



UNIVERSIDAD AUTÓNOMA
METROPOLITANA

UNIDAD IZTAPALAPA

División de Ciencias Biológicas y de la Salud

Departamento de Biotecnología

T E S I S

“Eliminación de materia carbonada de residuos
líquidos orgánicos municipales en un filtro anaerobio”

PARA OBTENER EL TÍTULO DE
ESPECIALIDAD EN BIOTECNOLOGÍA

P R E S E N T A

Ing. José Joaquín Gan Hernández

Directora: Dra. Patricia Castilla Hernández

México D. F., junio de 2010.

UNIVERSIDAD AUTÓNOMAMETROPOLITANA
UNIDAD IZTAPALAPA

Iztapalapa, DF a 22 de junio de 2010

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

**“Eliminación de materia carbonada de residuos líquidos orgánicos
municipales en un filtro anaerobio”**

que presentó

Ing. José Joaquín Gan Hernández.

Comité tutorial:

Directora:

Dra. Patricia Castilla Hernández.

Patricia Castilla

Lectora:

Dra. Mónica Alicia Meraz Rodríguez.

Mónica

ÍNDICE	pág.
Resumen	4
1.0 Introducción	5
1.1 Lixiviados	5
1.2 Proceso de generación de los lixiviados en los rellenos sanitarios	5
1.3 Características físicas, químicas y microbiológicas	7
1.4 Caracterización de lixiviados jóvenes, intermedios y viejos	9
1.5 Agua residual municipal, producción y características físicas y químicas	10
1.6 Reactores y específicamente el filtro anaerobio	11
1.7 Digestión anaerobia	15
1.8 Antecedentes	17
1.9 Justificación	20
1.1.0 Objetivos	20
1.1.1 Objetivos generales	20
1.1.2 Objetivos particulares	
2.0 Metodología	20
2.1 Operación del reactor	21
2.2 Técnicas analíticas	21
2.2.1 DQO	22
2.2.2 pH	23
2.2.3 Alcalinidad alfa	23
2.2.4 Sólidos suspendidos totales	23
2.2.5 Ácidos grasos volátiles	24
2.2.6 Biogás	26
3.0 Resultados	27
3.1 Características de la composición de los residuos líquidos y orgánicos	27
3.2 Remoción de DQO soluble a diferentes concentraciones y COV	27
3.3 pH y alcalinidad alfa	29
3.4 Sólidos suspendidos totales, fijos y volátiles.	30
3.5 Ácidos grasos volátiles (AGV)	35
3.6 Biogás	36
4.0. Conclusión	37
5.0. Referencia	38
6.0 Anexos	42
6.1 Solución digestora	42
6.2 Solución de ácido sulfúrico con sulfato de plata.	42

RESUMEN

A medida que crece la población también se generan desechos líquidos (lixiviados y agua residual) convirtiéndose estos en un problema de carácter ecológico. Para ello se propone la utilización de un filtro anaerobio de 13L, alimentado de lixiviado diluido con agua residual municipal con un TRH de 36 a diferentes COV, de 1 a 8 g/Ld con eficiencia de remoción de DQO de 80 al 90% y con una producción de 21 a 40 L de biogás conteniendo de 70 a 75% de metano. La alcalinidad alfa se mantuvo a 0,8 indicando que es posible aumentar la COV pero este aumento se ve limitado por el descenso de eficiencia para la remoción de sólidos suspendidos volátiles.

1. INTRODUCCIÓN

Durante el último siglo, el crecimiento continuo de la población y la industrialización han dado lugar a la alteración de diversos ecosistemas en los que la vida humana se basa. En el caso de océanos y ríos, su contaminación es causada sobre todo por la descarga de aguas residuales industriales y municipales que no han recibido tratamiento Chan *et al.* 2009.

Por otra parte aguas subterráneas pueden ser afectadas por la filtración de contaminantes generados o expuestos en la superficie terrestre. Por ejemplo en un relleno sanitario se producen ciertos tipos de fluidos, producto de la degradación de la materia orgánica de residuos urbanos sólidos como la basura, que allí se depositan y de una fracción del agua de drenaje superficial e infiltración de agua de lluvia, los cuales se conocen como lixiviados. Al respecto, en el relleno sanitario Bordo Poniente se reciben diariamente alrededor de 12000 ton de residuos urbanos provenientes de la Ciudad de México.

Por lo anterior ambos residuos líquidos requieren ser tratados para evitar contaminación que lleve a un deterioro de los sistemas en los que finalmente son depositados.

1.1 Lixiviados

Los lixiviados se definen como el efluente acuoso que se genera como consecuencia de la infiltración agua de lluvia a través de los residuos de basura orgánica, de los procesos bioquímicos en las células de los residuos y del contenido de agua de los desechos inherentes a ellos mismos. Los lixiviados se caracterizan por ser líquidos de un color muy oscuro, mal olor y altas cargas contaminantes, son difíciles de tratar y más cuando se trata de lixiviados viejos o parcialmente estabilizados, pues poseen compuestos recalcitrantes que son difíciles de degradar (Monje y Orta de Velásquez, 2004). En la Figura 1 se muestran las diferentes fracciones típicas de este tipo de residuos.

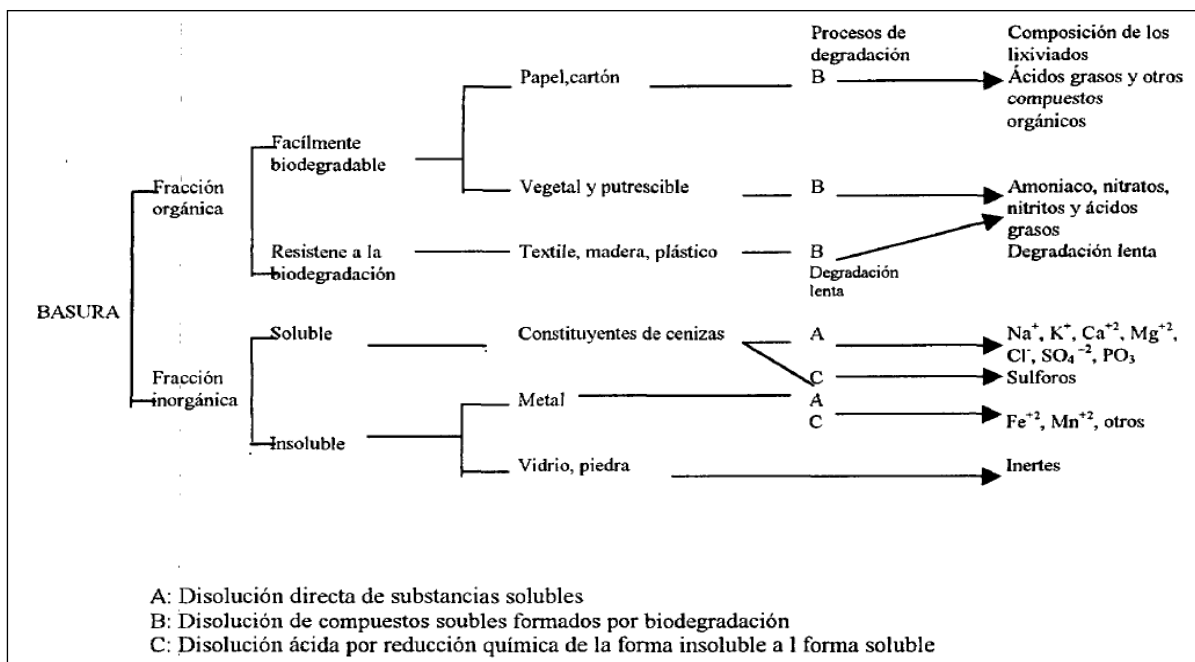


Figura 1. Composición de lixiviados (Lutfi, 2003)

1.2 Proceso de generación de los lixiviados en los rellenos sanitarios

En la Figura 2 se ilustra el ciclo del agua en un relleno sanitario (Renou et al 2008). La tasa de flujo de lixiviados (E) está estrechamente ligada a la precipitación (P), la escorrentía superficial (R_{ext}), y la infiltración (I) o la intrusión de agua subterránea se filtra a través del relleno sanitario. El vertido técnico (impermeable cubre, los requisitos de línea tales como arcilla, geotextiles y/o plástico) sigue siendo primordial

para controlar la cantidad de agua que entra en la punta y así, reducir la amenaza la contaminación.

El clima tiene también una gran influencia en la producción de lixiviados, ya que afectará a la entrada de la precipitación (P) y las pérdidas por evaporación (EV). Por último, la producción de lixiviados depende de la naturaleza del residuo en sí, es decir, su contenido de agua y su grado de compactación en la pila. La producción es generalmente mayor cuando los residuos están menos compactadas en las pilas de maduración, ya que esta condición reduce la tasa de filtración (Lema *et al.* 1988).

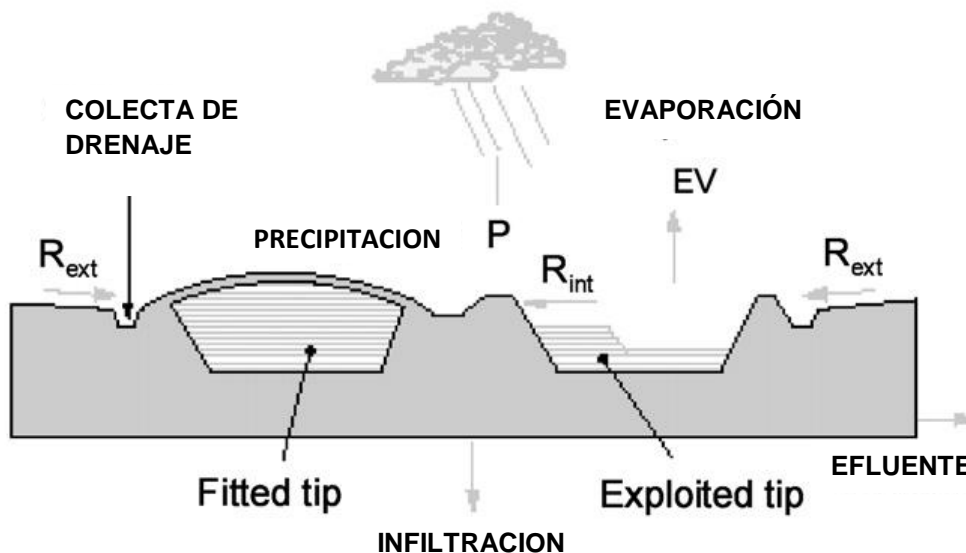


Figura. 2. El ciclo del agua en un relleno sanitario (Renou et al 2008) .

Hay muchos factores que afectan la calidad de los lixiviados como, la edad, la precipitación, las variaciones climáticas de la temporada, el tipo de residuo y la composición de los residuos sólidos. En particular, la composición de los lixiviados varía mucho dependiendo de la edad de los vertederos (Baig *et al.* 1999).

En los rellenos sanitarios jóvenes, que contienen grandes cantidades de materia orgánica biodegradable, una rápida fermentación anaeróbica se lleva a cabo, resultando ácidos grasos volátiles (AGV) como principales productos llegando a ser hasta el 95% del contenido orgánico. Esta es la primera fase de la vida de un vertedero y se llama acidogénica. La fermentación ácida se ve favorecida por un alto

contenido de humedad o agua en los residuos sólidos. Así también, microorganismos metanogénicos se desarrollan en los residuos y los AGV son convertidos hasta metano y dióxido de carbono (CH_4 y CO_2).

1.3 Características físicas, químicas y microbiológicas

Las características físicas y químicas de los lixiviados de pueden representar por parámetros como la cantidad de materia orgánica expresada como la demanda química (DQO) o bioquímica de oxígeno (DBO), la relación entre ambas (DBO/DQO), carbono orgánico total (COT), el pH, sólidos suspendidos (SS), nitrógeno amoniacal ($\text{NH}_3\text{-N}$), nitrógeno total Kjeldahl (NTK), AGV y metales pesados, entre otros.

La cantidad y composición de los lixiviados varía de un sitio a otro y depende de las condiciones climáticas del lugar y del tiempo que los residuos sólidos permanecen en el relleno en las pilas de maduración (Álvarez *et al.* 2006). Se clasifican en los de edad joven (menos de 1 año), intermedia y viejos o estabilizados (más de 5 años)

Los lixiviados jóvenes presentan una relación de DBO/DQO de 0.35, llegando a ser mayor de 0.6, que indica la capacidad de tratamiento biológico (Orta *et al.* 2004) y muestra que buena parte de la fracción oxidable es biodegradable. Esta fracción está representada fundamentalmente por los AGV. El pH es relativamente alto, comparado con otros lixiviados, pero puede explicarse por la elevada alcalinidad, producida por la presencia de amonio (NH_4^+), lo que le otorga una capacidad amortiguadora a pesar de la elevada concentración de AGV.

Los lixiviados viejos presentan una relación DBO/DQO menor a 0.1 que muestra que la fracción biodegradable es mínima y por lo tanto se dice que están estabilizados.

Los lixiviados viejos presentan características fisicoquímicas de relación DBO/DQO menor a 0.1, que los clasifican como un lixiviado estabilizado. y muestra que buena parte de la fracción oxidable es biodegradable.

La relación de DBO/DQO, 0,70 a 0,04, disminuyen rápidamente con el envejecimiento de los vertederos. Esto se debe a la liberación de las grandes moléculas orgánicas recalcitrantes de los residuos sólidos. En consecuencia, los

lixiviados del relleno sanitario de edad se caracteriza por su baja proporción de DBO/DQO y bastante alto $\text{NH}_3\text{-N}$. Aunque la composición de los lixiviados pueden variar ampliamente dentro del tratamiento aerobio sucesivas, acetogénica, metanogénicas, la estabilización, etapas de la evolución de residuos. Los cuatro tipos de lixiviados se han definido de acuerdo a la edad del vertedero, como se muestra en la tabla 1. La relación existente entre la edad del relleno sanitario y la composición de la materia orgánica puede proporcionar un criterio útil para elegir un tratamiento adecuado (Henry *et al* 1988).

Los lixiviados pueden contener grandes cantidades de materia orgánica donde los componentes de tipo húmico consisten en un grupo importante, así como el nitrógeno amoniacal, metales pesados, cloro sales orgánicas e inorgánicas. La extracción de los materiales orgánicos en función de la demanda química de oxígeno (DQO), demanda biológica de oxígeno (DBO) y de amonio de lixiviados es el requisito previo de costumbre antes de descargar los lixiviados en las aguas naturales. Análisis de toxicidad realizados con diferentes organismos de prueba (*Vibrio fisheri*, símiles *Daphnia*, *Artemia salina*, *Brachydanio rerio*) han confirmado los peligros potenciales de lixiviados de vertedero y la necesidad de tratarla de forma que cumpla las normas para descarga en aguas receptoras (Renou, 2008).

Materia orgánica disuelta, cuantificada en la demanda química de oxígeno (DQO) o el carbono orgánico total (COT), ácidos grasos volátiles (que se acumulan durante la fase de ácido de la estabilización de los residuos, y los compuestos más refractarios tales como los compuestos fúlvicos y húmicos

Macrocomponentes: Inorgánicos: calcio (Ca^{2+}), magnesio (Mg^{2+}), sodio (Na^+), potasio (K^+), amonio (NH_4^+) Hierro (Fe^{2+}), manganeso (Mn^{2+}), cloruro (Cl^-), sulfato (SO_4^{2-}) y carbonato de hidrógeno (HCO_3^-).

Metales pesados: cadmio (Cd^{2+}), cromo (Cr^{3+}), cobre (Cu^{2+}), plomo (Pb^{2+}), níquel (Ni^{2+}) y zinc (Zn^{2+}).

Compuestos orgánicos xenobióticos (XOCs) procedentes de los hogares o industrial productos químicos y presente en concentraciones relativamente bajas

(generalmente menos de 1 mg/l de compuestos individuales). Estos compuestos incluyen, entre otros, una gran variedad de hidrocarburos aromáticos, los fenoles, clorados alifáticos, plaguicidas, y plásticos.

Otros compuestos se pueden encontrar en los lixiviados de los vertederos, por ejemplo, borato, el sulfuro, el arseniato, selenato, bario, litio, mercurio y cobalto. Sin embargo, en general, estos compuestos se encuentran en concentraciones muy bajas y sólo una importancia secundaria. La composición de lixiviados también se pueden caracterizar por diferentes pruebas toxicológicas, que proporcionan información indirecta sobre la contenido de contaminantes, que pueden ser perjudiciales para una clase de organismos (*Kiejdelsen et al 2002*)

1.4 Caracterización de lixiviados jóvenes, intermedios y viejos.

Hay muchos factores que afectan la calidad de los lixiviados, es decir, la edad, las precipitaciones, el clima estacional, el tipo de residuos y la composición. En particular, la composición de los lixiviados del vertedero es muy variable dependiendo de la edad del vertedero. Hay tres tipos de lixiviados que se han definido de acuerdo al vertedero de edad. Con mayor edad del vertedero, concentración de materia orgánica (DQO) esta disminuye y aumenta la concentración de amoníaco. Los lixiviados procedentes de rellenos sanitarios de los yacimientos antiguos suelen ser muy contaminados con amoniaco resultante de la hidrólisis de los residuos sustratos biodegradables. La edad del vertedero y la composición de la materia orgánica están relacionadas y puede proporcionar útiles criterios para elegir un proceso de tratamiento adecuado. En general, los lixiviados pueden contener grandes cantidades de materia orgánica (Biodegradables, pero también resistente a la biodegradación), Si los componentes de tipo húmico consisten en una importante grupo, así como el nitrógeno amoniacal, metales pesados, clorados sales orgánicas e inorgánicas. En la tabla 3 se muestran la a clasificación de lixiviados en función a su edad o tiempo de maduración

Tabla. Clasificación de lixiviados (Renou et al., 2008)

	Jovenes	Intermedios	Viejos
Edad (años)	<1	1-5	>5
pH	<6.5	6.5-7.5	>7.5
DQO (g/L)	>15	3-15	<3
DBO /DQO	0.5-1	0.1-0.5	<0.1
COT/DQO	<0.3	0.3-0.5	>0.5
NH₃ -N (mg/L)	<400	400	>400
Metales pesados (mg/L)	>2	<2	<2
Compuestos orgánicos	80% AGV	5-30% AGV+ AH+AF	AH+AF
Tipo	S/D	P	E

VFA=Ácidos Grasos Volátiles; AH=Ácido Humicos; AF= ÁcidsFulvicos; SD=sin degradar;
P=parcialmente degradados o estabilizados; E= Estabilizados

Con la recirculación de los lixiviados se producen lixiviados con concentraciones relativamente bajas de compuestos de carbono degradable, pero altas concentraciones de amoníaco por lo tanto, la DQO y DBO será eliminada, pero las concentraciones de amoníaco subirá.

1.5 Agua residual municipal, producción y características físicas y químicas

Las aguas residuales se definen como la combinación de líquidos o aguas que transportan residuos procedentes de residencias públicas e industriales a las que eventualmente, se añaden las aguas subterráneas superficiales y pluviales (Metcalf, 2003). El tratamiento de las aguas residuales en las estaciones depuradoras se realiza mediante la combinación de procesos físicos, químicos y biológicos.

La Norma Oficial Mexicana NOM-001-ECOL-1996, establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales a los sistemas de alcantarillado, urbano o municipal y las define como: las aguas de composición variada provenientes de las descargas de usos municipales, industriales, comerciales, de servicios, agrícolas, pecuarios, domésticos, incluyendo fraccionamientos y en general de cualquier otro uso, así como la mezcla de ellas y establece que la descarga de estas a embalse naturales o artificiales de uso público no debe ser mayor a 100 mg de DQO/L. En México sólo un 20 % de las aguas residuales municipales (ARM) y un 12% de las aguas residuales industriales (ARI), son tratadas (Monroy *et al.*, 2000), es decir, que de los 232 m³/s de ARM sólo se tratan 47.6 m³/s.

Derivado del incremento de la población y de la creación de las numerosas industrias en México, se generan grandes volúmenes de aguas negras como producto final de sus diversos procesos de producción, lo cual representa un problema muy serio de contaminación ambiental por el contenido de materia orgánica que presentan proteínas, lípidos, carbohidratos, tipo de compuestos tóxicos (organoclorados, surfactantes, pesticidas, derivados del petróleo, metales pesados, etc). Por tal motivo, es indispensable emplear tecnologías que permitan reducir o biotransformar el poder contaminante de estos compuestos de alto riesgo en otros de menor peligrosidad para la ecología. En el año 2005 en este país existían registradas 1593 plantas de tratamiento de agua residual municipal en operación, con una capacidad instalada de 99 764.19 L/s y un caudal tratado de 74 388.29 L/s (CONAGUA, 2005).

1.6 Reactores y específicamente el filtro anaerobio

Los tipos de tratamiento biológico de aguas residuales pueden ser aerobios o anaerobios, de los segundos el principio básico de la degradación consiste en la transformación bioquímica de la materia orgánica a través de diferentes grupos de microorganismos anaerobios (Schobert, 1983). En la que esta materia es convertida en metano y dióxido de carbono en ausencia de oxígeno.

Los procesos anaerobios no requieren suministro de energía, por el contrario, generan un biogás con alto contenido de metano (CH_4) que puede ser utilizado como energético. Adicionalmente, la producción de lodo es baja lo que reduce notablemente el problema de la disposición final de los lodos de purga (Saval *et al* 1993)

Diferentes tecnologías emplean el proceso anaerobio y han sido clasificadas como se muestra en la tabla 4.

Tabla 4. Clasificación de los reactores anaerobios que tratan las aguas residuales y lixiviados o mezcla de ambas (Montalvo, 2003).

Clasificación de los sistemas o reactores anaerobios		
Primera generación	Segunda generación	
	Crecimiento en soporte	Con crecimiento disperso
Tanques sépticos Lagunas anaerobias Minidigestores Digestores convencionales	Hibrido Lecho fijo Lecho fluidizado o expandido Filtro anaerobio con carbón activado Inmovilización de microorganismos Asociación de partículas suspendidas Columna de plato	UASB EGSB Circulación interna Con ascensión de gas Modificado con alta velocidad Membrana Dos etapas Percoladores en serie

Los filtro anaerobios presenta tres zonas.

Zona de entrada

Los tipos de configuración de entrada que se pueden tener en un filtro anaeróbico son con y sin falso fondo. Cuando la configuración es sin falso fondo, todo el volumen de reactor es ocupado por el medio, la distribución del caudal se hace con una tubería perforada (generalmente PVC) En este caso es importante cuidar que el material del fondo sea uniforme e idealmente de alta porosidad con el fin de evitar taponamientos. Cuando se utiliza un falso fondo se promueve una zona en la que se forma un floc granular de buena sedimentabilidad, la cual es característica de un reactor híbrido. Independientemente de la zona de entrada seleccionada, se debe garantizar una distribución de caudal lo más uniforme posible, con el fin de evitar zonas muertas dentro del reactor. (Castañón, 2002)

Zona empacada

Se conoce como zona empacada a aquella parte del filtro en la cual se encuentra el medio filtrante. En la práctica es el eje del sistema, pues aquí es donde se presenta el crecimiento celular de microorganismos *y la consiguiente remoción de contaminantes orgánicos. El medio filtrante sirve de soporte o lecho para que una población biológica se desarrolle, por lo cual una principal característica que este debe poseer es una relativamente alta área superficial. Young (1991) establece que,*

sin importar su tipo, la superficie específica debe tener como valor promedio $100\text{m}^2/\text{m}^3$. En contraste con lo anterior, Campos (1991) establece que en filtros anaeróbicos se ha encontrado que, a pesar de ocurrir una adherencia del filme biológico al medio de soporte, una mayor porción de los microorganismos se encuentran suspendidos en los intersticios del medio; en consecuencia la superficie específica deja de ser una variable de importancia que afecte la eficiencia desde la perspectiva de la concentración de biomasa activa; de lo anterior se concluye que un incremento del área específica del medio filtrante no implica un mejor desempeño del sistema.

(Montalvo et al 2003) recomienda algunos materiales como medio de soporte (tabla2), la piedra triturada angulosa o redonda (grava) sin finos, de tamaño entre 4 y 7 cm. Sin embargo la utilización de la grava, sobre todo cuando es pequeña, puede generar pérdidas de eficiencia con el paso del tiempo, debido a colmatación y atascamiento. No obstante, parece ser que la forma y características del lecho filtrante ejercen influencia sobre la eficiencia, en aspectos diferentes a la cantidad de biomasa activa fija, esto es: el medio actúa como separador líquido-gas; también ayuda a proveer un flujo uniforme del efluente reduciendo las posibilidades de pasos directos a través del reactor, propiciando un mayor contacto del residuo con la masa biológica; por otro lado, el medio retiene la biomasa adherida o en suspensión, generando altos tiempos de retención celular, indispensables para el correcto funcionamiento del sistema. Otro asunto en el que las características del medio cobra importancia es el relacionado con el tiempo de arranque: existe evidencia de que la forma y características del medio afectan los tiempos de arranque de los filtros anaeróbicos, en la medida en que provean una adecuada superficie de "anclaje" para los microorganismos antes de la formación de una biopelícula propiamente dicha.

Tabla 4. Soportes utilizados en reactores anaerobios. (Montalvo, 2003):

Materiales Naturales	Materiales artificiales.
<ul style="list-style-type: none"> • Fragmentos de arcilla • Zeolita • Algas calcáreas • Conchas de mejillones • Piedras comunes • Grava • Bambú • Cascaras de corteza de coco 	<ul style="list-style-type: none"> • Anillos y esferas de cerámica • Tubos plásticos y corrugados • Alambres de acero o de plástico • Anillos o esferas de vidrio • Gomas o caucho de automóviles

Las zeolitas son minerales volcánicos naturales, pertenecientes al grupo de los aluminosilicatos que son empleados como soportes. Poseen una estructura tridimensional cristalina con canales, en los cuales se disponen cationes de Ca^+ , Na^+ , K^+ , Sr^+ , Ba^+ , Mg^+ y moléculas de agua. El carácter microporoso de la estructura, permite el libre flujo de agua, confiere propiedades absorbentes, gran capacidad de intercambio catiónico y gran superficie de contacto. Una de las aplicaciones ambientales más importante al utilizar zeolitas naturales como soporte reside en que presentan una excelente selectividad por muchos cationes tóxicos. Los factores que determinan una mayor selectividad en las zeolitas a determinados cationes son la naturaleza de los cationes en solución, su concentración, temperatura, aniones asociados con los cationes en solución, estructura de la zeolita etc.

Las zeolitas por su abundancia en la naturaleza, sus características específicas de absorción y su elevada selectividad por el amonio, han sido utilizadas para la eliminación de este en aguas residuales municipales, industriales y provenientes de la acuicultura. Han reportado que zeolitas del tipo clinoptilolita extraídas de dos depósitos minerales de San Luís Potosí presentaron una eficiencia de intercambio iónico para el amonio del 82.4 y 56.7%. Por otra parte la zeolita también se reporta como un excelente material de soporte para los microorganismos involucrados en la digestión anaerobia, así como un buen medio filtrante para la retención de sólidos. También se ha estudiado el efecto de la adición de zeolita sobre la digestión anaerobia. En este trabajo se evaluó la remoción de amonio por intercambio iónico en este material de soporte y simultáneamente la degradación de materia orgánica carbonada realizada por bacterias anaerobias retenidas e inmovilizadas en la zeolita (Milán *et al* 2007).

Zona de salida

Similar a la zona de entrada, la zona de salida debe garantizar una homogénea y uniforme distribución del agua residual, evitando con esto la formación de zonas muertas y cortocircuitos, estos últimos en especial redundarán en que los tiempos de retención reales sean menores a los considerados en el diseño, afectando directamente la eficiencia del sistema. En este sentido la zona de salida puede darse a través de una tubería perforada o por medio de un canal vertedero.

1.7 Digestión Anaerobia

En una primera etapa la materia orgánica insoluble es utilizada por microorganismos llamados fermentativos, los cuales producen la licuefacción de las moléculas orgánicas complejas y las transforman en moléculas simples y solubles. Paralelamente, la materia orgánica soluble es transformada por las mismas comunidades de microorganismos en AGV's.

En la segunda etapa bacterias acetogénicas transforman los productos de la etapa anterior en acetato, CO_2 e hidrógeno (Figura 3). Finalmente las bacterias metanogénicas acetoclásticas forman metano a partir del acetato y las bacterias metanogénicas hidrogenótrofas lo hacen mediante el CO_2 y el H_2 . Una característica fundamental de este sistema es la baja velocidad de crecimiento de las bacterias metanogénicas (etapa limitante). Debido a ello se requiere de largos períodos de adaptación, y al mismo tiempo se limita la capacidad de respuesta del mismo frente a cambios de cargas contaminantes, temperatura y otras condiciones de operación.

La tecnología de la digestión anaerobia constituye un proceso que permite esperar simultáneamente numerosos resultados, los cuales no son característicos de otros métodos de tratamiento:

- Degradación de las materias orgánicas contaminantes
- Economía de la energía para el tratamiento de purificación
- Valorización en las moléculas simples y solubles

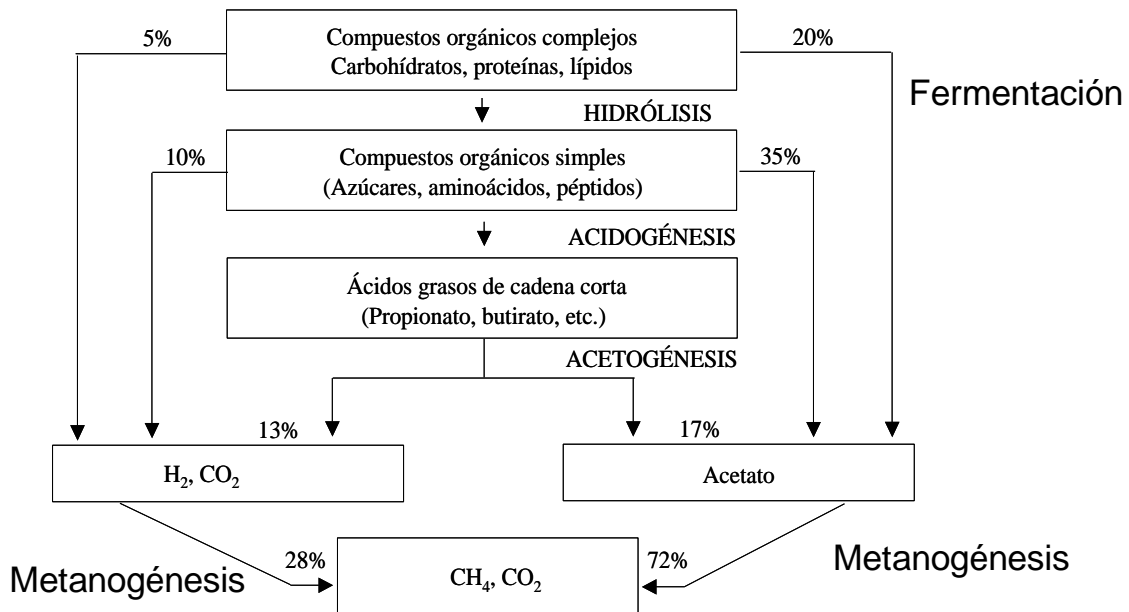


Figura 5. Etapas del proceso anaerobio (Speece, 1996)

Tabla 5 Ventajas del proceso de digestión anaerobia (Flotats et al., 2000)

FACTOR	VENTAJAS DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA
Variabilidad en la composición	Homogeneización de la composición, más intensa cuanto mayor es el tiempo de retención.
Malos olores y compuestos orgánicos volátiles	Eliminación de ácidos grasos volátiles (AGV) y otros compuestos fácilmente degradables. La materia orgánica resultante es lentamente o difícilmente degradable; los purines digeridos no presentan olor desagradable y son un producto más estable. En procesos térmicos posteriores se evitan problemas por volatilización de compuestos orgánicos. La reducción o eliminación de AGV disminuye la fitotoxicidad a los cultivos por estos compuestos.
Reducción de materia orgánica y total. Mineraliza	Reducción de sólidos totales y volátiles. Reducción de materia orgánica degradable y mantenimiento de las concentraciones de nutrientes. Transformación de nitrógeno orgánico a amoniacal. En caso de separar la fase acuosa, el producto resultante presentará menor volumen, manteniendo la misma riqueza fertilizante
Distribución de partículas y de fracción soluble	Homogeneización en la distribución de partículas, lo cual favorece el diseño y aplicación de procesos posteriores de secado. Hidrólisis de partículas de pequeño tamaño y coloidales, y reducción de orgánicos solubles, con lo cual se facilita la separación entre fases solubles y en suspensión.
Consistencia	Consistencia pastosa de la fracción sólida de los purines digeridos, lo

	cual favorece su manipulación y peletización
Alcalinidad	Disminución muy significativa de la relación de alcalinidad. Aporte de alcalinidad para favorecer un proceso posterior de nitrificación, total o parcial. A su vez, y debido a la reducción de materia orgánica, el consumo energético en este proceso será inferior al de la nitrificación de la fracción líquida de purines frescos.
Balance energético	Balance energético positivo y proceso productor neto de energía renovable. Contribuye a disminuir las necesidades externas de energía para procesos térmicos posteriores. Permite el tratamiento de mezclas con otros residuos para optimizar la producción energética (codigestión), y facilitar la gestión integral de residuos orgánicos en la zona de aplicación del plan (cogestión).
Emisiones de gases de efecto invernadero	El proceso contribuye a la disminución en la generación de gases de efecto invernadero, si el metano producido sustituye una fuente no renovable de energía.

1.8 Antecedentes

López *et al.* 2008, reportan que en un reactor de lote secuenciado (SBR) con TRH de 2 días, utilizado para el tratamiento aguas residuales de matadero que contenían 5000 mg DQO/L y 360 mg amonio/L. Alcanzando eficiencias de remoción de DQO de 95 al 96%. También mencionan que obtuvieron una eficiencia de nitrificación de amonio del 95-97% en un proceso aerobio.

Castilla *et al.* 2009, reportaron la operación de un reactor de filtro anaerobio empacado con zeolita (FAEZ) de un volumen de 13 L, empacado al 80% de su capacidad con capas de zeolita de diferentes diámetros de tamaños de partícula, de 0.5 hasta 3 cm, que fue inoculado con 130 ml de lodo granular proveniente de una planta de tratamiento de aguas residuales (12.1 g de SSV). El filtro fue operando con dos tiempos de retención hidráulica (TRH) de 12 y 36 horas. El reactor fue alimentado con lixiviado de basura orgánica diluido con agua residual (658 mg DQO/L) obteniendo eficiencias de remoción de 48% para TRH de 12 hrs y de 83% para TRH de 36 horas.

Fernández *et al.* 2005, reportaron una comparación de la eficiencia de remoción entre dos reactores con diferentes tamaños de partículas de zeolita (0,25- 0,50 mm y 0,50-0,80 mm). El sustrato alimentado estudiado fue vinaza proveniente de una empresa destilera de ron. La

concentración alimentada fue de 20,000 mg DQO/L, una COV de 6.6 g DQO/Ld y fueron operados a un TRH de 3 d, obteniendo porcentajes de eliminación de DQO del 80%. Los resultados obtenidos entre ambos reactores fueron similares.

Sponza *et al.* 2005, Reportaron la operación de dos bioreactores anaerobios (UASB) acoplados en serie a un aerobio (CSTR). Los reactores fueron de 2.5 y 9.0 L, respectivamente y se utilizaron para el tratamiento de lixiviado de un relleno sanitario. El tiempo de operación fue de 42 días y con TRH de 1.25 días para los anaerobios y 4.5 para el aerobio. La carga orgánica volumétrica para el reactor anaerobio UASB1 fue de 4.3 incrementándose hasta 16 gDQO/Ld (la alimentación fue de 5.4 gDQO/L hasta 20 g DQO/L) el efluente de este primero serviría de influente para el segundo y este a su vez el influente del CSTR. La mayor eficiencia de remoción alcanzada para el UASB1 fue del 79%.y de 42% para el UASB2

Bohdziewicz *et al.* 2008, Reportaron la operación de un reactor anaerobio de membrana (MBR) para el tratamiento de lixiviado mezclado con agua residual (5 gDQO/L). El MBR fue operado a diferentes TRH (1 a 7 días), e incrementando la COV de 0.7 a 4.9 gDQO/Ld. La mayor eficiencia de remoción (90%) de DQO se obtuvo cuando el TRH fue de de 2 días y la COV de 2.5 g DQO/ Ld. L

Chen *et al.* 2008, Reportaron la operación de un reactor de lecho móvil biopelícula (MBBR) con un sistema anaeróbico-aeróbico para tratar lixiviados de vertederos para la eliminación simultánea de materia orgánica y de amonio. Se encontraron que el MBBR anaeróbico desempeñó un papel importante en la metanogénesis y el MBBR aeróbico sirvió para eliminar la fracción de DQO no removida por el proceso anaeróbico para la eliminación de amonio. La contribución de la MBBR anaeróbica, fue del 91% de remoción de DQO a una COV de 4.08 gDQO/Ld, disminuyendo a 86% cuando la COV se incrementó a 15.70 gDQO/(Ld). Debido a la función complementaria del reactor aerobio, el total de la eficiencia de remoción de DQO del sistema fue del 94% al 92%, aunque el COV de alimentación se incrementó de 4,08 a 15.70 g DQO/Ld. Manteniendo constante el TRH de 1.25 días

Moosavi *et al* 2004. Reportaron un bioreactor integrado de dos partes, la parte inferior por un filtro anaerobio de flujo ascendente y la parte superior por un lecho de aerobio fijo para el tratamiento de agua residual sintética. Este fue rellenado por con anillos de PVC de 1.5 cm de diámetro. El reactor fue operado con un TRH total de 9 hr (5h para la zona anaerobia y 4hr para la zona aerobia. Mostraron que la eficiencia de remoción DQO fue de mayor al 95% para una COV mayor a 7.4 kg DQO/m³ d. En este estudio no se reporta la producción de biogás y tampoco de metano porque no se incorporo un sistema de captación Sin embargo, demuestran que es un bioreactor que biotecnológicamente potencial para el tratamiento de aguas residuales con cargas altas de DQO.

Henry *et al* 1987, evaluaron dos filtros anaerobios a diferentes tasas de carga y a cuatro TRH diferentes. Se alimentaron con dos sustratos, lixiviados de diferentes lugares y edades. El primero de un vertedero joven recién abierto y el segundo, de un vertedero con mucho tiempo de estar cerrado. Los filtros anaerobios tenían un volumen de 3 L y estaban contruidos con material de plexiglás y empacados con piedras de rio. Las concentraciones de DQO fueron de 14000 mg/L y de 3750 mg/L respectivamente. Se manejaron cuatro TRH los cuales iban de 12 a 96 hr. Demostraron que la eficiencia de remoción de DQO fue del 90% las COV fueron de 1.26 Kg DQOm³/d incrementándose hasta 1.46 Kg DQOm³/d. La producción de biogás fue de 400 a 500 L/kg DQO removido y el contenido de metano fue de 75 al 85%.

Britz *et al* 1989. Reportaron que un reactor hibrido anaerobio fue utilizado para tratamiento de lixiviado con una DQO de 52000 mg DQO, La DQO de alimentación fue contante a 18000 mg/L y se encontró que la remoción era del 90% para COV de 14.53 a 20.54 kgDQO/m³ d con TRH de 0,9 hasta 3.5 días El contenido de metano en el biogás varió de entre el 65 y 75%.

Di Berardino *et al* 2000. Reportan que el agua residual proveniente de una industria de aliementos fue tratado en un reactor anaerobio de flujo ascendente con TRH de 0.53 a 133 días, donde la COV máxima fue de 0,45 kg DQO/L. la máxima remoción de DQO fue de 92% con una producción del 84 al 89% para las COV más altas.

Kennedy *et al* 2000. Reportaron el tratamiento de un lixiviado de un relleno sanitario usando un SBR y un UASB. Los dos reactores fueron operados a COV entre 0.6 y

19.7 kgDQO m³ L. donde se obtuvieron remociones de DQO del 71 y del 92% respectivamente. El reactor UASB fue operado con TRH de 24, 18 y 12 hr con el lixiviado diluido. El biogás producido contenía del 82 al 88% de metano.

1.9 Justificación

Los procesos anaerobios se han convertido en una de las biotecnologías apropiadas para el tratamiento de aguas residuales con alta concentración de materia orgánica (35-50 gDQO/L) y baja concentración (267 a 727 mgDQO/L).

El tratamiento de lixiviados requiere dilución. La dilución de lixiviado se puede hacer con agua residual municipal, que es de muy baja concentración

1.10 Objetivos

1.1.1 Objetivo General.

Degradación de materia orgánica carbonada proveniente de una mezcla de agua residual y lixiviados de basura orgánica en un reactor FAEZ

1.1.2 Objetivos particulares.

- Caracterización de los residuos líquidos (lixiviado y agua residual)
- Evaluar la remoción de materia orgánica carbonada a diferentes concentraciones y carga orgánicas volumétricas
- Monitorear el desempeño del reactor en base a diferentes parámetros físico-químicos

2.0 Metodología

Se operó un filtro anaerobio empacado con zeolita de 13 L de volumen. El FAEZ fue empacado con diferentes tamaños de partícula de zeolita como lo menciona **Aguilar et al. (2008)**. Este se alimentó con lixiviado diluido con agua residual municipal de la UAM-I hasta

alcanzar una concentración alrededor de 1.5 g DQOsoluble/L. El tiempo de retención hidráulico (TRH) fue de 1.5 días. Posteriormente se aumentó gradualmente (1.5, 3, 6, 9) hasta la concentración a 9.0 g DQOsoluble/L. Las muestras (500 ml) para el análisis se tomaron cada 24 horas. El reactor se alimentó con un flujo de 6 ml/min y con recirculación de 30 ml/min.

Para calcular el volumen de lixiviado a diluir con agua residual se utilizó la siguiente fórmula $C_1V_1=C_2V_2$

Donde:

C_1 = Concentración de lixiviado (g DQO_{soluble}/L)

V_1 = Volumen de lixiviado requerido para alcanzar la C_2 (L)

C_2 = Concentración de lixiviado requerido (g DQO_{soluble}/L)

V_2 = Volumen a preparar de la mezcla de desechos (L)

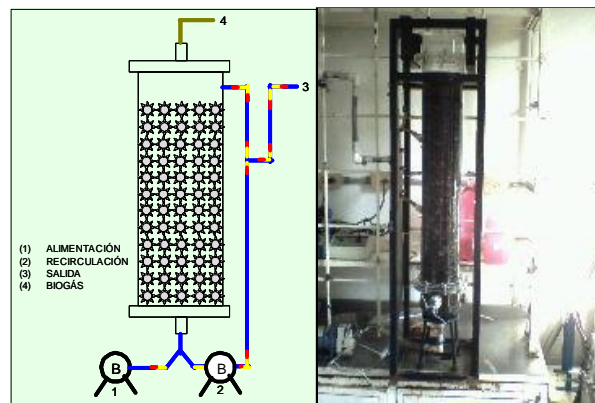


Figura 6. Esquema de filtro anaerobio empacado con zeolita (FAEZ)

2.1 Operación del reactor

2.2 Técnicas analíticas

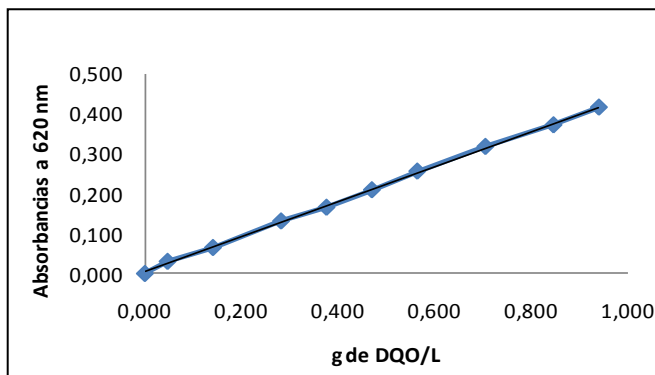
Durante la operación del reactor se evaluaron los siguientes parámetros (tabla 5)

Tabla 5. Parámetros medidos en la evaluación del FAEZ

Parámetro	Método
DQO	Reflujo cerrado
Total	
Soluble	
pH	Potenciómetro
Alcalinidad alfa	Titulación
AGV	Cromatografía de gases con FID
Acetato	
Propionato	
Butirato	
Valerato	
Sólidos suspendidos	Gravimetría
Totales	
Fijos	
Volátiles	
Biogás	Cromatografía de gases con TCD
Amonio	Electrodo selectivo
APHA (1996)	

2.2.1 DQO

En tubos de ensayo tipo Hach y por triplicado se agregaron, 2.0 ml de la disolución de glucosa (concentraciones conocidas) y se diluyeron en agua destilada, se agregó 1 ml de solución digestora (dicromato de potasio, ácido sulfúrico concentrado y sulfato mercúrico) y posteriormente 2.0 ml de disolución catalizadora (sulfato de plata en ácido sulfúrico concentrado). Se mezclaron perfectamente y se digirieron por 2 hrs a una temperatura de 150°C. Se dejaron enfriar y se registró la



Glucosa (g DQO/L)	Absorbancia (620 nm)
0,000	0,000
0,047	0,030
0,141	0,065
0,282	0,131
0,376	0,166
0,470	0,209
0,564	0,256
0,705	0,318
0,846	0,372
0,940	0,416

absorbancia a longitud de onda de 620 nm. Posteriormente se graficaron las concentraciones conocidas contra el promedio de las tres absorbencia (Figura 8 y tabla 6).

Parametro	Ecuaciones	R ²
DQO	Y=0.4382X+0.0048	0,9993

2.2.2 pH

El pH se midió con un potenciómetro marca Corning, modelo pH/ion 455.

2.3.3 Alcalinidad alfa

La operación eficiente de un reactor anaerobio, implica el control en el digester de una adecuada capacidad buffer del sistema, que se asegure el mantenimiento de pH > 6.0 para asegurar el buen funcionamiento de las bacterias metanogénicas. La alcalinidad alfa es la relación que existe entre los carbonatos y AGV y nos indica la capacidad buffer del sistema. (Monroy et al 1998)

Se tomaron 25 ml de influente, se midió el pH y se titulo con H₂SO₄ 0.02 N hasta que el pH fuera de 5.7, se registro el volumen gastado (AGV) y después se continuó titulando hasta que el pH fuera de 4.3 (AGV), (APHA, 1995)

$$\text{Alcalinidad alfa} = \frac{\text{volgastado a pH de 5.7}}{\text{volgastado a pH de 4.3}}$$

2.3.4 Sólidos suspendidos

La determinación de tanto de los sólidos totales (SST), sólidos suspendidos fijos (SSF), así como de los sólidos suspendidos volátiles se llevaron a cabo por los métodos del APHA 1996.

En charolas de aluminio, se pusieron filtros tipo Whatam No 40 a peso contante. Es decir, se metieron a la mufla a 550 C por 30 min y posteriormente se reposaron en un desecador y se pesaron en balanza analítica.

Se tomaron 20 ml de muestra de influente y efluente y se filtraron al vacio y se dejaron secar en una estufa a 100 C por 8 hrs. Posteriormente se pesaron.

Por último, los filtros con las muestras secas se llevaron mufla a 550 C por 30 min y se dejaron en el desecador y se pesaron

$$\text{Sólidos Totales (g.L}^{-1}\text{)} = \frac{\text{Peso de sólidos secos (100 °C)} - \text{Peso filtro vacío}}{\text{Volumen de Muestra (L)}} \times 1000$$

$$\text{Sólidos Fijos (g.L}^{-1}\text{)} = \frac{\text{Peso de sólidos secos (500 °C)} - \text{Peso filtro vacío}}{\text{Volumen de Muestra (L)}} \times 1000$$

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

2.2.5 Ácidos grasos volátiles

Las muestras se centrifugaron a 14000 rpm y posteriormente se tomaron 95 ml de sobrenadante y se adicionó 0.5 ml de HCl 50%

Los ácidos grasos volátiles de las muestras se cuantificaron con un cromatógrafo de gases Hewlett Packard 5890 serie II, de inyección automática y las condiciones de análisis fueron las siguientes:

Detector de ionización de flama (FID)

Temperatura del detector: 180°C

Temperatura del inyector: 150°C

Rampa de la columna: de 80 – 200 °C

Columna: AT-1000, longitud 10 m, Ø 0.53 mm

Gas acarreador: Nitrógeno

Flujo: 6.6 mL/min

Tiempo de corrida: 8 minutos

Volumen de inyección: 0.5 µL

Se creó una rampa de temperatura, con el fin de poder resolver todos los sustratos e intermediarios, iniciando en 80°C con un incremento de 5°C/min, hasta alcanzar 200°C. Una vez a esta temperatura, se elevó hasta 200°C a 15°C/min,

permaneciendo por 8 minutos a esta temperatura, con el fin de limpiar la columna de posibles residuos. Las curvas de calibración se corrieron por triplicado y se calculó el promedio, la desviación estándar, así como los coeficientes de regresión.

Para la curva patrón.

Se prepararon soluciones de acetato, propionato, butirato y valerato de concentración conocida. En un vial se agregaron 0.95 ml de cada solución y se adicionaron 50 µL de ácido clorhídrico diluido al 50%. Posteriormente se analizaron en un cromatógrafo de gases con detector FID. Se registraron las áreas reportadas en los cromatogramas y se graficaron (Figura 9 y Tabla 7).

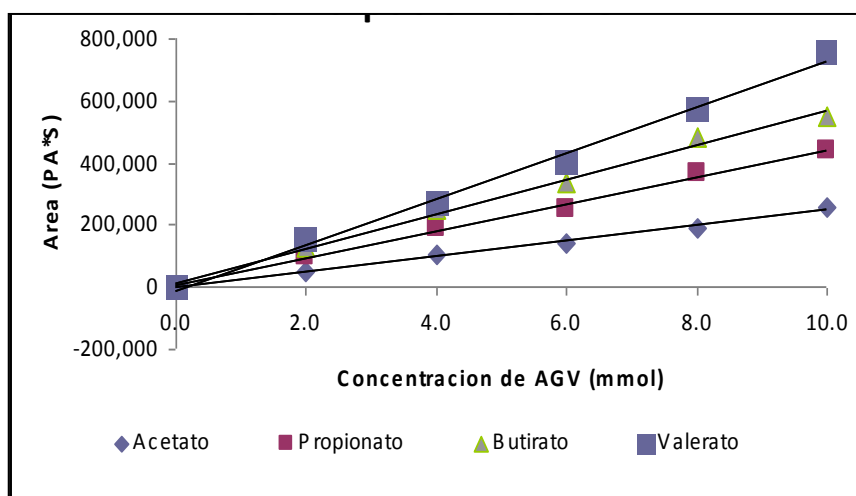


Fig. 9 Curva patrón de AGV

Tabla 7 de curva patrón para AGV

Concentraciòn (mmol)	Acetato (PA*S)	Propionato (PA*S)	Butirato (PA*S)	Valerato (PA*S)
0,0	0	0	0	0
2,0	49.479	101.698	129.828	154.722
4,0	101.906	189.619	251.243	271.832
6,0	142.173	248.730	335.653	401.594
8,0	193.268	364.328	484.402	573.384
10,0	255.105	440.536	550.521	757.088

Tabla 8. Ecuaciones obtenidos en las curvas patrón de AGV

Parametro	Ecuaciones	R ²
AGV		
Acetato	Y=24959X-1141.9	0,9971
Propionato	Y=43567X+6317.6	0,9952
Butirato	Y=55725X+13317	0,9926
Valerato	Y=73874X-9600.7	0,9937

2.2.5 Biogás

El metano y el bióxido de carbono del biogás se cuantificaron por cromatografía de gases durante las cinéticas de degradación de compuestos utilizando un cromatógrafo Gow-Mac, con una columna de acero empacada. Con las siguientes condiciones de análisis:

Detector: TCD (Thermal conductivity detector)

Temperatura de la columna: 140 °C

Temperatura del detector: 190 °C

Temperatura del inyector: 170 °C

Corriente en el detector: 120 mA

Gas acarreador: Helio

Flujo: 25 mL/min

Empaque de la columna: Carbosphere 80/100, longitud 1.82 m, 3.2 mm ø.

Volumen de inyección: 0.1 mL.

3.0 RESULTADOS

3.1 Caracterización de la composición de los residuos líquidos orgánicos

Como se observa en la tabla 9, el lixiviado presenta concentraciones de DQO alrededor de 120 g DQO/L, correspondientes a lixiviados jóvenes (menos de 5 meses de maduración). Además se muestra que en comparación con el agua residual, presenta concentraciones elevadas tanto de DQO, como de AGV.

Tabla 9 Caracterización del lixiviado y Agua residual

Parámetro	Lixiviado (g/L)	Agua residual (g/L)
DQOtotal	120	0.250
DQOsoluble	118	0.230
pH	4.5	7
SST	17	0.137
SSF	7	0.022
SSV	10	0.115
Acetato	11.1	0.082
Propionato	2.8	0.016
Butirato	2.4	0.007
Valerato	0.690	0.002
Amonio	0.717	0.064

3.2 Remoción de DQOsoluble a diferentes concentraciones y COV.

En la figura 11 y tabla 10 se muestra que en la etapa I, periodo de arranque (1 al 23 días) el FAEZ fue alimentado a COV $1.0 \pm 0,1$ gDQO/L·d con una concentración de 1.5 g DQO/L obteniéndose el 81.0 ± 17.5 % de eficiencia de remoción. Cuando se aumenta la COV a 2.0 ± 0.5 gDQO/L·d (3.0 g DQO/L), en la etapa II (24 al 67 días), la eficiencia se incrementa a un $90,1 \pm 5.5\%$, pero al aumentar la COV a $6,01 \pm 0,8$ gDQO/L·d (9,0 gDQO/L) la remoción disminuye al $83,8 \pm 6,1\%$, etapa IV (81 al 145 días). En la etapa V, (146 al 171 días) la COV aumenta a $8 \pm 0,2$ gDQO/L·d (12

gDQO/L) la eficiencia de remoción aumenta ligeramente a $88,3\pm 3,9\%$. Henry *et al* 1987, mostró que con un filtro anaerobio empacado con anillos de plástico se podía tener eficiencias del 90% de remoción de DQO para COV 1.26 a 1.45 gDQO Ld.

Durante toda la operación del FAEZ el TRH se mantuvo en 1.5 d. Nuri *et al.* 2008, utilizando dos UASB acoplados encuentran que se puede alcanzar una COV de 16 g/L d con un TRH de 1,25 d, con una eficiencia de remoción del 80%, pero no mencionan cual es la COV máxima que puede soportar el sistema que proponen. Sin embargo Chen *et al.* 2008, reportan que el COV máximo que puede soportar el MBBR fue de 15,70 gDQO/Ld teniendo remociones de 86-91% a un TRH de 1,25 d.

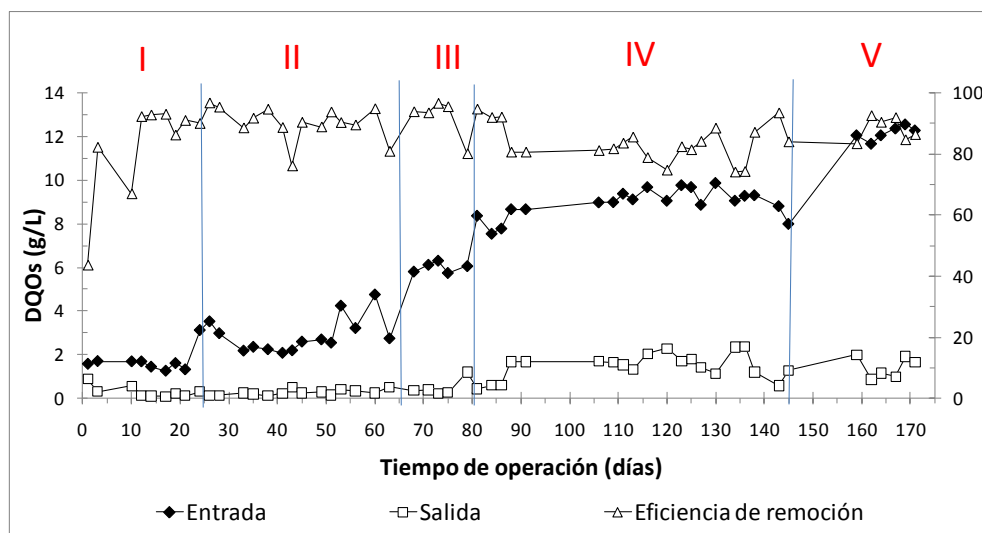


Figura 11. Incremento de concentración de DQO y eficiencia de remoción el FAEZ.

Tabla 10. Resumen de resultados durante la operación del FAEZ

Etapa	Tiempo (días)	COV _{exp.} (g/Ld)		DQO _{teó} (g/L)	Entrada (g/Ld)		Salida (g/L)		Remoción (%)	
		x	±		x	±	x	±	x	±
I	1-23	1	0,1	1,5	1,5	0,2	0,3	0,3	81,0	17,5
II	24-67	2	0,5	3,0	2,9	0,8	0,3	0,1	90,1	5,5
III	68-80	4	0,2	6,0	6,0	0,2	0,5	0,4	91,9	6,7
IV	81-145	6	0,4	9,0	8,9	0,6	1,5	0,6	83,8	6,1
V	146-171	8	0,2	12,0	12,2	0,3	1,4	0,5	88,3	3,9

3.3 pH y alcalinidad alfa

En el periodo de arranque del FAEZ (Figura 12 y Tabla 11), (etapa I, 0-23 días) el pH de la mezcla de alimentación de entrada (1.5 g DQO/ L-d, COV 1.0 gDQO/L-d) fue $7.07 \pm 0,36$ siendo en la salida de $7.39 \pm 0,42$ debido a la presencia de los carbonatos, producto de la digestión anaerobia y se observa que la alcalinidad alfa fue de $0,82 \pm 0,08$. Cuando aumentó la COV a $2.0 \pm 0,5$ gDQO/L-d (etapa II) el pH en la entrada (6.26 ± 0.42) disminuyó probablemente porque al incrementar la cantidad de lixiviado se promueve la acidez (7.47 ± 0.27). Sin embargo, en la salida prevalecieron condiciones alcalinas $0,82 \pm 0,08$ a $0,86 \pm 0,04$, pero al aumentar la concentración de DQO en la alimentación, etapa III (6 gDQO/L. COV 3,5g DQO/Ld $\pm 0,2$) el pH fue de 6.14 ± 0.27 a la entrada y a la salida de 7.56 ± 0.11 , la alcalinidad alfa disminuye a $0,75 \pm 0,04$ y disminuye a $0,74 \pm 0,04$ cuando la COV aumenta a $6,1$ gDQO/Ld $\pm 0,05$ en la etapa IV. Finalmente en la etapa V, (12 gDQO/L. COV 8 g DQO/Ld $\pm 0,2$) el pH de la entrada de la alimentación, $7,06 \pm 0,19$ aumenta a $8,07 \pm 0,40$ siendo más alcalino, probablemente porque al aumentar la concentración de lixiviado también aumento la cantidad de carbonatos de la mezcla de alimentación favoreciéndose la alcalinidad alfa $0.79 \pm 0,08$.

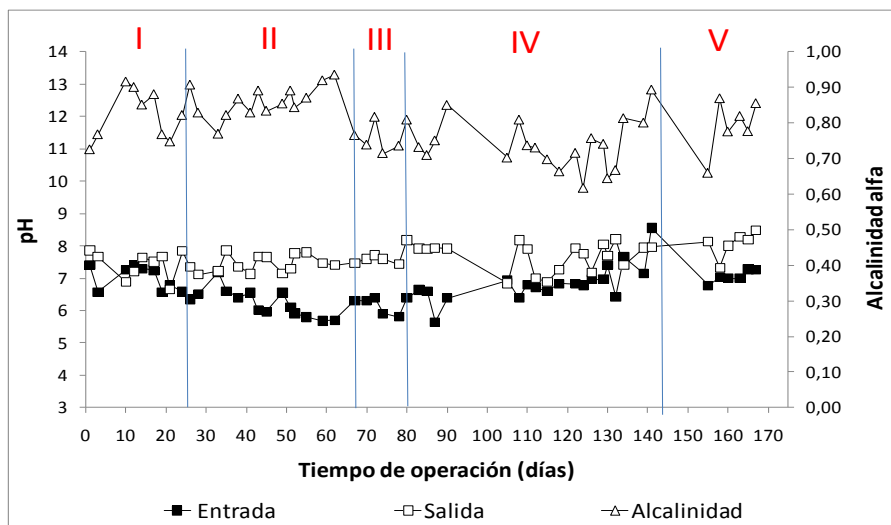


Figura 12. Comportamiento del pH y la alcalinidad alfa en el FAEZ.

Tabla 11. Resumen de resultados de pH y alcalinidad alfa

Etapa	Tiempo COV exp. (días)	COV exp. (g/Ld) DQO _{teó}			pH Entrada		pH Salida		Alcalinidad alfa	
		x	±	(g/L)	x	±	x	±	x	±
I	1-23	1	0,1	1,5	7,07	0,36	7,39	0,42	0,82	0,08
II	24-67	2	0,5	3,0	6,26	0,42	7,47	0,27	0,86	0,04
III	68-80	4	0,2	6,0	6,14	0,27	7,56	0,11	0,75	0,04
IV	81-145	6	0,4	9,0	6,83	0,43	7,69	0,44	0,74	0,07
V	146-171	8	0,2	12,0	7,06	0,19	8,07	0,40	0,79	0,08

3.4 Sólidos suspendidos totales, fijos y volátiles

No se determinaron todos los puntos de análisis de los días de operación del FAEZ, en la tabla 12 se menciona el número de datos promediados. En la figura 13 se observa que cuando la COV es de $1.0 \pm 0.1 \text{ gDQO/Ld}$, (etapa I) la concentración de SST es de $0.27 \pm 0.06 \text{ g/L}$ en la mezcla de alimentación con una remoción de la misma del $34,5\% \pm 20,2$. Se observa que la eficiencia de remoción disminuye a $29,2\% \pm 18,9$ cuando la COV es de $6,1 \pm 0.4 \text{ gDQO/L-d}$ pero al aumentar la COV a $8 \pm 0,2 \text{ gDQO/Ld}$ (etapa V) la concentración de SST fue de $0.81 \pm 0.14 \text{ g/L}$ y la remoción de estos aumento a $47\% \pm 13,5$ ligeramente con respecto a la etapa IV.

Cabe señalar que en la Tabla 9 de caracterización para el lixiviado y el agua residual, indica que la concentración de SST para el lixiviado es de 17 g/L y $0,137 \text{ g/L}$ para el agua residual. Comparando estos valores con los resultados mostrados en la tabla de resultados de la SST podemos intuir que son erróneos, dado por el mal manejo del agua residual obteniendo parte de los sólidos que están acumulados en el fondo del cárcamo.

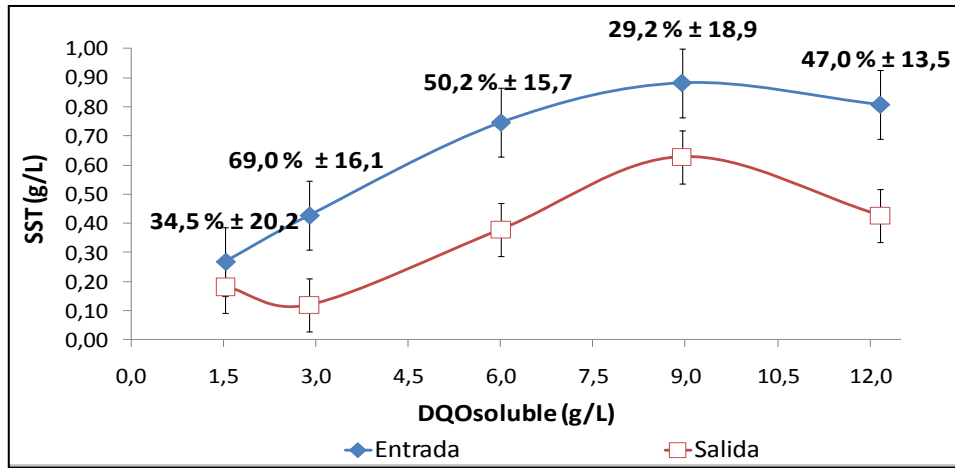


Figura 13. Perfil de los sólidos suspendidos totales en el FAEZ.

Tabla 12. Resultados de Sólidos suspendidos totales

Etapa	Tiempo (días)	n	COV exp. (g/Ld)		DQO sol (g/L)	SST entrada (g/L)		SST salida (g/L)		Remoción (%)	
			x	±		x	±	x	±	x	±
I	1-23	7	1	0,1	1,5	0,27	0,06	0,18	0,08	34,5	20,2
II	24-67	3	2	0,5	2,9	0,43	0,12	0,12	0,04	69,0	16,1
III	68-80	3	4	0,2	6,0	0,75	0,10	0,38	0,15	50,2	15,7
IV	81-145	3	6	0,4	8,9	0,88	0,09	0,63	0,19	29,2	18,9
V	146-171	5	8	0,2	12,2	0,81	0,14	0,43	0,13	47,0	13,5

Sólidos suspendidos fijos

En la figura 14 se observa que cuando la COV es de 1.0 ± 0.1 gDQO/L-d, (etapa I) la concentración de SSF es de 0.08 ± 0.05 mg/L en la mezcla de alimentación con una remoción de la misma del $37.3\% \pm 16.4$. Se observa que la eficiencia de remoción aumenta al $66.1\% \pm 14.7$ cuando la COV es de 2 ± 0.5 g DQO/L-d pero al aumentar la COV a $6 \pm 0,4$ gDQO/L-d (etapa IV) la concentración de SSF fue de 0.28 ± 0.14 g/L removiéndose tan solo el $17.5\% \pm 29$. Sin embargo en la última etapa, la remoción aumenta ligeramente a 38.4 ± 23.7

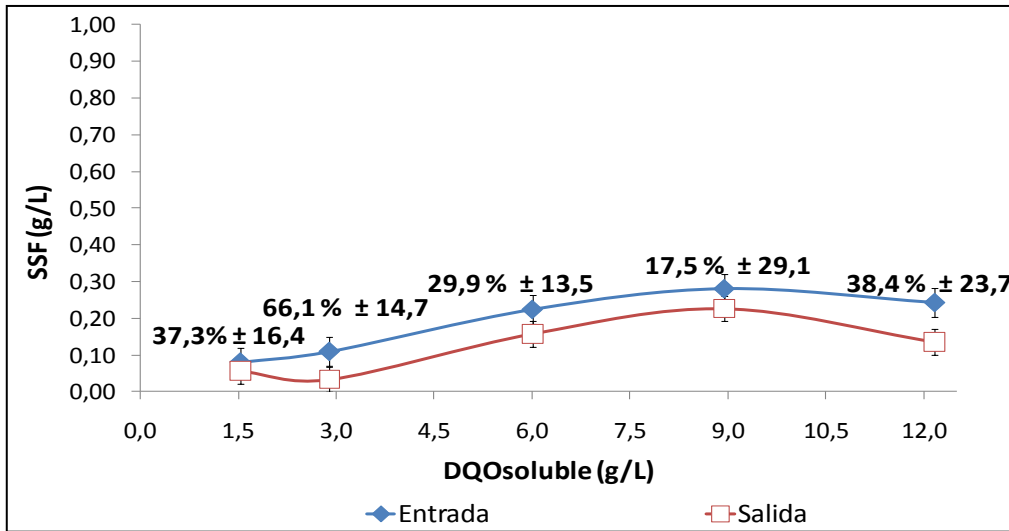


Figura 14. Perfil de los sólidos suspendidos fijos en el FAEZ

Tabla 13. Resultados de Sólidos suspendidos fijos

Etapa	Tiempo (días)	n	COV exp. (g/Ld)		DQO sol (g/L)	SSF entrada (g/L)		SSF salida (g/L)		Remoción (%)	
			x	±		x	±	x	±		
I	1-23	7	1	0,1	1,5	0,08	0,05	0,06	0,05	37,3	16,4
II	24-67	3	2	0,5	2,9	0,11	0,10	0,03	0,03	66,1	14,7
III	68-80	3	4	0,2	6,0	0,22	0,10	0,16	0,10	29,9	13,5
IV	81-145	3	6	0,4	8,9	0,28	0,14	0,23	0,17	17,5	29,0
V	146-171	5	8	0,2	12,2	0,24	0,09	0,14	0,04	38,4	23,7

Sólidos suspendidos volátiles

En el caso de los SSV sucede el mismo comportamiento que en los SST. A COV 1.0 ± 0.1 g DQO/L-d. (etapa I) la cantidad de sólidos en la entrada es de 0.19 ± 0.05 g/L, removiéndose 34.0 ± 16,4 %. Al aumentar la COV a 2 ± 0.5 g DQO/L-d, la concentración de SSV aumenta a 0.32 ± 0.10 aumentando la remoción a 70.7 ± 14.7 pero después disminuye y ya no se recupera Cuando la COV aumenta a 6.1 ± 0.8 g DQO/L-d la cantidad sólidos a la entrada es de 0.60 ± 0.14 g/L siendo removidos únicamente el 31,3 ± 29.0% pero en la última etapa, la eficiencia de remoción aumenta ligeramente a 45,9 ± 18,2 cuando la concentración de SSV en la

alimentación fue de 0.54 ± 0.07 . Como se puede observar en la figura 15 y en la tabla 14.

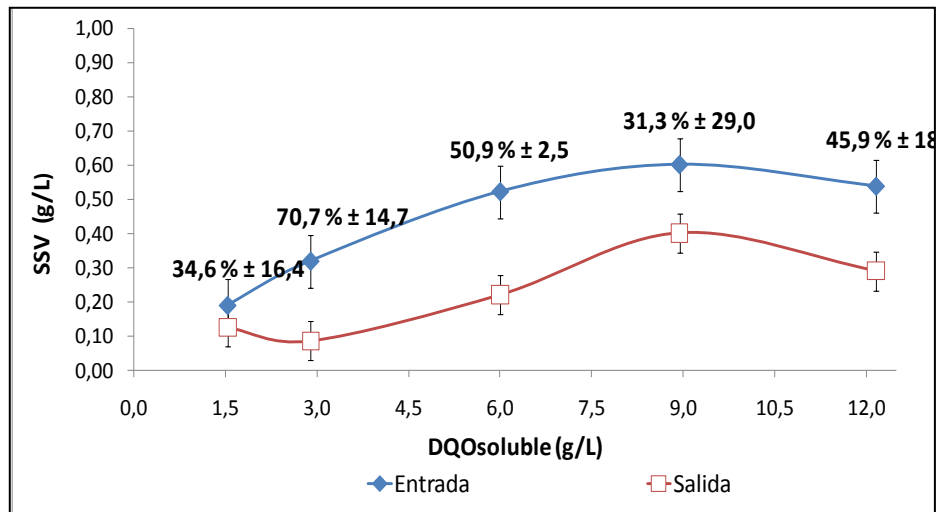


Figura 15. Perfil de los sólidos suspendidos volátiles en el FAEZ.

Tabla 14. Resumen de resultados de SSV

Etapa	Tiempo (días)	N	COV exp. (g/Ld)		DQO sol (g/L)	SSV entrada (mg/L)		SSV salida (mg/L)		Remoción (%)	
			x	±		x	±	x	±	x	±
I	1-23	7	1	0,1	1,5	204,6	37,1	131,9	35,7	34,6	16,4
II	24-67	3	2	0,5	2,9	318,3	98,8	103,3	20,8	66,4	7,7
III	68-80	3	4	0,2	6,0	521,7	97,7	256,7	53,1	50,9	2,5
IV	81-145	3	6	0,4	8,9	600,8	141,5	401,0	172,8	31,3	29,0
V	146-171	5	8	0,2	12,2	537,5	66,8	290,0	92,1	45,9	18,2

3.5 Ácidos grasos volátiles

No se determinaron todas las muestras, sólo tres muestras de cada etapa. En la figura 16 se puede observar que en la etapa I (1 al 23 días) la alimentación fue de COV de 1.0 ± 1.0 gDQO/L-d, la cantidad de acetato fue de 0.29 ± 0.03 g/L metabolizándose en su totalidad.. Sin embargo cuando se aumenta la COV en la

etapa II y III (1,9 y 4.0 g/L respectivamente) no se observa presencia de ácido acético en la salida, lo cual significa que los 0.63 ± 0.31 g/L y 1.15 ± 0.31 g/L que entraron al FAEZ se metanogenizaron. Lo cual indica que la eficiencia del reactor fue mayor del 90% como se puede observa en la figura 6. Pero en las últimas dos etapa, la eficiencia del FAEZ, disminuye, y a su vez también la cantidad acético aumenta con la concentración de lixiviado.

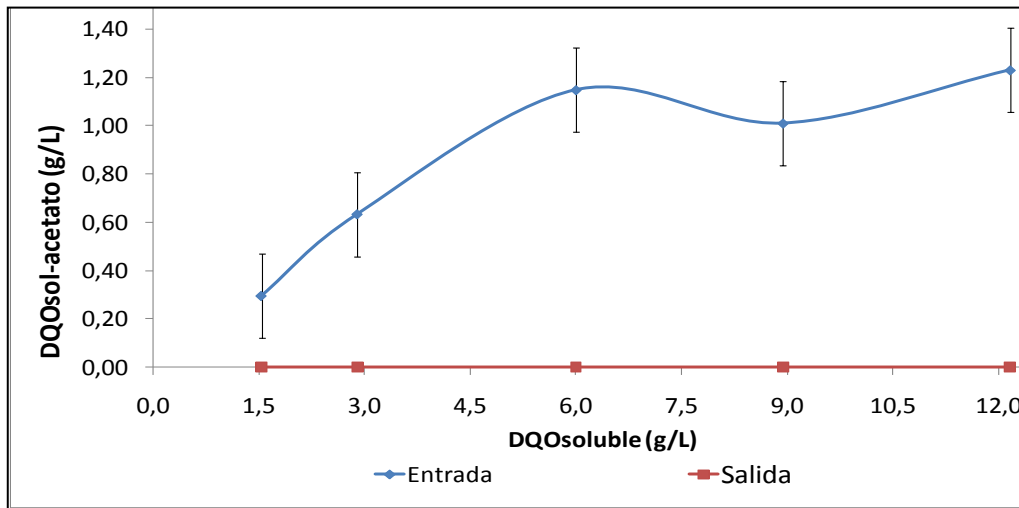


Fig 16. Perfil de acetato en el FAEZ

Tabla 15. Resumen de resultados acetato

Etapa	Tiempo (días)	n	COV exp. (g/Ld)		DQO sol (g/L)	Entrada (g/L)		Salida (g/L)	
			x	±		x	±	x	±
I	1-23	3	1,0	0,1	1,5	0,29	0,03	0,00	0,10
II	24-67	3	1,9	0,5	2,9	0,63	0,31	0,00	0,00
III	68-80	3	4,0	0,2	6,0	1,15	0,31	0,00	0,00
IV	81-145	3	6,0	0,4	8,9	1,01	0,10	0,00	0,05
V	146-171	3	8,1	0,2	12,2	1,23	0,16	0,00	0,11

En la fig 17 se observa que en la etapa I, la concentración de propionato en la alimentación fue de 0.19 ± 0.12 g/L metabolizándose totalmente. En la etapa II y III de las concentraciones 1.31 ± 0.64 g/L y 1.18 ± 0.64 g/L respectivamente, no existe residuales en sus respectivas salidas lo que hace pensar que el propionato se metanogénico. En la etapa IV y V (COV 6.0 ± 0.4 mg/L y 8.1 ± 0.2 respectivamente)

se observa una disminución de concentración de ácido propiónico debido a que se utilizó otro lote de lixiviado el cual tenía menor concentración que el lixiviado utilizado en las primeras dos etapas.

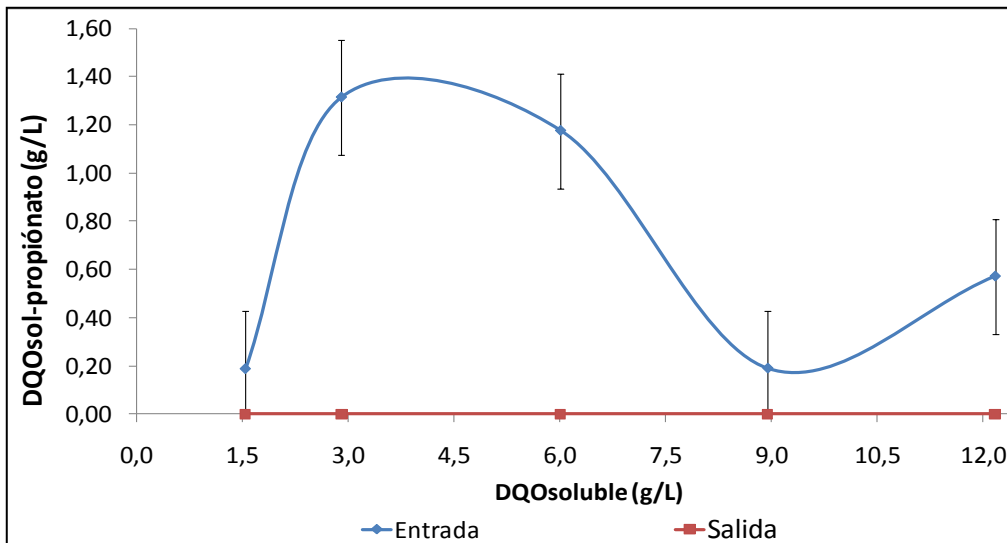


Fig 17. Perfil de propionato en el FAEZ

Tabla 16 Resumen de resultados de propionato

Etapa	Tiempo (días)	n	COV exp. (g/Ld)		DQO sol (g/L)	Entrada (g/L)		Salida (g/L)	
			x	±		x	±	x	±
I	1-23	3	1,0	0,1	1,5	0,19	0,12	0,00	0,14
II	24-67	3	1,9	0,5	2,9	1,31	0,64	0,00	0,00
III	68-80	3	4,0	0,2	6,0	1,18	1,00	0,00	0,00
IV	81-145	3	6,0	0,4	8,9	0,19	0,09	0,00	0,05
V	146-171	3	8,1	0,2	12,2	0,57	0,45	0,00	0,03

En la figura 18 se observa que en la etapa I, la concentración de butirato es de 0.17 ± 0.06 g/L metabolizándose totalmente y en la etapa II se observa que carece de este ácido. Podríamos pensar que por la dilución el cromatógrafo no lo detecte sin embargo conforme aumenta la COV se observa mayor cantidad de butirato aun que en las salidas no se observa concentraciones de residuales significativos.

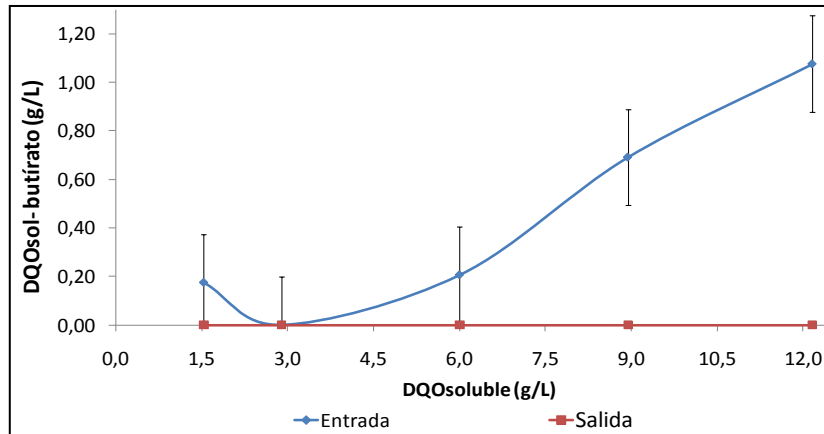


Fig 18 Perfil de acetato en el FAEZ

Tabla 17. Resumen de resultados de butirato

Etapa	Tiempo (días)	n	COV exp. (g/Ld)		DQO sol (g/L)	Entrada (g/L)		Salida (g/L)	
			x	±		x	±	x	±
I	1-23	3	1,0	0,1	1,5	0,17	0,06	0,00	0,03
II	24-67	3	1,9	0,5	2,9	0,00	0,00	0,00	0,00
III	68-80	3	4,0	0,2	6,0	0,21	0,18	0,00	0,00
IV	81-145	3	6,0	0,4	8,9	0,69	0,19	0,00	0,02
V	146-171	3	8,1	0,2	12,2	1,08	0,76	0,00	0,02

3.6 Biogás

En la tabla 15 se muestra que en la etapa I la producción de biogás fue de $40,81 \pm 12,7$ L/d y la producción de metano teórico de $22,93 \pm 3,85$ L/d, con una eficiencia de producción de metano teórico del 70% donde la carga fue de $6,1 \pm 0,8$ gDQO/L·d a una concentración de alimentación de 9,0 gDQO/L. En esta etapa como en las anteriores no se determinó la cantidad de metano experimental, no es hasta la etapa V donde la COV fue de $8,1 \pm 0,2$ y la concentración de lixiviado fue de 12,2 gDQO/L donde la producción de metano fue de $16,03 \pm 4,52$ L/d (75%) y la producción de metano teórica de 31,62 L/d

Tabla 18. Producción de biogás

Etapa	Tiempo COV exp. (días)	COV exp. (g/Ld)			DQO sol (g/L)		Biogás (L/día)		CH ₄ exp (L/día)		CH ₄ teó (L/día)		Eficiencia %
		x	±			x	±	x	±	x	±		
IV	81-145	6,0	0,4	8,9	40,8	12,7	28,5	0,0	22,9	3,8	70		
V	146-171	8,1	0,2	12,2	21,7	4,9	16,0	4,5	31,6	0,4	75		

4.0 Conclusión

De la caracterización de los residuos líquidos se concluye que los lixiviados tuvieron una concentración de contaminantes 100 veces superior al ARM, y en todos los casos mayor a lo reportado para otros LIX de edad similar (jóvenes).

A concentraciones de DQO de 1.5, 3.0, 6.0, 9.0 y 12.0 g/L las eficiencias de remoción alcanzadas fueron 81.0, 90.1, 91.9, 83.8, 88.3%.

La alcalinidad alfa se encontró en un intervalo de 0.82 a 0.79, indicando que el FAEZ puede soportar un aumento en la concentración de DQO y por ende de la COV.

El incremento en la concentración de sólidos (0.27 a 0.81 gSST/L) en la entrada del FAEZ tuvo un efecto negativo en su remoción, siendo en promedio para todas las etapas del 46%.

Los ácidos grasos volátiles fueron eficientemente transformados hasta metano a todas las concentraciones de DQO alimentadas.

El metano recuperado fue del 100 y 50.5% para concentraciones de 9.0 y 12.0 gDQO/L alimentadas.

5.0 REFERENCIAS.

APHA-WWA. (1996) Standard methods for examination of water and wastewater, 19th.

Aguilar, C. (2008) Installation and start up of a pilot DFFB reactor for wastewater treatment. XVI National Congress of Sanitary Engineering and Environmental Sciences “The sustainability in the Big Cities”. 21–26 April. D.F., México.

Álvarez. A, (2006). Tratamiento biológico del lixiviado generado en el relleno sanitario “El Guayabal” de la ciudad San José de Cúcuta, *Rev Ingeniería y Desarrollo*, Colombia.

Baig. S,(1999) Treatment of landfill leachates: Lapeyrouse and Satrod case studies, *Ozone Sci. Eng.* 21,1–22.

Bohdziewicz J. (2008) Landfill leachate treatment by means of anaerobic membrane bioreactor, *Desalination* vol 221, pp 559–565. Polonia

Borzaconi, L. (1999). Anaerobic-Aerobic Treatment of Municipal Solid Waste Leachate, *Rev Environmental Technology*. v.20, 211-217

Britz T.J, Venter C.A. (1990) Anaerobic Treatment of Municipal Landfill Leachate using an Anaerobic Hybrid Digester *Biological Wastes* 32 181-191

Castilla P. (2009) Biological degradation of a mixture of municipal wastewater and organic garbage leachate in expanded bed anaerobic reactors and a zeolite filter. *Rev Water Science and Technology*. V 21 pag 723-728

Campos, J.R. (1990) Proyecto y operación de filtros anaerobios para el tratamiento de efluentes líquidos industriales. En: taller regional y conferencia sobre tratamiento anaerobio de aguas residuales en América Latina. Ciudad de México.

Castañón J.M (2002) uso de aros de guadua en filtros anaerobios para el tratamiento de aguas residuales. Seminario - Taller Avances en la investigación sobre Guadua Pereira, mayo 16-17 y 18 de 2002

Chan J (2009) A review on anaerobic–aerobic treatment of industrial and municipal wastewater. *Chemical Engineering Journal*. 155: 1–18.

Castilla, P. (2007). Eliminación de materia orgánica carbonada y nitrogenada (amonio) en un filtro anaerobio empacado con zeolita (FAEZ). Reporte Posdoctoral. UAM-Iztapalapa. México.

Chen S. (2008). Simultaneous removal of COD and ammonium from landfill leachate using an anaerobic–aerobic moving-bed biofilm reactor system, *Waste Management* 28 , pp 339–346

Di Berardino S, Costa S, Converti A, (2000) Semi-continuous anaerobic digestion of a food industry wastewater in an anaerobic filter *Bioresource Technology* 71 261-266

Henry J.D,(1987) Removal of organics from leachates by anaerobic filter ,*Wat. Res.* Vol. 21, No. 11, pp. 1395-1399,

Henry F. G.,(1982).Treatment of landfill leachate by anaerobic filter. Part 1. Laboratory studies. *Wat. Pollut. Res. J. Can.* 17, 37-46.

Fernández N (2005), Producción de biogás a partir del tratamiento de residuales de destilerías utilizando zeolita natural, Instituto Superior Politécnico José Antonio Echeverría, La Habana Cuba.

Kjeldsen, P.,(2002) Present and long-term composition of MSW landfill leachate: a review',*critical reviews in environmental science and technology*,32:4,297 — 336

Lema, J. M, (1988) Characteristics of landfill leachates and alternatives for their treatment: a review, *Water Air Soil Pollut.* 40, 223–250.

Lutfi, M. (2003) Investigación relativa a la minimización de lixiviados en vertederos y su depuración. Tesis doctoral. Universidad politécnica de Madrid. España.pp 30-33

López, H. (2008) Desarrollo del proceso anammox para el tratamiento de lixiviados: puesta en marcha y aplicación. Universidad de Girona, España

Meknassi F. (2006). Design strategy for a simultaneous nitrification/denitrification of a slaughterhouse wastewater in a sequencing batch reactor, *Rev Environmental Technology*, vol 26.

Moya L, (1995) Evaluación de una planta anaerobia UASB con agua residual doméstica de un sector residencial de Barranquilla. *Rev Ingeniería y Desarrollo*. Universidad del Norte, Colombia.

Monje R. I. y Orta de Velásquez M. T. (2004). Removal and transformation of recalcitrant organic matter from stabilized saline landfill leachates by coagulation–ozonation coupling processes. *Water. Research* 9 (38): 2359-2367.

Monroy, O. (2000) Anaerobic digestion for wastewater treatment in México: state of the technology. *Water Research* 34, 6: 1803-1816

Metcalf y Eddy, INC., (1996), *Wastewater engineering: treatment disposal reuse*. Editorial McGraw-Hill, Third edition, USA.

Montalvo. S y Guerrero.L (2003) Tratamiento anaerobio de residuos. Universidad técnica Federico Santa Maria. Valparaiso, Chile

Milan, Z.,(1999) Deep bed filtration of anaerobic cattle manure effluents with natural zeolite. *J. Environ. Sci. Health* B34, 305–332.

Moosavi G.R, Mesdaghinia A.R, Naddafi A, Mahvi A. H (2004), Feasibility of development and application of an up-flow anaerobic/aerobic fixed bed combined reactor to treat high strength wastewaters, in: 10th World Congress on Anaerobic Digestion, Montreal, Canada, pp. 2436–2440.

Orta de V. (1999). Estudio de tratabilidad de lixiviados en la planta de tratamiento de aguas residuales municipales Santa Fe. Realizado para la Dirección General de Servicios Urbanos del D.D.F.

Renou S, (2008) Landfill leachate treatment: Review and opportunity, *Journal of Hazardous Materials* 150 468–493

Speece R. E. (1996). *Anaerobic Biotechnology: For Industrial Wastewater*. Ed. Archea, Press Nashville, Tennessee, USA. pp. 74-286.

Saval S. (1993). Tratamiento anaerobio de aguas residuales, *V Congreso Nacional de Biotecnología*. 3: 5-6.

Shobert S.M. (1983). Methanogenic flora and their metabolic route: “Avances de la digestión anaerobia” *Mircen Biotecnología*. Instituto Centroamericano de Investigación Industrial. Guatemala. pp: 2-19

Sponzo T. (2005) Anaerobic/aerobic treatment of municipal landfill leachate in sequential two-stage up-flow anaerobic sludge blanket reactor (UASB)/completely stirred tank reactor (CSTR) systems, *Process Biochemistry* vol 40, pp 895–902. Turquia

Timur H. (1999) Anaerobic sequencing batch reactor treatment of landfill leachate, *Wat. Res.* Vol 33 : 3225-3230

Young, J.C.(1991) Factors Affecting the Design and performance of upflow anaerobic filters. *Water Science and Technology*. Vol. 24 No 8:133 - 155.

6.0 ANEXOS.

6.1 Solución digestora

Se seca durante dos horas a 103 C, 50 g de K_2CrO_7 , se enfría posteriormente en un desecador y se pasan 42,25g; por otro lado se pesan 33,3g de $HgSO_4$. En un matraz aforado, se disuelve el K_2CrO_7 en 500 ml de agua destilada, se añade el $HgSO_4$, y se adiciona muy lentamente 167 ml de H_2SO_4 en baño de hielo, Cuando la mezcla se disuelve lentamente y se afora 1 L con agua destilada.

6.2 Solución de ácido sulfúrico con sulfato de plata.

Se pesa suficiente $AgSO_4$ para una proporción de 5,5 g $AgSO_4$ /kg de H_2SO_4 para calcular la cantidad exacta se considera el peso específico y la pureza del ácido sulfúrico. En un matraz aforado de un litro se agregan 300 ml de ácido agregando el sulfato de plata ya pesado. Se deja en reposo uno o dos días para que se disuelva completando después el volumen restante del ácido sulfúrico. Por cada 2.5 de Ácido sulfúrico se debe agregar 26.03 gr de $AgSO_4$.