



Ciencias Biológicas y de la Salud

Departamento de Biotecnología

Maestría en Biotecnología

Tesis

Efecto de la temperatura y la concentración de sustrato en el tratamiento anaerobio de aguas residuales municipales en un reactor de alta tasa.

Ing. Ricardo Cruz Huizache

Comité tutorial:

Director: Dr. Oscar Monroy Hermosillo.

Asesora: Dra. Mónica Meráz Rodríguez.

Asesor: Dr. Felipe López Isunza

Índice

Resumen	I
Abstract	IV
1.0 Introducción	1
1.1 Tratamientos de aguas residuales.....	1
1.2 Sistemas de tratamiento de aguas residuales.....	1
1.2.1 Tratamiento Preliminar.....	3
1.2.2 Tratamiento Primario.....	4
1.2.3 Tratamiento Secundario.....	4
1.2.3.1 Tratamiento Aerobio.....	5
1.2.3.2 Tratamiento Anaerobio.....	5
1.2.4 Tratamiento Terciario.....	6
1.3 influencia de los parámetros cinéticos de la digestión anaerobia.....	6
1.3.1 Hidrólisis.....	8
1.3.2 Acidogénesis.....	9
1.3.3 Acetogénesis.....	9
1.3.4 Metanogénesis.....	9
1.4 Efecto de la temperatura en los microorganismos.....	9
1.5 Ambientes psicrófilicos.....	11
1.6.1 Tratamiento anaerobio de aguas residuales a bajas temperaturas.....	12
1.7 Reactores EGSB.....	15
1.8 Efecto de la temperatura en la velocidad de reacción de la eliminación de materia orgánica por digestión anaerobia.....	17
19 Hipótesis.....	19
1.20 Justificación.....	19
1.21 Objetivos.....	23
1.21.1 General.....	23
1.21.2 Específicos.....	23
2.0 Material y Métodos	24

2.1 Reactor EGSB.....	24
2.2 Parámetros operacionales del reactor EGSB.....	25
2.3 Biomasa.....	28
2.4 Medio.....	28
2.5 caracterización del Agua Residual Municipal.....	28
2.6 Puesta en marcha del reactor EGSB.....	28
2.7 tiempo de residencia hidráulica.....	30
2.8 Temperatura.....	30
2.9 Carga orgánica volumétrica.....	30
2.10 Técnicas Analíticas.....	31
2.10.1 Demanda química de Oxígeno.....	31
2.10.2 Cálculo del equivalente teórico de QDO.....	32
2.10.3 pH y alcalinidad.....	32
2.10.4 Sólidos suspendidos volátiles.....	33
2.10.5 Actividad metanogénica específica (AM).....	34
2.10.6 Cuantificación de metano.....	34
2.10.7 Determinación de proteínas.....	37
2.10.8 Determinación de carbohidratos.....	38
3.1 Resultados y discusiones.....	39
3.1 Caracterización del agua residual de la UAM-I.....	39
3.2 Selección de reactor EGSB.....	39
3.3 Operación del reactor EGSB.....	39
3.3.1 Influencia de la concentración de sustrato (DQO)	41
3.3.2 Actividad metanogénica específica (AME).....	42
3.3.3 Producción de metano.....	43
3.3.4 Influencia del TRH en la eliminación de materia orgánica.....	45
3.3.5 Efecto de Vs en la eliminación de materia orgánica.....	47
3.3.6 Influencia de Bv en la eficiencia de eliminación de materia orgánica....	48
3.3.7 Efecto de la temperatura.....	49
4.1 Conclusiones.....	52

4.2 Bibliografía.....	53
Anexos.....	57

La Maestría en Biotecnología de la Universidad Autónoma Metropolitana está incluida en el Programa Nacional de Posgrados de Calidad (PNPC) del CONACYT, con la referencia 001465

Esta tesis se llevo a cabo en el Laboratorio de Tratamiento de Aguas Residuales W-106

México D.F. a 22 de abril del 2010

El jurado designado por la
División de Ciencias Biológicas y de la Salud de la Unidad Iztapalapa aprobó la
tesis

Efecto de la temperatura y la concentración de sustrato en el tratamiento
anaerobio de las aguas residuales municipales en un reactor de alta tasa

que presentó

Ing. Ricardo N. Cruz Huizache

Comité Tutorial:

Director: Dr. Oscar Monroy Hermosillo

Asesor: Dra. Mónica Meráz Rodríguez

Asesor: Dr. Felipe López Isunza

Jurado:

Presidente: Dra. Mónica Meráz Rodríguez

Secretario Dr. Felipe López Isunza

Vocal: Dra. Suyén Rodríguez Pérez

Vocal: Dr. Iván Moreno Andrade

The image shows three handwritten signatures in black ink. The top signature is for Dra. Mónica Meráz Rodríguez, the middle one for Dra. Suyén Rodríguez Pérez, and the bottom one for Dr. Iván Moreno Andrade. The signatures are written in a cursive style.

Resumen

Los efluentes de aguas residuales municipales son una mezcla de aguas provenientes de redes de drenaje residuales domésticas e industriales. La concentración orgánica depende de diversos factores. Algunos de estos factores son: la separación de aguas pluviales en la red de saneamiento, el consumo per cápita de agua potable determinado por los hábitos de la población, uso del agua en diferentes ramos de la industria entre otras.

En el caso de las aguas residuales municipales fluctúan entre los 200 a 2000 mgDQO/L (Kato *et al.*, 1994), y para las aguas residuales industriales tienen concentraciones entre los 2 a 47 gDQO/L. Las Fluctuaciones en las concentraciones de materia orgánica (DQO), de flujo y temperatura en las ciudades, repercuten sobre el tratamiento de aguas residuales municipales sobre la eficiencia de eliminación de la materia orgánica, provocando una inestabilidad en los sistemas de tratamiento secundarios biológicos.

Para evitar esta problemática los procesos anaerobios son utilizados. Estos procesos tiene la ventaja de que sólo una pequeña cantidad de la energía contenida en el sustrato es utilizada en el mantenimiento y crecimiento celular, quedando una gran parte en los productos, en forma de biogás, principalmente de CH₄ y CO₂, evitando la desestabilización del reactor.

A pesar de estas ventajas descritas, las variaciones de concentración de sustrato, de temperatura, de tiempo de residencia hidráulica (TRH), de velocidad ascensional (Vs) y Carga orgánica volumétrica de materia orgánica (Bv), pueden afectar le eficiencia de operación del reactor anaerobia. Estos problemas son comunes en las plantas de tratamiento de efluentes, por lo que surge la necesidad de estudiar la influencia de las variaciones de la temperatura (13-20°C) y concentración de sustrato sobre el tratamiento anaerobio de aguas

residuales municipales en reactores de alta tasa, con la finalidad de contrarrestar sus efectos adversos.

Los reactores de tipo UASB (reactor de cama de lodos de flujo ascendente), han sido los más utilizados para llevar a cabo los estudios de procesos de tratamientos anaerobios, sin embargo estos presentan algunas desventajas: zonas de baja velocidad de flujo, las cargas que soportan son de 2g DQO/L.d, además de que la velocidad ascensional es de 1 m/h. Debido a estas desventajas el estudio en este trabajo se decidió utilizar el reactor tipo EGSB (Lecho de lodos granular expandido). La selección del reactor de EGSB de alta tasa obedece a su configuración derivada de las deficiencias de su antecesor el reactor UASB ya que posee una recirculación del efluente que le permite mantener una carga constante y una velocidad ascensional, jugando un papel primordial en el contacto biomasa - sustrato.

Bajo condiciones ideales (sustrato modelo, temperatura óptima), el reactor EGSB mostró una eficiencia de eliminación de materia orgánica arriba del 97 %. Al cambiar las condiciones de sustrato modelo por agua residual municipal (agua residual de la UAM-I, con una carga característica de 3g/L.d) y manteniendo los mismos parámetros se reportó una pérdida en la eficiencia de materia orgánica hasta un 75%, este comportamiento está asociado con las características del agua residual.

Las fluctuaciones de la concentración de materia orgánica (DQO) del agua residual municipal y la temperatura en el intervalo de 13 a 20 °C, no mostraron una influencia significativa por el tratamiento de digestión anaerobia.

El efecto del tiempo de residencia hidráulica (TRH) sobre la digestión anaerobia para el tratamiento de aguas residuales municipales mostró un comportamiento adecuado a 5h.

La velocidad ascensional presentó una gran influencia sobre la degradación de materia orgánica debido al contacto entre sustrato-biomasa. El reactor EGSB es

adecuado para el tratamiento de aguas residuales municipales ante variaciones de concentración de sustrato y temperatura en los intervalos de 13 a 20 °C.

El reactor EGSB como se observó es ideal para el tratamiento anaerobio del agua residual municipal, ya que permite operar altas cargas orgánicas volumétricas de materia orgánica (Bv), más compacto y TRH cortos, comparado con su homólogo el reactor UASB.

Abstract

The municipal wastewater effluents are mixture of water drainage systems from domestic and industrial wastewater. The organic concentration depends on several factors. Some of these factors are: the separation of rainwater in the sewerage, per capita consumption of drinking water determined by the habits of the population, water use in different branches of industry among others.

In the case of municipal sewage range from 200 to 2000 mgDQO/L (Kato *et al.*, 1994), and industrial wastewater have concentrations between 2 to 47 gDQO/L. The fluctuations in the concentrations of organic matter (COD), flow and temperature in the cities, impact on the treatment of municipal wastewater on the removal efficiency of organic matter, causing instability in the secondary biological treatment systems.

To avoid this problem anaerobic processes are used. These processes have the advantage that only a small amount of energy contained in the substrate is used in the maintenance and cell growth, leaving a large part in products, in the form of biogas, mainly of CH₄ and CO₂, preventing the destabilization of reactor.

Despite these advantages described, changes in substrate concentration, temperature, hydraulic retention time (HRT) of upward-flow velocity (Vs) and volumetric organic loading rate of organic matter (Bv), can affect efficiency of operation will anaerobic reactor. These problems are common in wastewater treatment plants, as the need arises to study the influence of variations of temperature (13-20 °C) and concentration of substrate on the anaerobic treatment of municipal wastewater in high rate reactors, in order to counteract their adverse effects.

UASB-type reactors (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) have been most used to carry out the anaerobic treatment process studies, however have some

disadvantages that areas of low flow rate, the Bv are 2 g COD / Ld, in addition to the Vs is 1 m / h. Because of these disadvantage the study in this paper we decided to use the reactor type EGSB (expanded granular sludge bed). The selection of reactor EGSB high rate due to its configuration resulting from the deficiencies of its predecessor, the UASB reactor since it has an effluent recirculation allows you to maintain a constant load and a climb rate, playing a leading role in biomass contact - substrate.

Under ideal conditions (substrate model, optimum temperature), the EGSB reactor showed a removal efficiency of organic matter above 97%. By changing the conditions of substrate model municipal wastewater (wastewater from the UAM-I, with a load feature 3g/Ld) and mantaining the same parameters reported a loss in efficiency of organic matter up to 75%, this behavior is associated with the characteristics of the wastewater.

Fluctuations in the concentration of organic matter (COD) of municipal wastewater and the temperature in the range of 13 to 20 °C, showed no significant influence on the anaerobic digestion treatment. The effect of TRH on the anaerobic digestion for treatment municipal wastewater showed an appropriate behavior to 5m/h.

The Vs had great influence on the degradation of organic matter due to contact between substrate-biomass. EGSB The reactor is suitable for municipal wastewater treatment to changes in substrate concentration and temperature ranges from 13 to 20°C.

The reactor EGSB as noted is ideal for the anaerobic treatment of municipal wastewater, as it allows to operate high (Bv), more compact and shorter HRT, compared with its counterpart in the UASB reactor.

Índice de tablas

Tabla 1. Estudios sobre la influencia de temperatura en reactores UASB y ESGB entre otros	15
Tabla 2. Energía de activación de cada etapa de la digestión anaerobia	18
Tabla 3. Temperaturas de la ciudad de México durante el año	20
Tabla 4. Caracterización de las aguas residuales de la ciudad de México (Monroy y Viniegra, 2000)	21
Tabla 5. Parámetros operacionales del reactor EGSB, alimentado con medio sintético y agua residual municipal.	29
Tabla 6. Medio mineral de Visser (1995)	31
Tabla 7. Solución de elementos traza	31
Tabla 8. Características del agua residual de la universidad Autónoma Metropolitana unidad Iztapalapa (n=176, como tamaño de muestra)	39
Tabla 9. Comportamiento promedio del reactor EGSB, alimentado con medio sintético y agua residual en las diversas etapas de operación	41
Tabla 10. Características de la actividad metanogénica específica del reactor a diferentes tiempos	43
Tabla 11. Resultados de los parámetros del reactor EGSB en estado pseudo-estacionario de cada etapa de operación	45

Índice de Figuras

Figura 1. Etapas involucradas en un tren de tratamiento de aguas residuales para tener procesos de depuración adecuada	2
Figura 2. Diagrama de flujo de los diferentes diseños que se realizan dentro del procesos de tratamiento de las aguas residuales	3
Figura 3. Etapas de la digestión anaerobia	8
Figura 4. Velocidad específica de crecimiento de bacterias metanogénicas en función de la temperatura	10
Figura 5 Diagrama esquemático del reactor EGSB	24
Figura 6. Reactor EGSB a nivel laboratorio	25
Figura 7. Medidor de biogás (Cuenta el número de desplazamientos de un volumen de biogás)	35
Figura 8. Cromatogramas de metano y bióxido de carbono de una muestra estándar y una muestra de biogás producido en el reactor EGSB tratando aguas residuales municipales	36
Figura 9. Evolución del reactor alimentado con solución sintética (I y II) y agua residual (III -X) en diversas etapas de operación	42
Figura 10. Producción de metano esperado y experimental a través del tiempo, con las influencias del consumo de acetato en las etapas I y II; agua residual en las etapas III a IX a diferentes temperaturas	44
Figura 11. Presenta el análisis de $\eta\%$ con respecto al TRH	46
Figura 12. Muestra el comportamiento de la $\eta\%$ con respecto a la V_s de eliminación de la materia orgánica	47
Figura 13. Muestra el comportamiento de la velocidad ascensional con respecto a la $\eta\%$ de eliminación de la materia orgánica	49
Figura 13. Se aprecia la grafica de \ln de η vs el inverso de la T	50

ABREVIATURAS

α Alcalinidad

arg arginina

AGV Ácidos grasos volátiles

A_t Área transversal

A_0 Frecuencia de Choque

AME Actividad metanogénica específica

AF-AH Reactor Anarobic filter and anaerobic hybrid.

B_v Carga orgánica volumétrica

cm centímetro

CH_3COO^- acetato

CH_3OH metanol

CO monóxido de carbono

CH_3NH_3^+ metilamina

$(\text{CH}_3)_2\text{NH}_2^+$ dimetilamina

$(\text{CH}_3)_3\text{NH}^+$ trimetilamina

CH_3SH metilmercaptano

$(\text{CH}_3)_2\text{SH}$ dimetilsulfuro

CO_2 Bióxido de carbono

CuSO_4 Sulfato cúprico

d Día

E_a Energía de activación

k Constante de velocidad de reacción

K_s Constante de saturación de sustrato

DQO Demanda química de oxígeno

DQO_e Demanda química de oxígeno de entrada

DQO_s Demanda química de oxígeno de salida

DQO_{total} Demanda química de oxígeno total

DQO_{soluble} Demanda química de oxígeno soluble

D diámetro

DBO₅ Demanda bioquímica de oxígeno

EGSB Reactor de lecho expandido de lodos granulares anaerobios.

F Flujo

gly glicina

Glu glucosa

HS Sulfuro de hidrógeno

H_2 Hidrógeno

HCOO^- formiato

K_{max} Constante cinética máxima

L longitud

L litro	r_s Velocidad de reacción
mA MiliAmpere	R Constante de los Gases ideales
m Metro	S_{sed} Sólidos sedimentales
mg Miligramos	S Sustrato de salida
mL Mililitro	S_0 Sustrato inicial
NaCl Cloruro de sodio	S_r sustrato de recirculación
Na_2CO_3 Carbonato de sodio	SO_4^{2-} Ión Sulfatos
NaOH Hidróxido de sodio	V Volumen
N Nitrógeno	V_s Velocidad ascensional
NO_3^{2-} Ión de Nitratos	T Temperatura
O_2 Oxígeno	TRH Tiempo de retención hidráulica
OHPA bacterias obligadas de producir hidrógeno	TAARM Tratamiento anaerobio de aguas residuales municipales
P Fósforo	μ Tasa específica de crecimiento microbiano
P_t Fósforo total	μm Micrómetro
pH potencial de hidrógeno	μ_{max} Tasa específica máxima de crecimiento microbiano
pro prolina	UASB Reactor de lecho de lodos anaerobio con flujo ascendente
psi Libra por pulgada cuadrada	X concentración de biomasa
η Eficiencia de eliminación de materia orgánica	$Y_{x/s}$ Rendimiento de sustrato a biomasa
θ_m Tiempo de reacción	$Y_{p/s}$ Rendimiento de sustrato a producto
Q_{CH_4} Tasa de producción máxima de metano	ST Sólidos totales
q_{max} Velocidad específica de reacción	SSV Sólidos suspendidos volátiles
R Tasa de recirculación	SST Sólidos suspendidos totales

Introducción

1.1 Tratamiento de aguas residuales

Los efluentes de aguas residuales municipales son una mezcla de aguas provenientes de redes de drenaje residuales domésticas e industriales. La concentración orgánica depende de diversos factores, siendo fundamental si la red de saneamiento tiene separación de pluviales o no, así como el consumo per cápita de agua potable, determinado por los hábitos de la población.

Los efluentes domésticos tienen concentraciones de materia orgánica del orden de 250 - 700 mgDQO/L. En el caso de las aguas residuales municipales fluctúan entre los 200 a 2000 mgDQO/L (Kato *et al.* 1994), y para las aguas residuales industriales tienen concentraciones entre los 2 a 47 gDQO/L.

Las aguas residuales municipales presentan un contenido variable de materia en suspensión (entre 200 y 500 mg SST/L), que pueden contribuir en un 30-70% a la DQO. Otros contaminantes presentes son los nutrientes, como el nitrógeno y el fósforo.

1.2 Sistemas de tratamiento de aguas residuales

El diseño de las plantas de tratamiento es uno de los retos en la ingeniería. El conocimiento teórico y la experiencia práctica son necesarios para la selección y análisis de los diagramas de flujo de los procesos de tratamientos de las aguas residuales. Las representaciones de combinaciones de los diagramas de flujo y operaciones unitarias en el uso de procesos específicos (figura 1), son necesarias para los objetivos del tratamiento.

La selección del tren de tratamiento dependerá de los constituyentes que en su mayoría pueden ser eliminados, el número ilimitado de los diferentes diagramas de flujo desarrollados y la combinación de operaciones unitarias, de diseños de procesos de experiencias pasadas, diseño y regulación de las secretarías (Semarnat, CONAGUA) sobre la aplicación de los tratamientos específicos, la capacidad de proveer el equipo específico para el método de tratamiento, la capacidad máxima

de usos de las instalaciones, costo inicial de la construcción, el costo y la operación de la planta; (Metcalf and Eddy, 1991).

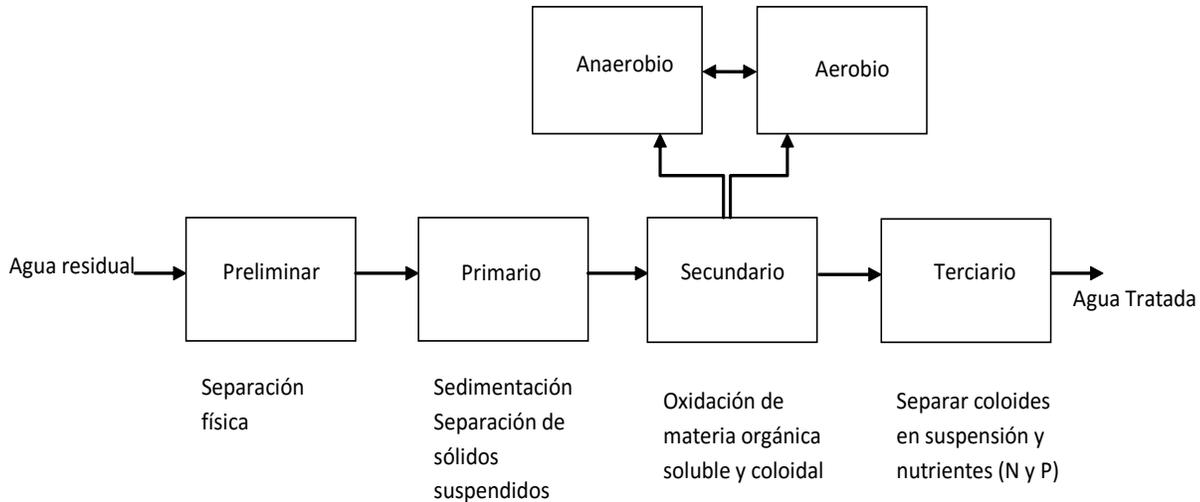


Figura 1. Etapas involucradas en un tren de tratamiento de aguas residuales para tener procesos de depuración adecuada.

El tratamiento de aguas residuales sigue un tren de operaciones en continuo (figura 1), que eliminan a las partículas desde tamaños mayores a 10^{-2} m (tratamiento preliminar), y hasta moléculas de 10^{-9} m (en el tratamiento terciario).

El Tratamiento preliminar está destinado a la eliminación de residuos fácilmente separables. El tratamiento primario, comprende procesos de sedimentación.

El tratamiento secundario que comprende procesos biológicos aerobios y anaerobios y físico-químicos (floculación) para reducir la mayor parte de la DQO.

El tratamiento terciario o avanzado que está dirigido a la reducción final de la DQO, metales pesados, contaminantes químicos específicos (N, P) y la eliminación de patógenos. A continuación se muestra en la figura 2, las etapas del tren de tratamiento de las aguas residuales.

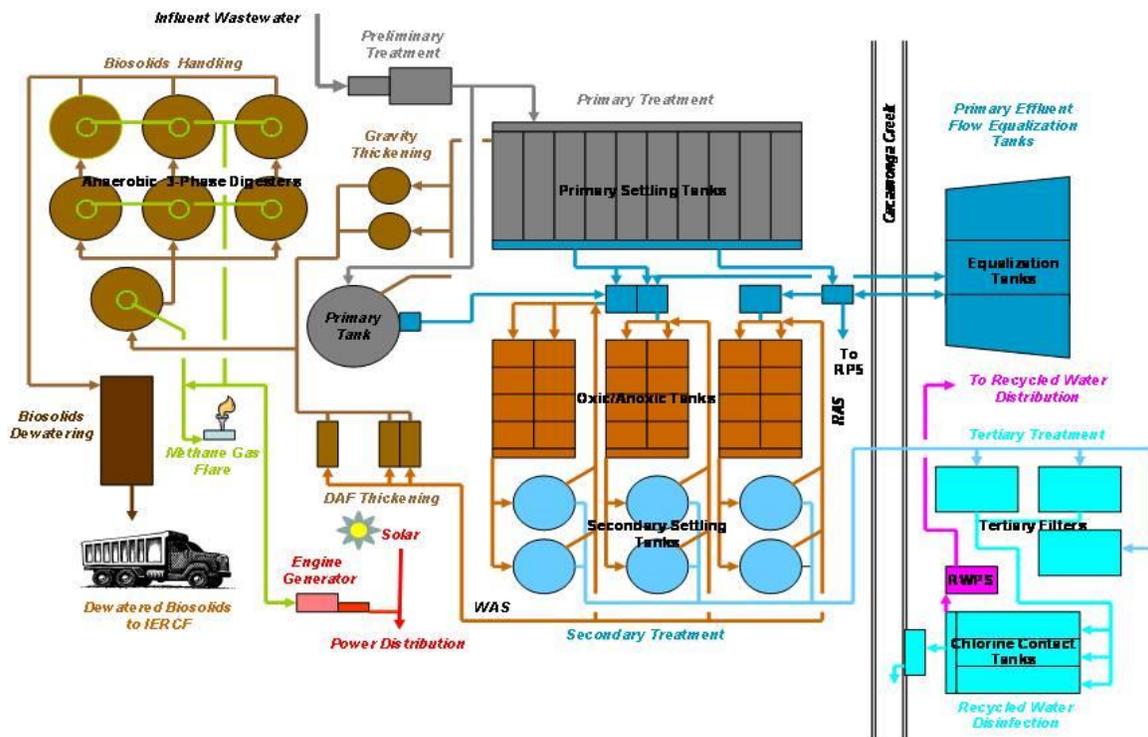


Figura2. Diagrama de flujo de los diferentes diseños que se realizan dentro del procesos de tratamiento de las aguas residuales.

1.2.1 Tratamiento Preliminar

Esta etapa consiste en eliminar: grasas, espuma, arenas, grava, bolsas y residuos de gran tamaño en las aguas residuales, antes de la sedimentación primaria, con la finalidad de mejorar su calidad.

El pre-tratamiento se compone de separadores de grasa: estos consisten en depósitos dispuestos de tal manera que la materia flotante ascienda y permanezca en la superficie del agua residual hasta que se recoja y se elimine, mientras el líquido sale en forma continua. Entre los residuos que recoge están el aceite, grasa, jabón, pedazos de madera y corcho, residuos vegetales entre otros.

Otra manera es la operación de desbaste o cribado; es un dispositivo con aberturas uniformes utilizado para retener generalmente los sólidos de cierto tamaño que

arrastran las aguas residuales. Es por esto que las partículas mayores que los 0.5 cm pueden eliminarse, siendo ésta la más económica entre las operaciones unitarias.

1.2.2 Tratamiento Primario

La sedimentación es la separación de las partículas más pesadas en el agua mediante acción de la gravedad. Es una de las operaciones unitarias más utilizadas en el tratamiento de las aguas residuales. Este tratamiento tiene como propósito obtener un efluente clarificado, con una concentración de sólidos que pueda ser tratado con facilidad.

En base a la concentración y a la tendencia a la interacción de las partículas pueden efectuarse cuatro clasificaciones generales sobre la forma de dichas partículas que se depositan. Es frecuente que se produzca más de un tipo de sedimentación en un momento dado y también es posible que los cuatro tipos se tengan en forma simultánea. Ésta se refiere a la sedimentación de partículas discretas en una suspensión de sólidos de concentración muy baja. Las partículas se depositan como entidades individuales y no existe interacción significativa con las partículas más próximas.

1.2.3 Tratamiento Secundario

En esta etapa se elimina la materia orgánica biodegradable y sólidos suspendidos, donde se encuentran los reactores Floculación, biológicos como lodos activados, anaerobios UASB, EGSB, filtros anaerobios, sistemas de lagunas, etc.

1.2.3.1 Tratamiento Aerobio

Fue desarrollado en Inglaterra por Andern and Lockett, (1914) y fue llamado así por la producción de una masa activada de microorganismos capaz de estabilizar un residuo por vía aerobia. En la actualidad se usan muchas versiones del proceso original.

El proceso de lodos activados se estabiliza biológicamente en un reactor bajo condiciones aerobias. El ambiente aerobio se logra mediante el uso de aireación por medio de difusores o sistemas mecánicos. Una vez que el agua residual ha sido tratada en el reactor, la masa biológica resultante se separa del líquido en un tanque de sedimentación y parte de los sólidos sedimentados son retornados al reactor; donde la masa sobrante es eliminada o purgada. Los lodos activados se componen de microorganismos que descomponen la materia orgánica con el fin de obtener energía para la síntesis del resto de la materia orgánica, en la producción de nuevas células.

Otro tipo de microorganismos igualmente importantes son los protozoos y rotíferos que actúan como purificadores de los efluentes. Los protozoos consumen las bacterias dispersas que no han floculado y los rotíferos consumen partículas biológicas que no hayan sedimentado. Sólo parte del residuo original es verdaderamente oxidado a compuestos de bajo contenido energético, tales como el NO_3^{-2} , SO_4^{-2} y CO_2 ; el resto es sintetizado en materia celular.

1.2.3.2 Tratamiento Anaerobio de las Aguas Residuales

El tratamiento anaerobio de las aguas residuales comprende la descomposición de la materia orgánica en condiciones anaerobias, es decir en ausencia de oxígeno. En este tratamiento se lleva a cabo sólo por bacterias, en su gran mayoría por el dominio Archae. En esta vía se observa que la gran mayoría de la eliminación de la materia orgánica se va en un 90% a producto como metano y bióxido de carbono y sólo un 10% se va al crecimiento celular. El modo más usual de operar una instalación de tratamiento anaerobio, es la utilización de lagunas anaerobias, filtros anaerobios, reactor de mezcla completa como reactores UASB (reactor de lecho de lodos anaerobio con flujo ascendente) y EGSB (reactor de lecho expandido de lodos granulares anaerobios).

1.2.4 Tratamiento Terciario

Son diversos los tratamiento avanzados que se clasifican en este grupo; que van desde la formación de humedales, osmosis inversa, columnas de intercambio iónico, tanques de cloración, ozonización, eliminación de metales, eliminación de compuestos como nitrógeno y fosforo, así, como el uso de luz ultravioleta para la eliminación de microorganismos patógenos.

1.3 influencia de los parámetros cinéticos de la digestión anaerobia

En el proceso anaerobio, sólo una pequeña cantidad de la energía contenida en el sustrato es utilizada en el mantenimiento y crecimiento celular, quedando una gran parte en los productos, en forma de biogás. Esto hace que el tiempo de crecimiento sea lento, lo que condiciona el diseño y la operación de los digestores anaerobios. Lema *et al.* (1992), Henze and Harremoës, (1983) presentan los parámetros cinéticos correspondientes a diferentes grupos tróficos.

Los parámetros son: la velocidad específica máxima de crecimiento (μ_m), que representa la velocidad de crecimiento en condiciones favorables donde no hay limitación por sustrato; el rendimiento celular ($Y_{X/S}$), que indica la fracción de sustrato destinada al crecimiento celular; la constante de afinidad (K_s) o saturación, que indica la rapidez de un grupo por un determinado sustrato; y la actividad específica máxima (r_s), que indica la cantidad máxima de sustrato utilizada, por unidad de biomasa, en la unidad de tiempo.

Estos autores antes mencionados observan que las velocidades de crecimiento son pequeñas y que, dado el bajo rendimiento celular, la conversión de sustrato en masa celular es también pequeña, por lo que la velocidad de generación microbiana es lenta en condiciones anaerobias.

Esto representa una de las ventajas del proceso porque de esta manera la producción de lodo es baja, pero por otra parte, supone tiempos de puesta en marcha más largos para conseguir la suficiente cantidad de biomasa, cuando no se inocula el reactor. Además es necesario mantener una elevada concentración de biomasa, debido a la baja actividad específica máxima que presenta una población anaerobia, 0,5-2,5 g DQO/g SSV.d, sobre todo si se quiere operar a elevadas velocidades de carga orgánica.

El proceso de eliminación de materia orgánica por digestión anaerobia se lleva a cabo en ausencia de oxígeno. Un gran número de microorganismos que trabajan en serie, degradan la materia orgánica en sucesivas etapas. En una aproximación general, podemos diferenciar cuatro etapas fundamentales: hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y por último la metanogénesis. La digestión anaerobia consiste en la transformación de la materia orgánica en biogás; compuesto principalmente por metano y CO₂ y dependiendo del agua residual, pequeñas trazas de HS y otros gases.

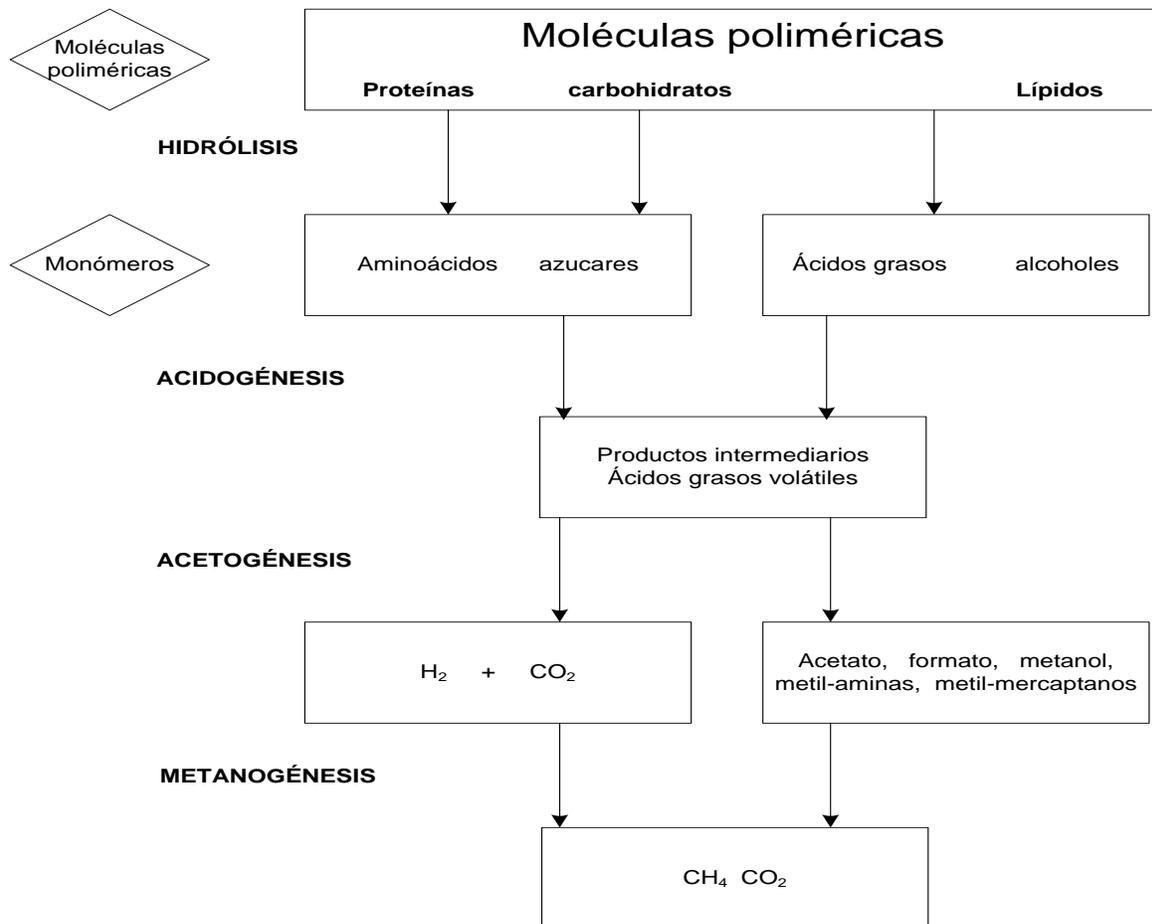


Figura 3. Etapas de la digestión anaerobia

1.3.1 Etapa de hidrólisis

La materia orgánica presente en las aguas residuales está compuesta por macromoléculas, en su mayoría por polímeros como celulosa, pectina, proteínas, carbohidratos, glucoproteínas, lípidos, compuestos aromáticos, entre otros (figura 3). Los productos de los procesos de hidrólisis y fermentación son principalmente, aminoácidos, azúcares, ácidos grasos, alcoholes, hidrógeno y CO_2 .

Las bacterias fermentativas en general juegan un papel muy importante para la oxidación de la materia orgánica y este paso es muy complejo (Monroy, 1992).

1.3.2 Etapa de acidogénesis

La ruptura de cadenas peptídicas en proteínas para llevarlos a aminoácidos, de los carbohidratos y lípidos a sus cadenas más elementales (monómeros), butirato, n- iso- propionato, acetato, compuestos aromáticos, alcoholes, lo que puede resultar que la producción de metano se vea inhibida. En esta etapa puede llevarse a cabo una formación excesiva de H^+ .

1.3.3 Etapa de acetogénesis

La acetogénesis es llevada a cabo por una sintrofia entre microorganismos denominados bacterias obligadas de producir hidrógeno (OHPA) y metanogénicos consumidores de hidrógeno. Los productos formados en la acidogénesis, son transformados en esta etapa en acetato, H_2 y CO_2 principalmente (Monroy, 1998)

1.3.4 Etapa de la metanogénesis

Los microorganismos metanogénicos producen metano a partir de compuestos como el acetato (CH_3COO^-), bióxido de carbono (CO_2), metanol (CH_3OH), formiato ($HCOO^-$), monóxido de carbono (CO), metilamina ($CH_3NH_3^+$), dimetilamina [$(CH_3)_2NH_2^+$], trimetilamina [$(CH_3)_3NH^+$], metilmercaptano (CH_3SH), dimetilsulfuro [$(CH_3)_2SH$], compuestos de un solo carbono, que puede tomar la vía adecuada para producir gas (Galagan *et al.*, 2002).

1.4 Efecto de la temperatura en los microorganismos

La temperatura en los consorcios microbianos juega un papel muy importante sobre la velocidad de crecimiento y consumo de sustrato, la proliferación de los microorganismos por efecto de la temperatura suele clasificarse de la siguiente manera: psicrófilos, mesófilas y termófilos (Figura 4). Éstos se encuentran, en intervalos que determinan su dominio de cada uno de ellos. La comparación de

cada uno en su manera de crecer a los diferentes hábitats es la forma de cómo modifican sus funciones para adaptarse y prevalecer en su entorno.

Los microorganismos psicrófilos deben poseer las adaptaciones estructurales como protección contra la desnaturalización por el frío, que es causado en parte por una disminución de interacciones hidrófobas a temperaturas bajas (Hough and Danson, 1999). La estabilidad térmica baja de las proteínas psicrófilas ha sido correlacionada con los cambios sutiles en sus secuencias, comparadas con los microorganismos mesófilos, con niveles bajos de prolina (Pro) y residuos de arginina (Arg), aumento en el número de residuos de glicina (Gly), debilitando las interacciones intramoleculares. También con un incremento en las interacciones con el solvente (medio de cultivo o solución acuosa), disminución del número de interacciones de residuo de carga, y puentes disulfuros (Feller and Gerday, 1997; Feller *et al.*, 1997; Marshall, 1997; Gerday *et al.*, 2000; Russell, 2000; Lonhienne *et al.*, 2001b; Mavromatis *et al.*, 2003).

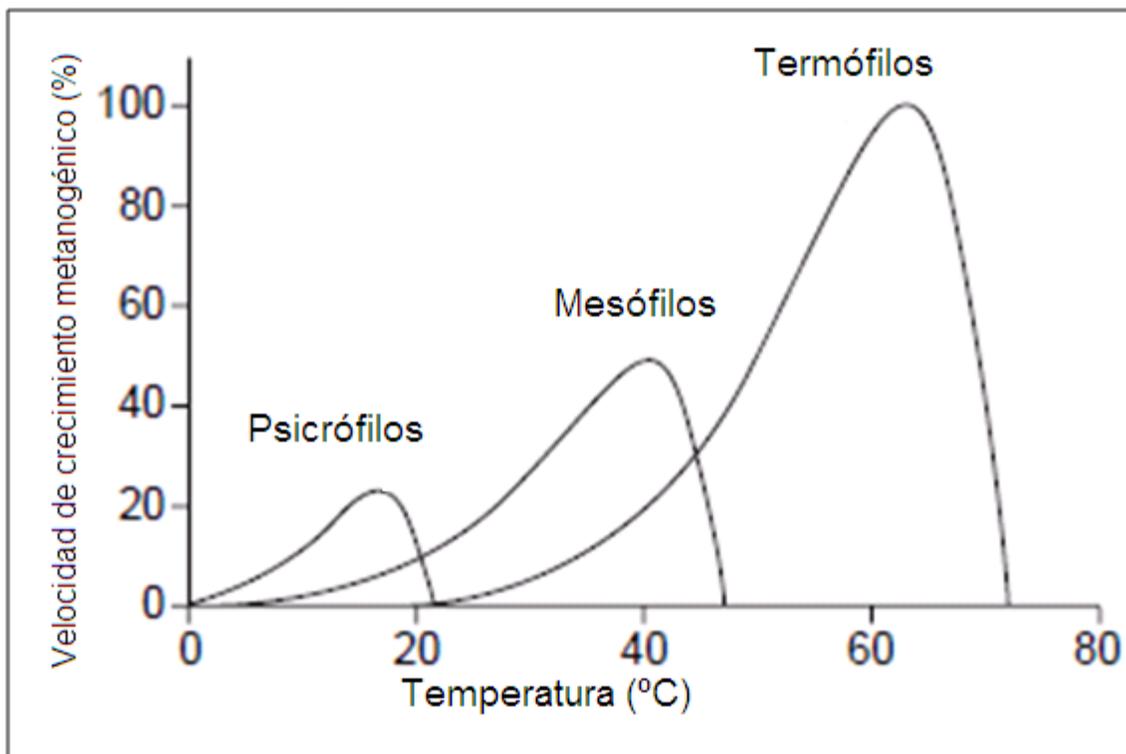


Figura 4. Velocidad específica de crecimiento de bacterias metanogénicas en función de la temperatura

La dependencia de la temperatura en la constante de la velocidad de reacciones bioquímicas muy importante a la hora de evaluar la eficacia total del tratamiento biológico. La temperatura no solo influye en las actividades metabólicas sino que tiene un profundo efecto en factores tales como las tasas de transferencias de gases y características de sedimentación de sólidos biológicos.

1.5 Ambientes psicrófilicos

Más del 70 por ciento del planeta se encuentra en ambientes extremos, como ambientes fríos, mediados por bacterias que toleran temperaturas entre los 0 a 20 °C, (Benvegnu *et al.* 2004). Estos lugares son Polo sur y Norte, tundra, los sedimentos de lagos profundos, cavernas etc. En estos ambientes han sido aisladas algunas bacterias metanogénicas consumidoras de H₂ y homoacetogénicas (Lettinga *et al.*, 1999). Las archaeas metanogénicas predominantes son Methanosaeta y Methanobacteriales encontradas cuando se modificó de condición mesofílica a 12°C, trabajando con residuos de cosecha (Bohn *et al.*, 2002). En la digestión de estiércol se encontró *Acetobacterium fimetarium*, *Clostridium fimetarium*, *Methanosarcina spp.*, aislados a una temperatura de 6-28 °C, Nozhevnikova *et al.*, (1999). Otras Archeas aisladas en ambientes fríos (15 a 25 °C) fueron *Methanogenium frigidum*, *Methanococcoides burtonii*, *Methanococcoides alaskense* *Methanogenium marinum*, *Methanosarcina baltica* y *Methanosarcina lacustris*, Cavicchioli R. (2006) Existe la duda si en el tratamiento anaerobio de aguas residuales a bajas temperaturas, los microorganismos presentes, son microorganismos de ambientes psicrófilicos ó microorganismos de ambientes mesofílicos adaptados a esas condiciones de temperatura (Lettinga *et al.*, 2001). Desde el punto de vista particular tanto microorganismos mesofílicos como psicrófilos están presentes en el agua residual; ya que esta lleva materia orgánica y el sistema de alcantarillado tiene contacto con el exterior (el agua residual municipal no es estéril bajo esas condiciones) eso es por un lado y por otro los

microorganismos psicrófilicos también se encuentran sujetos a un amplio rango de temperaturas al igual que los mesófilicos.

1.6 Tratamiento anaerobio de aguas residuales a bajas temperaturas

Las aguas residuales a bajas temperaturas en lugares con climas fríos, y el descubrimiento de microorganismos presentes en condiciones psicrófilicas, han propiciado un incremento en la investigación y desarrollo de estos sistemas en algunos países, con el objetivo de minimizar costos y tener sistemas más eficientes.

El tratamiento anaerobio en México ha sido aplicado a las aguas residuales industriales y municipales. Se realiza a temperaturas mesófilicas principalmente (25-35 °C) en regiones tropicales, (Seghezzi, 2004). Existen diversos estudios realizados en regiones donde se tienen variaciones de temperatura a lo largo del año, y el proceso de digestión anaerobia se ve afectado. Vieira *et al.* (1994), trabajaron con temperaturas de 16-23°C con eficiencias de eliminación de DQO del 74%. Man *et al.*, (1986), trabajaron con un reactor UASB tratando aguas residuales domésticas, encontrando eficiencias de eliminación de materia orgánica del 46-60 % con temperaturas de 10 a 18 °C y TRH de 9 a 16h. Kooijmans *et al.*, (1986), reportan eficiencias del orden de 75 al 82 % a una temperatura de 25°C. Schellinkhout *et al.*, (1992) a 35°C obtuvo eficiencias de DQO entre los 66-72%. Barbosa *et al.*, (1989) realizaron experimentos bajo condiciones de 12 a 18°C con eficiencias del 74% de la DQO en promedio. Lettinga *et al.*, (1981) estudió el tratamiento anaerobio a 20°C, obteniendo eficiencias de eliminación de materia orgánica del 75 %. Lettinga *et al.*, (1993), realizaron el tratamiento anaerobio de aguas residuales municipales observando eficiencias de un 67-77 % en promedio a temperaturas de 9.5 a 19 °C. Lettinga *et al.*, (1983) evaluaron en un reactor UASB a temperaturas de 8 a 20°C y reportan eficiencias de la DQO del 50-70 % con aguas residuales domésticas, a un TRH de 8 a 24 horas. En México se tienen los trabajos realizados por Monroy *et al.* (1988) usando un reactor UASB de 110 L, tratando

aguas residuales domésticas, a temperaturas de 12-18°C con tiempo de residencia hidráulica (TRH) de 18 horas, reportando eficiencias de eliminación de materia orgánica del 65%.

Para la década de los años 90, el tratamiento anaerobio a temperaturas bajas tuvo gran relevancia por lo que fue aplicado a aguas residuales de la industria, como la cervecera reportado por Rebac *et al.* (1997) con eficiencias del 35, 43, 66, 73% a 12, 15, 20 y 30 °C respectivamente. Lettinga *et al.* (1999), trabajando con ácidos grasos volátiles (AGV) a 3, 4, 8 y 9 °C, obtienen eficiencias de eliminación de materia orgánica del 80, 90, 90 y 80% respectivamente. Estos sustratos son de fácil asimilación es decir sustratos modelo en reactores ESGB siendo los primeros en la experimentación con reactores de alta tasa.

Se han utilizado diversos tipos de reactores desde UASB por Lettinga *et al.*, (1981), Barbosa (1986), y fluidizados por Sanz *et al.*, (1989), entre otros como los mostrados en la tabla 1 con la finalidad de eliminar la materia orgánica presente en aguas residuales de baja carga orgánica a temperaturas bajas.

Los sistemas de tratamiento anaerobio de alta tasa se caracterizan por ser compactos, es decir tener una alta concentración de biomasa, generalmente presentes como biofilms o agregados granulares (Lettiga, 1995; Speece, 1996) son operados a bajos TRH.

Se han reportado estudios sobre la aplicación de tratamiento anaerobio en aguas residuales provenientes de la industria cervecera, aguas residuales municipales y solución de AGV (ácidos grasos volátiles), a condiciones de temperatura bajas (Psicrofilía), en reactores UASB y EGSB. Se observa en la tabla 1, que las temperaturas de operación van de los 3 a 32 °C, con eficiencias que oscilan entre el 34% y 90%. Las eficiencias más bajas puede observarse para el tratamiento de aguas residuales municipales y de la industria cervecera; para la industria de la cervecería se encuentran alrededor de 40 y 70 % de remoción de materia orgánica; en tanto para la mezcla de AGV se muestran eficiencias de un 80 a 90 % de remoción,

En la digestión anaerobia la temperatura influye sobre las bacterias metanogénicas que son muy sensibles a los cambios de ésta (Henry & Heinke, 1989). McCarty (1966) reportó que a 5°C., la fermentación a metano fue diez veces más lenta que a 35°C; en tanto que a temperatura de 25°C la formación de metano fue de sólo 1.3 veces menor.

Zeikus and Winfrey (1976) y Baker-Blocker *et al.*, (1977) observaron la producción de biogás en la digestión anaerobia a 4°C y 5°C, respectivamente. Ke-Xin y Nian-Guo (1980) describieron el cambio en la producción de biogás a temperaturas que van de 8 a 13°C donde indicaron que una elevación de temperatura de 8-10°C a 12-13°C, resultaría el doble o cuádruple de producción de biogás. A las temperaturas de 12 a 13°C, ellos observaron la producción en un 40% del óptimo de la producción 35°C. La producción de metano respecto al teórico disminuye al disminuir la temperatura como lo demuestra Uemura *et al.*,(2000) donde encuentran que a 25, 22, 19, 16, y 13°C obtuvieron una producción de metano del 60, 59, 52, 49 y 35 %, respectivamente, tratando aguas residuales municipales con un reactor UASB.

Al hacer una comparación del reactor, con los datos que obtuvo Ligeró *et al.*, (2002), Ruiz *et al.*, (2000), se observan comportamientos similares con variaciones de carga orgánica volumétrica (Bv), DQO, TRH, etc. A 20°C con una Bv de 3 gDQO/L.d en promedio, en un reactor UASB. Ligeró *et al.* (2002), observaron eficiencias del 53-57 % de DQO en promedio. En tanto que Uemura *et al* (2000) a 13°C, con el mismo tipo de reactor observó eficiencias del 64% con una carga de 1.53 gDQO/L.d.

Tabla 1. Estudios sobre la influencia de temperatura en reactores UASB y EGSB entre otros.

Referencia	Reactor	T	Vb	TRH	carga [DQO]	Eficiencia	Vs	SS	Ef. SS	Sustrato
		°C	[gDQO/L.d]	h	[mg/L]	remoción DQO %	m/h	mg/L	%	
Singh and Viraraghavan (2003)	UASB	32	1.84	6	460	87	0.25	100	90	municipal
Rebac et al (1999)	EGSB	30	14.4	1.2	720	73	5.8	23		Industria cervecera
	EGSB	26	11	1.2	550	71	5.8	23		Industria cervecera
Uemura and Harada (2000)	UASB	25	1.53	4.7	300	70	5.83		50	municipal
	UASB	22	1.28	4.7	250	70	5.83		51	municipal
Singh and Viraraghavan (2003)	UASB	20	1.6	6	400	84	0.25	110	77	municipal
Ligero P. and Soto M. (2002)	UASB	20	0.9	27	748	78	0.05	125	50	municipal + sacarosa
	UASB	20	1.56	12	818	52	0.05	121	-9	municipal + sacarosa
	UASB	20	2.19	10	813	67	0.05	124	18	municipal + sacarosa
	UASB	20	2.64	6.11	688	67	0.05	75	4	municipal + sacarosa
	UASB	20	5.55	3.4	678	57	0.15	78	-15	municipal + sacarosa
Ruiz et al (2000)	UASB	20	0.70	24	700	85			90	municipal
	UASB	20	3.36	5	700	53			63	municipal
Rebac et al (1999)	EGSB	20	12	1.2	600	66	5.8	23		Industria cervecera
	EGSB	20	7.5	2.1	656	81	4.4	23		Industria cervecera
	EGSB	20	10.1	1.7	715	85	6.2	23		Industria cervecera
	EGSB	20	12.6	1.2	630	86	7.2	23		Industria cervecera
Uemura and Harada (2000)	UASB	19	1.53	4.7	300	72	5.83		52	municipal
	UASB	16	1.53	4.7	300	71	5.83		61	municipal
Singh and Viraraghavan (2003)	UASB	15	1.88	6	470	81	0.25	80	81	municipal
Rebac et al (1999)	EGSB	15	16.5	1.2	825	43	5.8	23		Industria cervecera
Tarek Elmitwalli et al (2000)	AF - AH	13	0.38-0.18	4+8	570-800	71	0.5-10	133	82	municipal
Uemura and Harada (2000)	UASB	13	1.53	4.7	300	64	5.83		45	municipal
Rebac et al (1999)	EGSB	12	16.1	1.2	805	35	5.8	23		Industria cervecera
Singh and Viraraghavan (2003)	UASB	11	1.6	6	400	79	0.25	105	87	municipal
Gatze Lettinga et al (1999)	EGSB- EGSB	9	15	5	3500	80	6			ácidos grasos volátiles
	EGSB- EGSB	8	12.5	1.5	781	90	6			ácidos grasos volátiles
Singh and Viraraghavan (2003)	UASB	6	1.6	6	400	60	0.25	89	73	municipal
Gatze Lettinga et al (1999)	EGSB- EGSB	4	4	4	667	90	6			ácidos grasos volátiles
	EGSB- EGSB	3	5.5	3	688	80	6			ácidos grasos volátiles

1.7 Reactores EGSB

En los procesos de tratamiento de aguas residuales por digestión anaerobia, el empleo de una recirculación del efluente en el tratamiento anaerobio de aguas residuales, combinado con el aumento en la altura del reactor (marcada con una relación alta entre L/D), dio paso al desarrollo del reactor de lecho expandido de lodos granulares anaerobios (EGSB). El reactor a una velocidad ascensional mayor a 4 m/h expande la cama de lodos, mejorando el mezclado hidráulico y obteniendo un mejor contacto sustrato-gránulo, a su vez la recirculación del efluente diluye la concentración del influente que es de gran importancia para el tratamiento de compuestos tóxicos. El tamaño del gránulo y la estructura interna parecen jugar un papel importante en el reactor EGSB (Seghezzeo, 1998).

El agua residual entra por la parte inferior del reactor y pasa a través del lecho de lodos granulares constituido por consorcios bacterianos anaerobios. Estos crecen formando gránulos con muy alta velocidad de sedimentación. En la cama de lodo se da la conversión de la materia orgánica a biogás como se mencionó. La alta velocidad ascensional hace que la cama de lodos se expanda (Zoutberg y Frankin, 1996).

La velocidad ascensional está dada por el gasto volumétrico del influente que pasa a través de la columna, dividido por el área seccional del reactor y esta puede llegar a 10 m/h. La parte superior del reactor es más ancha con el fin de disminuir la velocidad ascensional para que la biomasa granular no salga del sistema. Utiliza un separador gas-líquido-sólido que recupera el gas y evita que los sólidos salgan con el efluente. La cinética que puede describir el proceso que ocurre en el reactor es:

$$r_s = \frac{S_0 - S}{\theta_m} \quad \text{Ec. 1}$$

Donde r_s es la velocidad de reacción.

S_0 es la concentración de sustrato a la entrada del reactor.

S es la concentración de sustrato a la salida del reactor.

θ_m es el tiempo de reacción.

Trabajos reportados por Kato *et al.*, (1994) en reactores EGSB, tratando con agua de la industria de bebidas y urbanas; demostró ventajas como trabajar con menor volumen es decir, más compacto que permitió operar cargas hasta de 46 kgDQO/m³.d. Los reactores EGSB se caracterizan por una alta retención de biomasa activa, siendo una de las características más importantes de los sistemas desarrollados de alta tasa.

1.8 Efecto de la temperatura en la velocidad de reacción de eliminación de materia orgánica por digestión anaerobia.

La variación de temperatura influye de manera directa en la energía de activación, por consiguiente en los procesos de hidrólisis, generación de AGV y mineralización y metanización, la velocidad específica de degradación disminuye. Este fenómeno es descrito matemáticamente por la ecuación de Arrhenius, donde a temperaturas bajas existen cambios en las propiedades físicas y químicas del agua residual, un aumento de la viscosidad de los líquidos, aumenta la solubilidad del oxígeno, provocando un efecto en el tratamiento.

Como se mencionó anteriormente la temperatura tiene efectos en la velocidad de crecimiento de los microorganismos y consumo de sustrato que son descritas matemáticamente por la ecuación de Arrhenius (Bailey *et al.*, 1986), como se describen en las siguientes ecuaciones:

$$q = \frac{q_{\max} S}{K_S + S} X \quad \text{Ec.2}$$

$$q_{\max} = A_0 e^{-\frac{E_a}{RT}} \quad \text{Ec.3}$$

Donde: q_{\max} = Velocidad específica máxima de reacción [gDQO / gSSV.d]

A_0 = Constante de frecuencia de choque [gDQO/gSSV.d].

E_a = Energía de activación [J/mol]

R = Constante de los gases ideales [8.31441J/ mol K]

T = Temperatura absoluta [°K] y

q = velocidad específica de reacción

K_s = Constante de saturación

S = sustrato

X = concentración de biomasa

La energía de activación (E_a) representa la energía que es requerida para llevar a cabo la reacción bajo condiciones de operación; es decir la energía que los consorcios microbianos presentes en la digestión anaerobia requieren para llevar a cabo el consumo de la materia orgánica.

De los datos mostrados en la tabla 2, se aprecia una energía de activación global, para cada una de las etapas de la digestión anaerobia y se observa que las etapas que mayor energía de activación requieren son la de acetogénesis y metanogénesis con 86 y 85 KJ/mol respectivamente.

Tabla 2. Energía de activación de cada etapa de la digestión anaerobia.

ETAPA	Energía de activación (E_a) (kJ/mol)	Frecuencia de choque (A_o)	Bibliografía
Hidrólisis	15-70kJ/mol _{hidrólisis - residuos}	-----	(Sander <i>et al.</i> , 2001)
	53 kJ/mol _{hidr -proteína}	-----	(Sander <i>et al.</i> , 2001)
	46 + 14 kJ/mol _{hidr- carbohidrato}	-----	(Sander <i>et al.</i> , 2001)
Acidogénesis	67.66kJ/mol _{butirato}	1.643X10 ¹¹ gDQO/gSSV.d	(Rebac, 1998)
Acetogénesis	86.1kJ/mol _{propionato}	4.530X10 ¹⁴ gDQO/gSSV.d	(Rebac, 1998)
Metanogénesis	85.4kJ/mol _{acetato}	5.391X10 ¹⁴ gDQO/gSSV.d	(Rebac, 1998)
Global DA	25.1kJ/mol _{municipal}	7.238X10 ³ gDQO/gSSV.d	-----

1.9 Hipótesis

Ante variaciones de temperatura (T) y concentración de sustrato (S) se puede mantener constante la velocidad de eliminación de la materia orgánica manipulando parámetros de operación del reactor de alta tasa.

1.10 Justificación

En la ciudad de México el clima tiene fluctuaciones de temperatura de hasta $\pm 13^{\circ}\text{C}$, durante un día o en alguna época del año y la temperatura del agua residual es de 4°C por debajo de la media de día (Tabla 3). La composición de materia orgánica y el flujo del agua residual varían también a lo largo del día (Tabla 5).

Estas variables influyen en el tratamiento de aguas residuales municipales sobre la eficiencia de eliminación de la materia orgánica, por las variaciones tanto de sustrato como de la temperatura provocando una inestabilidad en los sistemas de tratamiento que se utilizan (tratamiento biológico principalmente). De ahí la necesidad de estudiar la influencia en las variaciones de temperatura y concentración de sustrato sobre el tratamiento anaerobio de aguas residuales municipales, con la finalidad de contrarrestar sus efectos adversos.

Bajo estas características de fluctuaciones de las aguas residuales municipales de la ciudad de México, un reactor de alta tasa puede ser una alternativa ya que tiene la característica que son de volúmenes compactos, y a algunas configuraciones de reactores pueden amortiguar las cargas orgánicas volumétricas, flujos de descarga y manejar cortos tiempo de residencia.

Tabla 3. Temperaturas de la ciudad de México durante el año. Comisión nacional de meteorología 2001

Temperaturas	
Media	18.1 °C
Máxima media	26.5 °C
Máxima extrema	32.8 °C
Mínima media:	11.7 °C
Mínima extrema:	1.1 °C
Humedad relativa media:	54%
Presión atmosférica media:	0.764 atm.
Precipitación media:	56 cm

Tabla 4. Caracterización de las aguas residuales de la ciudad de México (Monroy y Viniegra, 2000).

Parámetro	Promedio
pH	7.0 ±3
Boro (mg/L)	2-3
ST (mg/L)	1, 500
SST (mg/L)	300
S _{Sed} (mg/L)	2.5
P _t (mg/L)	25
N _{Kjeldhal} (mg/L)	35
N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	0.37
DBO ₅ (mg/L)	240
DQOt (mg/L)	480
DQOs (mg/L)	300
Coliformes	1 x 10 ⁷
G y O (mg/L)	40
Huevos Helminto (No./L)	30
SO ₄ ⁻⁻	105
Oxígeno disuelto (mg/L)	----

Al llevar a cabo un análisis de de esas variaciones de materia orgánica y temperatura del agua residual que generalmente está a 4 °C debajo de la media diaria ambiental en el DF, con los valores de sustrato y temperatura (tabla 4) a una

concentración de inicial de DQO 480 mg/L y una de salida de 200 mgDQO/L, la variación promedio de la temperatura se encontró entre los 18 y 5°C, con una constante cinética (k_{max}) de 1 kgDQO/KgSSV.d, (Monroy 1992), una K_s de carbohidratos solubles y una energía de activación (E_a) de 25.1 kJ/mol.

Como resultado del análisis se muestra una pérdida de eficiencia de materia orgánica de un 53 por ciento cuando se tiene una variación o modificación en la concentración de sustrato, por otro lado también se tiene una pérdida del 37 por ciento cuando se tiene una variación en la temperatura.

Tabla 5. Efecto de la concentración de sustrato y la temperatura en el tratamiento ARM

Efecto del Sustrato (S_o)

$$r = \frac{k_{max} S}{K_s + S} X$$

$$\Delta r = \frac{r_{200} - r_{500}}{r_{500}} = -53\%$$

Efecto de la T

$$k_{max} = A_o e^{-\frac{E_a}{RT}}$$

$$\Delta r = \frac{e^{-\frac{E_a}{RT_1}} \frac{S_1}{K_s + S_1} - e^{-\frac{E_a}{RT}} \frac{S_o}{K_s + S_o}}{e^{-\frac{E_a}{RT}} \frac{S_o}{K_s + S_o}} = -37\%$$

1.11 Objetivos

General

Estudiar el efecto de la temperatura (13-20°C) y la concentración de sustrato, sobre la estabilización de la velocidad de reacción, por lo tanto en la eficiencia del proceso de digestión anaerobia de las aguas residuales municipales (TAARM) con un reactor de alta tasa.

Específicos:

- ✎ Evaluar la influencia de las variaciones de la concentración de sustrato y temperatura en la velocidad de eliminación de la demanda química de oxígeno (DQO).
- ✎ Cuantificar la influencia del tiempo de residencia hidráulica (TRH) sobre la eficiencia de eliminación de materia orgánica
- ✎ Evaluar la carga orgánica volumétrica (Bv) sobre la velocidad de eliminación de la materia orgánica.
- ✎ Cuantificar el efecto de la velocidad ascensional V_s sobre la eliminación de materia orgánica.
- ✎ Evaluar modelos que describan el comportamiento de eliminación de materia orgánica influenciadas por las variables anteriores.

II Material y Métodos

2.1 Reactor EGSB

Se utilizó un reactor de lecho expandido de lodos granulares (EGSB por sus siglas en inglés) que tenía un volumen operacional de 3.6 L, (altura de 100 cm, 5cm de diámetro con una relación de L/D de 20), elaborado de vidrio, con chaqueta de calentamiento para el control de temperatura, un colector y medidor de biogás (Figuras 5 y 6).

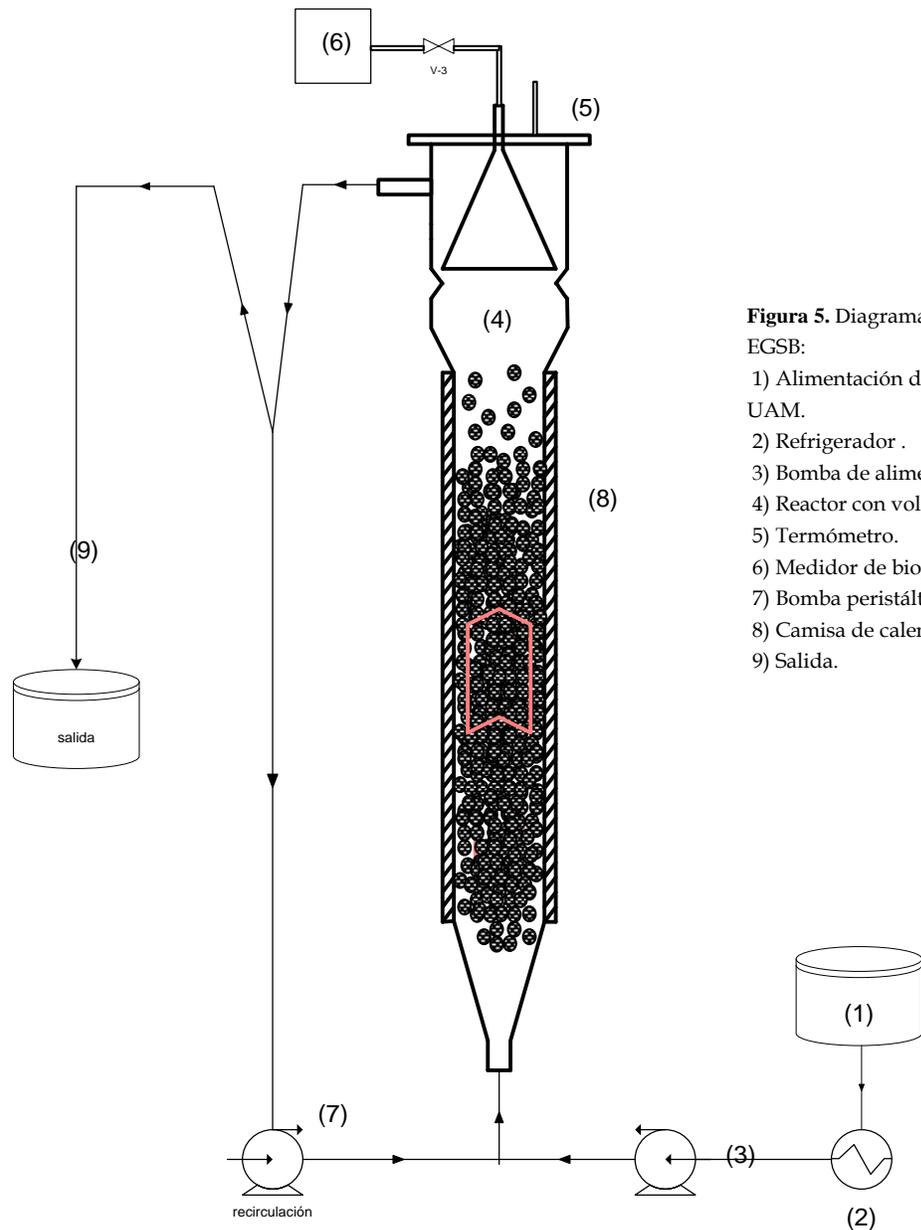


Figura 5. Diagrama esquemático del reactor EGSB:

- 1) Alimentación del agua residual de la UAM.
- 2) Refrigerador .
- 3) Bomba de alimentación.
- 4) Reactor con volumen de 3.6 L.
- 5) Termómetro.
- 6) Medidor de biogás.
- 7) Bomba peristáltica.
- 8) Camisa de calentamiento.
- 9) Salida.



Figura 6. Reactor EGSB a nivel laboratorio

2.2 Parámetros operacionales del reactor EGSB.

Los parámetros operacionales del reactor están representados en las ecuaciones siguientes:

$$TRH = \frac{V}{F} \quad \text{EC. 4}$$

Donde **TRH** (tiempo de residencia hidráulica), se define como el tiempo que tarda en llevarse a cabo un recambio del volumen contenido en el reactor (h).

V es el volumen útil del reactor (L).

F se define como el flujo del agua residual que se alimenta al reactor ($\frac{L}{h}$).

$$R = \frac{RF}{F} \quad \text{EC. 5}$$

R es la tasa de recirculación del reactor EGSB;

$$B_v = \frac{S_0}{TRH} \quad \text{EC. 6}$$

S₀ es la concentración de sustrato en el influente del reactor EGSB (gDQO/L)

B_v es la carga orgánica volumétrica (gDQO/L.d)

$$V_s = \frac{F(1+R)}{A_t} \quad \text{EC. 7}$$

V_s es la velocidad ascensional del flujo de agua residual al pasar por el reactor ($\frac{m}{h}$).

A_t es el área transversal del reactor por donde pasa el fluido (agua residual), [cm²].

$$\eta = \frac{S_0 - S}{S_0} \quad \text{EC. 8}$$

S se define como la concentración de sustrato en el efluente del reactor.

η representa la eficiencia de eliminación de DQO con respecto de la entrada y la salida del reactor.

Cuantificación teórica de metano.

$$Q_{CH_4} = Bv \cdot \eta \cdot Y_p \left[\frac{L}{S} \right] \frac{L}{L_{reactor} d} \quad \text{EC. 9}$$

Q_{CH_4} es la producción de metano a condiciones estándar

Y es el rendimiento de metano

Las velocidades de reacción y otras constantes en reactores EGSB están dadas como:

$$r_s = \frac{S_0 - S}{\theta_m} = Bv \eta \quad \text{EC. 10}$$

$$r_s = \frac{q_{max} X S}{K_s + S} = \frac{q_{max} X}{K_s} S - k S \quad \text{Si } \frac{S}{K_s} \rightarrow 0 \therefore k = \frac{r_s}{S} \quad \text{EC. 11}$$

r_s es la velocidad de la reacción de la digestión anaerobia en el reactor EGSB

S_0 es el sustrato inicial es decir la concentración de materia orgánica del influente.

S es la concentración de sustrato en el efluente del reactor.

θ_m es el tiempo de reacción.

$$r_s = [A_0 e^{-\frac{E_a}{RT}}] S = \frac{(S_r - S)}{TRH} (1 + R) \quad \text{EC. 12}$$

$$r_s = Ln A_0 - \frac{E_a}{RT} = Ln \left(\frac{(S_r - S)}{STRH} (1 + R) \right) \quad \text{EC. 13}$$

Ecuación de Monod

$$\mu = \frac{\mu_{max} S}{K_s + S} \quad \text{EC. 14}$$

μ = tasa específica de crecimiento, (t⁻¹).

μ_{max} = valor máximo de la tasa específica de crecimiento a las condiciones de saturación del sustrato limitante, (t⁻¹).

S= Concentración de sustrato (gDQO/L).

K_S =constante de saturación.

2.3 Biomasa: El reactor fue inoculado con 1.2 L de lodo anaerobio, con una concentración de SSV de 32.2gSSV, alimentado con una solución de acetato de sodio (680 mg/L), durante 25 días, a una temperatura de 30 °C y un TRH de 1 día, para lograr las condiciones metanogénicas.

2.4 Medio

La alimentación del reactor se inició con una solución de acetato de sodio durante el arranque, con la finalidad de activar la etapa metanogénica. Después de 25 días de operación fue sustituido por agua residual de la Unidad Iztapalapa de la Universidad Autónoma Metropolitana.

2.5 Caracterización del Agua Residual Municipal

El agua residual de la UAM-I, está compuesta por descargas que provienen de todos los sanitarios, de cafetería, de laboratorios, de oficinas y de las actividades de mantenimiento. La alimentación del reactor con agua residual se recolectaba diariamente en un intervalo comprendido entre las 14:00 a 16:00 hrs, porque en ese intervalo la concentración de DQO alcanzaba un pico máximo.

El agua residual municipal fue tratada preliminarmente, con el objetivo de evitar la acumulación de sólidos, mediante un tamiz de 2 mm de diámetro, posteriormente el influente fue colectado en un sedimentador de 200 L este pretratamiento se realizó diariamente.

2.6 Puesta en marcha del reactor EGSB.

El reactor fue alimentado con medio Visser, (Visser 1995) y acetato de sodio a una concentración de 680 mgDQO/L, como se muestra en las tablas 6 y 7. La operación del reactor EGSB se realizó a diferentes etapas experimentales (I-X).

En las etapas I y II se empleó una solución de acetato de sodio (500 a 700mgDQO/L) para activar el inóculo de lodos anaerobios provenientes del reactor UASB piloto ya que la materia orgánica de baja concentración se degrada generalmente por hidrogenotrofia, la concentración generalmente no se encuentra cercana a la constante de saturación de bacterias acetoclásticas, y comenzar los tratamientos experimentales como bajar la temperatura al pasar de 30 a 20 °C, manteniendo el TRH en 24 h, ese paso de temperatura obedece a que la digestión anaerobia se lleva a cabo en condiciones mesofílicas y donde se experimentó fue en los intervalos de 20 a 13 °C con el fin de observar esas pérdidas en eficiencias de eliminación de DQO ($\eta\%$).

Durante las etapas posteriores (III a X) el reactor fue alimentado con agua residual de la UAM-Iztapalapa, mostrando las variaciones naturales en la concentración de materia orgánica a lo largo de todo el experimento, característico de un agua residual municipal, pero controlando la temperatura de operación, el TRH y la Vs. La tabla 5 muestra las variables controlables (TRH, T y Vs) así como las variables no controlables como la concentración de entrada, la eficiencia y la Bv, así también las variables respuestas del sistema (concentración DQO de salida y producción de gas) obtenidas diariamente.

Tabla 5. Parámetros operacionales del reactor EGSB, alimentado con medio sintético y agua residual municipal.

Etapa	Sintética (acetato)		Agua residual							
	I	II	III	IV	V	VI	VII	VIII	IX	X
DQOe (mg/L)	717±69	643±21	234±49	277±26	307±64	195±57	250±36	222±45	68.3±19	219±47
Bv (g/L.d)	0.68±0.1	0.68±0.06	0.26±0.06	1±0.2	1.48±0.4	1.54±0.5	3.2±0.6	3±0.6	3 ±1.6	5.618±1.9
T (°C)	30±3.2	21±0.6	20.8 ±1	21.2±1.3	21.1+1	20.8±1	21.1±1	13.3±0.7	18.2±0.5	14.1±0.9
TRH (h)	24	24	24	10	5	3	2	2	0.5	1
Vs (m/h)	0.1	2	2	2	2	2	3	3	4.8	5

2.7 Tiempo de residencia hidráulica

Después de las dos etapas de puesta en marcha, se cambió el medio de alimentación por agua residual dejando la T y el TRH constantes, para paulatinamente disminuir este último en las etapas subsecuentes y procurando mantener estable el proceso, independientemente de la concentración de materia orgánica recibida.

2.8 Temperatura

La temperatura fue disminuyendo gradualmente en primera estancia de 30 a 20°C en el período de acondicionamiento de los lodos y en la parte experimental fue de 20°C hasta alcanzar 13°C, la mínima que se logró con el equipo experimental. Sin embargo esta temperatura fue suficiente para provocar una pérdida en la actividad microbiana de 25% (anexo A).

2.9 Carga orgánica volumétrica

El comportamiento de la carga orgánica (Bv) fue modificando, conforme se disminuía el TRH, partiendo de una mínima de 0.22 g/L.d hasta llegar a una máxima de 5.96g/L.d. El reactor EGSB permite por su tipo de configuración permite trabajar estas Bv ya que tiene la capacidad de soportar cargas por arriba de 40gDQO/L.d (Seghezzo *et al.* 1998)

Tabla 6. Medio mineral de Visser (1995).

Medio Mineral	Concentración (g/L)
Na H ₂ PO ₄ · H ₂ O	0.703
K ₂ HPO ₄	0.6
NH ₄ Cl	0.28
MgSO ₄ ·7 H ₂ O	0.111
CaCl ₂ ·2H ₂ O	0.006
Elementos traza	1 mL/L.
NaHCO ₃	2

Tabla 7. Solución de elementos traza

Componente	(g/L)
HCl concentrado	1mL/L
FeCl ₂ ·4H ₂ O	2000
MnCl ₂	500
Resarzurina	500
EDTA	500
Na ₂ SeO ₃	100
H ₃ BO ₃	50
ZnCl ₂	50
(NH ₄) ₆ Mo ₇ O ₂ ·4H ₂ O	50
AlCl ₃	50
NiCl ₂ ·6H ₂ O	50
CaCl ₂ ·2H ₂ O	50
CuCl ₂ ·2H ₂ O	50

2.10 Técnicas Analíticas

2.10.1 Demanda química de oxígeno (DQO)

La DQO se determinó con la técnica de reflujo cerrado (APHA, 1995). Este método consiste en la oxidación total de la materia orgánica, ocasionada por un agente oxidante fuerte como el KCr₂O₇, el producto principal de la reacción es CO₂ y H₂O, para la eliminación de interferencias se tiene el compuesto de HgSO₄ que forma complejos con los grupos halógenos.

Con la curva estándar se determinó la concentración de DQO (Anexo), se determinó la Demanda química orgánica total (DQO_{total}) como la soluble

(DQO_{soluble}), Para el análisis de datos únicamente se utilizaron los valores tomados de la DQO_{soluble}. El objetivo de determinar DQO_{soluble} fue observar el comportamiento de la velocidad de reacción, implicando la DQO de la materia orgánica soluble únicamente y eliminado la influencia posible de la materia orgánica coloidal o suspendida que se encuentre presente en la muestra del efluente de reactor EGSB.

Para la clasificación de partículas en aguas residuales suspendidas, coloidales y solubles, se tomó como referencia lo reportado por Ødegaard (1999), que define a la fracción de partículas suspendidas mayor a una μm , la coloidal mayor a una nm y menor a una μm y la soluble con un diámetro menor a una nm . Mientras Wang, (1994) considera a la soluble, coloidal y suspendida aquella que tiene un diámetro menor a $45\mu\text{m}$, mayor a $45\mu\text{m}$ y menor a $4.4\mu\text{m}$; mayor a $4.4\mu\text{m}$ respectivamente.

2.10.2 Cálculo del equivalente teórico de DQO

El equivalente teórico de DQO de los compuestos de las aguas residuales municipales, es la cantidad de oxígeno requerido para oxidar la materia orgánica contenida en el agua residual. Como modelo se usó la glucosa que tiene una reacción:



$$\frac{6\text{molO}_2}{1\text{mol Glu}} \frac{32\text{gO}_2}{180\text{gGlu}} = 1.0667\text{gDQO}$$

2.10.3 Determinación de pH y alcalinidad.

El pH se evaluó mediante un potenciómetro Corning pH/ion Analyzer 455, con un electrodo Conductronic, operado a temperatura ambiente.

Para determinar la alcalinidad se tomó una alícuota de 25 mL del influente; se determinó su pH, posteriormente se realizó la titulación con 0.02N H₂SO₄ hasta igualar un pH de 5.75, y se continuó la titulación hasta alcanzar un pH de 4.3 (APHA 2000). La relación de alcalinidad se obtuvo de la siguiente relación:

$$\alpha = \text{volumen del ácido gastado de pH a 5.75} / \text{volumen de ácido gastado a de pH a 4.3}$$

Donde el parámetro α es definido como la relación entre el bicarbonato y (AGV) que se producen en los procesos de digestión anaerobia.

2.10.4 Determinación de sólidos

Consistió de un análisis gravimétrico, primero los crisoles de porcelana fueron puestos a peso constante, se colocaron en una mufla a 550 °C durante una hora; se pasaron a un desecador para tenerlos a temperatura ambiente antes de pesarlos. Este paso se realizó hasta tener peso constante. Se tomaron 10 mL de lodo y se colocaron en el crisol, después se evaporó el líquido de la muestra en una parrilla a 120°C. Posteriormente se colocaron los crisoles en una estufa a temperatura de 103 - 105°C durante dos horas y se pasaron al desecador. Los residuos, se calcinaron a 550 °C durante 30 minutos, se transfirieron a la estufa de 103 -105°C durante 30 minutos y se pasaron al desecador, tomándose este peso constante como peso de la ceniza (APHA 2000). La cantidad de sólidos totales, fijos y volátiles se obtuvieron de la siguiente manera:

$$\text{Sólidos totales (g}\cdot\text{L}^{-1}) = \left(\frac{\text{Peso del crisol muestra seca (g)} - \text{peso del crisol (g)}}{\text{Volumen de muestra (L)}} \right)$$

$$\text{Sólidos fijos (g}\cdot\text{L}^{-1}) = \left(\frac{\text{Peso del crisol ceniza seca (g)} - \text{peso del crisol (g)}}{\text{Volumen de muestra (L)}} \right)$$

$$\text{Sólidos Volátiles}(\text{g}\cdot\text{L}^{-1}) = (\text{Sólidos Totales} - \text{Sólidos Fijos})$$

2.10.5 Actividad metanogénica específica (AME)

Se midió la actividad metanogénica específica (AME) de los lodos del reactor EGSB, usando agua residual de la Universidad Autónoma Metropolitana unidad Iztapalapa por un lado y por otra una solución de acetato de 250 mg DQO/L ambas con medio mineral Visser; en botellas serológicas de 80 mL (60 mL de volumen de medio) con tapones de neopreno y aros de aluminio.

Los experimentos se llevaron a cabo por triplicado con una concentración de sólidos de 2 gSSV/L, una DQO de 250mg/L y 35°C. La solución con elementos traza se preparó de acuerdo a la tabla 7. Posteriormente se midió la cantidad de metano producido para determinar su actividad.

2.10.6 Cuantificación de biogás

El biogás producido en el reactor EGSB se cuantificó por desplazamiento utilizando un medidor de gas de balancín, el cual consiste de dos cámaras de un volumen determinado en donde al llenarse una cámara libera el gas acumulado y se registra el evento mediante un contador automático (Figura 7).

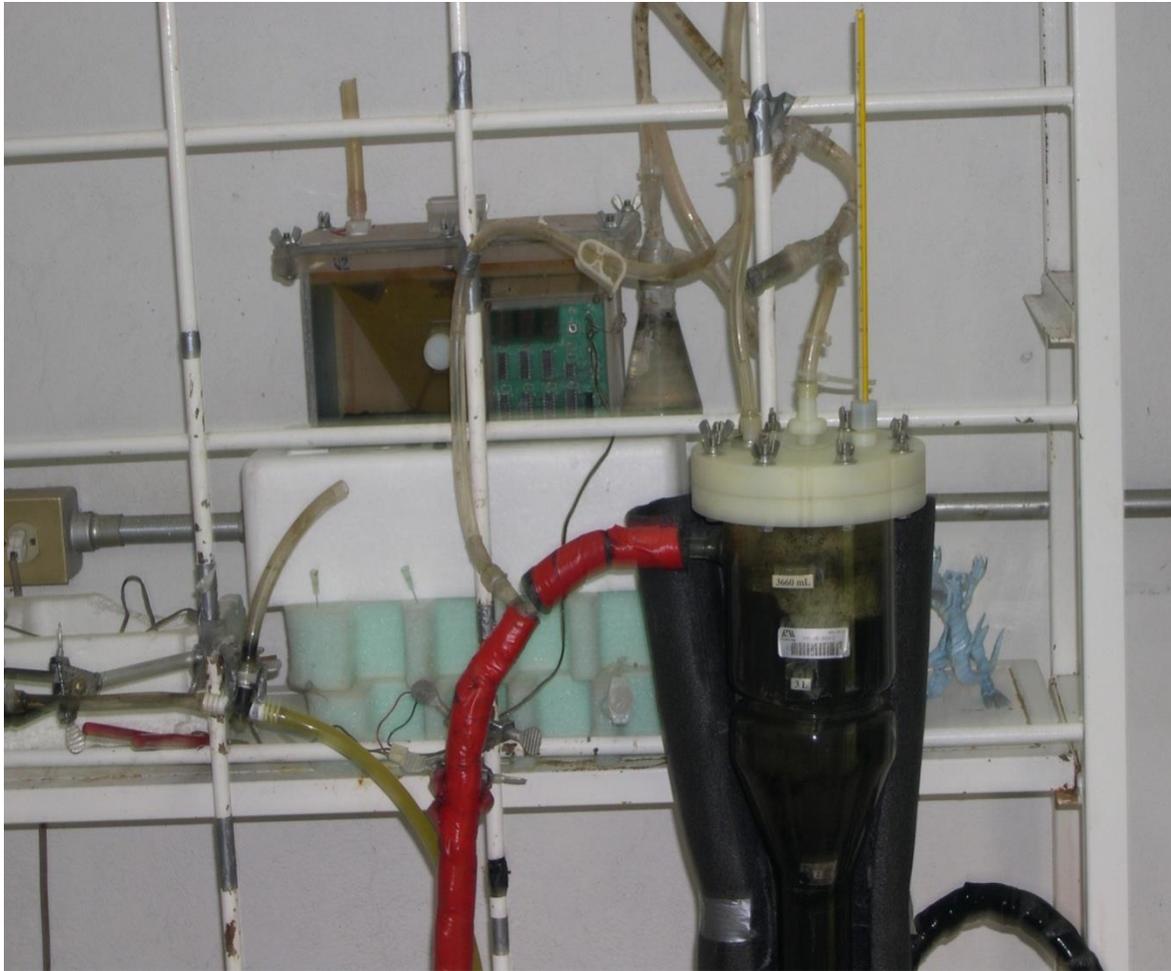


Figura 7. Medidor de biogás (Cuenta el número de desplazamientos de un volumen de biogás).

La determinación de bióxido de carbono (CO_2) y metano del biogás producido, se extrajo del medidor por volumen desplazado (sistema de dos cámaras), una muestra de 10 mL, se guardó en un tubo con solución salina saturada (300 mg NaCl/L), pH 2 y rojo de metilo como indicador de la disolución de CO_2 . De ese tubo se tomó una muestra de 0.1mL, se inyectó en el cromatógrafo (Figura 8). Para determinar la fracción correspondiente de metano y CO_2 presente en la muestra de biogás, con anterioridad se realizó una curva estándar (ver anexos) para observar los tiempos de residencia del CO_2 y metano. Se aplicaron ecuaciones que relacionaba el área con la fracción de metano y CO_2 , a una velocidad de

producción de metano, todo eso llevado a condiciones STP (Q_{CH_4}) se calculó mediante la ecuación siguiente:

$$Q_{CH_4} = \frac{V_{biogás}}{t} \cdot \frac{y_{CH_4}}{1} \cdot \frac{0.78atm}{1atm} \cdot \frac{273.15}{273.15+T} [=] \frac{L_{CH_4}}{L_{reactor} \cdot d}$$

Donde y_{CH_4} es la fracción de CH_4 medida en el cromatógrafo de gases;

$V_{biogás}$ es el volumen acumulado de biogás en el intervalo de tiempo.

T es la temperatura ambiente ($^{\circ}K$).

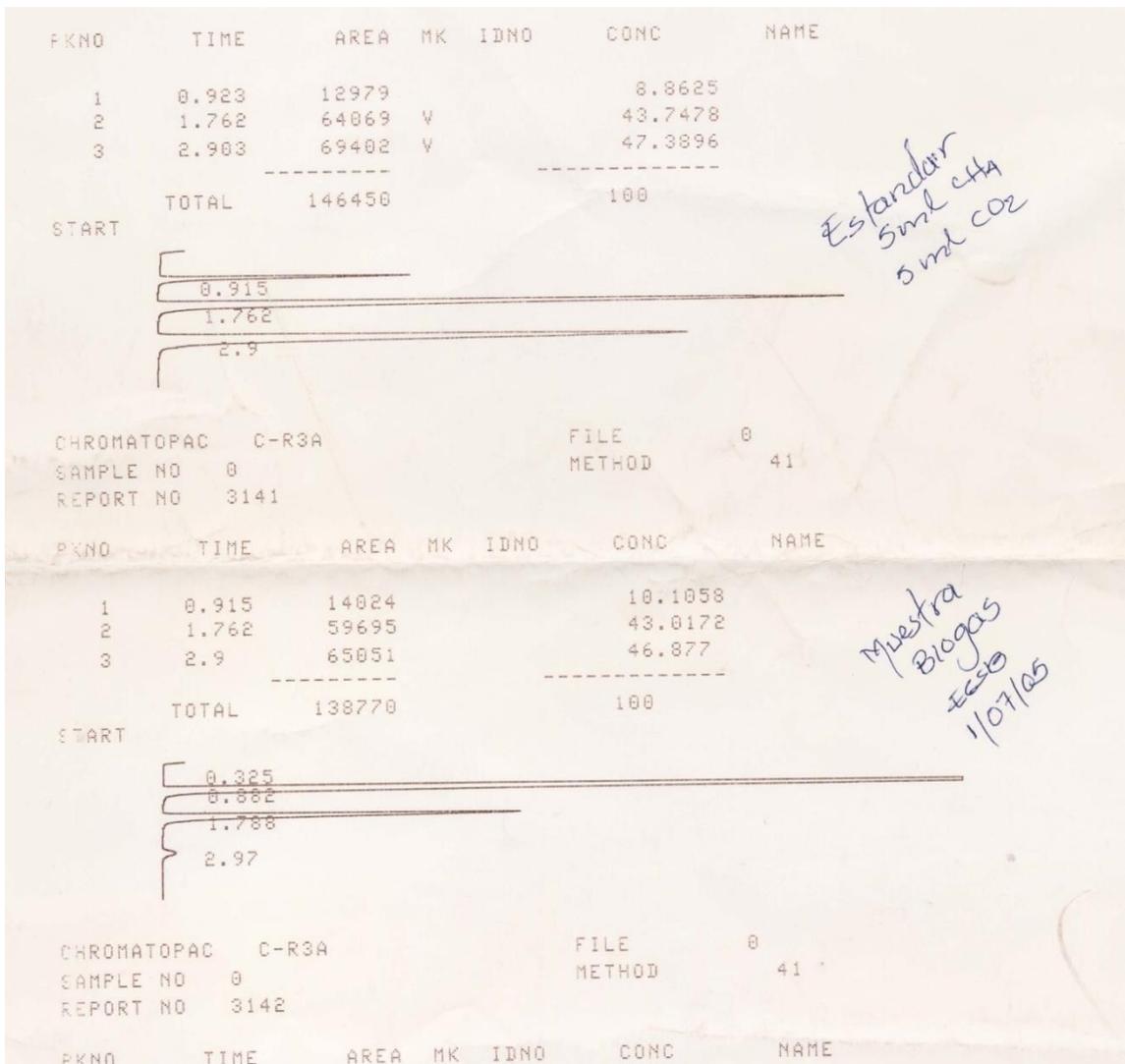


Figura 8. Cromatogramas de metano y bióxido de carbono de una muestra estándar y una muestra de biogás producido en el reactor EGSB tratando aguas residuales municipales.

Cromatógrafo marca Gow-Mac serie 550, las condiciones de operación fueron:

Temperatura de la columna de 140 °C.

Temperatura del detector de 190 °C.

Temperatura del inyector de 170 °C.

Corriente de los filamentos de 120 mA.

Presión del helio de 40 psi.

Flujo del helio de 25 mL/ min.

Empaque de la columna de carboxsphere 80/100.

2.10.7 Determinación de proteínas

Las proteínas reaccionan con el reactivo de Folin-Ciocalteu para dar un complejo de color azul, debido a la reacción del cobre alcalino con la proteína Lowry *et al.* (1951). La solución azul muestra una absorbancia máxima a 750nm. Se llevó a cabo una curva estándar con seroalbúmina bovina a concentraciones de 0 a 300 mg/L (ver Anexo).

Para la determinación se hicieron las siguientes diluciones.

Solución A

- Se pesan 2 g de NaOH, se diluyen y aforan con agua destilada a 500mL.
- Se pesan 10 g de Na₂CO₃, se disuelven lentamente la solución de NaOH.

Solución B

- Se pesan 0.25 g de CuSO₄, se afora con agua destilada a 25 mL.

Solución C

- Se pesan 0.5 g de tartato de Na y K, afora a 25 mL.

Solución D

- En un recipiente se añaden 50 mL de solución A, 1 mL de solución B y 1 mL de solución C.

Reactivo de Folin-Ciocalteu

- Se colocan 25 mL del reactivo de Folin Ciocalteu en un matraz aforado de 50 mL y se afora a este volumen con agua destilada.

Curva patrón de proteína

Solución patrón de albumina de 0.3g/L

- Se agregan a cada tubo 5 mL de solución D.
- Se adiciona a cada tubo 1 mL del reactivo Folin-Ciocalteu diluido (1:1), se agitan y se dejan reposar durante 30 minutos en la oscuridad.
- Se lee la absorbancia a 750 nm.

2.10.8 Determinación de carbohidratos totales y solubles

Por método colorimétrico (Dubois *et al.*, 1956). La determinación de proteínas y carbohidratos se realizaron únicamente en la muestra compuesta del agua residual municipal (Anexo).

3.1 Caracterización del agua residual encontrada en la UAM-I

La selección del tratamiento para el agua residual empleado (agua residual de la UAM-I) se seleccionó al hacer un análisis establecido sobre la relación DBO_5/DQO mayor a 0.4, al revisar los datos reportados en la tabla 4 de la ciudad de México, se encontró una relación de 0.5, con ello se mostró que la aplicación del tratamiento biológico por digestión anaerobia es adecuado.

Tabla 8. Características del agua residual de la universidad Autónoma Metropolitana unidad Iztapalapa (n=176, como tamaño de muestra).

Variable	
DQOt	386 ± 72.1 mg/L
DQOs	233 ± 78 mg/L
pH	7.84 ± 0.28
NH ₄	33 mg/L
AGV	30mg/L
T	20.45 ± 2 °C
Alcalinidad (parámetro α)	0.77
DQO _t muestra compuesta	305.5 mg/L
DQO _s muestra compuesta	204 mg/L
Carbohidratos _t muestra compuesta	24 mg/L
Carbohidratos _s muestra compuesta	12 mg/L
Proteínas _t muestra compuesta	127 mg/L
Proteínas _s muestra compuesta	67 mg/L

Al realizar un análisis sobre la caracterización del agua residual empleado se observa una variación en la concentración de materia orgánica, en flujo del agua residual y temperatura ambiente como se muestra en la tabla 8, esas fluctuaciones

en concentración de materia orgánica en el agua residual son propias de las actividades de la universidad y por otro lado la variación de la temperatura son por la característica del clima de la ciudad.

En la tabla 8 se muestra la presencia de los ácidos grasos volátiles, así como, al realizar una muestra compuesta del agua residual al inicio se detectó la presencia de carbohidratos y proteínas, lo que implica la utilización de todos las vías de la digestión anaerobia; la fermentativa, acidogénica, acetogénica y metanogénica.

3.2 Selección del reactor EGSB

Bajo esas condiciones de variación en la concentración de materia orgánica, en flujo del agua residual y temperatura se seleccionó un reactor de alta tasa, como es el reactor EGSB; el empleo de una recirculación del efluente combinado con el aumento en la altura del reactor (marcada con una relación alta entre L/D, para este caso en particular fue de 20) que permite manejar diversas velocidades ascensionales que van desde 2 a 10 m/h (Kato *et al.*, 1994), (Seghezzo *et al.*, 1998); (Rebac *et al.*, 1999), mejorando el contacto biomasa-sustrato .

3.3 Operación del reactor EGSB

En esta sección se hace un análisis de los resultados por las contribuciones de los efectos físicos establecidos por las características del reactor EGSB y reflejadas en la variable eficiencia de eliminación de materia orgánica ($\eta\%$), la carga orgánica (Bv), velocidad de reacción (r_s), concentración de materia orgánica a la salida del reactor (S) y producción de metano (Q_{CH_4}).

Por otro lado se encuentran las contribuciones morfológicas de los lodos (biomasa, consorcios microbianos ó microorganismo) que actúan como catalizadores en la reacción de eliminación de materia orgánica obteniendo productos como el metano y CO_2 principalmente y trazas de N_2 , H_2 H_2S .

3.3.1 Influencia de concentración de sustrato (DQO)

La composición del agua residual municipal utilizado, tiene una contribución importante en el tratamiento anaerobio ya que al hacer una comparación entre el sustrato modelo y el agua residual, la máxima eficiencia de eliminación de materia orgánica fue de 75% con los mismos parámetros utilizados en el reactor EGSB, como lo muestra la tabla 9, en tanto Uemura and Harada (2000) tratando lo mismo en un reactor UASB tiene una eficiencia de eliminación del 70%.

En la figura 9 muestra las variaciones de concentración de materia orgánica a lo largo de las etapas y de todo el experimento de 235 días de duración. Un análisis de la concentración de materia orgánica del agua residual de la UAM-I a lo largo del tiempo muestra un promedio máxima de 307 ± 64 mgDQO/L y una mínima de 68.3 ± 19 mg DQO/L, como se hace mención con anterioridad esas variaciones son característica de las actividades de la universidad y el clima durante las diversas épocas del año. La concentración máxima del agua residual fue en invierno, en ausencia de agua de lluvia, en tanto la mínima fue observada en el periodo de vacaciones de la universidad y en la época de lluvias.

Tabla 9. Comportamiento promedio del reactor EGSB, alimentado con medio sintético y agua residual en las diversas etapas de operación.

Etapa	Sintética (acetato)		Agua residual							
	I	II	III	IV	V	VI	VII	VIII	IX	X
DQO _e (mg/L)	717±69	643±21	234±49	277±26	307±64	195±57	250±36	222±45	68.3±19	219±47
DQO _s (mg/L)	39±2	35±12	57±15	72±15	96±24	107±35	105±18	118±23	27± 21	128±60
η _{DQO} (%)	94±3	95±1.8	75 ±5	74 ±4	69 ±9	45 ±9	57 ±9	45 ±11	54±23	45±21
Bv (g/L.d)	0.68±0.1	0.68±0.06	0.26±0.06	1±0.2	1.48±0.4	1.54±0.5	3.2±0.6	3±0.6	3 ±1.6	5.618±1.9
TRH (h)	24	24	24	10	5	3	2	2	0.5	1
Vs (m/h)	0.1	2	2	2	2	2	3	3	4.8	5
T (°C)	30±3.2	21±0.6	20.8 ±1	21.2±1.3	21.1±1	20.8±1	21.1±1	13.3±0.7	18.2±0.5	14.1±0.9

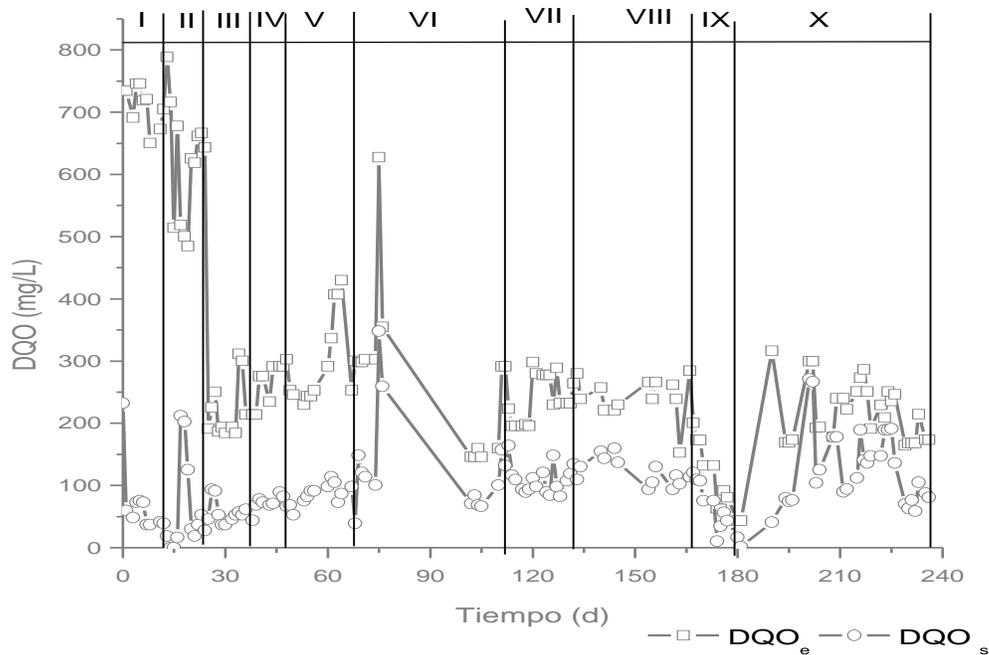


Figura 9. Evolución del reactor alimentado con solución de acetato (I y II) y agua residual (III -X) en distintas etapas de operación.

3.3.2 Actividad metanogénica específica (AME)

En la tabla 10 se tienen datos que permiten confirmar la vía de la digestión anaerobia lograda en el reactor, por medio de la determinación de la actividad metanogénica específica a diferentes días de operación. Esta determinación se realizó extrayendo muestras de lodo del reactor, al arranque del sistema (AME_0), al día 69 (AME_{69}). Se puede observar que la actividad metanogénica disminuyó de 0.6 a 0.1 cuando el reactor fue alimentado solamente con el agua residual a los 69 días de operación. Este comportamiento puede ser debido a la composición del agua utilizada ya que al inicio fue con un sustrato modelo y en el día 69 fue con agua residual.

Tabla 10. Características de la actividad metanogénica específica del reactor a diferentes tiempos.

Vol. Reactor	3.6	L
Lodo	38.64	gSSV
AME ₀	0.6	gDQO- CH ₄ /gSSV.d
AME ₆₉	0.1	gDQO- CH ₄ /gSSV.d

3.3.3 Producción de metano

Estudios previos sobre la detección de biogás en la digestión anaerobia a temperaturas bajas de 4 °C y 5°C, fueron elaboradas por Zeikus y Winfrey (1976); y Baker-Blocker *et al.* (1977) respectivamente, en tanto Cullimore *et al.* (1985) publicó una relación lineal con una correlación alta entre la producción del biogás y la temperatura en un rango de temperatura de 4°C a 26°C.

La cuantificación de biogás producido en el reactor EGSB, particularmente en las etapas I y II fue similar la producción experimental con respecto a la teórica esperada a 30 y 20°C respectivamente (figura 10).

La producción de metano fue detectada en todo el periodo experimental utilizando la metodología que se hace mención en material y métodos, la detección se llevo a cabo por cromatografía de gases para observar la composición de los gases en el biogás producido. La pérdida en la producción de metano (Q_{CH_4}) fue significativa para las etapas IV al X, atribuible a varios factores principalmente, uno de ellos sea la solubilidad del metano, así también a la manipulación en las variables operacionales del reactor y por última causa el sistema de cuantificación y almacenamiento.

Realizando operaciones de cálculos y aplicando la ley de Henry para determinar la solubilidad del metano que se elimina por el efluente del reactor EGSB, como los mostrados en el anexo B, esa pérdida de metano puede cuantificarse como se muestra en la Figura 10.

En los cálculos realizados anteriormente con las expresiones que se encuentran en el anexo B se encontró que se podrían verse concentraciones de metano representados como DQO de 42 mgDQO/L en promedio, con una máxima de 64.96 mg/L y una mínima de 8.14 mg/L en el efluente del reactor EGSB.

Habiendo realizado el análisis aun se tiene una diferencia entre el metano calculado por estequiometría y el medido experimentalmente que solo puede ser debido a la posibilidad de pérdidas por fugas del aparato de medición que no estaba herméticamente sellado.

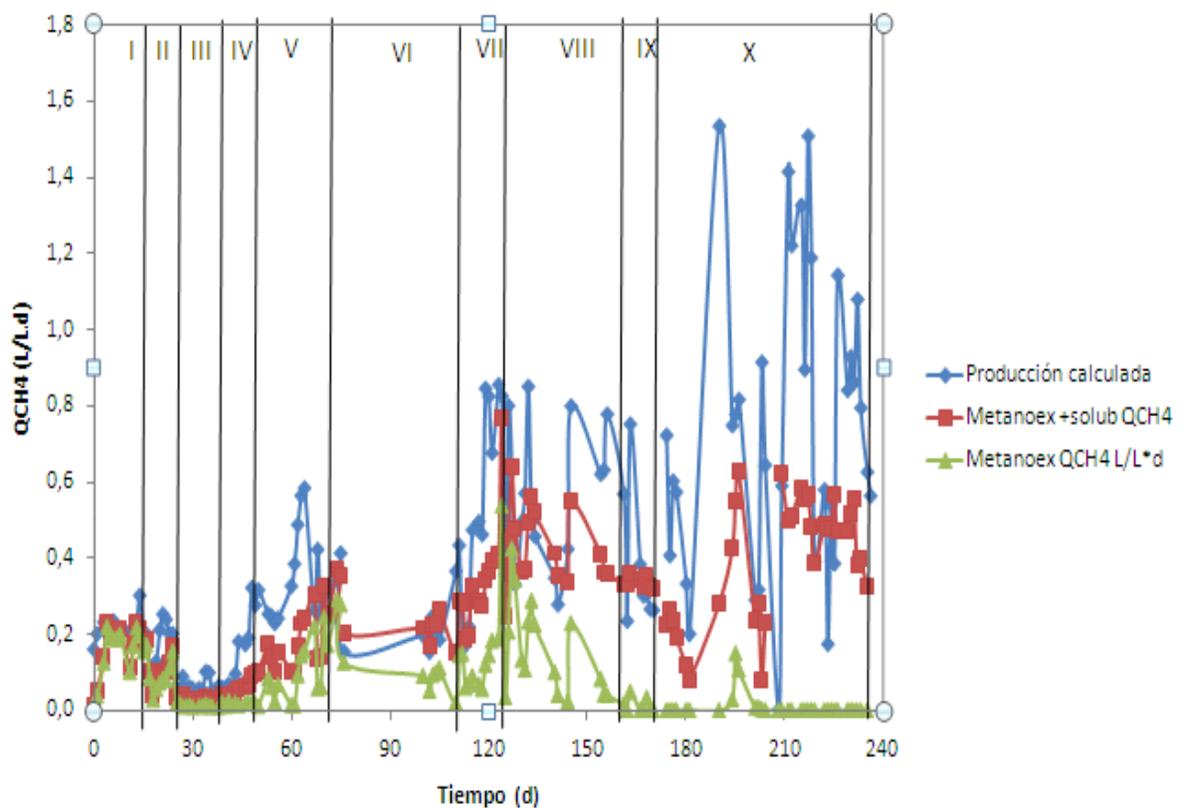


Figura 10. Producción de metano esperado y experimental a través del tiempo, con las influencias del consumo de acetato en las etapas I y II; agua residual en las etapas III a IX a diferentes temperaturas.

Tabla 11. Resultados de los parámetros del reactor EGSB en estado pseudo-estacionario de cada etapa de operación.

Etapas	I	II	III	IV	V	VI	VII	VIII	IX	X
DQO _e (mg/L)	736,8	643,2	189,1	294,2	242,5	149,3	278,3	255,8	62,7	244,5
DQO _s (mg/L)	39,0	28,4	52,2	77,2	85,1	72,6	98,2	113,3	22,3	190,0
TRH (h)	25,93	23,15	20,19	9,52	5,31	3,14	1,85	2,04	0,58	0,89
V _s (m/h)	0,07	1,17	1,76	1,85	1,89	3,32	3,04	3,14	4,42	3,82
r _s (gDQO/L.d)	0,66	0,63	0,17	0,55	0,71	0,62	2,33	1,59	1,12	3,39
η% DQO	97,31	94,68	74,77	73,73	64,94	54,3	64,62	52,87	43,14	51,45
B _v (gDQO/L.d)	0,65	0,7	0,22	0,74	1,46	1,14	3,61	3,48	2,61	5,94
QCH ₄ (L/L.d)	0,17	0,09	0,1	0,02	0,06	0,08	0,26	0,03	0	0
T (°C)	30,0	21,1	20,3	22,0	20,1	21,8	21,3	13,2	18,5	13,0

3.3.4 Influencia del TRH en la eliminación de materia orgánica

Para reactores de flujo mezclado, se realizó un balance de sustrato en un elemento de volumen del reactor, como es el caso de los reactores EGSB, hasta llegar a la deducción de la velocidad de reacción como la expresada en la ecuación 8:

$$r_s = \frac{(S_0 - S)}{\theta_m} = B_v \eta = \left(\frac{S_0}{\theta_m}\right) \left(\frac{S_0 - S}{S_0}\right) \quad \text{EC. 15}$$

Donde η= eficiencia de eliminación de la materia orgánica en el agua residual.

B_v= carga orgánica volumétrica (g/L.d)

S₀ = concentración de materia orgánica a la entrada del reactor (gDQO/L).

S = concentración de materia orgánica a la salida del reactor EGSB.

θ_m= tiempo de reacción en un reactor de flujo mezclado.

Se llevó a cabo un análisis para obtener la η de la velocidad de reacción sobre la eliminación de materia orgánica en función de las diversas variables como concentración de materia orgánica, TRH, V_s, B_v, T que prevaleció en cada condición o etapa, como lo muestran las siguientes figuras. Los criterios para llevar

a cabo el análisis, fue encontrar una estabilidad del reactor (estado pseudo-estacionario), como se observa en la tabla 12 con respecto a la eliminación de la materia orgánica, con un coeficiente menor al 10% de variación (figura 10).

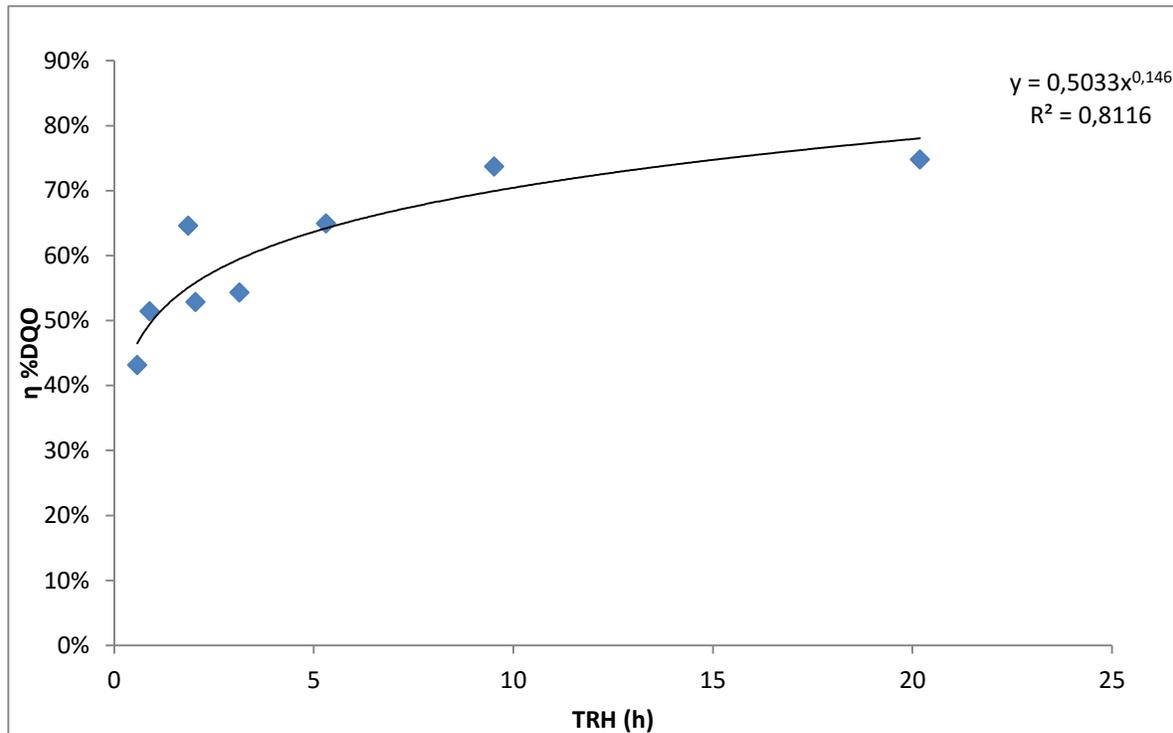


Figura 11. Presenta el análisis de $\eta\%$ con respecto al TRH.

La influencia del TRH es marca desde el punto de vista que al inicio del proceso se tiene TRH largo de 20h, y bajando a 10h el comportamiento es el mismo del 75 % de eliminación de materia orgánica. Los TRH que se manejan en la literatura son muy corto alrededor de un día hasta cuestión de minutos como los reportados por kato *et al.*, (1994), operando intervalos de 0.09 a 2h, Rebac *et al.*, (1997) que trabajo intervalos de operación de 1.5 a 2.4h. Para el caso del tratamiento de aguas residuales el TRH que mejor desempeño se observó fue a 5h, Figura 11.

Es importante ver que a TRH de 2h se observan dos puntos con una $\eta\%$ de 64 y 53%. En este caso podemos mencionar que existe un función sigmoidea que describe como a TRH bajos se acerca a $\eta\%$ bajas pero conforme se incrementa se obtienen mejores $\eta\%$, es decir conforme se acerca a $\eta\%$ del 100% a TRH prolongados.

3.3.5 Efecto del V_s en la eliminación de materia orgánica

La tabla 11 muestra una eficiencia de eliminación de materia orgánica del 92 % atribuible a la fácil asimilación de materia orgánica y la temperatura óptima de 30°C, en tanto la figura 12, se muestra la influencia de la V_s sobre la $\eta\%$ del reactor EGSB, observando una mejor $\eta\%$ al inicio del proceso de tratamiento del agua residual con un 75% de eliminación a B_v de 0.22g/L.d, TRH de 26h y 20 °C, mientras que la máxima V_s (4.42 m/h), la $\eta\%$ fue la mínima (43%) a B_v de 6.5g/L.d, TRH de 1h y 13 °C. En el caso de las etapas VII y VIII se reporta con las mismas V_s de 3m/h y la pérdida en la $\eta\%$ del 10% sólo corresponde a T.

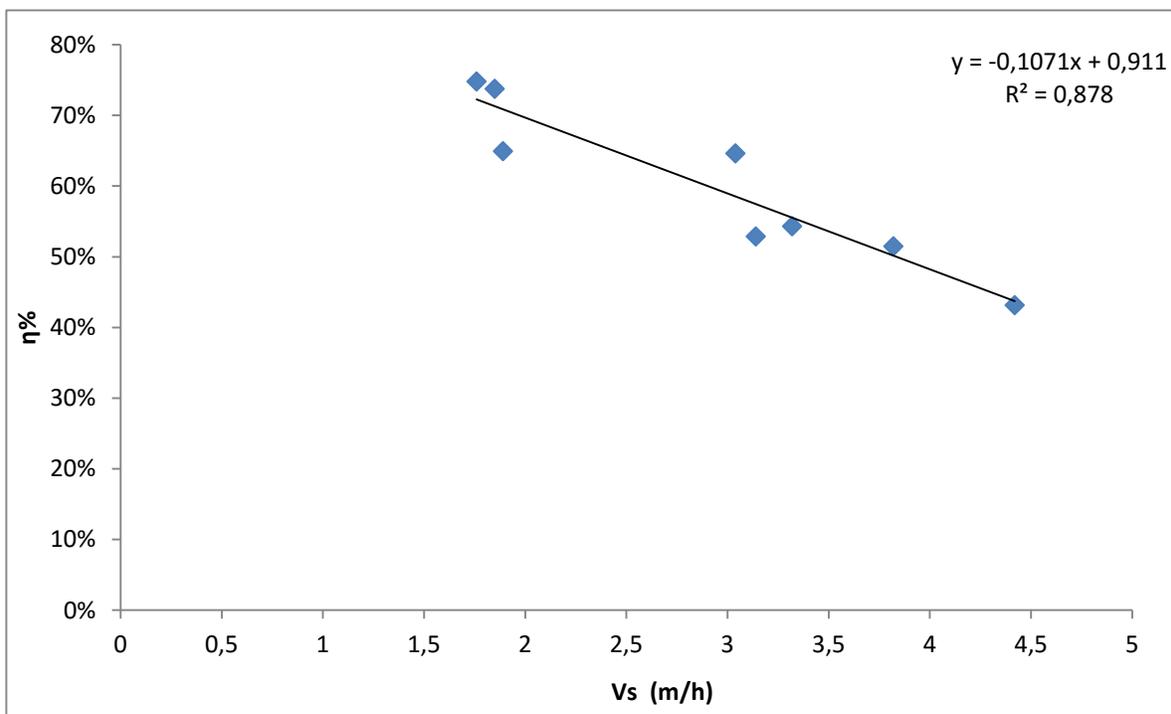


Figura 12. Muestra el comportamiento de la $\eta\%$ con respecto a la V_s de eliminación de la materia orgánica.

Es importante recalcar que es sólo el efecto de la V_s , TRH sobre la eficiencia de eliminación para un tratamiento anaerobio de aguas residuales utilizando consorcios microbianos. En esta grafica se puede apreciar que a V_s de 1.7 se tiene la una eficiencia del 80 % pero cuando se aumenta la V_s a 4 y 5 m/h la eficiencia baja hasta un 40% esto se ve asociado al contacto entre sustrato-biomasa, es decir que en las primeras etapas se trabaja bien con los intervalos asociados a los

largos TRH que permite tener más contacto entre el consorcio microbiano y el sustrato.

Los resultados obtenidos para las diferentes etapas muestran claramente que la eficiencia de eliminación de la materia orgánica depende de la temperatura en que trabaje, es decir, a menor T menor $\eta\%$ de eliminación.

Para las etapas III a IV con las mismas condiciones de temperatura y concentración de DQO, pero cambiando el TRH de 20 a 10 horas se obtienen las mismas eficiencias de 75 y 74% en promedio, es decir que la influencia del TRH no se vio reflejado, solo se vio alterado la Bv al pasar de 0.22 a 0.74gDQO/L.d.

En la etapa V se reporta una pérdida de eficiencia de eliminación de la materia orgánica al pasar de 73 a 63% con la disminución del TRH a 5 horas.

Para las etapas VI y VII con las mismas condiciones y sólo modificando el TRH de 5 a 3 y 2 respectivamente y comparado con la etapa V tienen una pérdida de la eficiencia al pasar de 65 a 53% en promedio. La mejor velocidad ascensional que se observa en el grafico es de 2m/h para el tratamiento del agua residual usado.

3.3.5 Influencia de Bv en la eficiencia de eliminación de la materia orgánica

En este grafico 13 se observan $\eta\%$ del 75% de eliminación de DQO a TRH altas, pero al disminuir esta variable también disminuye la $\eta\%$ llegando a un 43% con un TRH mínimo de 0.58 h, etapa donde la concentración de materia orgánica del agua residual fue baja provocada por la época de lluvias, el uso del reactor EGSB por la recirculación con que cuenta pudo lograrse trabajar TRH cortos.

Para una concentración de entrada de 62.66 g/L en la etapa IX se observa que disminuyendo el TRH, y manteniendo una Bv de 4.42 g/L.d, los lodos pueden tener la misma cantidad de materia orgánica dentro del reactor, que es una de las características que tiene los reactores EGSB, para controlar las variaciones de concentraciones de entrada y con ello amortiguar el procesos de eliminación de materia orgánica del agua residual.

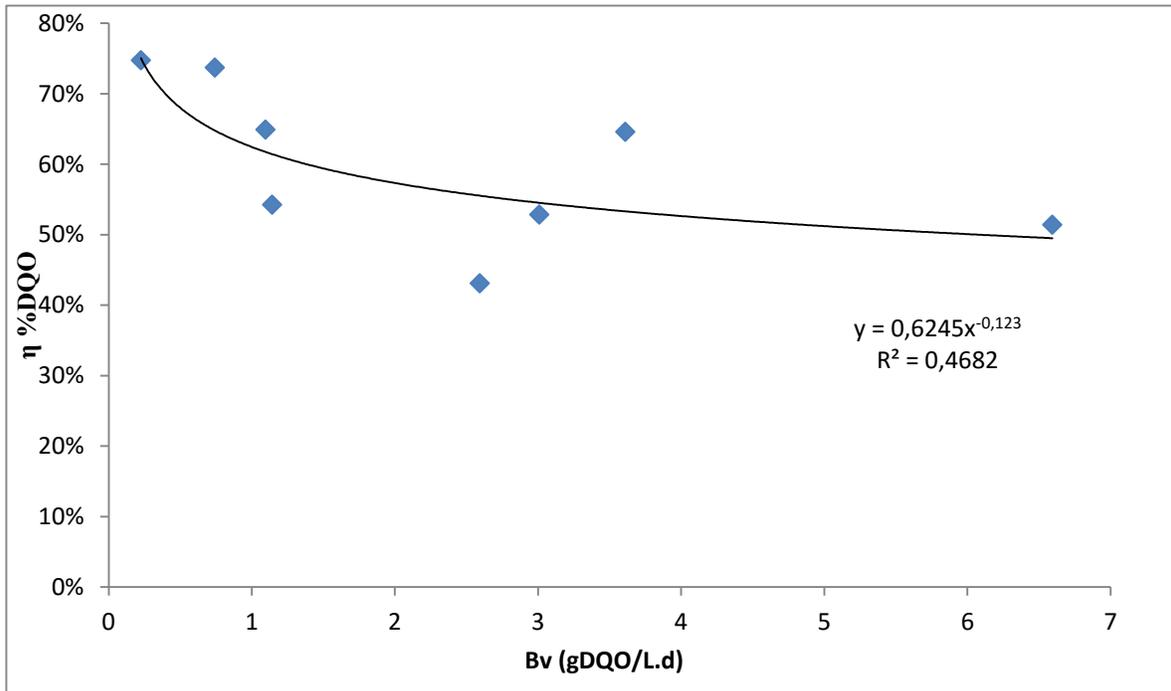


Figura 13. Muestra el comportamiento de la velocidad ascensional con respecto a la $\eta\%$ de eliminación de la materia orgánica.

Al realizar el análisis de la grafica se aprecia que a Bv menores de uno, presenta $\eta\%$ alrededor del 70%, pero al llegar a 6.5g/L.d se tiene un $\eta\%$ del 51 %. En la tabla 12 se muestra que la Bv no influye en la eficiencia de eliminación de materia orgánica debido a las variaciones en todo el tratamiento del agua residual y que el efecto en la perdida de eficiencia fue al TRH y la Vs.

Aunque en los reactores UASB se trabajan con Bv de 2g/L.d para aguas residuales domésticas (Kato *et al.*, 1994), el que la variable Bv no tenga efecto sobre el reactor EGSB es por que soporta Bv por arriba de 40g/L.d (seghezzo, 1998) debido a la configuración, ya que cuenta con un recirculación que permite manipular intervalos o variaciones en la concentración de materia orgánica, característica del agua residual de la ciudad de México.

3.3.6 Efecto de la temperatura

Los efectos de las variables que influyeron para tener esas eficiencias de eliminación de materia orgánica se observan a en la tabla 12. En las dos primeras etapas la $\eta\%$ se muestra alta, en primera por la contribución del sustrato de fácil asimilación en la digestión anaerobia, por otro lado se tiene la temperatura de 30 y 20 °C, donde los microorganismos tienen un desempeño eficiente es decir toda la maquinaria enzimática funciona de manera adecuada para eliminar la materia orgánica por la reacción de digestión anaerobia y en última estancia se tiene el efecto de altos TRH ya que los microorganismos presentan un tiempo prolongado de contacto con el sustrato.

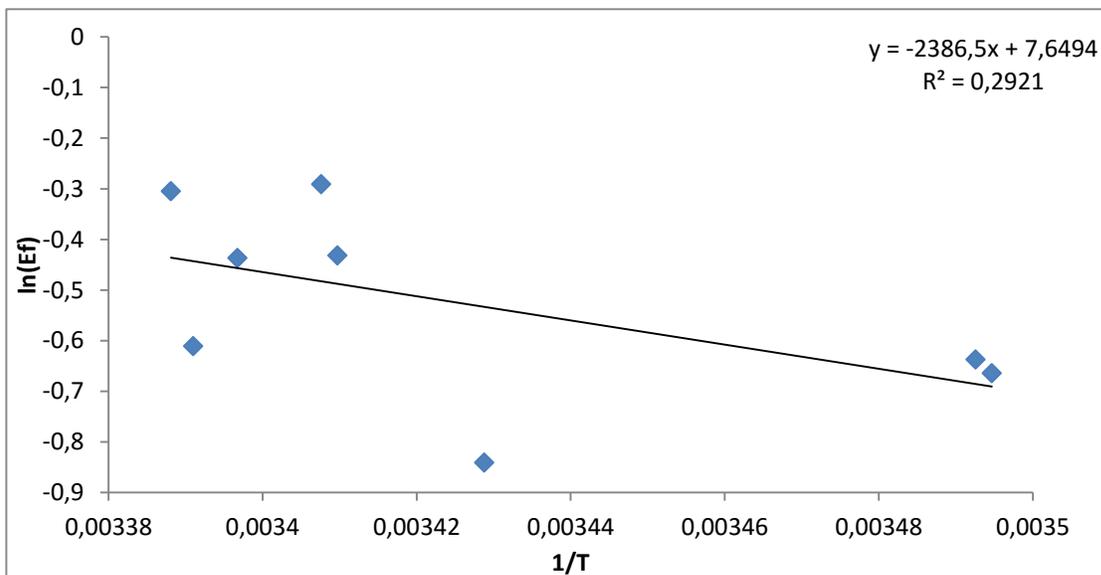


Figura 14. Se aprecia la grafica de Ln de η vs el inverso de la T.

La T aunque fue variando en las distintas etapas, el efecto no fue significativo en los intervalos comprendidos de 13 a 20 °C (figura 14), comparado con las variables TRH y Vs. Es comprendido debido a que los lodos o consorcios microbianos tienen una adaptación previa y obviamente no existe un intervalo exacto de temperatura donde termina los microorganismos mesofílicos y psicofílicos.

Bajo condiciones ideales (sustrato modelo, temperatura óptima) El reactor EGSB mostró una eficiencia de eliminación de materia orgánica arriba del 97 %.

Al cambiar las condiciones de sustrato modelo por agua residual y manteniendo los mismos parámetros que la etapa II se reporta una pérdida en la eficiencia de materia orgánica hasta un 75%.

Pueden aproximarse estos datos a los fenómenos que están ocurriendo en el proceso de la digestión anaerobia de manera global a las diferentes condiciones de operaciones estudiadas.

Los resultados muestran que es posible llevar a cabo un tratamiento anaerobio en un reactor EGSB de las aguas residuales municipales, independientemente de las variaciones en la concentración de la DQO, los cambios de temperatura y la Bv, manipulada por el TRH y la Vs como se resume en la tabla 12.

Conclusiones

- Las fluctuaciones de la concentración de materia orgánica (DQO) del agua residual municipal y la temperatura en el intervalo de 13 a 20 °C, no mostraron una influencia significativa en la eliminación de materia orgánica por el tratamiento de digestión anaerobia.
- El efecto del TRH sobre la digestión anaerobia para el tratamiento de aguas residuales municipales mostró un comportamiento adecuado a 5h. El reactor EGSB como se observó es ideal para el tratamiento anaerobio del aguas residual municipal ya que permite operar a altas Bv, más compacto y cortos TRH comparado, con su homólogo el reactor UASB.
- Las variaciones en la concentración de sustrato y la aplicación de diferentes intervalos de TRH; la Bv no mostró una influencia sobre el tratamiento para la eliminación de DQO debido a que el reactor soporta Bv arriba de 46kgDQO/L.d.
- La velocidad ascensional tuvo un gran influencia de la degradación de materia orgánica debido al contacto entre sustrato-biomasa y la mejor fue de 2m/h.
- La contribución importante de esta tesis fue la operación de un reactor EGSB para el tratamiento de aguas residuales municipales encontrando los parámetros operacionales.

Bibliografía

- ✓ Aghajari I, Feller G, Gerday C, Haser R, (1998). Crystal structures of the psychrophilic alpha-amylase from *Alteromonas haloplanctis* in its native form and complexed with an inhibitor. *Protein Science*. 7:564-572.
- ✓ Bailey E., James and Ollis F., David (1986). Biochemical engineering fundamentals, MacGraw Hill, second edition, Singapore
- ✓ Bergey's Manual of Systematic Bacteriology (2001).
- ✓ Barbosa, R. A., and Sant'Anna Jr. G. L., (1998). Treatment of raw domestic sewage in an UASB reactor. *Water Research*, vol.23, No. 12, pp. 1483- 1490.
- ✓ Bertus van den Burg (2003). Extremophiles as a source for novel enzymes Current Opinion in Microbiology 2003, 6:213–218.
- ✓ Bohn, D. J. Batstone, L. Björnsson and B. Mattiasson. (2002). Evaluation of acetoclastic methanogenesis at low temperatures: microbial ecology from a technological perspective required. 7th FAO/SCREN-workshop, Moscow, ed. S. Kalyuzhnyi, 1: 33-40.
- ✓ Cavicchioli; Ricardo (2006). Cold-adapted archaea, nature reviews microbiology 4:331-343.
- ✓ Dubois M., Gilles K., Hamilton K., Rebers P., Smith F. (1956) Colorimetric method for determination of sugar and related substances. *Analytical chemistry* 28(3) pp.350-3556.
- ✓ Elmitwalli, T.A., (2000). Anaerobic treatment of domestic sewage at low temperature, PhD. Thesis, Wageningen Agricultural University.
- ✓ Flotats, X., Campos, E., Bonmatí, A. (1997) Aprovechamiento energético de residuos ganaderos. 3^r curs d'Enginyeria Ambiental. Aprofitament energètic de residus orgànics, Lleida.
- ✓ Feller, G. and Gerday, C., (1997). *Cell Mol. Life Sci.*, 53, 830-841.
- ✓ Russell, N.J. (2000) *Extremophiles*, 4, 83-90.
- ✓ Feller, G., Arpigny, J.L., Narinx, E. and Gerday, C. (1997) *Comp. Biochem. Physiol.*, 3, 495-499.

-
- ✓ Gerday C, Aittaleb M, Arpigny JL, Baise E, Chessa JP, Garsoux G, Petrescu I, Feller G, (1997). Psychrophilic enzymes: a thermodynamic challenge. *Biochim Biophys Acta*, 1342:119-131.
 - ✓ Henry NG, Ingraham, and Allen G. Marr (1962). Damage and derepression in *Escherichia coli* resulting from growth at low temperatures. *J. Bacteriol.*, vol. 84, pp. 331-339.
 - ✓ Hough, David W., and Danson Michael, J., (1999). Extremozymes, current Opinion in *Chemical Biology*, 3:39-46.
 - ✓ Jules B. van Lier, Salih Rebac and Gatze Lettinga, (1997). High- rate anaerobic waster treatment under psychrophilic and thermophilic conditions. *Water Science and Technology*. Vlo. 35, No. 10. pp. 199- 206 .
 - ✓ Kato, M.T. (1994). Anaerobic Treatment of Low Strength Soluble Wastewaters. PhD thesis, Department of Environmental Technology, Agricultural University, Wageningen, The Netherlands.
 - ✓ Kato, M.T., Field, J.A., Kleerebezem, R. and Lettinga, G. (1994). Treatment of low strength soluble wastewater in UASB reactors. *J. Ferment. Bioengr.*, 80(5), 499-506.
 - ✓ Lettinga G., Rebac S., Parshina S., Nozhevnikova A., Van Lier J., and Stams A. (1999). High- rate anaerobic treatment of wastewater at low temperatures. *Applied and environmental microbiology*, 65 (4) pp. 1696- 1702.
 - ✓ Lettinga, G., Rebac, S. and Zeeman, G. (2001). Challenge of psychrophilic anaerobic wastewater treatment. *Trends in Biotechnology*, 19(9), 363-370.
 - ✓ Levenspiel O., (1986). El omnilibro de los reactores químicos. Editorial reverté, España, pag. 22.1.
 - ✓ Pablo Ligeró, Alberto Vega and Manuel Soto (2001). Pretreatment of urban wastewaters in a hydrolytic upflow digester *Water SA* Vol. 27 No. 3, 399-404.
 - ✓ Lonhienne, T., Zoidakis, J., Vorgias, C.E., Feller, G., Gerday, C. and Bouriotis, V. (2001b) *J. Mol. Biol.*, 310, 291-297.
 - ✓ Lowry Oliver H., Rosebrough Nira J., Farr Lewis A., and Randall Rose J., (1951). Protein measurement with the folin phenol reagent. *J. Biol. Chem.* 193, 265-275.

-
- ✓ Mavromatis K., Feller G., Kokkinidis M., and Bouriotis V. (2003). Cold adaptation of a psychrophilic chitinase: a mutagenesis study *Protein Engineering*, vol. 16 no. 7 pp. 497-503.
 - ✓ Miron, Y., Zeeman, G., van Lier, J.B., Lettinga, G. (2000) The role of sludge retention time in the hydrolysis and acidification of lipids, carbohydrates and proteins during digestion of primary sludge in CSTR systems, *Wat. Res.*, Vol., 34, no 5, p 1705-1713.
 - ✓ Monroy, O., (1998). Modelamiento y control de un sistema de digestión anaerobia en dos etapas, PhD. Tesis, Universidad Nacional Autónoma de México.
 - ✓ Monroy O., Famá G., Meraz M., Montoya L. and Macarie H. (2000). Anaerobic digestion in México: state of the Technology, *Water Research* 34, 6:1803-1816.
 - ✓ Monroy, O. y Viniegra G. 2000. Anaerobic digestion at the core of sustainable wastewater management project: a case of study for Mexico City.
 - ✓ Nozhevnikova, A. N., Kotsyurbenko, O. R. and Parshina, S. (1999). Anaerobic manure treatment under extreme temperature conditions. *Wat. Sci. Tech.*, 40(1), 215-221.
 - ✓ Pirt John (1985). Principles of microbe and cell cultivation. Ed. Blackwell Scientific publications, Great Britain. Pp. 137.- 142
 - ✓ Rebac, S., Ruskova, J., Gerbens, S., van Lier, J. B., Stams, A. J. M. and Lettinga, G. (1995). High-rate anaerobic treatment of wastewater under psychrophilic conditions. *J. Ferment. Bioeng.*, 80(5), 499-506.
 - ✓ Rebac, Salih (1998). Psychrophilic anaerobic treatment of low strength wastewater. PhD thesis, Department of Environmental Technology, Agricultural University, Wageningen, The Netherlands.
 - ✓ Rebac, S., van Lier, J. B., Lens, P., van Capellen, J., Vermeulen, M., Stams, A. J. M., Dekkers, F., Swinkels, K. T. M. and Lettinga, G. (1998). Psychrophile (6-15 degrees C) high rate anaerobic treatment of malting wastewater in a two-module expanded granular sludge bed system. *Biotechnol. Prog.*, 14, 856-864.
 - ✓ Rebac S., Lier Van, J. B., Lens, P., Stams, A. J. M., Dekkers, F., Swinkels, K. T. M., and Lettinga G. (1995). psychrophilic Anaerobic treatment of low strength wastewaters. *Water Science and Technology*. 39 (5), pp. 203-210.

-
- ✓ Isabel Ruiz, Juan Antonio Álvarez y Manuel Soto. (2000). El potencial de la digestión anaerobia en el tratamiento de aguas residuales urbanas y efluentes de baja carga orgánica
 - ✓ Ronald Lee (2003). The Demographic Transition: Three Centuries of Fundamental Change, *Journal of Economic Perspectives*—Volume 17, Number 4 Pages 167–190
 - ✓ Rudolf K. Thauer, (1998). Biochemistry of methanogenesis: a tribute to Marjory Stephenson *Microbiology*, 144, 2377–2406.
 - ✓ Russell RJM, Gerike U, Danson MJ, Hough DW, Taylor GL, (1998). Structural adaptations of the cold-active citrate synthase from an Antarctic bacterium. *Structure*, 6:351-361.
 - ✓ Sanders, W.T.M. (2001). Anaerobic hydrolysis during digestion of complex substrates, PhD thesis Wageningen University.
 - ✓ Sanz I and Fdz-Polanco F., (1990). Low temperature treatment of municipal sewage in anaerobic fluidized bed reactors. *Water Res.* 24(4) 463-469.
 - ✓ Seghezzi, L., Zeeman, G., van Lier, J.B., Hamelers, H.V.M. and Lettinga, G. (1998). A review: the anaerobic treatment of sewage in UASB and EGSB reactors. *Bioresource Technol.*, 65, 175–190.
 - ✓ Shigeki Uemura, (2000). Hideki Harada Treatment of sewage by a UASB reactor under moderate to low temperature conditions *Bioresource Technology* 72:275-282
 - ✓ Singh, K.S., and Viraraghavan, T. (2003). Impact of temperature on performance, microbiological, and hydrodynamic aspects of UASB reactors treating municipal wastewater *Water Science and Technology* Vol. 48 No 6 pp 211–217.
 - ✓ Singh, Kripa Shankar and Viraraghavan, t., (2002.). Effect of temperature on bio-kinetic coefficients in uasb treatment of municipal wastewater water, *Air, and Soil Pollution* 136: 243–254.
 - ✓ Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (1995). 19th end. American Public Health Association/American Water Works Association/Water Environment Federation, Washington DC, USA.
 - ✓ Thierry Benvegny, Mickaëlle Brard, Daniel Plusquellec(2004). Current Opinion in *Colloid and Interface Science* 8:469–479.

- ✓ Torres Bojorges Xitlalli., (2003) Estudios para la conversión de un reactor UASB en un reactor EGSB. Tesis especialidad, México D. F.
- ✓ Torsten Thomas And Cavicchioli Ricardo, (2000). Effect of Temperature on Stability and Activity of Elongation Factor 2 Proteins from Antarctic and Thermophilic Methanogens, *Journal Of Bacteriology*, Vol. 182, No. 5 pp. 1328–1332.
- ✓ Van Lier, J.B., Salih, R., Lens, P., Bijnen, F. v., Elferink, S.J.W.H.O., Stams, A.J.M., Lettinga, G. (1997) Anaerobic treatment of partly acidified wastewater in a two-stage expanded granular sludge bed (EGSB) system at 8°C. *Wat. Sci. Tech.*, 36(6-7), 317-324.
- ✓ Visser A. (1995). The anaerobic treatment of sulfate containing wastewater. Ph.D. Thesis. Wageningen Agricultural University Wageningen, Holland.
- ✓ <http://ga.water.usgs.gov/edu/watercycle.html>

ANEXOS

ANEXO A

Determinación de las expresiones sobre la constante de velocidad de reacción sobre la pérdida en la eficiencia de eliminación de la materia orgánica en un agua residual:

$$\Delta k = \frac{k_{14} - k_{20}}{k_{20}}$$

$$k_{20} = A_0 e^{\left(-\frac{E_a}{RT_{20}}\right)}$$

$$k_{14} = A_0 e^{\left(-\frac{E_a}{RT_{14}}\right)}$$

$$\Delta k = e^{\frac{E_a}{R} \left(\frac{1}{T_{20}} - \frac{1}{T_{14}}\right)} - 1$$

Donde $E_a = 34,470 \text{ J/mol}$, para la digestión anaerobia de un agua residual Singh *et al.* 2002.

$$R = 8.314 \text{ J/molK.}$$

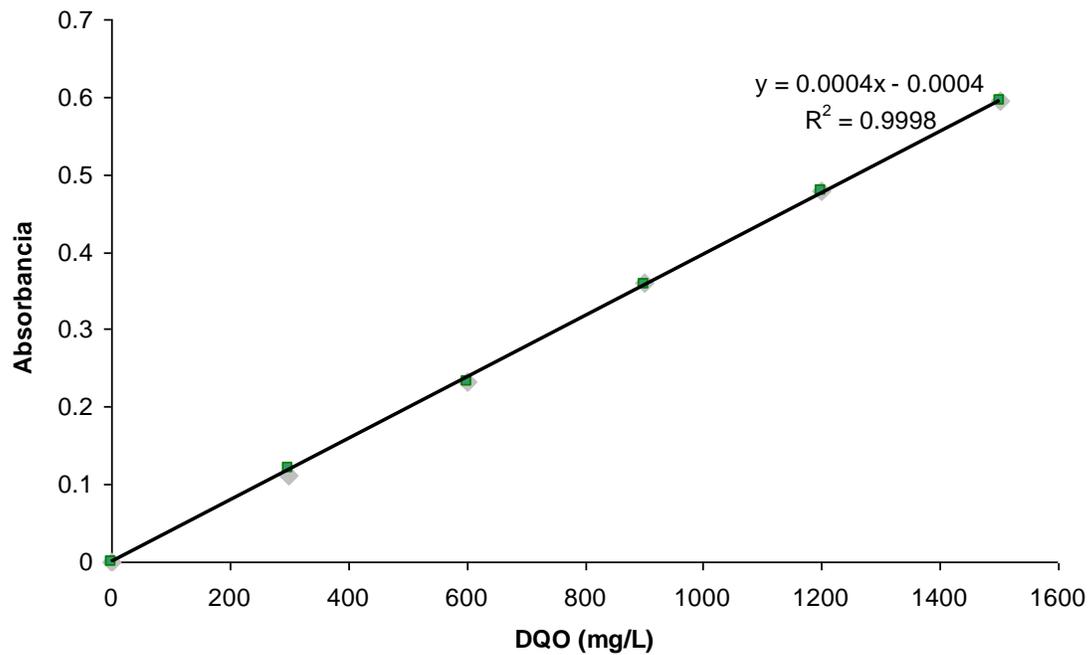
ANEXO B

Para determinar la solubilidad del metano en el agua residual tratada se parte de la ley de Henry y está definida por la expresión que a continuación se escribe:

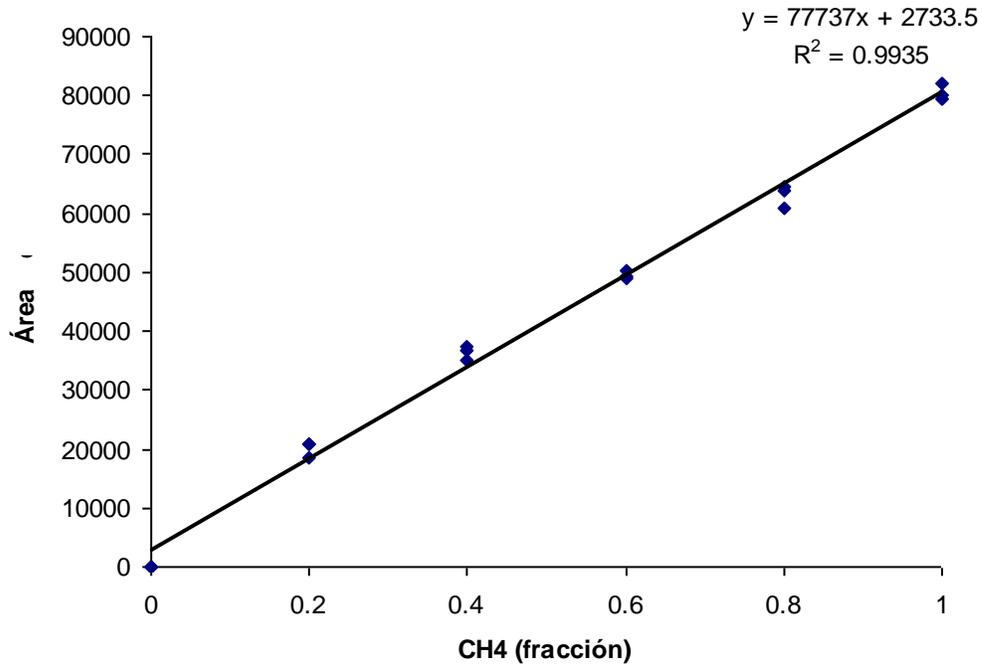
$$x = \frac{p_1}{H} = \frac{p_t \cdot y_{CH_4}}{H}$$

ANEXO C (Curvas de calibración)

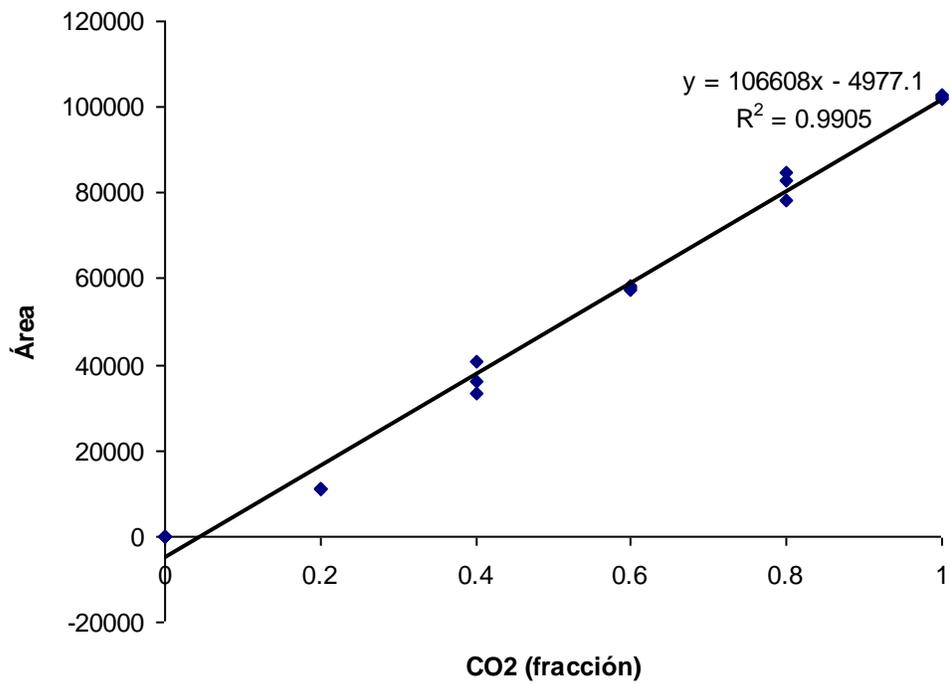
Para DQO



Curva estándar de DQO.



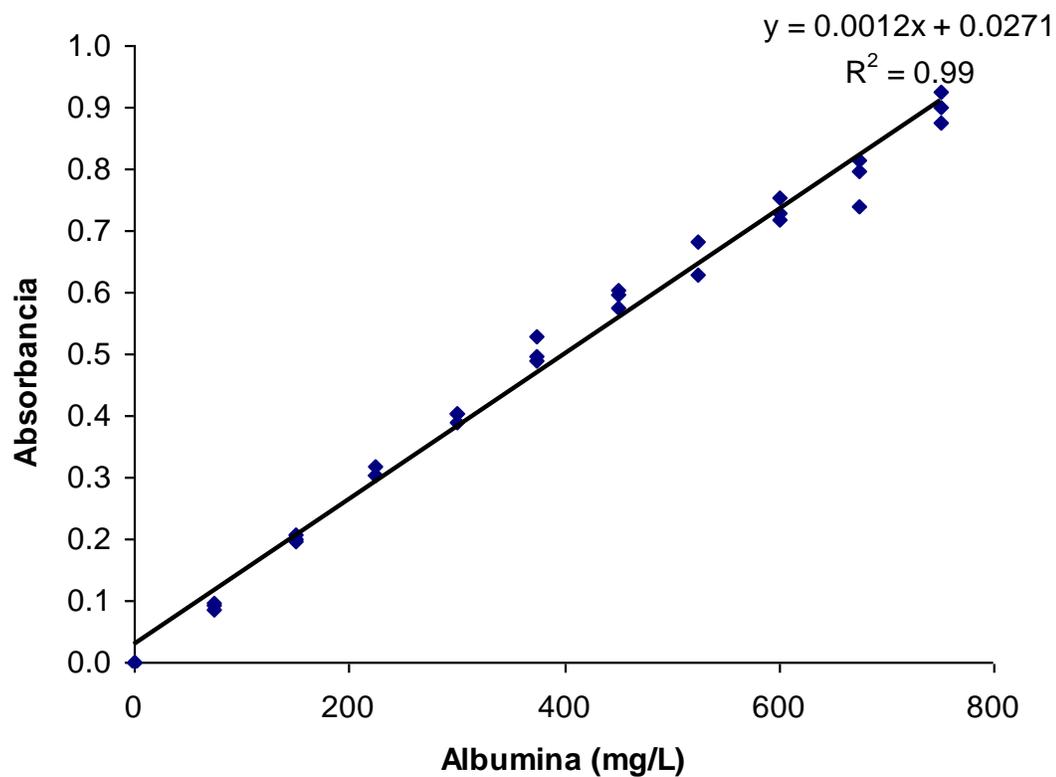
Curva estándar de metano.



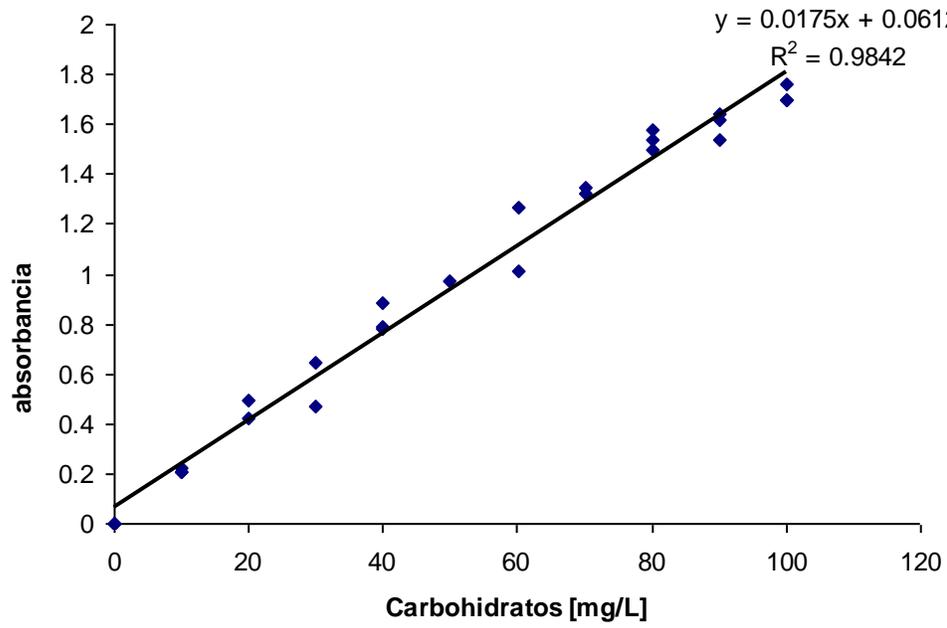
Curva estándar de CO2.

Curva patrón de proteína.

Curva de concentración mg/L.	mL sol. Patrón.	mL H ₂ O
0	0	10.0
50	1.667	8.333
100	3.33333	6.6667
150	5.0	5.00
200	6.6667	3.3333
250	8.33333	1.67
300	1	0.0



Curva estándar de proteína por el método de Lowry



Curva estandar de carbohidratos totales por el método de Dubois