después de sedimentar, lo cual es importante

cuando se trabaja con reactores de flujo ascendente ya que a mayor compactación es menor el riesgo de que el lodo sea lavado fuera del reactor si se maneja una velocidad ascendente alta.

## 7.2 CARACTERIZACIÓN DEL RESIDUO

La caracterización de los residuos fue realizada en los laboratorios de análisis químico de CIDETEQ. En la Tabla 7.2 se presentan los resultados obtenidos. Este residuo presenta una alta concentración de materia orgánica, aportada principalmente por el contenido ruminal, ya que representa el 80% de la muestra. Es notoria la tendencia de este residuo a la acidificación, ya que tanto el pH como la alcalinidad total presentó valores bajos, lo que hace suponer que existan problemas de acumulación de ácidos si se trabaja con una carga alta y sin ajuste de pH o algún pretratamiento que le confiera mayor capacidad amortiguadora.

**Tabla 7.2.** Resultados de la caracterización inicial de los residuos.

Parámetro	Resultado	Unidades
pH	4.8	Unidades de pH
DQO total	215.9	g/kg
Nitrógeno total kjeldahl	7.01	g/kg
Nitrógeno orgánico	4.82	g/kg
Sólidos totales	179.1	g/kg
Sólidos totales volátiles	149.1	g/kg
Sólidos suspendidos totales	156.1	g/kg
Sólidos suspendidos volátiles	129.7	g/kg
Fósforo total	3.39	mg/kg
Coliformes fecales	>2 400 000	NMP/100 mL
Coliformes totales	>2 400 000	NMP/100 mL
Alcalinidad total	<0.5	mg/L

También es resaltable la alta concentración de coliformes fecales y totales, debido principalmente al estiércol y contenido ruminal, lo que hace al residuo sumamente patógeno

para el ser humano e imposible de disponer como tal ya que no cumple con la normatividad para disposición de lodos y biosólidos por no considerarse como un residuo estabilizado.

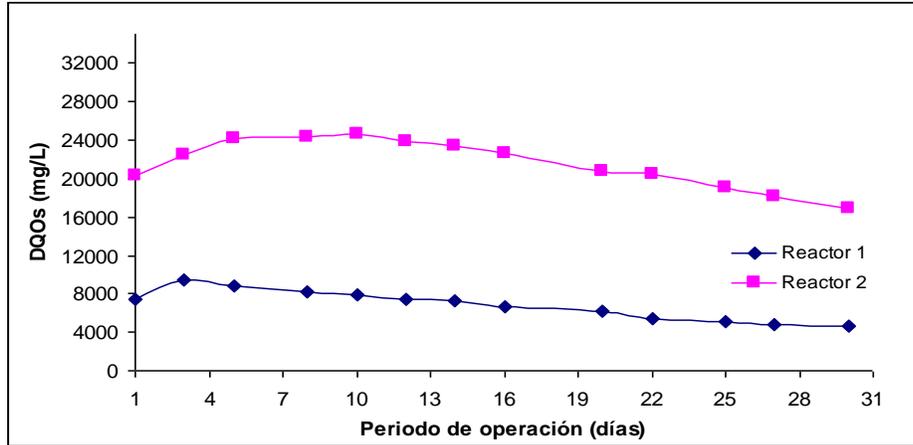
### **7.3 COMPARACIÓN DE CARGAS DE SÓLIDOS EN SISTEMAS EN LOTE.**

Se trabajó con un sistema anaerobio operado en lote, para esto, el arranque se llevó a cabo en función de la carga de sólidos, por ser este el principal factor limitante del proceso. Los resultados obtenidos al comparar el proceso de digestión anaerobia con las concentraciones de 50 y 100 g/kg de ST, (R1 y R2 respectivamente) se presentan en seguida.

#### **7.3.1 Comportamiento de la Demanda Química de Oxígeno soluble.**

La Figura 7.2 muestra la evolución de la DQO para R1 y R2 durante el periodo de prueba. En ambas curvas puede observarse un incremento en la concentración de la DQO al inicio de la corrida debido a la hidrólisis de la materia orgánica compleja, como carbohidratos y proteínas principalmente. En el caso de R1 la solubilización se llevó a cabo durante los primeros tres días aproximadamente, aumentando de 7 460 mg/L hasta 9 500 mg/L con lo que se obtuvo un incremento del 28% para posteriormente disminuir hasta 4 700 mg/L.

Este aumento en la concentración de DQOs durante los primeros días ha sido comúnmente reportado por diversos autores al trabajar en reactores anaerobios en lote (Forester-Carneiro *et al*, 2008; Nopharatana *et al*, 2006; Fernández *et al*, 2008; Zhang *et al*, 2008).



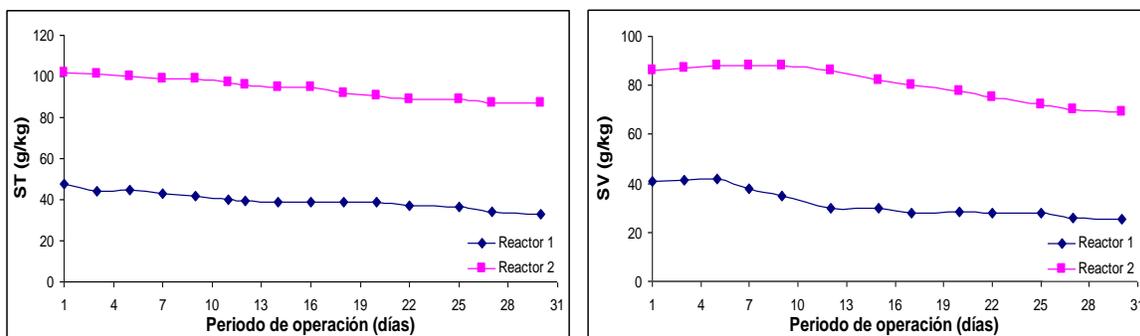
**Figura 7.2.** Comportamiento de la DQOs en R1 y R2 durante el periodo de prueba.

A diferencia de R1, en R2 el periodo de solubilización duró aproximadamente 10 días, en los que se observó una solubilización del 21%, ya que se observó un aumento desde 20 350 mg/L hasta 24 560 mg/L para finalizar en 16 816 mg/L en el día 30. Las eficiencias obtenidas en cuanto a remoción de la DQOs son por lo tanto 37 y 17% respectivamente.

El análisis de varianza (ANOVA) realizado a los resultados de ambas corridas mostró diferencias significativas con un nivel de confianza de 95% ( $P < 0.05$ ). La menor eficiencia de R2 puede ser atribuida a diversos factores como la acumulación de AGV causada por trabajar con COV altas, inhibición por nitrógeno amoniacal o una baja capacidad amortiguadora. Estos factores serán analizados más adelante.

### 7.3.2 Comportamiento de sólidos totales y volátiles

En la Figura 7.3 se muestra el comportamiento mostrado por los SV y ST durante los 30 días de corrida.



**Figura 7.3.** Comportamiento de los SV y ST a lo largo del tiempo.

R1 mostró la mayor eficiencia en cuanto a remoción de ST y SV, siendo éstos de 30 y 38% respectivamente, mientras que para R2, los porcentajes de remoción fueron de 14 y 17.5% respectivamente. El análisis de varianza (ANOVA) mostró diferencias significativas con un nivel de confianza de 95% ( $P < 0.05$ ). Estos resultados coinciden con los resultados obtenidos en la medición de la DQO, donde el reactor R1 fue el que presentó la mayor disminución de la materia orgánica.

Los sólidos totales y volátiles son dos parámetros con los que se evalúa la estabilidad de un sistema anaerobio; a medida que la relación SV/ST disminuye, se considera que hay una mayor estabilización, ya que ha perdido su efecto contaminante al medio ambiente, aunque en este caso solo el reactor 1 cumple con el 38% establecido en la NOM-004-SEMARNAT-2002 en su anexo 1 donde presenta opciones para disminuir la atracción de vectores. En la Tabla 7.3 se presentan los resultados obtenidos en cuanto a remoción de los SV y ST.

**Tabla.7.3.** Remoción de los sólidos totales y volátiles en R1 y R2 al final de la corrida.

Reactor	% Remoción ST	% Remoción SV	ST removidos (g/kg)	SV removidos (g/kg)	SV/ST
R1	30	38	14.3	15.5	0.76
R2	15	17.3	15	17.3	0.79

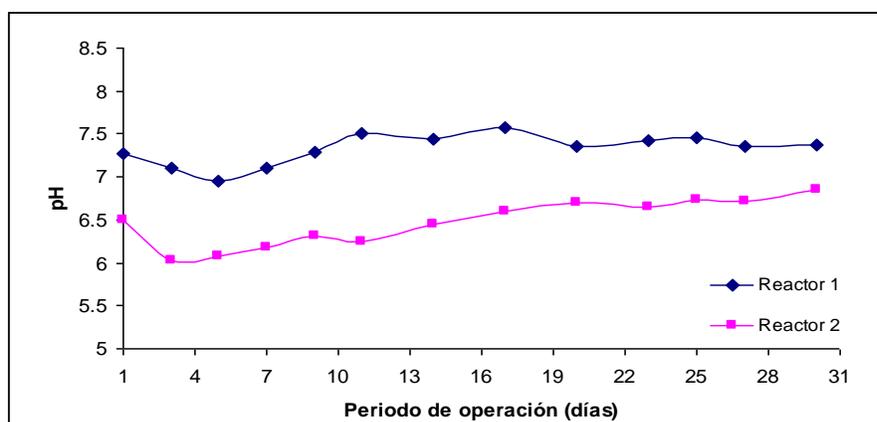
Al inicio de la corrida, la relación para R1 y R2 fue de 0.86 y 0.84 respectivamente. A lo largo del tratamiento, estos valores se reducen hasta 0.76 y 0.79 respectivamente.

### 7.3.3 Parámetros de control del reactor anaerobio

Además de la determinación de parámetros como la DQO, los ST y los SV que nos proporcionan datos acerca de la remoción de la materia orgánica, se analizaron algunos parámetros de control con los que se puede determinar la estabilidad del reactor, en este caso el pH, alcalinidad parcial y total, concentración de ácidos grasos volátiles y nitrógeno amoniacal; este último básicamente para descartar la inhibición de las bacterias metanogénicas, y los resultados se presentan a continuación.

#### 7.3.3.1 pH

En la Figura 7.4, se muestra el comportamiento del pH a lo largo de los 30 días.

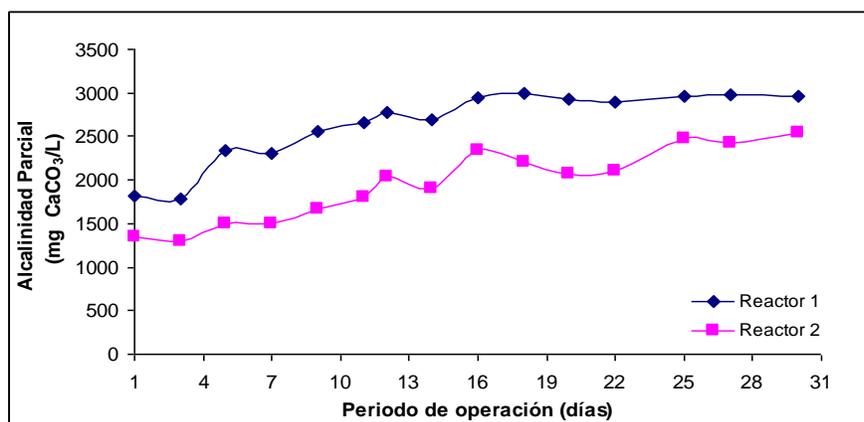


**Figura 7.4.** Comportamiento del pH en R1 y R2 a lo largo del tiempo.

Es posible notar una disminución en el pH los días iniciales de la corrida, esto debido a la producción de AGV durante la etapa acidogénica. En el caso del R1, se observa una disminución desde el pH inicial de 7.3 hasta 7.0 en el día 5, posteriormente el pH se mantiene con ligeras oscilaciones entre 7.0 y 7.5 aproximadamente. En el caso del R2 ocurrió una ligera acidificación, ya que el pH disminuyó hasta un valor de 6.0 los primeros 3 días, lo cual posiblemente se debió a la acumulación de los AGV por la carga alta que se manejó. Las diferencias entre ambos reactores pueden considerarse como significativas ( $P < 0.05$ ).

### 7.3.3.2 Alcalinidad parcial y total

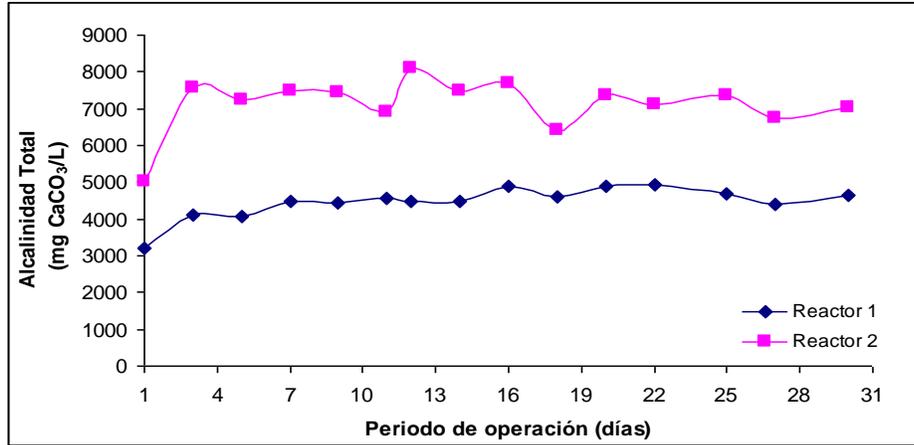
La evolución de la alcalinidad parcial, debida principalmente a carbonatos y bicarbonatos formados durante la acidogénesis y acetogénesis, se muestra en la Figura 7.5.



**Figura 7.5.** Comportamiento de la alcalinidad parcial a lo largo del tiempo.

Para el R1 se observa un aumento en la concentración que va desde 1 800 mg CaCO<sub>3</sub>/L al inicio de la corrida, hasta 3 000 mg CaCO<sub>3</sub>/L al finalizar de la corrida. En el caso del R2, la alcalinidad parcial fue menor a la determinada en R1, registrándose un valor de 1 350 mg CaCO<sub>3</sub>/L al inicio de la corrida para terminar en 2 530 mg CaCO<sub>3</sub>/L. Estos resultados nos aportan información acerca de la estabilidad de ambos reactores, mostrando mayor estabilidad el reactor R1 ya que la capacidad amortiguadora fue mayor, así como diferencias significativas entre ambos reactores ( $P < 0.05$ ).

En seguida se muestra el comportamiento de la alcalinidad total (Figura 7.6). A diferencia de la Figura anterior, R1 mostró valores menores que R2, ya que como se mencionó anteriormente, la alcalinidad total es la suma de la alcalinidad debida a los bicarbonatos y la alcalinidad debida a las sales formadas a partir de los ácidos grasos, pudiéndose observar que para R1 la alcalinidad total pasó de 3 190 mg CaCO<sub>3</sub>/L en el inicio, hasta 4 600 mg CaCO<sub>3</sub>/L al término de la corrida, mientras que para R2, la alcalinidad inició en 5 000 mg CaCO<sub>3</sub>/L para terminar en 7 033 mg/L, ésta mayor concentración es atribuible a una mayor generación de AGV.



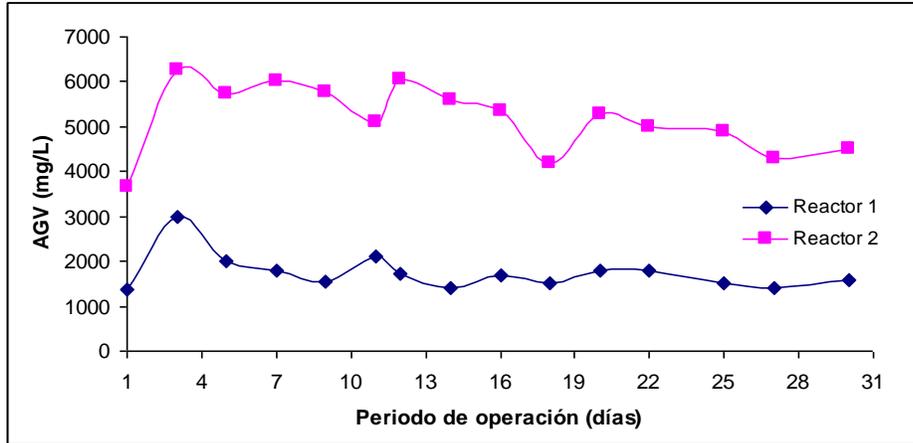
**Figura 7.6.** Comportamiento de la alcalinidad total durante el periodo de operación.

### 7.3.3.3 Ácidos grasos volátiles

Se determinó la producción de los ácidos grasos volátiles. De la Figura 7.7 se puede observar que para R1 la concentración de AGV al inicio de la corrida fue de 1360 mg/L, para el día 3 se registró el mayor aumento en la concentración, obteniéndose un valor de 3 000 mg/L para posteriormente disminuir y permanecer con ligeras variaciones hasta el término de la corrida debido a su consumo por las bacterias metanogénicas y su conversión en CH<sub>4</sub> y CO<sub>2</sub> aunque estas diferencias pueden considerarse como significativas de acuerdo al análisis de varianza (ANOVA) realizado ( $P < 0.05$ ).

En el caso de R2, se comenzó con un valor de 3 650 mg/L, en seguida se observa un aumento en la concentración registrándose el valor máximo de 6 200 mg/L en el día 3 y hasta aproximadamente el día 10, lo cual nos indica el periodo en el que se llevó a cabo la hidrólisis y la formación de ácidos, siendo este un periodo demasiado largo si se compara con R1, ya que este se llevó a cabo los primeros 3 días aproximadamente.

Las oscilaciones en los valores de los AGV pueden ser atribuidas a las diferentes velocidades de biodegradación de la materia orgánica presente en el residuo (Pavlosthatis *et al*, 1991; Forester-Carneiro *et al*, 2008).

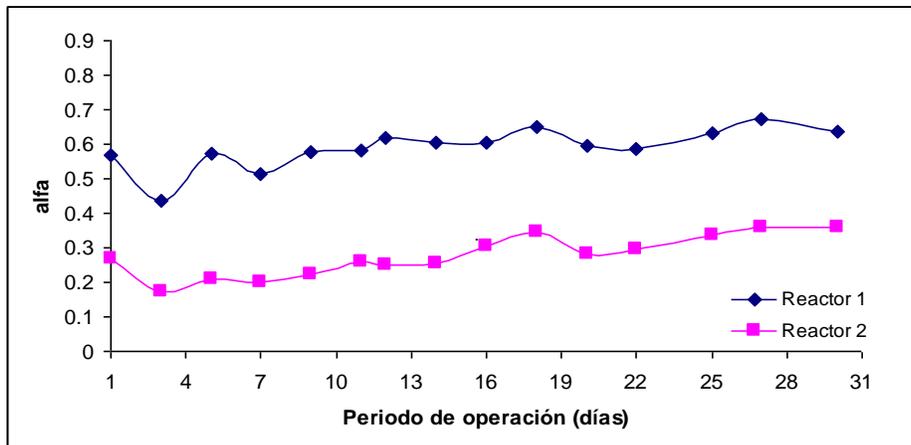


**Figura 7.7.** Comportamiento de los AGV a lo largo de la corrida.

De este parámetro podemos obtener información acerca de la fase en la que se encuentra el proceso, ya que durante la fase de la acidogénesis generalmente se observa un aumento y posteriormente durante la metanogénesis se observa una disminución en la concentración de los AGV, pero cuando se presenta una acumulación de AGV, no se observa dicha disminución (Massé *et al*, 2003; Fernández *et al*, 2008; Forester-Carneiro *et al*, 2008; Zhang *et al*, 2008).

#### 7.3.3.4 Relación de alcalinidades ( $\alpha$ )

La relación  $\alpha$ , o relación de alcalinidades, es empleada comúnmente como parámetro de control, ya que nos da información acerca de estabilidad o equilibrio del reactor. Generalmente cuando esta relación es mayor a 0.5, se considera que existe un equilibrio entre la capacidad amortiguadora debida a carbonatos y bicarbonatos y los ácidos grasos generados. En la Figura 7.8 se muestra la relación de las alcalinidades para R1 y R2 a lo largo de la corrida.

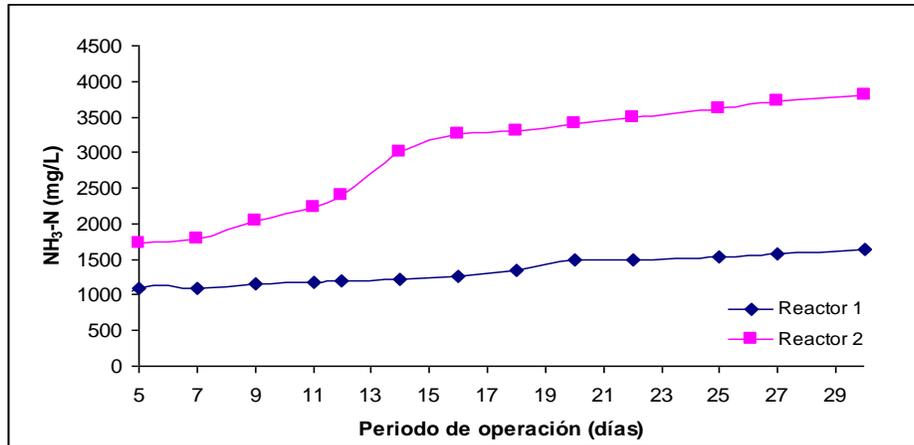


**Figura 7.8.** Evolución del parámetro alfa para los reactores R1 y R2 a lo largo de 30 días.

Para R1 los valores  $\alpha$  se encontraron durante la mayor parte de la corrida arriba de 0.5, por lo que se puede decir que siempre hubo un equilibrio entre la capacidad amortiguadora y los ácidos producidos en la etapa de la acidogénesis, mientras que para R2, esta relación siempre estuvo por debajo de los 0.5, ya que del valor de 0.27 que se obtuvo en un inicio, este disminuyó hasta 0.17 para el día 3, que es el periodo en el que se produjo la mayor cantidad de AGV como se puede observar en la Figura 7.7, posteriormente se observa un paulatino aumento hasta llegar a 0.36 en el día 30 de la corrida.

### 7.3.3.5 Nitrógeno Amoniacal

Las mediciones de nitrógeno amoniacal en ambos reactores (Figura 7.9) mostraron que para R1, la concentración final del nitrógeno fue de 1 635 mg/L, valor considerado como aceptable y no inhibitorio para que el proceso anaerobio se lleve a cabo de manera adecuada, sin embargo, en R2, la concentración final de nitrógeno fue de 3 815 mg/L, valor considerado en bibliografía como inhibitorio para las bacterias metanogénicas (Hashimoto, 1986; Gallert *et al*, 1997; Krylova *et al*, 1997; Murto *et al*, 2004) observándose el mayor aumento entre los días 9 y 16.



**Figura 7.9.** Comportamiento del nitrógeno amoniacal en R1 y R2 durante el comparativo.

De acuerdo a los resultados obtenidos en las pruebas preliminares para determinar la carga de sólidos más adecuada, se decidió trabajar con la concentración de sólidos de 50 g ST/kg, ya que se obtuvieron mejores resultados tanto en remoción de DQO como en la disminución de los ST y SV, además de que el comportamiento del reactor fue más estable, los valores de pH estuvieron dentro del rango a lo largo de toda la corrida, la capacidad buffer fue la adecuada para amortiguar descensos de pH por la generación de AGV y la producción de nitrógeno amoniacal. Este efecto no se consideró inhibitorio para el proceso.

#### 7.4 RESULTADOS DEL PRETRATAMIENTO ALCALINO

Con la finalidad de reducir el periodo en el cual se lleva a cabo la hidrólisis de la materia orgánica (González *et al*, 2008), así como aumentar las eficiencias de remoción de DQO, ST y SV obtenidas en el comparativo de cargas de sólidos realizadas previamente, se tomó la

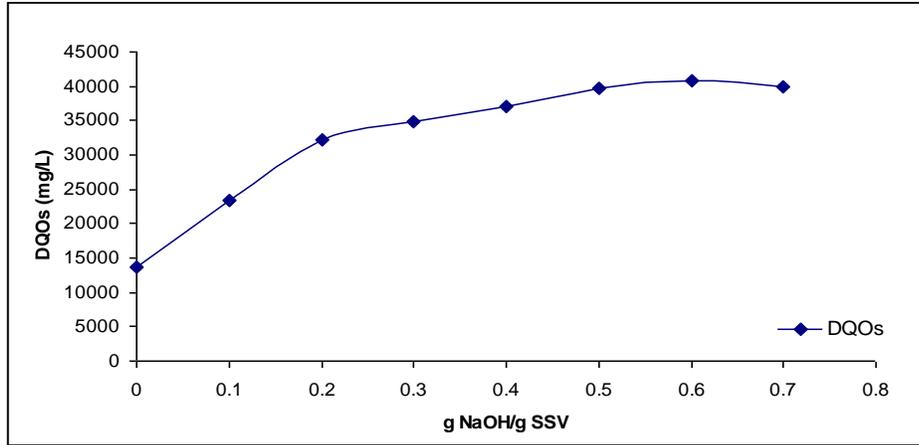
decisión de realizar un pretratamiento alcalino al residuo previo a su tratamiento mediante digestión anaerobia.

A continuación se presentan los resultados obtenidos de las pruebas del pretratamiento alcalino con NaOH así como su efecto en la solubilización de la DQOs y los SV. Como se mencionó en la metodología, se probaron concentraciones de NaOH entre 0.1 y 0.7 g por gramo de SSV en el residuo y se dio un tiempo de contacto de 24 horas.

El principal objetivo del pretratamiento fue solubilizar la mayor fracción de materia orgánica posible de manera que fuera accesible para las bacterias anaerobias ya que éstas solo pueden degradarla cuando se encuentra en forma soluble (Navia *et al*, 2002).

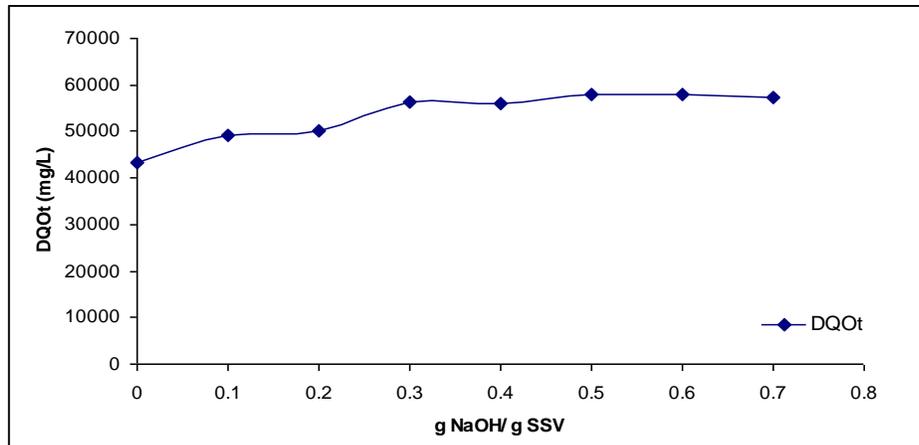
Se han realizado diversos estudios sobre el pretratamiento con NaOH de residuos con alto contenido de fibra cruda constituida en un 95-99% por ligninas, celulosas y hemicelulosas, compuestos altamente refractarios a la degradación microbiana, en donde se ha observado que el NaOH actúa principalmente rompiendo los enlaces lignina-carbohidrato de las paredes celulares, con lo cual, las celulosas y hemicelulosas se encuentran más accesibles al ataque de las enzimas hidrolíticas extracelulares secretadas por las bacterias (Elizondo, 1998; Soto *et al*, 2005; Berger *et al*, 2008).

De los resultados (Figura 7.10), se observó que la DQOs aumentó un 194% respecto al valor inicial conforme se elevó la concentración de álcali, partiendo de 13 600 mg/L para el residuo sin pretratar, hasta el valor más alto de 40 000 mg/L con la dosis de 0.6 g NaOH /g SSV, ya que a partir de este punto, la concentración de DQOs se mantuvo constante.



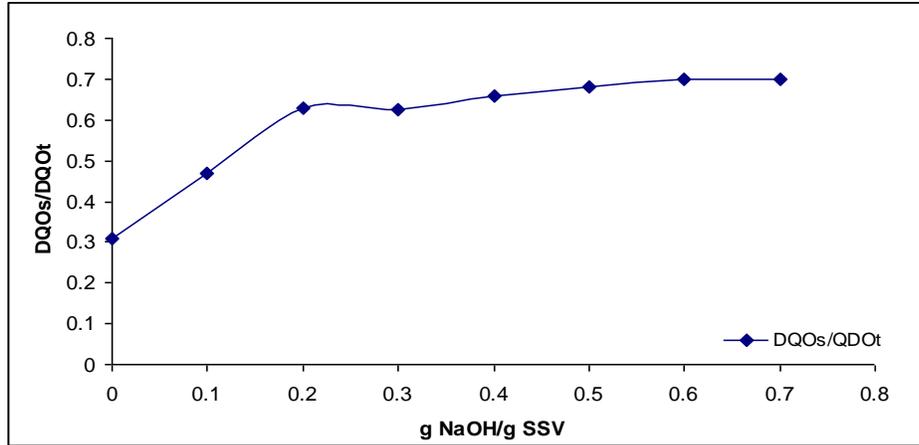
**Figura 7.10.** Solubilización de la DQOs por efecto del pretratamiento con NaOH.

En el caso de la DQOt, el comportamiento fue similar al que presentó la DQOs, conforme se aumentó la concentración de álcali, se observó un aumento en la concentración de la DQOt, ya que de una concentración inicial de 43 400 mg/L, se llegó hasta una concentración 58 000 mg/L con la dosis de 0.6 g NaOH/g SSV (Figura 7.11).



**Figura 7.11.** Comportamiento de la DQOt durante el pretratamiento con NaOH.

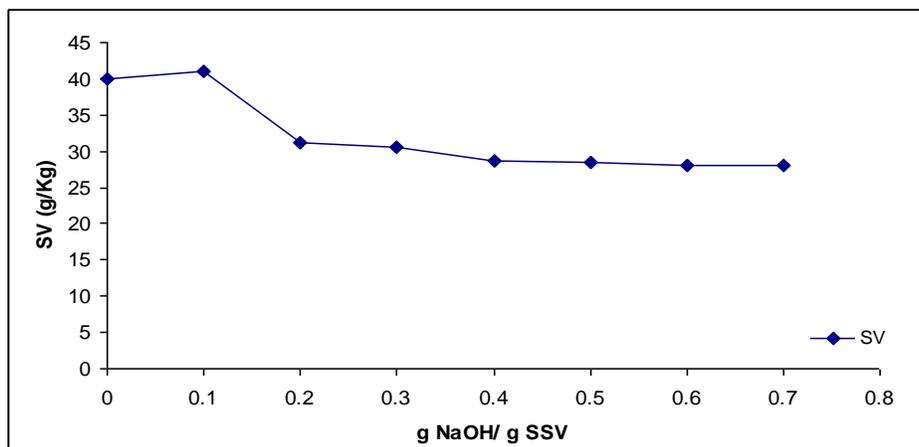
Se determinó la relación DQOs/DQOt del residuo antes de realizar el pretratamiento y se obtuvo una relación de 0.31, por lo que es posible suponer que éste es un residuo muy lentamente biodegradable debido principalmente a las celulosas y ligninas contenidas en la fibra cruda que típicamente constituyen del 20 al 50% del total de materia seca presente en el contenido ruminal (Ladisch, 1983; Estrada *et al*, 1998; Cecconello *et al*, 2003), (Figura 7.12).



**Figura 7.12.** Relación DQOs/DQOt durante el pretratamiento con NaOH.

Como resultado del pretratamiento, se obtuvo una relación máxima de 0.7 cuando la dosis de NaOH fue de 0.6 g con lo cual durante el proceso anaerobio, se tendría una mayor fracción de materia orgánica disponible para ser degradada por los microorganismos, además de acelerar el proceso de hidrólisis acortando el tiempo de retención hidráulica (TRH).

El efecto del pretratamiento también se observó en la destrucción de los SV. Como se muestra en la Figura 7.13, conforme se aumentó la dosis de NaOH, se observó una disminución en los SV en un 30%, ya que de 40 g/kg para el residuo sin pretratar, se obtuvo un valor de 28 g/kg, cuando la relación g NaOH/ g SSV fue de 0.6.



**Figura 7.13.** Comportamiento de los SV durante el pretratamiento con NaOH.

En la Tabla 7.4 se sintetizan las características del residuo previo y posterior al pretratamiento.

**Tabla 7.4.** Caracterización del residuo antes y después del pretratamiento.

<b>Parámetro</b>	<b>Residuo sin pretratar</b>	<b>Residuo pretratado</b>
DQOt(mg/L)	46 400	58 000
DQOs (mg/L)	13 600	40 000
DQOs/DQOt	0.31	0.70
ST (g/kg)	47.5	71.2
SV (g/kg)	40	28

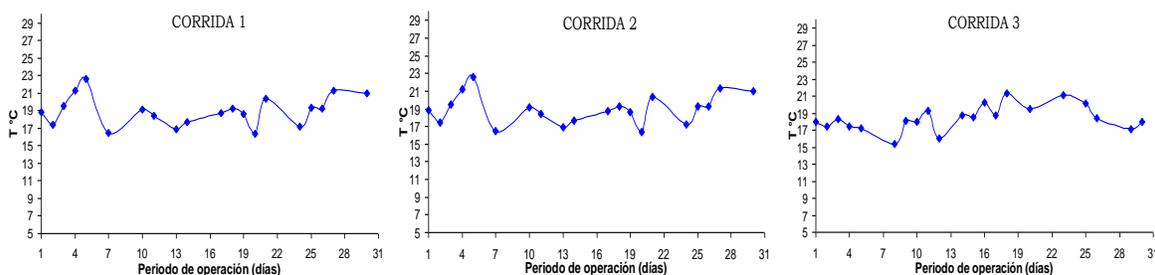
A partir de los resultados obtenidos en esta sección, se tomo la decisión de trabajar con residuos pretratados a una concentración de 0.6 g NaOH /g SSV, por ser ésta la concentración en la que se obtuvo una mayor solubilización de materia orgánica en forma de DQO así como la mayor eliminación de sólidos volátiles.

## **7.5 RESULTADOS DEL COMPARATIVO ENTRE EL PROCESO DE DIGESTIÓN ANAEROBIA CON RESIDUOS PRETRATADOS EN FASE PSICROFÍLICA Y MESOFÍLICA**

Una vez que se determinó la carga de sólidos más adecuada en función a la eficiencia de remoción de sólidos y DQOs así como a su estabilidad, se presentan en seguida los resultados obtenidos del comparativo entre el proceso llevado a cabo a temperatura ambiente y a temperatura controlada de 37 °C. En este comparativo se realizaron tres corridas, utilizando en la primera corrida como inóculo lodo granular, mientras que en la corrida 2 se utilizó como inóculo el 20% del residuo tratado de la corrida 1 y la corrida 3 se inoculó con residuo de la corrida 2. En el siguiente apartado, se presentan los resultados obtenidos para las tres corridas.

### 7.5.1 Comportamiento de la temperatura

La temperatura juega un papel muy importante cuando se habla de procesos mediados por microorganismos, ya que influye no solo en sus actividades metabólicas sino también en la disponibilidad del sustrato y algunos equilibrios que pueden afectar tanto positiva como adversamente al sistema. Para el R1, trabajado a temperatura ambiente, se llevó un registro de la temperatura dentro del reactor durante las tres corridas. El comportamiento de la temperatura se presenta en la Figura 7.14.

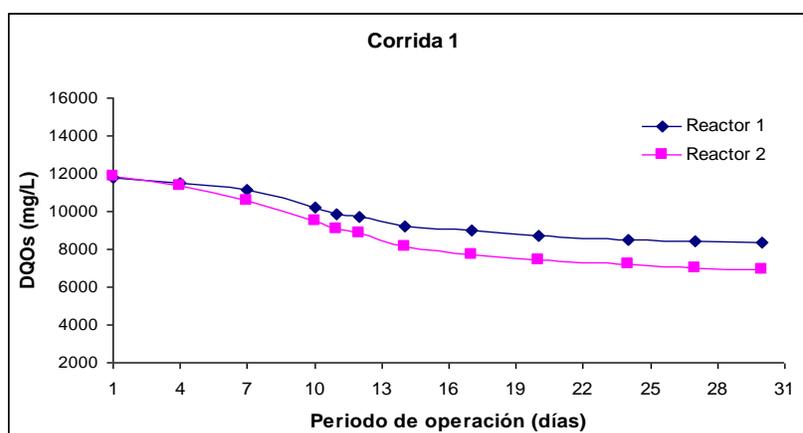


**Figura 7.14.** Comportamiento de la temperatura durante el periodo de operación de R1

Para la corrida 1, realizada entre los meses de octubre y noviembre, la temperatura osciló entre los 17 y 25 °C, con una temperatura media de 22 °C. Para la corrida 2, realizada durante noviembre y diciembre, la temperatura osciló entre los 16 y 22°C, con los que se obtuvo una temperatura media de 19 °C. Para la corrida 3, realizada durante el mes de enero, se registró como temperatura más baja 16 °C mientras que la mayor temperatura registrada fue de 22 °C, con una temperatura promedio de 18 °C, por lo que si consideramos las temperaturas promedio, no hubo una variación considerable.

## 7.5.2 Comportamiento de la Demanda Química de Oxígeno soluble

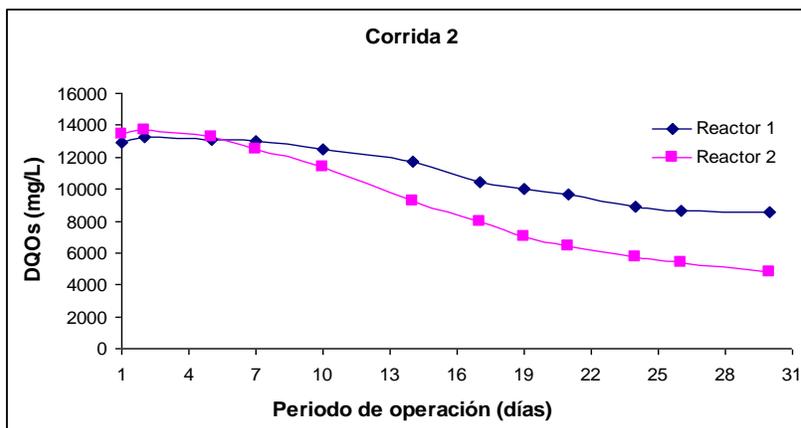
En la Figura 7.15 se muestran los resultados obtenidos de las mediciones de DQOs para la primera corrida. Los valores de DQOs al inicio de la corrida para ambos reactores se encontraron alrededor de los 12 000 mg/L, siendo estos más elevados que los obtenidos cuando se realizó el comparativo para determinar la carga de sólidos más adecuada, ya que aunque se trabajó con la carga de 50 g/kg, éste comparativo se realizó con residuos pretratados, por lo que la concentración de la DQOs presentó valores más elevados.



**Figura 7.15.** Comportamiento de la DQOs durante el periodo de operación (corrida 1).

Para R1, trabajado a condiciones psicrófilicas (esto es, a temperatura ambiente, la cual se mantuvo por debajo de los 25°C), la eficiencia de remoción obtenida fue de 29%, mientras que R2, trabajado a una temperatura de 37°C, la eficiencia lograda fue de 41%. Es notorio el hecho de que en ambas curvas no se presentó un aumento en la concentración de la DQO los días iniciales como ocurrió anteriormente cuando se realizó el comparativo de cargas de sólidos, ya que en este caso, al pretratar con NaOH los residuos, la solubilización e hidrólisis de la materia orgánica se lleva a cabo rápidamente, con lo cual se acelera el proceso, y como se observa en la Figura 7.15, la mayor velocidad de degradación se llevó a cabo en los primeros 15 días aproximadamente.

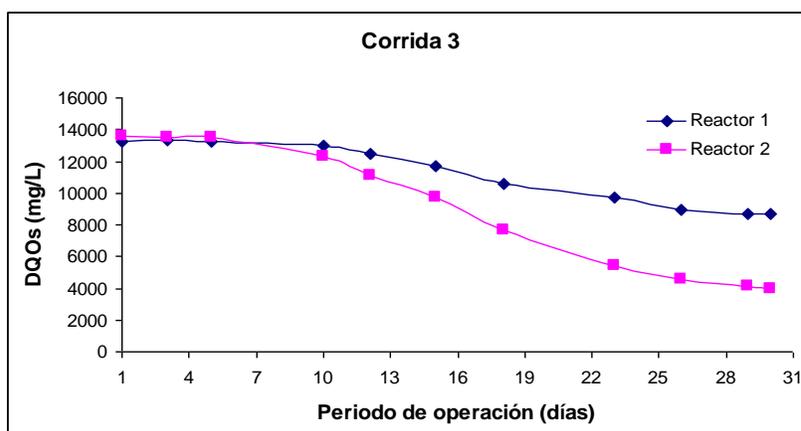
Para la corrida 2, en la Figura 7.16 se observa una tendencia similar a la mostrada en la Figura 7.15, iniciando con una concentración en DQO aproximada de 13 000 mg/L y en donde se logró un porcentaje de remoción para R1 de 33%, mientras que para R2, la remoción fue de 64%.



**Figura 7.16.** Comportamiento de la DQOs durante el periodo de operación (corrida 2).

El aumento en el porcentaje de remoción obtenido en esta corrida es debido al hecho de que al inocular con un porcentaje de la mezcla de residuo tratado e inóculo proveniente de la corrida anterior, los microorganismos presentes se encuentran más adaptados al tipo y concentración de sustrato. En esta corrida, el mayor periodo de degradación fue durante los primeros 15-20 días aproximadamente.

Por último, se muestran los resultados obtenidos en la corrida 3 (Figura 7.17), en donde se puede observar para ambos reactores una eficiencia mayor que las obtenidas en las corridas anteriores.



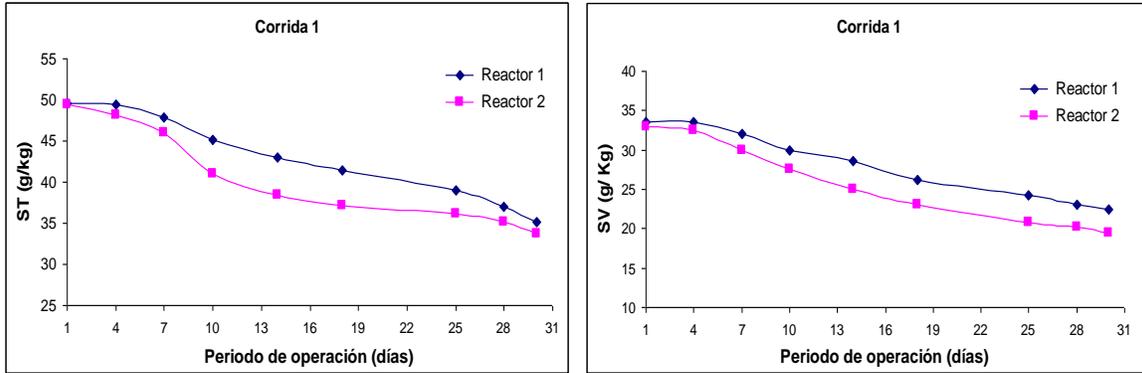
**Figura 7.17.** Comportamiento de la DQOs durante el periodo de operación (corrida 3).

La corrida se inició con una concentración en DQOs de aproximadamente 12 000 mg/L y al término del periodo de operación se obtuvieron remociones del 34 y 70% para R1 y R2 respectivamente. Similar al caso de la corrida anterior, este aumento en la eficiencia es atribuible a que el inóculo se encuentra mayormente adaptado al residuo, ya que en este caso se inocularon ambos reactores con un porcentaje de la mezcla de residuo tratado e inóculo proveniente de la corrida 2, lo que permitió que los microorganismos se encontraran aún más aclimatados a las condiciones específicas de este tipo de residuos.

Estos resultados concuerdan con los obtenidos por varios autores, (Youn *et al*, 2005; Connaughton *et al*, 2006) en donde se han realizado comparativos entre procesos en rango psicrófilico y mesófilico y las mayores eficiencias se obtienen a temperaturas cercanas a 35-37, ya se considera la óptima para estos microorganismos ya que tanto la velocidad específica de crecimiento de los microorganismos así como la de degradación de sustratos, alteraciones biológicas y actividades enzimáticas son dependientes de la temperatura. Estas diferencias entre ambos reactores pueden considerarse como significativas ( $P < 0.05$ ).

### **7.5.3 Comportamiento de los Sólidos Totales y Volátiles**

Los sólidos totales y volátiles son dos parámetros que al igual que la DQOs reflejan claramente la disminución de la materia orgánica biodegradable. En la Figura 7.18, se muestra el comportamiento para los ST y los SV durante la corrida 1; dado que los SV son una fracción de los ST, los valores obtenidos de SV en las mediciones siempre son menores a los ST.

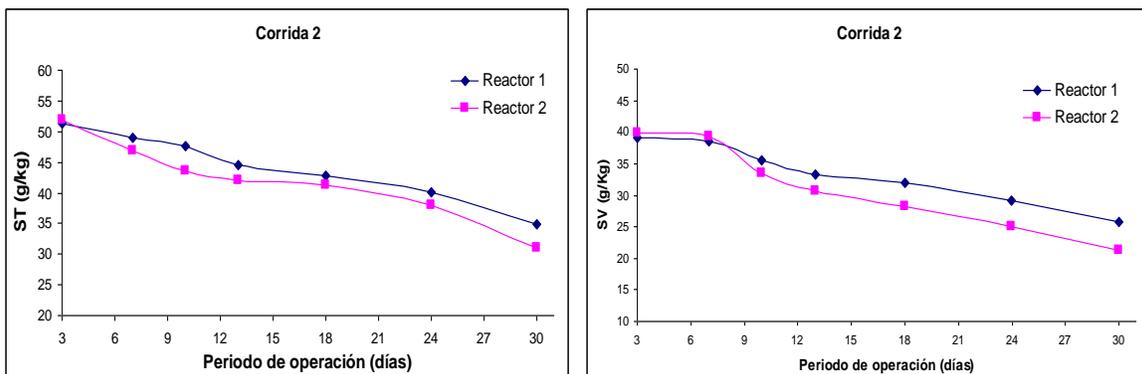


**Figura 7.18.** Remoción de los sólidos totales y volátiles durante el periodo de operación (corrida 1).

Para la corrida 1 en el caso de los ST se observó una mayor disminución en el R1 ya que de 49.6, la concentración disminuyó hasta 35.2 g/kg mientras que para R2, la concentración disminuyó de 49.4 hasta 33.7g/kg, obteniéndose eficiencias de 29 y 32% respectivamente.

En el caso de los SV se observó una tendencia similar a la de los ST; para R1 se observó que a partir de una concentración de 33.5, esta disminuye hasta 22.4 g/kg al final de los 30 días de corrida, mientras que para R2, ésta varió de 33 hasta 19.5 g/kg con lo que se obtuvieron eficiencias de 33 y 41% respectivamente.

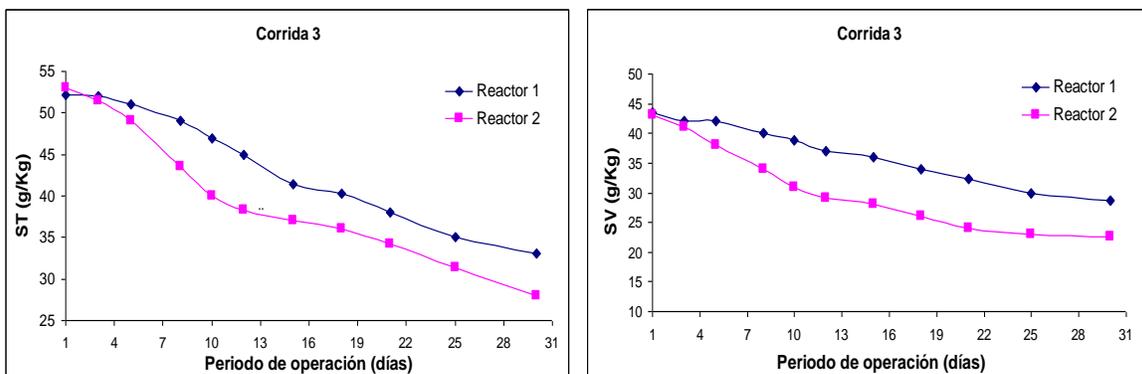
Al igual que ocurrió en los resultados obtenidos para la DQOs en las corridas 2 y 3, en las mediciones de los ST y SV, se observó un ligero aumento en los porcentajes de remoción. La Figura 7.19 muestra el comportamiento de los ST y SV durante la corrida 2 donde se observan tendencias similares a las obtenidas en la corrida 1.



**Figura 7.19.** Remoción de los sólidos totales y volátiles durante el periodo de operación (corrida 2).

Para R1, los valores de los ST disminuyeron desde 51.2 hasta 34.8 g/kg mientras que para R2, los valores disminuyeron de 51.2 hasta 31 g/kg, con lo cual se obtuvieron eficiencias de 32 y 40% respectivamente. Con respecto a los SV en R1, se inició con una concentración de 39.2 disminuyendo hasta 25.8 g/kg, así mismo para R2, iniciando con una concentración de 40, ésta disminuyó hasta 21.3 g/kg, con lo que se obtuvieron eficiencias de 34 y 46% para R1 y R2, respectivamente.

Por último, la Figura 7.20 muestra los resultados obtenidos en la corrida 3, en donde se observa al igual que en las dos corridas anteriores, un mayor porcentaje de remoción en R2.



**Figura 7.20.** Remoción de los sólidos totales y volátiles durante el periodo de operación (corrida 3).

Para R1 se obtuvo que desde una concentración inicial de ST de 52.1, ésta disminuyó hasta 33 g/kg, mientras que para R2, de una concentración inicial de 53, se obtuvo una concentración de 28 g/kg, con lo cual los porcentajes de remoción fueron de 36 y 47% respectivamente.

En el caso de los SV, los resultados fueron similares a los obtenidos en la corrida anterior, ya que los porcentajes de remoción obtenidos fueron de 34 y 48% para R1 y R2 respectivamente. A partir de estos resultados, es posible observar el efecto positivo que tiene el realizar la digestión anaerobia en fase mesofílica, ya que ocurre una mayor degradación de la materia

orgánica, lo cual puede corroborarse con los resultados obtenidos para la DQOs donde también se obtiene una mayor eficiencia de remoción en el reactor operado a 37 °C.

Se realizó un análisis de varianza a los resultados y este mostró diferencias significativas entre el desempeño de ambos reactores ( $P < 0.05$ ).

Eficiencias de remoción de ST y SV similares a las obtenidas en este estudio fueron reportadas por Harikishan *et al.*, (2003), donde al trabajar con estiércol de vaca obtuvo un porcentaje de remoción de 39 % para ST y 36% para SV.

#### 5.7.4 Parámetros de control

Los parámetros de control que se monitorearon con la finalidad de determinar la estabilidad en ambos reactores fueron el pH, la concentración de AGV, alcalinidad parcial, alcalinidad total, la relación alfa, relación AGV/AT y nitrógeno amoniacal.

La Tabla 7.5 sintetiza los resultados de los parámetros de control monitoreados en R1 para las tres corridas realizadas.

**Tabla 7.5.** Resultados de los parámetros de control para R1.

Parámetro	Corrida 1		Corrida 2		Corrida 3	
	Inicio	Final	Inicio	Final	Inicio	Final
AGV (mg/L)	886.5	361.5	1 538.4	1 066.7	1 915.8	556
Alcalinidad parcial (mg CaCO <sub>3</sub> /L)	2 186.8	4 903.8	1 538.5	4 607.8	1 365.5	4 790
Alcalinidad total (mg CaCO <sub>3</sub> /L)	3 073.3	5 265.3	3 076.9	6 274.5	3 281.3	6 685

Relación alfa	0.71	0.93	0.5	0.73	0.41	0.71
AGV/AT	0.28	0.06	0.5	0.26	0.58	0.28
NH <sub>3</sub> -N (mg/L)	100	850	222.5	1 117.5	347	1 550

En general los resultados obtenidos en el reactor operado a condiciones psicofílicas, pueden considerarse como aceptables de acuerdo a los parámetros de estabilidad como relación alfa y AGV/AT. Los altos valores obtenidos de la alcalinidad parcial debida a carbonatos y bicarbonatos al finalizar las corridas evidencian una suficiente capacidad amortiguadora; los valores de alfa generalmente estuvieron arriba de 0.5, con lo que se puede suponer que hubo un adecuado equilibrio entre los AGV producidos y los bicarbonatos y bicarbonatos capaces de reaccionar con ellos y evitar descensos bruscos de pH.

Otro parámetro que también puede aportar mucha información acerca de la estabilidad del sistema es la relación AGV/AT, la cual debe estar alrededor de 0.2 para considerar el sistema en equilibrio mientras que valores arriba de 0.4 son considerados como señal de desequilibrio debido a la acumulación de los AGV (Rojas, 1987).

En el caso del nitrógeno amoniacal, los valores obtenidos al final de la corrida se encuentran dentro del rango de valores considerados como no inhibitorios para las bacterias metanogénicas, aunque no es posible definir exactamente la concentración que pueda llegar a causar algún efecto adverso ya que los microorganismos pueden presentar adaptación al compuesto tóxico después de algún tiempo en presencia del inhibidor.

La Tabla 7.6 muestra los resultados obtenidos para R2. Los resultados variaron ligeramente a los obtenidos en R1; en el caso de los AGV, éstos presentaron concentraciones iniciales más elevadas a las observadas en R1, ya que a mayor temperatura, la degradación de la materia orgánica se realiza a una mayor velocidad (Figura 5.4). Las concentraciones finales fueron similares a las obtenidas en R1, con lo que se puede suponer que en ambos reactores se consumió la mayor parte de los AGV.

Los valores de alcalinidad parcial y totales también fueron más elevados en comparación con los determinados en R1, lo cual se traduce en una mayor capacidad amortiguadora contra descensos de pH. El parámetro alfa se encontró ligeramente menor a 0.5 en un inicio durante la corrida 2 y 3, ya que la generación de los AGV se llevó a cabo rápidamente, aunque al finalizar las corridas, estos valores se encontraron más cercanos a la unidad que los determinados al final de las 3 corridas para R1, con lo que podemos inferir una mayor estabilidad cuando se trabaja en el rango mesófilico a temperatura controlada.

**Tabla 7.6.** Resultados de los parámetros de control para R2.

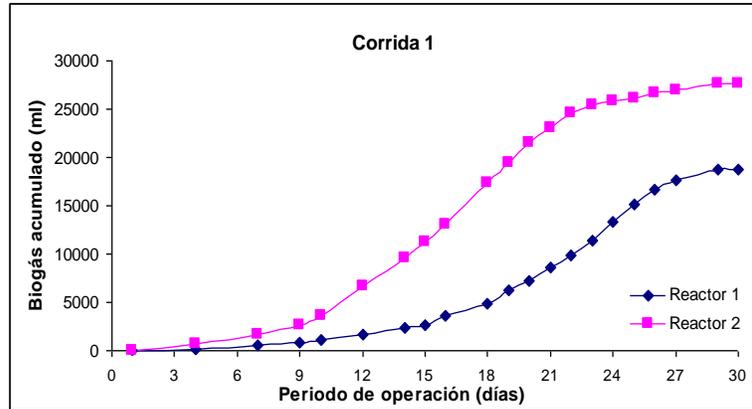
Parámetro	Corrida 1		Corrida 2		Corrida 3	
	Inicio	Final	Inicio	Final	Inicio	Final
AGV (mg/L)	843.4	364.6	2 142.9	803.6	2 551	555.5
Alcalinidad parcial (mg CaCO <sub>3</sub> /L)	4 216.9	6 250	1 734.7	6 875	2 396.9	5 833.3
Alcalinidad total (mg CaCO <sub>3</sub> /L)	5 060.3	6 614.6	3 877.6	7 678.6	4 897.9	6 388.8
Relación alfa	0.83	0.94	0.45	0.89	0.48	0.91
AGV/AT	0.16	0.05	0.55	0.06	0.52	0.09
NH <sub>3</sub> -N (mg/L)	350	1041	520	1582	717.5	ND

ND= no determinado

El efecto de la temperatura también fue observado en la mineralización del nitrógeno, ya que los valores del nitrógeno amoniacal fueron mayores a los observados en R1. Estos valores se consideran como aceptables y no inhibitorios para el sistema (Chen *et al*, 2008).

### 7.5.5 Producción de biogás

Una de las ventajas de los procesos anaerobios es la posibilidad de recuperar el biogás producido. En la Figura 7.21 se muestra la producción acumulada de biogás durante la corrida 1.

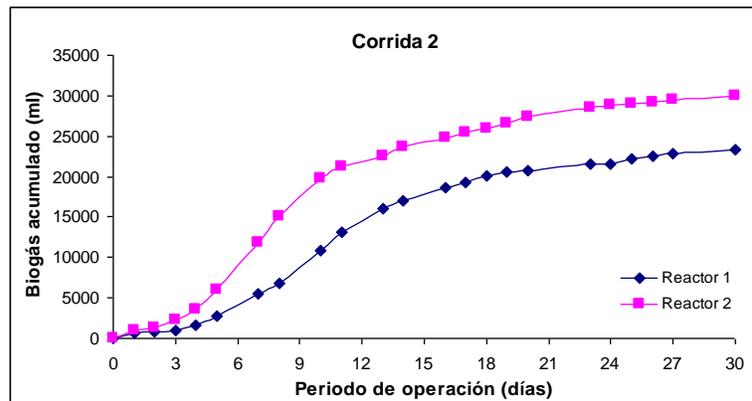


**Figura 7.21.** Producción acumulada de biogás para R1 y R2 (corrida 1).

Durante los primeros 10 días aproximadamente la producción de biogás fue relativamente baja en ambos reactores, debido principalmente a la adaptación de las bacterias metanogénicas al sustrato y a que se estaba llevando a cabo la primera etapa de la digestión anaerobia.

En el caso de R1 la mayor producción se registró entre los días 18 y 27 aproximadamente con lo que se obtuvo un volumen acumulado de 18 800 mL, mientras que para R2 la mayor producción de biogás se presentó entre los días 10 y 21 aproximadamente, obteniéndose un valor acumulado total de 27 700 mL al finalizar los 30 días de corrida.

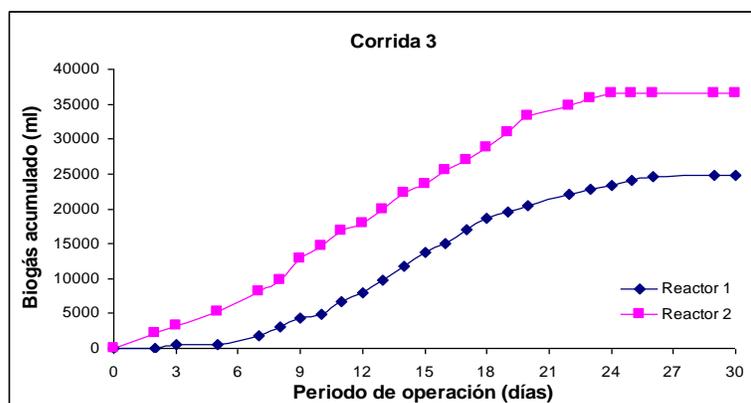
En la Figura 7.22 se muestran las producciones acumuladas de biogás para ambos reactores durante la corrida 2.



**Figura 7.22.** Producción acumulada de biogás para R1 y R2 (corrida 2).

A diferencia de los resultados obtenidos en la corrida anterior, la producción de biogás se registró en un lapso de tiempo más corto. A partir del día 5 y hasta el día 16 aproximadamente, el reactor R1 mostró la mayor producción de biogás y para el día 25 aproximadamente ésta finalizó por completo. Para R2 se observó una tendencia similar a la de R1, obteniéndose la máxima producción entre los días 4 y 10 aproximadamente, con lo cual se obtuvieron volúmenes acumulados de biogás de 23 245 mL y 30 000 mL para R1 y R2 respectivamente.

Por último se presentan los resultados obtenidos durante la corrida 3 (Figura 7.23). En R1 la producción de biogás se observó a partir del día 3, teniendo la mayor producción entre los días 7 y 18 aproximadamente. Una alta producción de biogás en R2 se presentó desde el arranque del reactor y hasta el día 20. Posteriormente la producción de biogás se detuvo en su totalidad. Las producciones acumuladas para R1 y R2 fueron por lo tanto 24 800 y 36 495 mL respectivamente.



**Figura 7.23.** Producción acumulada de biogás para R1 y R2 (corrida 3).

A partir de las productividades de biogás obtenidas en esta parte del experimento se obtuvieron los siguientes rendimientos (Tabla 7.7):

**Tabla 7.7.** Producción y Rendimientos de biogás en función de SV removidos y kg de residuo alimentados al reactor.

Parámetro	Corrida 1		Corrida 2		Corrida 3	
	R1	R2	R1	R2	R1	R2
Biogás	18.8	27.7	23.2	30	24.8	36.5

<b>acumulado (L)</b>						
<b>Rendimiento biogás (L/ g SV removido)</b>	0.28	0.34	0.29	0.26	0.28	0.3
<b>Rendimiento biogás (L/ kg residuo)</b>	13.8	20.4	14.5	18.7	15.5	22.8

Los rendimientos obtenidos por gramo de SV removido así como por kg de residuo son comparables con las productividades de biogás obtenidas por otros autores; Murto *et al*, (2003) realizaron una codigestión con residuos sólidos de rastro (rumen y contenido intestinal) y estiércol de cerdo, la cual se realizó en un reactor de mezcla completa con un TRH de 30 días, a partir de los cuales se registró una producción de biogás de 0.8 m<sup>3</sup>/kg de SV. Karim *et al*, (2005) al trabajar con estiércol de cerdo en reactor de mezcla completa a temperatura de 35°C, obtuvo una productividad de biogás de 0.68 L/g de SV removido. Estudios con otros sustratos han resultado en productividades similares a las obtenidas en éste estudio, Zhang *et al*, (2008) analizaron la producción biogás a partir de la codigestión de lodos activados y residuos de cocina. El proceso se llevo a cabo a temperatura de 37°C, con lo cual se obtuvieron 0.31 L /g de SV removido, así mismo, estudios realizados con residuos alimenticios (Forster-Carneiro *et al*, 2008) obtuvieron al trabajar en reactores el lote con mezcla completa una eficiencia de producción de biogás de 0.17 L/g de SV. Con lo anterior se observa que los resultados de este estudio se encuentran dentro del rango de productividades de biogás típicas para diversos residuos.

#### **7.5.6 Indicadores bacteriológicos de contaminación**

Como última parte de esta sección, en la tabla 7.8 se presentan los resultados obtenidos en cuanto al contenido de patógenos al final de cada corrida.

**Tabla 7.8.** Contenido de patógenos en el residuo tratado al finalizar cada corrida.

<b>Determinación</b>	<b>Corrida 1</b>		<b>Corrida 2</b>		<b>Corrida 3</b>	
	<b>R1</b>	<b>R2</b>	<b>R1</b>	<b>R2</b>	<b>R1</b>	<b>R2</b>

<b><i>Salmonella spp</i></b> <b>(NMP/g)</b>	< 3	< 3	< 3	< 3	< 3	< 3
<b>Huevo de helminto</b> <b>(Huevo/g)</b>	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1
<b>Coliformes fecales</b> <b>(NMP/g)</b>	≥110 000	≥110 000	≥110 000	≥110 000	≥110 000	≥110 000

Determinaciones realizadas en el laboratorio de análisis químicos de CIDETEQ

Como se puede observar en la tabla anterior, tanto el recuento de *Salmonella spp* como el de huevos de helminto por g de materia seca resultó menor a lo indicado por la norma NOM-004-SEMARNAT-2002 para lodos tipo C, en tanto que el recuento de coliformes fecales no arrojó resultados concluyentes, ya que el valor reportado en los análisis para todas las pruebas fue de ≥110 000 NMP/g, con lo cual no se cumpliría con el máximo permitible para lodos tipos A o B, pero existe la duda si entra dentro del límite para lodos tipo C, que es de 2 000 000 NMP/g.

Con base en estos resultados, no es posible concluir si realmente ocurrió una remoción de microorganismos patógenos durante el tratamiento realizado a los residuos sólidos de rastro, aunque debido al pretratamiento con NaOH y condiciones de operación manejadas, además de la suficiente evidencia reportada en literatura, podría suponerse que el recuento de coliformes fecales se encuentra dentro del límite máximo establecido (Boost *et al*, 1998; Perez *et al*, 2000; Rojas *et al*, 2000; Godfree, 2005; Yourtsever, 2005; Bean *et al*, 2007; Hansen *et al*, 2007).

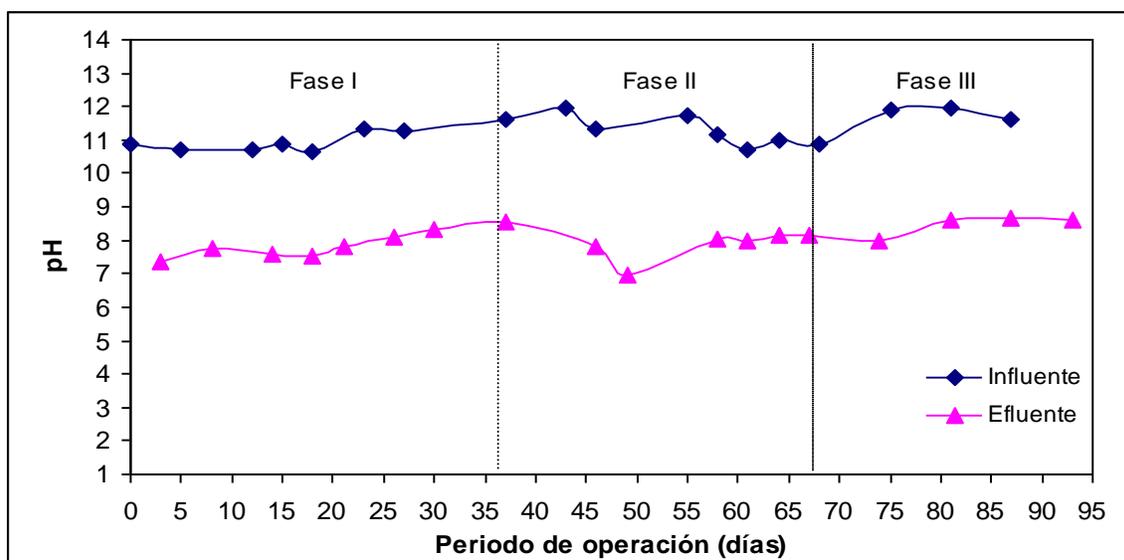
## 7.6 RESULTADO DE LAS PRUEBAS EN CONTINUO EN UN REACTOR UASB

Como última parte de este trabajo de investigación, se operó un reactor UASB en continuo durante un periodo de 93 días. El periodo de operación se dividió en tres fases; la primera fue la fase de arranque o aclimatación del inóculo, donde se manejó una COV relativamente baja con un TRH de 3 días. La segunda fase consistió en el aumento de la COV manteniendo el TRH de 3 días. Por último, en la tercera fase se mantuvo la COV de la segunda fase pero se

aumentó el TRH a 6 días. En seguida se presentan los resultados obtenidos de esta experimentación.

### 7.6.1 Comportamiento del pH

Los valores de pH fueron analizados tanto a la entrada como a la salida del reactor. Debido a que se trabajó con residuos pretratados con NaOH, los valores de pH del influente generalmente se encontraron entre 10 y 12 unidades de pH. En la Figura 7.24, se muestra el comportamiento del pH tanto para el influente como para el efluente. Durante la fase de arranque, comprendido desde el día 1 hasta el 37, el pH del influente fue de 10.92, valor promedio, mientras que para el efluente, el pH fue en promedio de 7.78.



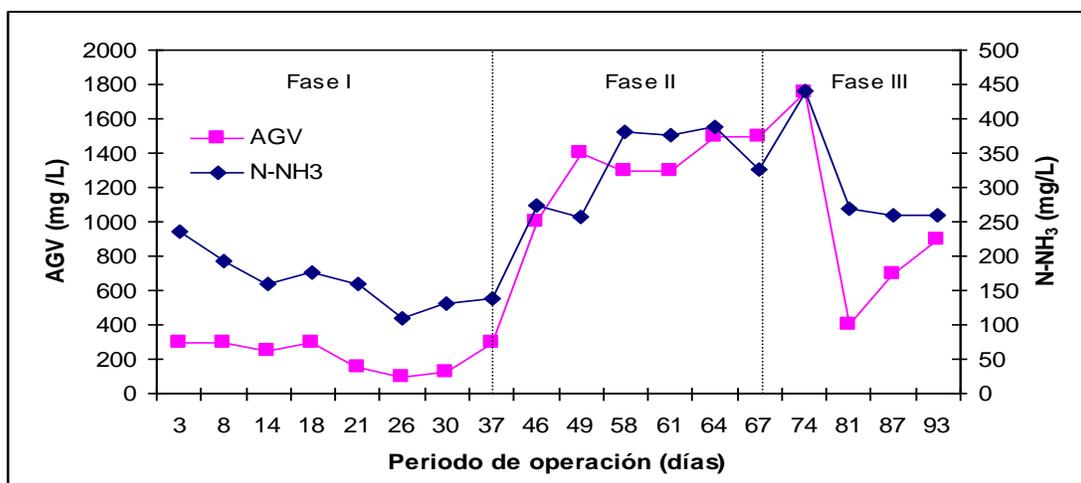
**Figura 7.24.** Comportamiento del pH durante el periodo de operación del reactor UASB.

Durante la fase II, el pH del influente fue de 11.4 como valor promedio, ligeramente más elevado al obtenido en la fase I, ya que la cantidad añadida de NaOH al residuo durante su pretratamiento es proporcional a la cantidad de sólidos presentes, por lo que al aumentar la carga orgánica, la cantidad de álcali fue mayor. En el efluente, el valor registrado fue de 7.96, muy semejante al registrado en la fase I.

En la fase III, el pH fue en promedio de 11.83, ligeramente más elevado al de la fase anterior. En el caso del efluente, este fue de 8.47. De los resultados obtenidos, es resaltable el hecho de que a pesar que se manejaron diferentes cargas orgánicas y tiempos de retención, el pH del efluente permanece constante, lo cual indica una buena capacidad amortiguadora dentro del reactor.

### 7.6.2 Comportamiento de los AGV y Nitrógeno Amoniacal

Dos parámetros que pueden evidenciar la estabilidad de un sistema anaerobio son la concentración de los AGV y la concentración del nitrógeno amoniacal. Ambos fueron monitoreados a lo largo de los 93 días de operación del reactor. En la Figura 7.25 se muestra el comportamiento de ambos parámetros en el efluente.



**Figura 7.25.** Comportamiento de los AGV y N-NH<sub>3</sub> en el efluente durante el periodo de operación del reactor UASB.

En el caso de los AGV, durante la fase I, estos mostraron niveles bajos, los primeros 18 días se obtuvieron concentraciones de aproximadamente 300 mg/L, posteriormente y hasta el día 37, estos disminuyeron hasta 125 mg/L en promedio, causado por la adaptación de las bacterias metanogénicas al sustrato, con lo cual se aceleró el consumo de los ácidos y su conversión a CH<sub>4</sub> y CO<sub>2</sub>. A partir del día 37 se dio inicio a la fase II, y conforme se aumentó la carga orgánica, los AGV mostraron un marcado aumento, obteniéndose en promedio una concentración de 1200 mg/L en el efluente pero mostrando una tendencia a aumentar

conforme avanzaba el tiempo de operación. Esta tendencia puede ser interpretada como la acumulación de los AGV debido al desequilibrio causado entre el consorcio de microorganismos presentes en el inóculo, ya que las bacterias acidogénicas producen AGV a una velocidad mayor a la que las bacterias metanogénicas los consumen (Murto *et al*, 2004). En la tabla 5.1 del capítulo V, se muestra una tabla con las constantes cinéticas para cada proceso de la digestión anaerobia.

A partir del día 68, en el que se aumentó el TRH, fue notoria la disminución en la concentración, obteniéndose en promedio, 940 mg/L, ya que al aumentar el tiempo de contacto entre el sustrato y las bacterias metanogénicas, éstas tienen mayor oportunidad para consumir los ácidos y convertirlos en sus productos finales.

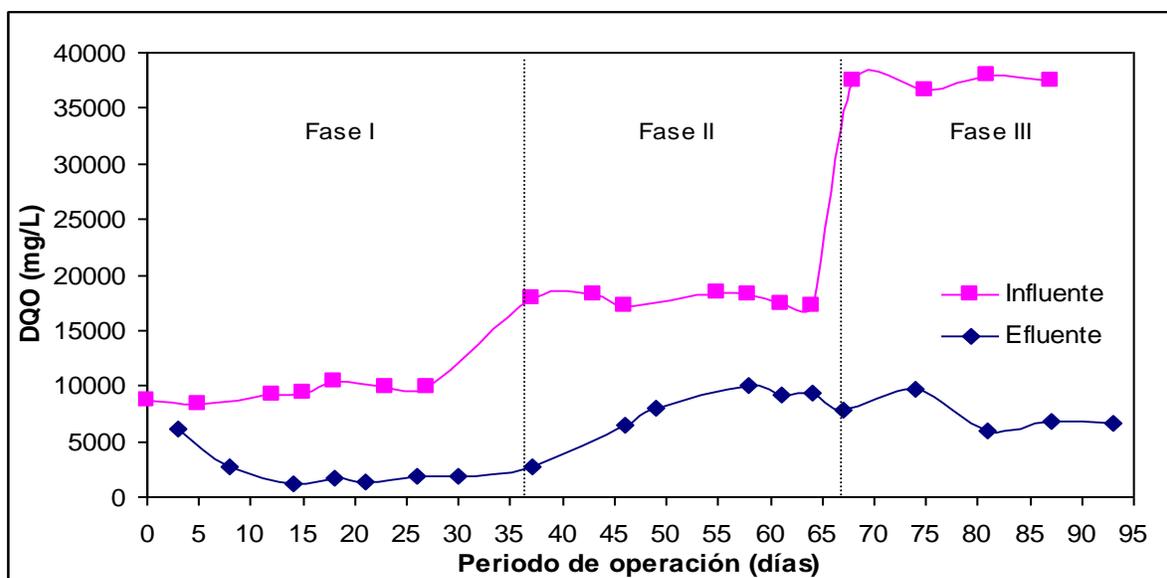
Con respecto al nitrógeno amoniacal, producto de la mineralización del nitrógeno orgánico presente en compuestos nitrogenados como son los aminoácidos, péptidos y proteínas, éste se monitoreó a lo largo de los 93 días de operación del reactor. El comportamiento que presentó fue muy similar al observado en los AGV.

Durante la fase I, se obtuvo una concentración promedio de 170 mg/L, concentración considerada como adecuada y no inhibitoria para que se lleve a cabo correctamente el proceso anaerobio. Posteriormente, en la fase II, el valor promedio obtenido fue de 300 mg/L, aún dentro del rango considerado como aceptable para que los microorganismos se desarrollen adecuadamente. En la fase III, a pesar de que se aumentó el TRH, los valores promedio observados fueron similares a los obtenidos en la fase II, con lo que se puede descartar que con las cargas orgánicas de 3 y 6 kg/m<sup>3</sup> d así como los TRH manejados, haya ocurrido una inhibición por nitrógeno amoniacal (Murto *et al*, 2003).

### **7.6.3 Evolución de la Demanda Química de Oxígeno**

La Figura 7.26 muestra el comportamiento de la DQO tanto para el influente como para el efluente. Durante la fase I, para lograr la carga orgánica de 3 kg/m<sup>3</sup> d y el tiempo de retención de 3 días, se alimentó el reactor con una concentración en DQO de 9 000 mg/L. Las

concentraciones en el influente variaron de 8 500 mg/L a 10 000 mg/L a lo largo de los primeros 37 días que fue la duración de la fase I.

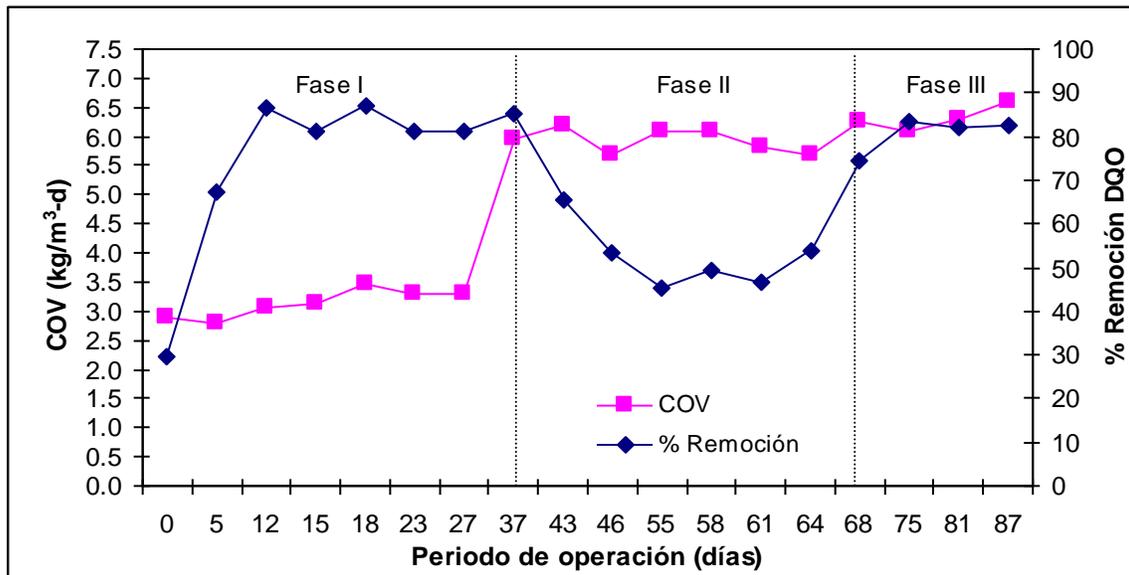


**Figura 7.26.** Evolución de la DQO para el influente y efluente durante el periodo de operación del reactor UASB.

En el caso del efluente, se puede observar que en los primeros 10 días aproximadamente, la disminución de la DQO fue baja, debido probablemente a que la biomasa se encontraban aclimatándose a las condiciones dentro del reactor así como al sustrato. Posteriormente, se observó una marcada disminución de la DQO, obteniéndose valores de entre 1200 y 1 800 mg/L. En la fase II, llevada a cabo entre los días 37 y 68, se manejó una COV de 6 kg/m<sup>3</sup> d, para lo cual la DQO del influente fue de 18 000 mg/L, presentando oscilaciones entre 17 100 y 18 300 mg/L. Con respecto a la concentración del efluente, ésta presentó un aumento en relación con la fase I, obteniéndose en promedio un valor de 7 650 mg/L. Por último, a partir del día 68 y hasta el día 93, se llevó a cabo la fase III, en donde se manejó una carga orgánica de 6 kg/m<sup>3</sup> d, pero con un TRH de 6 días. Con esta finalidad, la DQO determinada teóricamente mediante la ecuación 5.2 fue de 36 000 mg/L, teniéndose realmente variaciones de entre 37 400 y 37 900 mg/L. El efluente obtenido en esta última fase tuvo una concentración promedio de 7 200 mg/L, como era de esperarse, esta concentración fue menor a la obtenida en el efluente de la fase II, ya que al aumentar el tiempo de retención, la cantidad

de materia orgánica alimentada al reactor por unidad de tiempo es menor, con lo cual existe menor riesgo de sobrecarga así como mayor consumo del sustrato por parte de los microorganismos (Del Nery *et al*, 2007; Mahmoud *et al*, 2008; Tawfik *et al*, 2008).

En la Figura 7.27, se muestra el efecto que tuvo la COV así como el TRH sobre el porcentaje de remoción de la DQO para cada una de las fases manejadas durante el arranque y operación en continuo del reactor UASB.

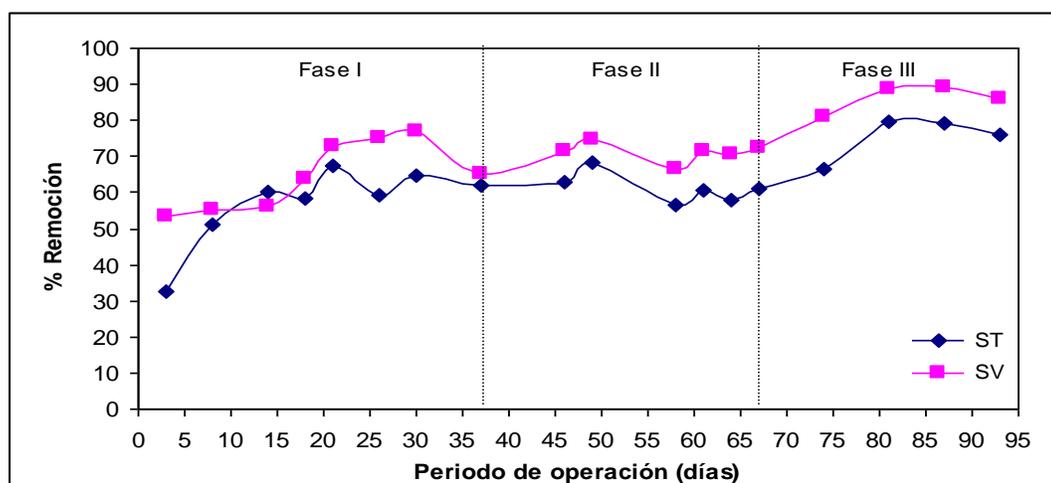


**Figura 7.27.** Efecto de la COV sobre el porcentaje de remoción de la DQO.

De la Figura se puede observar que al trabajar con la carga de 3 kg/m<sup>3</sup> d y un TRH de 3 días, el porcentaje de remoción de la DQO fue en promedio de 74%. Posteriormente, al duplicar la COV, se observó un marcado descenso en el porcentaje de remoción, ya que este decayó hasta 57% en promedio; esto puede atribuirse al shock sufrido por los microorganismos debido a su falta de adaptación a una concentración más elevada causado por el aumento de la COV. En vista de esto, se decidió aumentar el TRH manteniendo la misma carga orgánica que en la fase anterior, con lo cual se observó un notable aumento en la DQO del efluente, ya que aumentó hasta un valor promedio de 81%.

#### 7.6.4 Remoción de los Sólidos Totales y Volátiles

La Figura 7.28 muestra el porcentaje de remoción de los sólidos totales y volátiles. De manera similar que la remoción de la DQO durante la fase I, se puede observar que en los primeros 15 días aproximadamente, el porcentaje de remoción fue bajo debido a la adaptación de los microorganismos al sustrato, posteriormente éste presentó un ligero ascenso, obteniéndose en la fase I un porcentaje de remoción promedio de 56% para los sólidos totales, mientras que para los sólidos volátiles el porcentaje de remoción fue del 65%. Durante la fase II, los porcentajes de remoción fueron ligeramente más elevados que en la fase anterior siendo el porcentaje de remoción de los sólidos totales de 61% y 70% para los sólidos volátiles.



**Figura 7.28.** Porcentajes de remoción de los sólidos totales y volátiles durante el periodo de evaluación del reactor UASB.

Como respuesta al aumento de TRH de 3 a 6 días llevada a cabo durante la fase III de la operación del reactor, los porcentajes de remoción mostraron un aumento, ya que como promedio, se obtuvo 75% de remoción para los sólidos totales y un 86% de remoción en el caso de los sólidos volátiles. Esto concuerda con los resultados obtenidos de las mediciones de DQO en donde al aumentar el TRH a 6 días y trabajar con la carga de 6 kg/m<sup>3</sup> d, el porcentaje de remoción se ve altamente favorecido.

### 7.6.5 Producción de biogás

Con respecto a la producción de biogás, para la fase I la producción promedio fue de 1 290 mL/d, en la fase II, esta producción aumentó a 2 660 mL/d y por último, durante la fase III, ésta fue de 8 700 mL/d en promedio. En la Tabla 7.9 se presentan las productividades de biogás así como los rendimientos de biogás en función tanto a la DQO y SV removidos como a la cantidad de residuo añadido.

**Tabla 7.9.** Resumen de rendimientos de biogás por unidades de materia orgánica removida.

	<b>Producción biogás (L/d)</b>	<b>Rendimiento biogás (L/ g SV removido)</b>	<b>Rendimiento biogás (L/ g DQO removida)</b>	<b>Rendimiento biogás (L/ kg residuo)</b>
Fase I	1.29	0.58	0.029	1.22
Fase II	2.66	0.40	0.041	5.01
Fase III	8.7	1.34	0.09	16.4

De estos resultados es resaltable el aumento ocurrido en la producción de biogás al aumentar el THR de 3 a 6 días, ya que la producción de biogás se elevó notablemente, pasando de 2.66 a 8.7 L/d. Probablemente esto sucedió debido a que en las primeras dos fases, el tiempo de retención fue demasiado corto por lo que no se llevó a cabo totalmente la etapa de la metanogénesis y por lo tanto, no se cuantificó todo el biogás que podía producirse a partir del residuo alimentado.

Para finalizar este apartado, en seguida se presenta una síntesis de los principales parámetros operaciones determinados a lo largo del periodo de operación del reactor UASB en influente y efluente (Tabla 7.10).

**Tabla 7.10.** Principales parámetros de control en influente y efluente.

<b>Parámetro</b>	<b>Fase I</b>		<b>Fase II</b>		<b>Fase III</b>	
	<b>Influente</b>	<b>Efluente</b>	<b>Influente</b>	<b>Efluente</b>	<b>Influente</b>	<b>Efluente</b>
pH	10.9	7.78	11.47	7.96	11.83	8.47
DQO (mg/L)	9 403.5	2 419.7	17 783.5	7 653.6	37 373.9	7 272.6
ST (g/kg)	7.6	3.4	19.6	7.4	31.1	7.7

SV (g/kg)	5.5	1.9	14.6	4.4	23.8	3.3
Alcalinidad parcial (mg CaCO <sub>3</sub> /L)	546.5	1 239.29	1 166.7	1 428.57	1 266.7	2 375
Alcalinidad total (mg CaCO <sub>3</sub> /L)	926.5	1 457.14	2 115.5	2 614.29	3 000	3 312.5
Relación Alfa	0.56	0.85	0.5	0.55	0.51	0.74
AGV/AT	0.31	0.26	0.49	0.45	0.55	0.26
NH <sub>3</sub> -N (mg/L)	ND	170	ND	300	ND	300

ND = No determinado.

### 7.6.6 Indicadores bacteriológicos de contaminación

Se realizaron pruebas de *Salmonella spp*, Huevos de helminto y coliformes fecales a lo largo del periodo de operación del reactor UASB. En cuanto a *Salmonella spp*, el reactor siempre mostró valores menores a 3 NMP/g ST, para Huevo de helminto, el resultado siempre fue de < 1 huevo/g ST, mientras que para el recuento de coliformes, los resultados reportaron  $\geq 110\,000$  NMP /g ST, con lo cual no es posible concluir si los lodos resultantes del tratamiento cumplen con la norma NOM-004-SEMARNAT-2002 para lodos tipo C.

## 7.7 ANÁLISIS ESTADÍSTICO DE LOS RESULTADOS

El estudio estadístico se realizó mediante análisis de varianza (ANOVA) con el paquete estadístico SPSS, con el que se evaluaron los resultados obtenidos de los comparativos realizados en esta investigación con un nivel de confianza del 95% ( $P < 0.05$ ).

### 7.7.1 Efecto de la variación de cargas orgánicas

En este apartado se hizo un análisis del efecto que tiene la carga orgánica sobre el comportamiento del sistema. La Tabla 7.11 presenta el análisis de varianza realizado

considerando como variable independiente la carga orgánica y las variables dependientes fueron en este caso DQO, ST, SV, pH, AP, AT, AGV y NH<sub>3</sub>-N.

**Tabla 7.11.** Analisis de varianza para en comparativo entre cargas.

ANOVA Table<sup>a,b,c,d,e,f,g,h</sup>

		Sum of Squares	df	Mean Square	F	Sig.
DQO * Reactor	Between Groups (Combined)	1E+009	1	1401414384	316.472	.000
	Within Groups	1E+008	24	4428240.762		
	Total	2E+009	25			
ST * Reactor	Between Groups (Combined)	22481.719	1	22481.719	1068.251	.000
	Within Groups	589.270	28	21.045		
	Total	23070.988	29			
SV * Reactor	Between Groups (Combined)	15183.111	1	15183.111	336.397	.000
	Within Groups	1083.228	24	45.134		
	Total	16266.339	25			
pH * Reactor	Between Groups (Combined)	4.786	1	4.786	89.849	.000
	Within Groups	1.278	24	.053		
	Total	6.064	25			
AP * Reactor	Between Groups (Combined)	3603593	1	3603593.277	21.286	.000
	Within Groups	4740248	28	169294.566		
	Total	8343841	29			
AT * Reactor	Between Groups (Combined)	53455723	1	53455723.47	152.591	.000
	Within Groups	9808992	28	350321.131		
	Total	63264715	29			
AGV * Reactor	Between Groups (Combined)	88242410	1	88242409.59	235.913	.000
	Within Groups	10473287	28	374045.956		
	Total	98715696	29			
N * Reactor	Between Groups (Combined)	16690258	1	16690258.41	31.867	.000
	Within Groups	14665051	28	523751.808		
	Total	31355309	29			

De los resultados obtenidos se observa que si hubo una varización significativa para todos los parámetros, toda vez que su valor de  $\alpha < 0.05$ , lo cual indica que si existe un efecto en todos los parámetros cuando ocurre una variación de la carga orgánica (Bhunia *et al*, 2008), lo cual se corrobora con las Figuras 7.2 - 7.9.

### 7.7.2 Efecto de la variación de la temperatura

Esta sección muestra el análisis del efecto que tiene sobre el sistema trabajar a dos diferentes temperaturas, una en el rango psicrófilico, y la otra en el rango mesófilico.

Del análisis de varianza para la corrida 1 presentado en la tabla 7.12, se puede observar que solamente DQO y pH presentaron una varianza significativa, debida al efecto de la temperatura.

**Tabla 7.12.** ANOVA para la corrida 1 del comparativo de temperaturas.

**ANOVA Table<sup>a,b,c,d,e,f,g</sup>**

		Sum of Squares	df	Mean Square	F	Sig.
DQO * Reactor	Between Groups (Combined)	4938534	1	4938533.723	2.225	.047
	Within Groups	48834420	22	2219746.377		
	Total	53772954	23			
ST * Reactor	Between Groups (Combined)	28.125	1	28.125	.892	.359
	Within Groups	504.491	16	31.531		
	Total	532.616	17			
SV * Reactor	Between Groups (Combined)	26.889	1	26.889	1.145	.300
	Within Groups	375.636	16	23.477		
	Total	402.524	17			
pH * Reactor	Between Groups (Combined)	.111	1	.111	9.778	.005
	Within Groups	.273	24	.011		
	Total	.384	25			
AP * Reactor	Between Groups (Combined)	2397043	1	2397043.471	3.185	.087
	Within Groups	18061044	24	752543.510		
	Total	20458088	25			
AT * Reactor	Between Groups (Combined)	2611518	1	2611518.156	7.467	.011
	Within Groups	9092682	26	349718.551		
	Total	11704200	27			
AGV * Reactor	Between Groups (Combined)	27261.125	1	27261.125	.617	.438
	Within Groups	1324861	30	44162.045		
	Total	1352122	31			

Para la corrida 2, el análisis de varianza se presenta en la tabla 7.13.

**Tabla 7.13.** ANOVA para la corrida 2 del comparativo de temperaturas.

ANOVA Table<sup>a,b,c,d,e,f,g</sup>

			Sum of Squares	df	Mean Square	F	Sig.
DQO * Reactor	Between Groups (Combined)		20190580	1	20190580.42	2.638	.029
	Within Groups		2E+008	22	7654909.560		
	Total		2E+008	23			
ST * Reactor	Between Groups (Combined)		17.450	1	17.450	.465	.508
	Within Groups		450.280	12	37.523		
	Total		467.730	13			
SV * Reactor	Between Groups (Combined)		17.383	1	17.383	.480	.501
	Within Groups		434.131	12	36.178		
	Total		451.514	13			
pH * Reactor	Between Groups (Combined)		.401	1	.401	6.918	.013
	Within Groups		1.737	30	.058		
	Total		2.137	31			
AP * Reactor	Between Groups (Combined)		11748707	1	11748706.62	7.216	.012
	Within Groups		45588118	28	1628147.073		
	Total		57336825	29			
AT * Reactor	Between Groups (Combined)		13196407	1	13196406.69	11.193	.002
	Within Groups		33011349	28	1178976.745		
	Total		46207756	29			
AGV * Reactor	Between Groups (Combined)		42465.456	1	42465.456	.158	.694
	Within Groups		7524275	28	268724.104		
	Total		7566740	29			

Se puede observar que además del pH y la DQO, otros parámetros se ven afectados con el incremento de la temperatura, tal es el caso de la alcalinidad parcial y total, ésto se explica por el hecho de que además de variar la temperatura, los rectores se inocularon con una mezcla del inóculo y residuo tratados en la corrida 1, el cual estaba más adaptado al sustrato, lo cual dió al sistema una mayor capacidad de amortiguamiento y trajo como consecuencia una más rápida estabilización al sistema y mayor eficiencia de remoción de DQO y sólidos volátiles como se puede observar en las figuras 7.16 y 7.19.

Con respecto a la corrida 3, cuyo análisis de varianza se presenta en la figura 7.14, se observa un mayor impacto en la variación de la temperatura, ya que en este caso los parámetros con efecto significativo fueron la DQO, pH, AP, AT y los AGV. Este mayor efecto no solo es atribuible a la temperatura, sino también al inóculo, ya que el modo de inoculación fue similar al de la corrida anterior, es decir, con la mezcla del inóculo y sustrato tratado de la corrida 2.

**Tabla 7.14.** ANOVA para la corrida 3 del comparativo de temperaturas.

**ANOVA Table**<sup>a,b,c,d,e,f,g</sup>

			Sum of Squares	df	Mean Square	F	Sig.
DQO * Reactor	Between Groups (Combined)		26129481	1	26129480.73	2.623	.025
	Within Groups		2E+008	20	9962560.721		
	Total		2E+008	21			
ST * Reactor	Between Groups (Combined)		79.420	1	79.420	1.384	.253
	Within Groups		1147.493	20	57.375		
	Total		1226.913	21			
SV * Reactor	Between Groups (Combined)		.000	1	.000	.000	1.000
	Within Groups		505.851	20	25.293		
	Total		505.851	21			
pH * Reactor	Between Groups (Combined)		3.227	1	3.227	20.128	.000
	Within Groups		3.527	22	.160		
	Total		6.753	23			
AP * Reactor	Between Groups (Combined)		41194418	1	41194417.59	31.340	.000
	Within Groups		28917925	22	1314451.128		
	Total		70112342	23			
AT * Reactor	Between Groups (Combined)		754801.6	1	754801.602	.820	.375
	Within Groups		20247730	22	920351.383		
	Total		21002532	23			
AGV * Reactor	Between Groups (Combined)		29956268	1	29956267.88	43.946	.000
	Within Groups		14996449	22	681656.793		
	Total		44952717	23			

De estos análisis podemos concluir que si bien la temperatura juega un papel importante en la estabilización y la eficiencia de operación de los reactores, estos se ven aumentados al utilizar un inóculo que ya ha sido aclimatado al sustrato como sucedió durante el comparativo de temperaturas.

## VIII. CONCLUSIONES

---

---

En términos generales, los objetivos iniciales asignados a este estudio fueron obtenidos. En esta última sección, es conveniente retomar todas las observaciones y los resultados obtenidos a fin de hacer un balance de la contribución de este trabajo para el tratamiento de los residuos sólidos con altas cargas orgánicas. El principal objetivo de este estudio, que fue desarrollar un sistema para el aprovechamiento de los residuos sólidos provenientes de rastros mediante su descomposición anaeróbica enfocado a la estabilización de los residuos, se logró a lo largo de las diferentes etapas de este trabajo. Así pues, se consideró la posibilidad de utilizar la digestión anaerobia como método de tratamiento de los residuos sólidos orgánicos, ya que esta técnica permite la estabilización simultánea de los residuos, mediante la reducción de la carga orgánica, eliminación de patógenos, coliformes, huevos de helmintos, atracción de vectores infecciosos como roedores, moscas etc., y trae como beneficio adicional la producción de biogás, que puede ser aprovechado como una fuente alterna de energía.

Las pruebas realizadas en lote, mostraron la factibilidad técnica de la digestión anaerobia en el tratamiento de los residuos, además de permitirnos evaluar el potencial metanogénico de los inóculos y el sustrato utilizados. A partir de estas pruebas podemos mencionar que:

- \* Del comparativo realizado para determinar la concentración de sólidos más adecuada en función a remoción de materia orgánica y estabilidad, el reactor con la concentración de 50 g/kg fue el que presentó los mejores resultados en cuanto a remoción de DQO, ST y SV, obteniéndose eficiencias de 37, 30 y 38% respectivamente.
- \* En cuanto a los parámetros de control, se observó una mayor estabilidad al trabajar con la concentración de 50 g/kg ya que la capacidad amortiguadora presente en el medio fue mayor, así mismo la relación alfa siempre estuvo arriba de 0.5 y la concentración de nitrógeno amoniacal presentó un valor final de 1 635 mg/L, considerado adecuado y no inhibitorio para los consorcios metanogénicos.

- \* El pretratamiento con 0.6 g NaOH/g SSV mostró un aumento en la solubilización del residuo y con lo cual a partir del valor de la relación DQOs/DQOt de 0.31 para el residuo sin pretratar, se logró aumentar el valor hasta 0.7.
- \* Del comparativo realizado entre el proceso anaerobio en fase psicrófila y mesófila con residuos pretratados, se obtuvo de manera general una mayor eficiencia y estabilidad al realizar el proceso a 37°C con la concentración de sólidos de 50 g/kg , obteniéndose porcentajes de remoción de 58, 39.6 y 45% para la DQO, ST y SV respectivamente.
- \* Mediante el tratamiento de los residuos pretratados con NaOH a temperatura de 37°C, es posible cumplir con el porcentaje de remoción de SV establecido por la norma NOM-004-SEMARNAT-2002 para considerar atenuada la atracción de vectores infecciosos como roedores, moscas etc.
- \* El efluente resultante de este tratamiento en el rango de temperatura mesófilico a 37°C no rebasa los límites máximos permisibles para *Salmonella spp* establecidos por la norma, ya que los resultados al final de cada corrida mostraron un recuento de < 3 NMP /g, siendo el límite máximo permisible para lodos tipo A de 3 NMP por gramo de Sólidos Totales en base seca.
- \* El efluente resultante de este tratamiento a 37°C no rebasa los límites máximos permisibles para huevo de helminto, ya que se obtuvo un valor de < 1 huevos/g siendo el límite máximo permisible para lodos tipo A de 10 NMP por gramo de Sólidos Totales en base seca.
- \* Con respecto al indicador bacteriológico de contaminación, en este caso los coliformes fecales, no fue posible obtener el recuento exacto , ya que debido a que dentro del centro no se cuenta con un área específica para realizar pruebas microbiológicas, éstas fueron enviadas a un laboratorio de análisis químico y los resultados reportados fueron de  $\geq 110\ 000$  NMP /g con lo que no se cumple con el límite máximo permisible para

lodos tipos A y B, pero existe la duda si el residuo cumple con el valor de 2 000 000 NMP/g establecido para el lodo tipo C.

- \* Por lo tanto, no es posible aseverar que el efluente obtenido sea un biosólido completamente estabilizado tipo C, es decir, que haya perdido su potencial infeccioso para el ser humano y pueda ser reutilizado ya sea en cultivos o como mejorador de suelos aunque existen suficientes evidencias que nos permiten suponer que el recuento de coliformes fecales se encuentra dentro de norma no solo por las condiciones de temperatura y TRH dadas al reactor sino también por el contenido de NaOH, ya que como se mencionó en el capítulo IV, cuando se trabaja en el rango de temperatura mesofílico a pH de 12 aproximadamente por un periodo de 2 horas o más, es posible la inactivación de los microorganismos patógenos y obtención de lodos tipo B o C (Boost *et al*, 1998; Perez *et al*, 2000; Rojas *et al*, 2000; Godfree, 2005; Yourtsever, 2005; Bean *et al*, 2007; Hansen *et al*, 2007).
- \* Con respecto al análisis de varianza realizado para la comparación de cargas, fue una herramienta útil para respaldar la afirmación de que la variación de la concentración orgánica si presenta un efecto significativo sobre todos los diferentes parámetros de control. En el caso del comparativo entre temperaturas, se concluyó que ésta presenta influencia sobre algunos parámetros, pero el hecho de haber inoculado con residuo estabilizado de la corrida anterior presenta un mayor efecto en el desempeño y la eficiencia de los reactores.

Gracias a las pruebas realizadas en continuo, se logró conseguir unas mayores tasas de eficiencia depurativa y de generación de biogás para su aprovechamiento como fuente alternativa de energía, de acuerdo a lo mostrado en seguida:

- \* Mediante el tratamiento de los residuos sólidos de rastro pretratados por digestión anaerobia en un reactor UASB, es posible obtener un porcentaje de reducción de materia orgánica en DQO de 81% al trabajar una carga orgánica de 6 kg/m<sup>3</sup> d y un TRH de 6 días.

- \* Es posible reducir el contenido de sólidos totales y volátiles en un 75 y 86% respectivamente cuando los residuos sólidos de rastro pretratados son tratados por digestión anaerobia en un reactor UASB, con lo cual se cumple con el 38% de SV establecido por la norma como parámetro para reducción de atracción de vectores.
- \* Al trabajar una carga orgánica de 6 kg/m<sup>3</sup> d y un TRH de 6 días, el comportamiento del reactor mostró un buen desempeño y estabilidad en cuanto a concentración de AGV, alcalinidad, relación alfa, así mismo, la concentración de nitrógeno amoniacal no sobrepasó en ningún momento las concentraciones inhibitorias para las bacterias metanogénicas.
- \* Mediante el tratamiento de los residuos de rastro en continuo en un reactor UASB, es posible cumplir con el porcentaje de remoción de SV establecido por la norma para considerar atenuada la atracción de vectores infecciosos.
- \* El efluente resultante del tratamiento en continuo no rebasa los límites máximos permisibles para *Salmonella spp* establecidos por la norma, ya que los resultados mostraron un recuento de < 3 NMP /g en base seca, siendo el límite máximo permisible para lodos tipo A de 3 NMP/g ST.
- \* El efluente resultante del tratamiento en continuo no rebasa los límites máximos permisibles para huevo de helminto, ya que se obtuvo un valor de < 1 huevos/g siendo el límite máximo permisible para lodos tipo A de 10 NMP/g ST en base seca.
- \* En el caso los coliformes fecales, no fue posible obtener el recuento exacto, ya que los resultados reportados fueron de  $\geq 110\ 000$  NMP /g con lo que no se cumple con el límite máximo permisible para lodos tipos A y B, sin embargo, podría cumplir con el valor de 2 000 000 NMP/g establecido para el lodo tipo C.

En conclusión, podemos decir que la técnica de digestión anaerobia para el tratamiento de este tipo de residuos presenta muchas ventajas sobre otros procesos existentes. Se trata de un proceso que asegura la eliminación de la materia orgánica contaminante, la producción de un combustible renovable (biogás) y la obtención de un producto completamente estabilizado, susceptible de ser empleado como fertilizante o mejorador de suelo. De hecho, es un proceso que podría sustituir en algunos casos por sí solo, a todo un tren de tratamiento.

## IX. RECOMENDACIONES

---

Actualmente las tecnologías para tratamiento de residuos por vía anaerobia han evolucionado enormemente, por lo que en un futuro, puede ser factible continuar con el tratamiento de los residuos sólidos de rastro dirigido tanto a la producción de metano como hidrógeno mediante un sistema de digestión en dos fases; éste proceso consta de una primera etapa donde ocurre la hidrólisis y acidogénesis del residuo y en una segunda etapa se lleva a cabo la metanización y estabilización del residuo. En estos sistemas es necesaria la manipulación de factores como son el pH y TRH con la finalidad de obtener las condiciones apropiadas para las bacterias productoras de  $H_2$ . Actualmente ya se han realizado trabajos con éste objetivo a partir de otros residuos o codigestiones con residuos de rastro. Youn et al, 2005; Gomez et al, 2006 entre otros han realizado codigestiones con residuos sólidos municipales y de rastro con la finalidad de producir  $CH_4$  e  $H_2$ , pero no existe un trabajo aplicado específicamente a residuos de rastro, por lo que sería interesante darle seguimiento a esta propuesta, dirigida tanto la estabilización de los residuos como a la producción de fuentes de energía alternas.

Este trabajo de tesis es el comienzo del trabajo experimental que se requiere para tratar este tipo de residuos, en donde se llegó a la identificación y optimización de las variables que influyen en el comportamiento de los reactores anaerobios utilizados. Sin embargo, se requiere de un estudio más detallado de los fenómenos, para determinar la cinética de las reacciones que se llevan a cabo, y poder obtener un modelo dinámico del proceso de tratamiento de estos residuos por digestión anaerobia. De esta manera podría incluso llegar a tenerse un sistema automatizado, en donde el control de las variables puede llegar a ser automático.

## REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

---

1. Álvarez, J., Armstrong, E., y otros (2008). Anaerobic treatment of low strength municipal wastewater by a two stage pilot plant under psychrophilic conditions. *Bioresource technology.* 99:7051-7062.
2. Álvarez, J., Ruiz, I., y otros (2006). Start-up alternatives and performance of an UASB pilot plant treating diluted municipal wastewater at low temperature. *Bioresource technology.* 97: 1640-1649.
3. Alvarez, R. (2004). Producción anaerobica de biogás -aprovechamiento de los residuos del proceso anaeróbico. Monografía. Universidad mayor de San Andrés. Bolivia.
4. Anzola, M., Oliveira, A., y otros (2008). Actividad metanogénica específica en un reactor anaerobio-aerobio aplicado al tratamiento de agua residual doméstica. *Interciencia* vol. 33.
5. APHA (1995). Standard methods for the examination of water and wastewater. 19th edición. Washington, DC.
6. Barceló, I., Solís, H., y otros (1998). Modelación de especies químicas disueltas de Fe y Pb en el agua de la presa José Antonio Alzate en estado de México.
7. Bonilla, M. (2007). Guía para el manejo de residuos en rastros y mataderos municipales. Comisión federal para la protección contra riesgos sanitarios. México.
8. Boone, D., Whitman, W. (1988). Proposals of minimal standards from describing new taxa of methanogenic bacteria. *International journal of systematic bacteriology.* 38: 211-19.
9. Brito, A., Rodrigues, A., y otros (1997). Granulation during the start-up of a UASB reactor used in the treatment of low strength wastewaters. *Biotechnology letters.* 19: 363-367.
10. Bryant, M., Tzeng, S., y otros (1971). Nutrient requirements of methanogenic bacteria. *Anaerobic biological treatment processes.* Advances in chemistry series, 105.
11. Bhunia, P., Ghangrekar, M. (2008). Statistical modeling and optimization of biomass granulation and COD removal in UASB reactors treating low strength wastewaters. *Bioresource Technology* 99: 4229–4238.
12. Cairó, J., Paris, J. (1988). Microbiología de la digestión anaerobia: metanogénesis. Memorias del 4<sup>to</sup> seminario de tratamiento anaerobio de aguas residuales. 41-51.
13. Chen, Y., Cheng, J., y otros (2008). Inhibition of anaerobic digestion process: a review. *Bioresource technology.* 99:4044-4064.

14. Chinnaraj, S., Venkoba, G., (2006). Implementation of an UASB anaerobic digester at bagasse-based pulp and paper industry. Biomass and energy. 30:273-277.
15. Clark, R., Speece, R. (1989). The pH tolerance of anaerobic digestion. Advanced water pollution research. 27:1-27.
16. Connaughton, S., Collins, G., y otros (2006). Psychrophilic and mesophilic anaerobic digestion of brewery effluent: A comparative study. Water research. 40: 2503-2510.
17. Corujeira, A., Durán, J. (2002). Actividad metanogénica y toxicidad de productos de la industria química. Asociación argentina de ingeniería sanitaria y ciencias del ambiente. Argentina.
18. De Baere, L., Devocht, P. (1984). Influence of high NaCl and NH<sub>4</sub>Cl salt levels on methanogenic associations. Water research, 18: 543-548.
19. Del Nery, V., De Nardi, I., y otros (2007). Long-term operating performance of a poultry slaughterhouse wastewater treatment plant. Resources, Conservation and Recycling. 50: 102–114.
20. Diaz-Baez, M., Espitia, S., y otros (2002). Digestión anaerobia: una aproximación a la tecnología. Editorial unibiblos. Colombia.
21. Elsdén, S., Hilton, M. (1976). The end products of the metabolism of aromatic aminoacids by clostridia. Archives of microbiology. 107:283-288.
22. Fannin, K. (1987). Start-up, operation, stability, and control, in anaerobic digestion of biomass. Elsevier applied science LTD.
23. Fernández, J., Pérez, M., y otros (2008). Effect of substrate concentration on dry mesophilic anaerobic digestion of organic fraction of municipal solid waste (OFMSW). Bioresource technology. doi:10.1016/j.biortech.2007.12.048
24. Field, J. (1987). Toxicidad metanogénica. Arranque y operación de sistemas de flujo ascendente con manto de lodos UASB. Manual de curso. Universidad del valle, CVC y universidad agrícola de wageningen. Cali, Colombia.
25. Forster-Carneiro, T., Pérez, M., y otros (2008). Influence of total solid and inoculum contents on performance of anaerobic reactors treating food waste. Bioresource technology. 99: 6994-7002.
26. Gallert, C., Bauer, S., y otros (1998). Effect of ammonia on the anaerobic degradation of protein by a mesophilic and thermophilic biowaste population. Applied microbiology and biotechnology. 50:495-501.

27. González, C., León, C., y otros (2008). Different pretreatments for increasing the anaerobic biodegradability in swine manure. Bioresource technology. doi:10.1016/j.biortech.2008.04.020
28. Guyot, J. (1993). Anaerobic microbial counts of different potential anaerobic inocule. Applied microbiology. 40:139-142.
29. Hall, E. (1992). Designs of anaerobic processes for the treatment of industrial and municipal wastes. Ed. Technomic Publishing Co., inc.
30. Harikishan, S., Sung, S. (2003). Cattle waste treatment and Class A biosolid production using temperature-phased anaerobic digester. Advances in environmental research. 7:701-706.
31. Hashimoto, A.G. (1986). Ammonia Inhibition of methanogenesis from cattle wastes. Agricultural Wastes. Vol. 17, pag. 241-261.
32. Henze, M., Harremöes, P., (1995). Basic biological processes in Wastewater treatment. Biological and chemical processes. Springer-Verlag.
33. Hippe, H., Andreesen, J. (1992). The genus costidium non medical in prokariotes. 7:1800-1866.
34. Hobson, P. (1990). The treatment of agricultural wastes. Anaerobic digestion: a waste treatment technology. Critical reports of applied chemistry vol 31.
35. Hulshoff-Pol, L., Heijnekamp, K., y otros (1987). The selection pressure as a driving force behind the granulation of anaerobic sludge. Contribution y proceedings. Sub department of environmental technology.
36. Hulshoff-Pol, L. (1989). The phenomenon of granulation of anaerobic sludge. Tesis doctoral. Universidad Agrícola de Wageningen, Holanda.
37. Hulshoff-Pol, L., Lens, P., y otros (1998). Anaerobic treatment of sulphate-rich wastewaters: microbial and process technological aspects. Biodegradation. 9:213-224.
38. Hwu, C., Donlon, B., y otros (1997). Accure toxicity of oleate to acetate-utilizing methanogens in mesophilic and thermophilic anaerobic sludges. Enzyme and Microbial Technology. 21:297-301.
39. Igoni, H., Ayotamuno, M., y otros (2008). Designs of anaerobic digesters for producing biogas from municipal solid-waste. Applied energy. 85: 430-438.
40. INEGI (2006a). Generación de residuos sólidos por entidad federativa 1998-2006.
41. INEGI (2006b). Generación, recolección y disposición final de los residuos sólidos urbanos 1996-2006.

42. INEGI (2007). Estadística de sacrificio de ganado de rastros municipales por entidad federativa durante 2001-2007.
43. Jawed, M., Tare, V. (1999). Microbial composition assessment of anaerobic biomass through methanogenic activity tests. Water science. Vol 25.
44. Jenkins, S., Morgan, J., y otros (1983). Measuring anaerobic sludge digestion and growth by a simple alkalimetric titration. Journal of Water Pollution 55:448-453.
45. Karim, K., Hoffmann, R., y otros (2005). Anaerobic digestion of animal waste: Waste strength versus impact of mixing. Bioresource technology. 96: 1771-1781.
46. Kim, J., Park, Ch. (2003). Effects of various pretreatments for enhanced anaerobic digestion with waste activated sludge. Journal of bioscience and bioengineering. 95:271-275.
47. Koster, I. (1986). Sulfide inhibition of the methanogenic activity of granular sludge at various pH- levels. Water resource. 20:1561-1567.
48. Kusch, S., Oechsner, H., y otros (2008). Biogas production with horse dung in solid-phase digestion systems. Bioresource technology. 99:1280-1292.
49. Ladisch, A. (1983) Composición de las diferentes biomasas lignocelulósicas. Enzyme Microb. Technol. (5): 585.
50. Lahav, O., Shlafman E., y otros (2002). Accurate on-site volatile fatty acids (VFA) measurement in anaerobic digestion-verification of a new titrative method. VII Latin American Workshop and Symposium on Anaerobic Digestion, Mérida, Mexico.
51. Lettinga, G. (1995). Anaerobic digestion and wastewater treatment systems. Antoine van Leeuwenhoek. 67: 3-28.
52. LGPGIR, (2007). Ley general para la prevención y gestión integral de los residuos. Clasificación de los residuos. Título tercero. Artículo 19.
53. Li, Y., Noike, T. (1997). Upgrading of anaerobic digestion of waste activated sludge by thermal pretreatment. Water science and technology. 26:857-866.
54. Liu, Y., Xu, H., y otros (2003). Mechanisms and models for anaerobic granulation in upflow anaerobic sludge blanket reactor. Water resource. 37:661-673.
55. Lo, K., Liao, N. (1983) The effect of solids – separation pretreatment of biogas production from dairy manure. Agricultural wastes, 8: 155-66.
56. Lu, F., He, P. (2007). Effects of ammonia on hydrolysis of proteins and lipids from fish residues. Applied microbiology and biotechnology. 75:1201-1208.

57. Lopez, M., Espinosa, M. (2007) Effect of alkaline pretreatment on anaerobic digestion of solid wastes. Waste management. doi:10.1016/j.wasman.2007.10.006
58. Madigan, M., Martinko, J., y otros (1998). Biología de los microorganismos. Editorial Prentice Hall International (UK) Ltd. 8ª edición.
59. Mandujano, P. (2001). Digestión anaerobia de sólidos en alta concentración. Tesis doctoral. Universidad politécnica de Madrid.
60. McCarty, P. (1971). Energetics and kinetics of anaerobic treatment: Anaerobic biological treatment processes. Advances in chemistry.
61. McCarty, P. (2001). The development of anaerobic treatment and its future. Water Science and Technology. 44: 149–156.
62. McHugh, S., O'Reilly, C., y otros (2003). Anaerobic granular sludge bioreactor technology. Reviews in environmental science and biotechnology. 22: 225-245.
63. MacLeod, F., Guiot, S., y otros (1990). Layered structure of bacterial aggregates produced in an upflow anaerobic sludge bed and filter reactor. Applied Environmental Microbiology. 56: 1598–1607.
64. Madu, C., Sodeinde, O. (2001). Relevance of biomass in sustainable energy development in Nigeria. Proceedings of the national engineering conference and annual general meeting of the nigerian society of engineers.
65. Mahmoud, N. (2008). High strength sewage treatment in a UASB reactor and an integrated UASB-digester system. Bioresource technology. 99 : 7531–7538.
66. Marcos, A., Carrasco, F. (2004). Digestión anaerobia de efluentes zootécnicos y residuos de matadero: aproximación a la planificación del territorio de Extremadura. Memorias de congreso. Universidad de Extremadura.
67. Massé, L., Massé, D., y otros (2003). Effect of hydrolysis pretreatment on fat degradation during anaerobic digestion of slaughterhouse wastewater. Process biochemistry. 38:1365-1372.
68. Massé, D., Masse, L., y otros (2008). Psychrophilic anaerobic digestion biotechnology for swine mortality disposal. Bioresource technology. 99:7307-7311.
69. Matthews, P. (1998). Sustainability in biosolids management. Water science technology. 38: 97-102.
70. Metcalf, F., Eddy, H. (1973). Wastewater Engineering. Collection Treatment Disposal. Editorial McGraw Hill.

71. Montoya, D., Rincones, M., y otros (2003). Experiencias a escala piloto en sistemas uasb para tratamiento de aguas residuales municipales en Venezuela. Revista de la facultad de ingeniería de la U.C.V. 18:33-44.
72. Mosey, F. (1983). Mathematical modelling of the anaerobic digestion process: regulatory mechanisms for the formation of short-chain volatile acids from glucose. Water science and technology. 15:209-232.
73. Murto, M., Bjornsson, L., y otros (2004). Impact of food industrial waste on anaerobic co-digestion of sewage sludge and pig manure. Journal of environmental management. 70:101-107.
74. Navia, R., Soto, M., y otros. (2002). Alkaline Pretreatment of Kraft Mill Sludge to Improve Its Anaerobic Digestion. Environmental contamination and toxicology. 69: 869-896.
75. Nopharatana, A., Pullammanappallil, P., y otros (2006). Kinetics and dynamic modelling of batch anaerobic digestion of municipal solid waste in a stirred reactor. Waste management. Doi:10.1016/j.wasman.2006.04.010.
76. Noyola, A., Guyot, J. (1988). Comparación experimental de dos tipos de reactores avanzados. Universidad Autónoma Metropolitana.
77. Park, C., Lee, C., y otros (2005). Upgrading of Anaerobic Digestion by Incorporating Two Different Hydrolysis Processes. Journal of bioscience and bioengineering. 100:164-167.
78. Parkin, G., Owen, F., (1986). Fundamentals of anaerobic digestion of wastewater sludges. Journal of environmental Engineering. 112:867-920.
79. Pavlostathis, S., Giraldo-Gómez, E. (1991). Kinetics of anaerobic treatment: a critical review. Critical reviews in environmental control. 21: 411-490.
80. Poggi-Varaldo, H., Rodriguez, R., y otros (1997). Inhibition of mesophilic solid substrate anaerobic digestion by ammonia nitrogen. Applied microbiology and biotechnology. 47:284-291.
81. Pohland, F. (1992). Designs of anaerobic processes for the treatment of industrial and municipal wastes. Ed. Technomic Publishing Co., inc.
82. Ramsay, I., Pullammanappallil, C. (2001). Protein degradation during anaerobic wastewater treatment: derivation stoichiometry. Biodegradation. 12:247-257.
83. Rajan, R., Lin, J., y otros (1989). Low level chemical pretreatment for enhanced sludge solubilization. Journal water pollution control federation. 62:81-87.

84. Ramirez, C. (1996). Evaluación de potenciales semillas para la inoculación de reactores anaerobios. IV taller latinoamericano de digestión anaerobia. Colombia.
85. Ratledge, C. (1992). Microbial oxidations of fatty alcohols and fatty acids: biodegradation and biotransformation of soils and fats. Journal of chemical technology and biotechnology. 55:397-414.
86. Robbins, J., Gerhardt, A. (1989). Effects of total ammonia on anaerobic digestion and an example of digester performance from cattle manure- protein mixtures. Biological wastes, 8:1-14.
87. Rodriguez, J. (2003). Arranque y operación de reactores anaerobios. Universidad del Valle. Cali, Colombia.
88. Rozzi, A., Remigi, E. (2004). Methods of assessing microbial activity and inhibition under anaerobic conditions: a literature review. Reviews in environmental science and biotechnology. 3:93-115.
89. Schmidt, J., Aharing, B. (1996). Granular sludge formation in upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor. Biotechnology and bioengineering. 49:229-246.
90. Sekiguchi, Y., Kamagata, Y., y otros (1998). Diversity of mesophilic and thermophilic granular sludge determined by 16S rRNA gene analysis. Microbiología. 22: 2655–2665.
91. SEMARNAT (2002). Norma oficial mexicana NOM-004-SEMARNAT-2002. Lodos y biosólidos.
92. SEMARNAT-INE (2004). Cambio climático. Una visión desde México.
93. Sleat, R., Mah, R. (1987). Hydrolytic bacteria in anaerobic digestion of biomass. Elsevier applied science LTD.
94. Smith, S., Lang, N., y otros (2005). Factors controlling pathogen destruction during anaerobic digestion of biowastes. Waste management. 20:417-427.
95. Speece, R. (1987). Nutrient Requirements in Anaerobic Digestion of biomass. Elsevier applied science LTD.
96. Stams, A. (1994). Metabolic interactions between anaerobic bacteria in methanogenic environments. Antoine van Leeuwenhoek. 66: 271-294.
97. Summers, R., Hobson, P. Harries, C. (1987). Stirred-tank, mesophilic anaerobic digestion of fattening cattle wastes and of whole and separated dairy-cattle wastes. Biological wastes, 20:43-62.

98. Tanaka, S., Kobayashi, T. (1997). Effects of thermochemical pretreatment on the anaerobic digestion of waste activated sludge. Water science and technology. 35:209-215.
99. Tawfik, A., Sobhey, M., y otros (2008). Treatment of a combined dairy and domestic wastewater in an up-flow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor followed by activated sludge (AS system). Desalination .227:167–177.
100. Tchobanoglous, G., Theisen, H., y otros (1996). Gestión integral de residuos sólidos. Ed. McGraw Hill. España.
101. Van Haandel, A., Lettinga, G.(1994). Tratamiento anaerobio de esgotos. Ed. EPGRAF, Brazil.
102. Van Lier, J. (1995). Temperature optima of thermophilic methanogenic sludge: implications for reactor start-up and operation, in thermophilic anaerobic wastewater treatment; temperature aspects and process stability. Tesis doctoral. Universidad de Wageningen.
103. Vavilin, V., Fernandez, B. (2008). Hydrolysis kinetics in anaerobic degradation of particulate organic material: an overview. Waste management. 28:939-951.
104. Veeken, A., Hamelers, B. (1999). Effect of temperature on hydrolysis rates of select biowaste components. Bioresource technology. 29: 249-254.
105. Viguera, S. (2002). Digestión anaerobia en una y dos etapas de lodos residuales secundarios pretratados químicamente. Tesis de maestría. Universidad Autónoma Metropolitana.
106. Vlyssides, A., Karlis, P. (2004). Thermal-alkaline solubilization of waste activated sludge as a pre-treatment stage for anaerobic digestion. Bioresource technology. 91: 201-206.
107. Washyap, D., Dadhich, K., y otros (2003). Biomethanation under psychrophilic conditions: a review. Biosource technology. 87:147-153.
108. Youn, J. (2005). Comparative performance between temperature phased and conventional mesophilic two-phased processes in terms of anaerobically produced bioenergy from food waste. Waste management resource. 23: 32-38.
109. Yu, H., Fang, H., y otros (2001). Enhanced sludge granulation in upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors by aluminium chloride. Chemosphere 44: 31–36.
110. Zeegers, F. (1987). Microbiología, arranque y operación de sistemas de flujo ascendente con manto de lodos UASB. Manual de curso. Universidad del valle, CVC y universidad agrícola de Wageningen. Cali, Colombia.
111. Zeikus, G. Thomas, K. (1980). A continuous spectrophotometric assay for the

determination of cellulose solubilizing activity. Analytical biochemistry. 103:44-50.

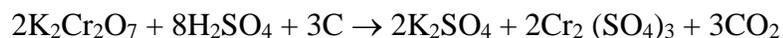
112. Zhang, P., Zenga, G., y otros (2008). Anaerobic co-digestion of biosolids and organic fraction of municipal solid waste by sequencing batch process. Fuel processing technology. 89:485-489
113. Zhou, W., Tsuyoshi, I. (2007). Effect of loadingrate on the granulation process and granular activity in a bench scale UASB reactor. Bioresource technology. 98:1386-1292.

## ANEXO

En seguida se presenta una breve descripción de los métodos analíticos seguidos durante esta experimentación.

### A.1 DETERMINACIÓN DE LA DEMANDA QUÍMICA DE OXÍGENO

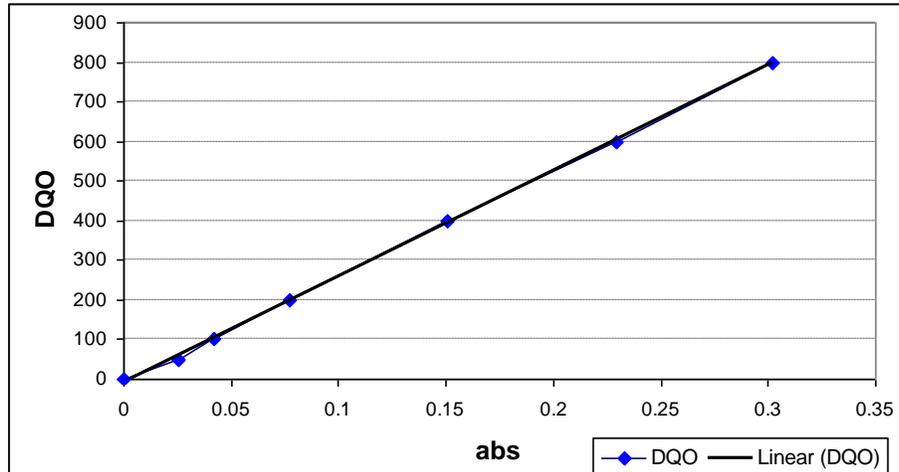
La demanda química de oxígeno es una medida del consumo de oxígeno por compuestos orgánicos e inorgánicos presentes en una muestra usando como oxidantes sales inorgánicas de dicromato. Los componentes oxidables reaccionan reduciendo el ion dicromato ( $K_2Cr_2O_7^{2-}$ ) a crómico ( $Cr^{3+}$ ) el cual toma una coloración verde. La reacción que ocurre es la siguiente:



Para la determinación de la DQOt y DQOs, se utilizó el método espectrofotométrico descrito en Standard Methods (APHA, 1995). En un tubo de vidrio marca Hach se colocaron 1.5 mL de solución digestora de dicromato de potasio, 3.5 mL de la solución catalítica de ácido sulfúrico con sulfato de plata y 2.5 mL de la muestra. La digestión se llevó a cabo en un digestor marca Hanna Instruments modelo HI 839800 durante 2 horas a una temperatura de 150°C. Posteriormente, la absorbancia fue leída a una longitud de onda de 620 nm en un espectrofotómetro marca Hach modelo DR/4000U. Para realizar la conversión de absorbancia a mg DQO/L, se realizó una curva de calibración, la cual se realizó con biftalato de potasio en concentraciones de 0 a 800 mg/L.

**Tabla A.1.** Preparación de la curva estándar para la determinación de la DQO.

No. Tubo	Biftalato de potasio (mL)	Agua destilada (mL)	Concentración DQO (mg/L)
0	0	20	0
1	1	19	50
2	2	18	100
3	4	16	200
4	8	12	400
5	12	8	600
6	16	4	800



**Figura A.1.** Curva de calibración para la determinación de la demanda química de oxígeno.

$$\text{DQO (mg/L)} = 2671.8 (\text{absorbancia}) - 8.5102, \quad R^2 = 0.9996.$$

## A.2 DETERMINACIÓN DE pH

El pH de las muestras se determinó mediante un medidor de pH y conductividad marca Corning modelo 442 y electrodo marca Sensorex modelo S200CD.

## A.3 DETERMINACIÓN DE ALCALINIDAD PARCIAL Y TOTAL

Para el desarrollo de esta técnica, se siguió la metodología propuesta en Standard Methods con algunas adecuaciones propuestas por Jenkins (1983). Se centrifugó una muestra de aproximadamente 30 mL, durante 15 minutos a 6000 rpm en una centrífuga Spectrafuge 7M, posteriormente se toma de la muestra centrifugada 20 mL del sobrenadante y se titula con HCl 0.1 N hasta llegar a pH de 5.75 y se registra el volumen gastado (V1). Se continúa la titulación hasta pH 4.3 y se registra el volumen gastado (V2). La alcalinidad parcial y total se determina de la siguiente forma y el resultado obtenido se expresa en mg CaCO<sub>3</sub>/L:

$$AP = (V1) (N) 50\ 000 / V_{muestra}$$

$$AT = (V2) (N) 50\ 000 / V_{muestra}$$

En donde:

AP= Alcalinidad parcial en mg de  $\text{CaCO}_3/\text{L}$

V1 = Volumen de HCl gastado para llegar a pH 5.75 (mL)

V2= volumen de HCl gastado para llegar a pH 4.3 (mL)

N = Normalidad del HCl

Vmuestra = volumen de la muestra (mL)

#### **A.4 DETERMINACIÓN DE LOS ÁCIDOS GRASOS VOLÁTILES**

A partir de las mediciones realizadas para la determinación de la alcalinidad y parcial, la diferencia entre el volumen gastado para la titulación de la muestra a pH de 4.3 menos el volumen gastado hasta pH de 5.75 será el volumen consumido por los AGV presentes.

a pH de 4.3 → alcalinidad total =  $\text{HCO}_3 + \text{AGV}$  (sales)

a pH de 5.75 → alcalinidad parcial =  $\text{HCO}_3$

$$\text{AGV} = \text{alcalinidad total} - \text{alcalinidad parcial}$$

Donde:

AGV= Ácidos grasos volátiles (mg/L)

#### **A.5 DETERMINACIÓN DE NITRÓGENO AMONIACAL**

La determinación del nitrógeno amoniacal se realizó por el método espectrofotométrico utilizando un espectrofotómetro marca Hach modelo DR/4000U y viales comerciales marca Hach para alto rango (0-50 mg/L). La metodología seguida es la reportada en el manual del

equipo Hach. El principio del método consiste que en los componentes amoniacales se combinan con el cloruro de la monocloramina. La monocloramina reacciona con el salicilato para formar 5- aminosalicilato. El 5-aminosalicilato es oxidado en presencia del catalizador ferricianuro de sodio dihidratado para formar una componente de color azul. El color azul es enmascarado por el color amarillo debido al exceso de reactivo presente dando una coloración verde.

La prueba consistió en agregar a los tubos con el reactivo AmVer TNT HR el reactivo del salicilato de amonio y posteriormente el sobre conteniendo el cianurato de amonio. En seguida se agregó 0.1 mL de la muestra y se agitó suavemente. Se dio un tiempo de reacción de 20 min. Las mediciones se realizaron en el espectrofotómetro seleccionando previamente el programa 2465 a una longitud de onda de 655 nm.

#### **A.6 DETERMINACIÓN DE SÓLIDOS TOTALES Y VOLÁTILES**

Este método es aplicable para la determinación de sólidos totales y sus fracciones fijas y volátiles en muestras sólidas y semisólidas. La técnica está basada en el método 2540 E del Standard Methods (APHA, 1995). Se colocaron aproximadamente 25 g de muestra en una cápsula de evaporación previamente a peso constante y se registró el peso. Posteriormente se colocó en el horno a 103 -105 °C por 24 horas. Se dejó enfriar la cápsula en un desecador y posteriormente se registró el peso. El secado y enfriado se repitieron hasta que el cambio de peso fue menor al 4%.

$$\text{Sólidos totales (\%)} = (A - B) \times 100 / (C - B)$$

Para determinar los sólidos volátiles, se transfirió la cápsula con el residuo seco a una mufla a 550°C y se incineró por 1 hora. Se colocó la cápsula a la estufa a 103-105 °C, posteriormente a un desecador y se registró el peso. Se repitió el proceso de ignición-secado hasta que la diferencia de peso fue menor al 4%.

$$\text{Sólidos volátiles (\%)} = (A - D) \times 100 / (A - B)$$

Por último los sólidos fijos se determinaron de la siguiente manera:

$$\text{Sólidos fijos (\%)} = (D - B) \times 100 / (A - B)$$

Donde:

A= Peso del residuo seco + cápsula, mg.

B= Peso de la cápsula, mg.

C= Peso de la muestra húmeda + cápsula, mg.

D= Peso de la muestra + cápsula después de ignición, mg.