



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA  
(INGENIERÍA AMBIENTAL – AGUA)

**ELIMINACIÓN BIOLÓGICA DE METANO Y SULFURO DE HIDRÓGENO  
PROVENIENTES DEL TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUA RESIDUAL  
MUNICIPAL**

TESIS  
QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:  
MAESTRO EN INGENIERÍA

PRESENTA:  
ALVARO FRANCISCO HUETE CHEVEZ

TUTOR PRINCIPAL:  
DR ADALBERTO NOYOLA ROBLES  
INSTITUTO DE INGENIERÍA

COMITÉ TUTOR  
DR. ARMANDO GONZÁLEZ SÁNCHEZ  
INSTITUTO DE INGENIERÍA

DR. FREDERIC THALASSO SIRET  
CINVESTAV

MÉXICO, C.D. ENERO 2016



Universidad Nacional  
Autónoma de México



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

**JURADO ASIGNADO:**

Presidente: Dr. Sergio Revah Moiseev

Secretario: Dr. Armando González Sánchez

Vocal: Dr. Frédéric Thalasso Siret

1 er. Suplente: Dra. Marisela Bernal González

2 d o. Suplente: Dr. Adalberto Noyola Robles

Lugar donde se realizó la tesis: Instituto de Ingeniería, UNAM, México, C.D.

**TUTOR DE TESIS:**

Dr. Adalberto Noyola Robles



**FIRMA**

## **AGRADECIMIENTOS**

A la Universidad Nacional Autónoma de México UNAM y al Programa de Posgrado de Maestría y Doctorado en Ingeniería.

Al Consejo Nacional de Ciencias y Tecnologías CONACYT, por el financiamiento de este trabajo (proyecto 220217, CB 2013) y por la beca de posgrado.

Al Instituto de Ingeniería de la UNAM.

Al Dr. Adalberto Noyola Robles por aceptarme en su grupo de investigación, así mismo por el asesoramiento y su confianza brindada durante estos dos años de trabajo.

A los miembros del jurado: Dr. Armando González Sánchez, Dr. Frédéric Thalasso Siret, por su tiempo dedicado a este trabajo, por sus valiosas aportaciones y seguimiento.

A la Dra. Marisela Bernal González y al Dr. Sergio Revah Moiseev, por sus valiosos comentarios, los cuales contribuyeron a tener un mejor trabajo.

Al Dr. Juan Manuel Morgan – Sagastume, por sus valiosas aportaciones en el desarrollo de esta tesis.

Al Laboratorio de Ingeniería Ambiental del Instituto de Ingeniería, por el uso de las instalaciones.

Al Dr. Dario Rivera, por facilitarme el acceso a la planta de tratamiento de aguas residuales y poder desahallar este trabajo, a si mismo por el uso de las instalaciones y equipos de los laboratorios de la FES – ACATLÁN.

A la M.C. Margarita Cisneros por su valioso apoyo en la logística de este trabajo.

Al Dr. Daniel de los Cobos por su guía y cercano seguimiento en el desarrollo de este trabajo.

Al Dr. Omar Reyes, Rubí Pérez y Alejandra Pañeda por su valioso apoyo en el monitoreo e implementación de técnicas analíticas.

A Tania Gómez por apoyarme incondicionalmente con sus valiosos comentarios y aportes durante estos dos años de trabajo.

Al Ing. Roberto Briones por sus consejos y apoyo durante el diseño del sistema piloto.

Al Sr. Maya y personal del taller mecánico del instituto, por la construcción del sistema piloto.

A todos mis compañeros de la maestría

A mis compañeros de cubículo: Paty, Andrea, Elena, Marianne, Daniela, Emilio, Luis, Paty de la Cruz, por los buenos momentos compartidos.

A Roxana, Ivan, Dimitriv, Ulises, Rayner, Astrid, Eder, Zara, Yadira, Creah, Irving, gracias por a ver compartido momentos que nunca se olvidan.

## RESUMEN

El tratamiento anaerobio de las aguas residuales municipales en América Latina ha experimentado un crecimiento en el número de plantas instaladas. Esta tecnología representa una opción eficiente y sobre todo económica con un amplio potencial de aplicación. Como subproducto de la digestión anaerobia se genera biogás el cual presenta  $\text{CH}_4$  que puede ser aprovechado como fuente energía. Al respecto, es importante mencionar que la producción de  $\text{CH}_4$  a partir de agua residual municipal es limitada, debido a la baja concentración de materia orgánica presente (expresada como DQO o  $\text{DBO}_5$ ), por lo que el tratamiento anaerobio de este tipo de efluentes no debe ser considerado como una tecnología para producir energía. Aunado a lo anterior, se ha reportado que entre un 30 y un 60% de la producción de  $\text{CH}_4$  en el reactor se pierde disuelto con el efluente, lo que contribuye a la emisión del  $\text{CH}_4$  a la atmósfera. El  $\text{CH}_4$  es un potente gas de efecto invernadero; tiene un potencial de calentamiento global 34 veces mayor que el  $\text{CO}_2$  a la misma concentración. En este trabajo se propone un sistema para el control de las emisiones de  $\text{CH}_4$  disuelto (y del  $\text{H}_2\text{S}$  que lo acompaña) en los efluentes acuosos de pequeñas plantas municipales de tratamiento anaerobio.

Para ello, se trabajó con un sistema piloto para la desorción y oxidación biológica de  $\text{CH}_4$  y  $\text{H}_2\text{S}$  disueltos en el efluente de un reactor UASB que trata agua residual municipal a escala real. Una columna de desorción con anillos tipo Pall fue utilizada para desorber los gases disueltos, la cual operó bajo dos condiciones de relación de flujo efluente anaerobio/aire de 1 y 2, obteniendo un porcentaje de recuperación del 99% para el  $\text{CH}_4$  en ambas condiciones.

Para el  $\text{H}_2\text{S}$  se logró una eficiencia de desorción del 28 y 31% para la primera y segunda condición respectivamente. Esta limitada eficiencia se atribuye al alto pH que presentaba el efluente anaerobio (8 en promedio), lo cual limitó la presencia de la forma no disociada de este compuesto en el agua.

Se observó que la concentración de  $\text{CH}_4$  en el gas desorbido es proporcional a su concentración en la fase líquida. En cuanto al desempeño del biofiltro empacado con composta, el porcentaje de eliminación de  $\text{CH}_4$  y  $\text{H}_2\text{S}$  fue del 70 y 100 % con una capacidad de eliminación promedio de  $\text{CH}_4$  y  $\text{H}_2\text{S}$  de 42 y 1.17 g/h por  $\text{m}^3$  de composta respectivamente. Estos resultados son satisfactorios, comparables con trabajos reportados previamente en la bibliografía. La temperatura promedio alcanzada dentro del biofiltro fue de  $42 \pm 9$  °C, debido principalmente al calor generado por la reacción exotérmica de oxidación del  $\text{CH}_4$ .

Durante la operación del biofiltro se observó que la eficiencia de eliminación de  $\text{CH}_4$  con respecto a la altura del medio filtrante fue la misma para cada estrato a diferencia del  $\text{H}_2\text{S}$  que se remueve en su totalidad en los estratos inferiores. Se realizó la homogenización del medio filtrante los días de operación 69, 129 y 160, lo que contribuyó a evitar una disminución excesiva del pH en el estrato inferior que pueda afectar la degradación de  $\text{CH}_4$  y  $\text{H}_2\text{S}$ .

Se compararon dos escenarios de emisiones de gases de efecto invernadero (con y sin la instalación de un sistema para el control de  $\text{CH}_4$  disuelto). El sistema estudiado reduciría en un 54% las emisiones de gases de efecto invernadero provenientes del metano disuelto en la planta de tratamiento de la FES Acatlán (23.4 Ton de  $\text{CO}_{2\text{eq}}$ /año evitadas).

## Índice general

1. INTRODUCCIÓN .....	1
2. MARCO TEÓRICO.....	2
2.1 Biogás .....	2
2. 1. 1 Metano .....	3
2. 1. 2 Sulfuro de hidrógeno .....	3
2. 2 Mediciones de metano y sulfuro disuelto en efluentes de plantas anaerobias de aguas residuales municipales.....	4
2. 3 Sistemas para desorción de gases disueltos. ....	4
2. 3. 1 Torres empacadas.....	5
2. 3. 1. 1 Diseño de una torres empacadas.....	5
2. 3. 2 Tanques de burbujeo.....	8
2. 3. 3 Tanques agitados mecánicamente.....	9
2. 3. 4 Torre de platos .....	10
2. 4 Desorción de CH <sub>4</sub> y H <sub>2</sub> S.....	13
2. 5 Remoción de contaminantes de corrientes gaseosas .....	14
2. 5. 1 Las biotecnologías.....	15
2. 6 Biofiltración del metano .....	20
2. 6. 1 Materiales de empaque utilizados para la biofiltración del metano .....	21
2. 6. 2 Factores ambientales que afectan los procesos de biofiltración del metano .....	21
2. 7 Biofiltración del sulfuro de hidrógeno .....	24
2. 7. 1 Materiales de empaques utilizados en la biofiltración del sulfuro de hidrógeno .....	24
3. OBJETIVOS .....	29
3. 1 Objetivo General .....	29
3. 2 Objetivos específicos.....	29
4. METODOLOGÍA.....	30
4. 1 Sistema para la desorción de CH <sub>4</sub> y H <sub>2</sub> S .....	32
4. 2 Sistema de biofiltración .....	34
4. 3 Muestreo .....	36
4. 3. 1 Puntos de muestreo .....	36
4. 4 Horario de trabajo experimental en la PTAR.....	38
4. 5 Parámetros de medición de la eficiencia del sistema de la columna de desorción.....	39

4. 6	Parámetros de medición de la eficiencia del sistema de biofiltración .....	40
5.	RESULTADOS Y DISCUSIÓN .....	42
5. 1	Concentración de gases disueltos .....	42
5. 1. 1	CH <sub>4</sub> disuelto en el efluente del reactor UASB .....	42
5. 1. 2	Coeficiente de transferencia de masa para el CH <sub>4</sub> .....	43
5. 2. 1	S <sup>2-</sup> disuelto en el efluente del reactor UASB .....	43
5. 3. 1	Caída de presión en el sistema .....	46
5. 2	Eliminación de CH <sub>4</sub> y H <sub>2</sub> S en el biofiltro .....	47
5. 2.1	Caracterización de la composta .....	47
5. 2. 2	Eliminación de CH <sub>4</sub> en el biofiltro .....	48
5. 2. 3	Eliminación de H <sub>2</sub> S en el biofiltro .....	50
5. 3	Seguimiento de parámetros en la operación del biofiltro .....	51
5. 3. 1	Temperatura en el biofiltro .....	51
5. 3. 2	Humedad .....	53
5. 3. 3	pH .....	54
5. 3. 4	Concentración de sulfatos en la composta .....	55
5. 3. 5	Concentración de sulfatos en el lixiviado .....	57
5. 3. 3	Perfiles de remoción de CH <sub>4</sub> y H <sub>2</sub> S en el biofiltro .....	57
5. 3. 7	Perfil de temperatura en el biofiltro .....	59
5. 3. 8	Caída de presión .....	60
5. 3. 9	Granulometría de la composta .....	60
5. 4	Escalamiento del sistema piloto a tamaño completo para la planta de tratamiento de la FES – ACATLÁN .....	62
5. 4. 1	Diseño conceptual de un sistema combinado para desorción y eliminación de CH <sub>4</sub> y H <sub>2</sub> S disueltos en el efluente de un reactor anaerobio tipo UASB que trata las aguas residuales generadas en la FES – ACATLÁN .....	62
5. 4. 2	Emisiones de gases de efecto invernadero durante la operación de un sistema de desorción – biofiltración para el control del metano disuelto en la PTAR - FES ACATLÁN .....	63
5. 4. 2	Emisiones de gases de efecto invernadero durante la operación de la PTAR - FES ACATLÁN sin el sistema de desorción – biofiltración de CH <sub>4</sub> disuelto .....	64
6.	CONCLUSIONES .....	65
7.	BIBLIOGRAFÍA .....	66
8.	ANEXO .....	75

## Índice de tablas

Tabla 2.1 Propiedades fisicoquímicas del metano tomado de (Rodríguez 1999).	3
Tabla 2.2 Propiedades fisicoquímicas del sulfuro de hidrógeno. Tomado de (ATSDR 2006; HSDB 2012).	4
Tabla 2.3 Comparación de los principales tipos de unidades utilizadas para la desorción de gases. (Brown 2006).	12
Tabla 2.4 Características técnicas de los biofiltros, Biolavadores y filtros percoladores. Tomado de (Delhomenie et al., 2005)	19
Tabla 2. 5 Recopilación de investigaciones realizadas orientadas a la eliminación biológica de metano	26
Tabla 2. 6 Recopilación de investigaciones realizadas orientadas a la eliminación biológica del sulfuro de hidrógeno	28
Tabla 4.1 Parámetros utilizados para el dimensionamiento de la columna de desorción	30
Tabla 4.2 Condiciones de operación de la columna de desorción.	33
Tabla 4.3 Parámetros utilizados para el dimensionamiento del biofiltro.	33
Tabla 4.4 Condiciones de operación del biofiltro.	35
Tabla 4.5 Parámetros físicos – químicos a determinar y puntos de muestreo en la torre de desorción y biofiltro	37
Tabla 5.1 Caída de presión en el sistema para las dos condiciones evaluadas. ..	46
Tabla 5.2 Caracterización de la composta.	48
Tabla 5.3 Humedad de la composta después de la homogeneización.	54
Tabla 5.4 pH promedio la composta después de la homogeneización.	55
Tabla 5.5 Concentración de sulfatos en la composta después de la homogeneización.	56
Tabla 5.6 Concentración de sulfatos en el lixiviado.	57
Tabla 5.7 Parámetros utilizados para el diseño del sistema.	62
Tabla 5.8 Dimensionamiento del sistema.	62
Tabla 5.9 Requerimiento de equipos	63



## Índice de figuras

Figura 2.1. Diagrama de flujo de sustrato durante la degradación anaerobia. Tomado de (Kumar 2008). .....	2
Figura 2.2. Equilibrios gas – líquido y sólido entre las diversas especies químicas del sistema del ácido sulfhídrico. ....	3
Figura 2.3. Esquema de la desorción con aire. Tomado de Jiménez (2001). ....	5
Figura 2.4. Esquema de una torre empacada. ....	6
Figura 2.5. Configuraciones para tanques de burbujeo. Tomado de ( <a href="http://biorreactores.tripod.com/C6RCBSD.htm">http://biorreactores.tripod.com/C6RCBSD.htm</a> ) .....	9
Figura 2.6. Tanque agitado para la desorción de gases. Tomado de Treyball (1980). ....	9
Figura 2.7. Torre de platos para la desorción de gases. Tomado de Treyball (1980). ....	11
Figura 2.8. Esquema del sistema utilizado por Ohashi et al. (2015). ....	14
Figura 2.9. Clasificación de las tecnologías comunes para remover COV y control de olores. Tomado de Revah y Morgan-Sagastume (2005). ....	15
Figura 2.10. Esquema de un biolavador. Tomado de Delhomenie et al., (2005)...	17
Figura 2.11. Esquema de un filtro percolador. Tomado de Delhomenie et al., (2005). ....	18
Figura 2.12. Esquema de un biofiltro. Tomado de Delhomenie et al., (2005). ....	18
Figura 4.1. Salida del efluente del reactor UASB hacia al sistema de lodos activados. ....	30
Figura 4.2. Bomba centrífuga. ....	31
Figura 4.3a. Sistema combinado para la desorción y remoción biológica de metano y sulfuro de hidrógeno disueltos en el efluente del reactor UASB. ....	31
Figura 4.3b. Esquema del arreglo experimental a escala piloto integrado por una columna de desorción y un biofiltro de composta. ....	32
Figura 4.4. Columna para la desorción del biogás. ....	33
Figura 4.5. Anillos tipo Pall .....	34
Figura 4.6. Sistema de biofiltración para la remoción de biogás. ....	35
Figura 4.7. Puntos de muestreo para el sistema combinado .....	36
Figura 4.5a. Esquema del sistema utilizado para la recirculación del efluente líquido de la columna de desorción .....	38
Figura 4.5b. Sistema para la recirculación del agua residual .....	39
Figura 5.1. Concentración de CH <sub>4</sub> en la entrada (disuelto) y salida (gaseoso) de la columna de desorción. ....	43
Figura 5.2. Concentración de S <sup>-2</sup> en la entrada y salida de la columna de desorción. ....	44

Figura 5.3. Concentración de S-2 en el efluente anaerobio y H <sub>2</sub> S en la de salida del gas de la columna de desorción.....	45
Figura 5.4. Concentración de H <sub>2</sub> S en el gas desorbido con respecto al pH del efluente anaerobio a la entrada de la columna de desorción. ....	45
Figura 5.5. Esquema utilizado para la medición de la caída de presión en el sistema.....	47
Figura 5.6. Cargas de alimentación y eliminación de CH <sub>4</sub> en el biofiltro.....	49
Figura 5.7. Capacidad de eliminación de CH <sub>4</sub> en función de las cargas de alimentación en el biofiltro. ....	49
Figura 5.8. Capacidad de eliminación de CH <sub>4</sub> con respecto a la concentración de H <sub>2</sub> S en la alimentación del biofiltro. ....	50
Figura 5.9. Temperatura determinada con respecto a la temperatura medida en el biofiltro. ....	49
Figura 5.10. Temperatura medida en el biofiltro en función de la capacidad de eliminación de CH <sub>4</sub> . ....	52
Figura 5.11. Humedad en el biofiltro. ....	54
Figura 5.12. pH en el biofiltro. ....	55
Figura 5.13. Concentración de sulfatos en el biofiltro.....	56
Figura 5.14. Eficiencia de remoción de CH <sub>4</sub> en el biofiltro con respecto a la altura. ....	58
Figura 5.15. Eficiencia de remoción de H <sub>2</sub> S en el biofiltro con respecto a la altura. ....	59
Figura 5.16. Temperatura en el biofiltro con respecto a la altura. ....	60
Figura 5.17. Curvas granulométricas de la composta. ....	61

## 1. INTRODUCCIÓN

El tratamiento de las aguas residuales municipales en México y en los países de América Latina ha experimentado una creciente tendencia en el número de plantas de tratamiento anaerobias. El tratamiento anaerobio para aguas residuales de este tipo, representa una alternativa eficiente y económica. Sin embargo es importante mencionar que uno de los obstáculos que presenta esta tecnología es el control de los olores y el uso adecuado del biogás (Noyola *et al.*, 2006; 2012).

En México y América Latina se ha identificado que en la mayoría de plantas anaerobias, medianas y pequeñas que tratan aguas residuales municipales, el biogás generado es solo ventilado, transfiriendo los contaminantes a la atmósfera y, de esta manera, se contribuye al inventario de gases del efecto invernadero. En ese sentido, el tratamiento anaerobio de aguas residuales municipales no debe ser considerado como una tecnología para producir energía, a menos que se trate un flujo de agua residual significativo > 500 L/s (Noyola *et al.*, 2016). La limitada producción de metano por metro cúbico tratado, debido a la baja concentración de materia orgánica en el efluente doméstico, se asocia la pérdida de este gas en forma disuelta en el efluente anaerobio. En estos casos, más de la mitad de metano se pierde disuelto en el efluente (Noyola *et al.*, 2006; 1988). Las pérdidas de metano en efluentes de reactores anaerobios tratando aguas residuales municipales representan entre el 30 y 60% del total de la producción de metano en el reactor (Noyola *et al.*, 1988; Souza *et al.*, 2011; Heffernan *et al.*, 2012). Este metano disuelto en el efluente de reactores anaerobios no se recupera, por lo que es liberado directamente a la atmósfera.

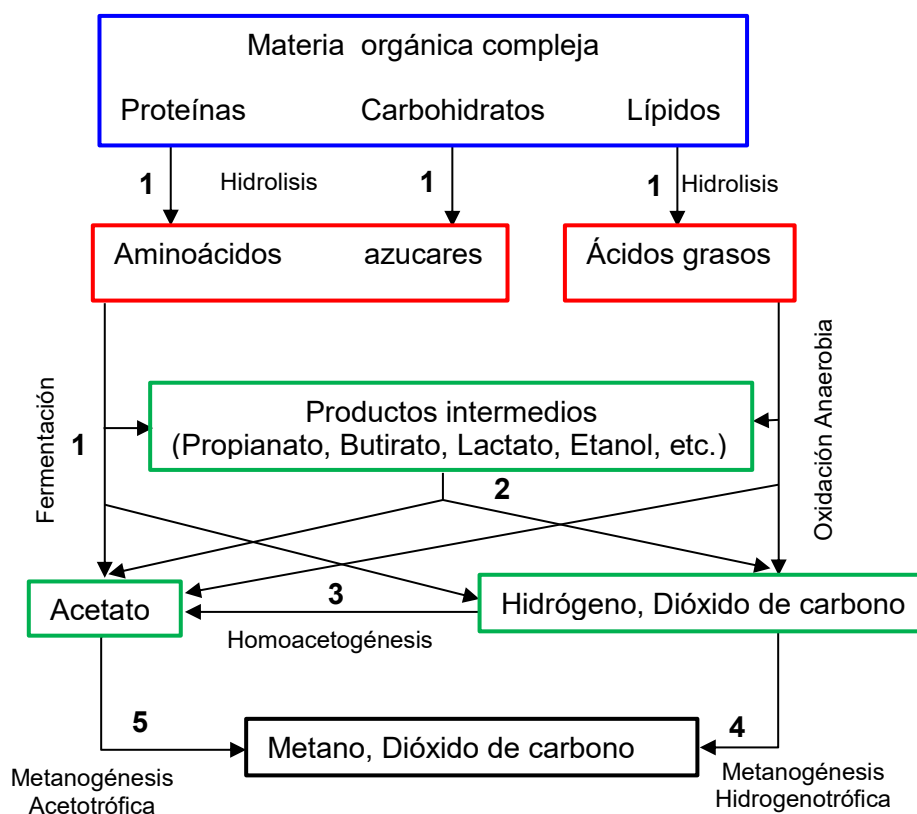
El metano es un importante gas de efecto invernadero; tiene 34 veces más potencial de calentamiento de la atmósfera que el dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) a la misma concentración. Representa aproximadamente el 23% del total de todas las emisiones de efecto invernadero en el mundo. Se ha reportado que su concentración ha aumentado dos veces más rápido que la del CO<sub>2</sub>. Por lo tanto, el control de la liberación de metano es un tema relevante del problema de calentamiento global (Rocha *et al.*, 2009; Myhre *et al.*, 2013; Nikiema *et al.*, 2005). Además del metano, de un efluente anaerobio también se libera sulfuro de hidrógeno que se caracteriza por presentar un olor desagradable y ser altamente tóxico. Este gas, que se percibe en el aire a concentraciones de 0.02-0.13 ppmv (Noyola *et al.*, 2006), se encuentra en el biogás proveniente de plantas de tratamiento de aguas residuales municipales en concentraciones entre 45 y 537 ppmv (Rands *et al.*, 1981). Al respecto, las concentraciones de sulfuro en el efluente de un Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente con manto de lodo (UASB) tratando agua residual municipal se reportan entre 4 y 16 mg/L de sulfuro disuelto (Souza *et al.*, 2012).

La problemática que presenta el CH<sub>4</sub> y el H<sub>2</sub>S generados en las plantas de tratamiento anaerobias especialmente en pequeñas plantas municipales, hace necesario establecer una propuesta en la cual se pueda aplicar un sistema robusto y económico que pueda mitigar las emisiones de estos gases. La oxidación biológica en biofiltros, representa una alternativa para el control de los mismos. La biofiltración del CH<sub>4</sub> y H<sub>2</sub>S, se basa en que algunas especies de microorganismos son capaces de degradar estos gases, generando subproductos, los cuales son menos perjudiciales para el medio ambiente. El enfoque de este trabajo es presentar una opción para el control de las emisiones de CH<sub>4</sub> disuelto (y del H<sub>2</sub>S que lo acompaña) en pequeñas plantas municipales de tratamiento anaerobio, así mismo profundizar en el estudio de la operación de un sistema piloto combinado conformado por una columna de desorción y un biofiltro para su oxidación biológica

## 2. MARCO TEÓRICO

### 2.1 Biogás

El biogás es una mezcla de gases principalmente metano y dióxido de carbono, generados durante la degradación de la materia orgánica en condiciones anaerobias (Constant et al., 1989). En la Figura 2.1, se presenta un esquema de las etapas que se desarrollan durante la digestión anaerobia.



**Figura 2.1.** Diagrama de flujo de sustrato durante la degradación anaerobia. Tomado de (Kumar 2008). 1: Bacterias fermentativas, 2: Bacterias acetogénicas productoras de hidrógeno, 3: Homoacetogénesis, 4 y 5: Arqueas metanogénicas

Para el tratamiento anaerobio de aguas residuales municipales, se ha encontrado que los porcentajes de metano en el biogás son altos (70 - 80%), acompañado de nitrógeno (10 - 25%) y dióxido de carbono (5 -10%) (Noyola *et al.*, 1988), así como presencia de sulfuro de hidrógeno menor a 0.1% (1000 ppmv). En caso de encontrarse concentraciones altas de sulfuro de hidrógeno en el biogás, pueden deberse a descargas industriales (Jefferson *et al.*, 2002). Según Noyola *et al.* (2006), el tratamiento anaerobio de las aguas residuales municipales, no debe considerarse como una fuente de energía técnicamente factible, debido a la baja producción de metano, salvo en el caso que se tengan flujos considerables de agua residual (> 500 L/s) (Noyola *et al.*, 2016).

### 2. 1. 1 Metano

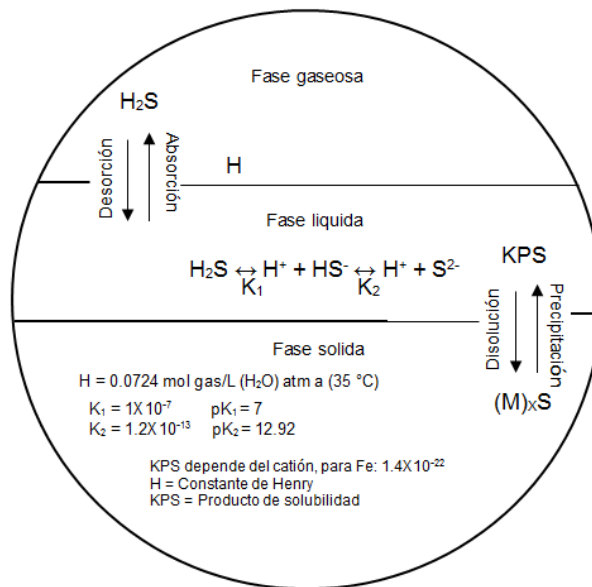
Una de las características que presenta el metano es su baja solubilidad en el agua (Plessis *et al.*, 2003; Metcalf y Eddy, 1991; Haubrichs *et al.*, 2006; Park *et al.*, 2005). En la Tabla 2.1., se presentan las propiedades fisicoquímicas del metano.

**Tabla 2.1** Propiedades fisicoquímicas del metano tomado de (Rodríguez 1999)

Propiedades	Valor
Punto de fusión	- 182.6 °C
Punto de ebullición	- 161.6 °C
Densidad relativa	0.4240
Temperatura crítica	- 82 °C
Presión crítica	45.8 atm
pKa	40
Viscosidad (35 °C)	1.12x10 <sup>-4</sup> g/cms
ΔH <sup>o</sup> <sub>f</sub>	- 17,889 kcal/mol
Solubilidad en agua a 20 °C	3.3 ml/100 ml de agua (22 mg/L)

### 2. 1. 2 Sulfuro de hidrógeno

El sulfuro de hidrógeno es un gas incoloro, tóxico y muy soluble en agua; se caracteriza por presentar un olor fétido. Por lo general está presente en el biogás producido durante la digestión anaerobia de la materia orgánica. Es producto de la degradación de las proteínas y otros compuestos que contienen azufre (Soreanu *et al.*, 2006), así como de la reducción de los iones SO<sub>4</sub><sup>2-</sup> presentes en gran diversidad de efluentes municipales e industriales. El sulfuro se encuentra en el medio acuoso en sus formas ionizadas (HS<sup>-</sup>, y S<sup>2-</sup>) o no ionizada (H<sub>2</sub>S), en función del pH. En la Figura 2.2., se presentan los equilibrios entre las fase gas, acuosa y sólida para los sulfuros.



**Figura 2.2.** Equilibrios gas – líquido y sólido entre las diversas especies químicas del sistema del ácido sulfhídrico.

En la Tabla 2.2, se presentas las propiedades fisicoquímicas del sulfuro de hidrogeno.

**Tabla 2.2** Propiedades fisicoquímicas del sulfuro de hidrógeno. Tomado de (ATSDR 2006; HSDB 2012)

Propiedades	Valor
Peso molecular (g/mol)	34.08
Punto de fusión ( °C )	- 85.49
Punto de ebullición ( °C )	- 60.33
Inflamabilidad ( °C )	26
Temperatura de ignición ( °C )	260
Límite inferior de explosividad (%)	4.30 en aire
Límite superior de explosividad (%)	45.5 en aire
Densidad (g/L)	1.5392 ( 0°C, 760 mmHg )
Densidad relativa en el aire	1.192
Solubilidad en el agua (g/L)	5.3 (10 °C); 4.1 (20 °C); 3.2 (30 °C)
Presión de vapor (mmHg)	15,600 (25 °C)

## 2.2 Mediciones de metano y sulfuro disuelto en efluentes de plantas anaerobias de aguas residuales municipales.

Noyola *et al.*, (1988), determinaron que las pérdidas de metano disuelto con base a su producción total, en un reactor a escala laboratorio tratando agua residual domestica oscilaron de  $53 \pm 7$  a  $56 \pm 9$  % para una temperatura de 29 y 16 °C. Los autores mencionan que hay una sobresaturación del metano en la fase líquida. Por su parte, Souza *et al.* (2011), determinaron concentraciones de metano disuelto en dos reactores UASB, un piloto y otro a escala real. Las concentraciones de metano disuelto en los dos reactores fueron muy parecidas con variaciones entre 18 y 22 mg/L para ambos reactores, con temperatura promedio del agua residual de  $24.5 \pm 2.5$  °C. También realizaron mediciones a escala real, en dos plantas de tratamiento con reactores UASB, reportando también concentraciones altas con valores alrededor de 20 mg/L. Heffernan *et al.* (2012), determinaron concentraciones de metano disuelto en efluentes de reactores UASB de plantas de aguas residuales municipales, reportando concentraciones de 19 mg/L a una temperatura promedio del agua residual de 25 °C. Los resultados obtenidos en ambos casos demuestran que hay una sobresaturación de metano en la fase líquida.

Souza *et al.* (2012), determinaron concentraciones de sulfuro disuelto en el efluente de tres reactores UASB, dos pilotos y uno escala real, reportando concentraciones con variaciones entre 2 y 4 mg/L de sulfuro disuelto para los tres reactores.

Para recuperar el metano disuelto, existen diferentes sistemas de desorción de gases, los cuales se presentan a continuación.

## 2.3 Sistemas para desorción de gases disueltos.

La desorción, conocida también como *stripping*, es la operación unitaria contraria a la absorción. Consiste en que un gas disuelto en un líquido es arrastrado por un gas inerte siendo eliminado del líquido (Costa *et al.*, 1991).

La desorción de gases disueltos puede efectuarse a temperatura y presión ambiente. Para los procesos de desorción generalmente se utiliza aire o vapor. Entre los parámetros que favorecen la desorción del gas están:

- **Temperatura:** un aumento de la temperatura favorece la desorción de los compuestos, esto es debido a que aumenta la presión de vapor del gas

disuelto, haciendo que su solubilidad en el líquido disminuya y por lo tanto se favorece su transferencia a la fase gaseosa.

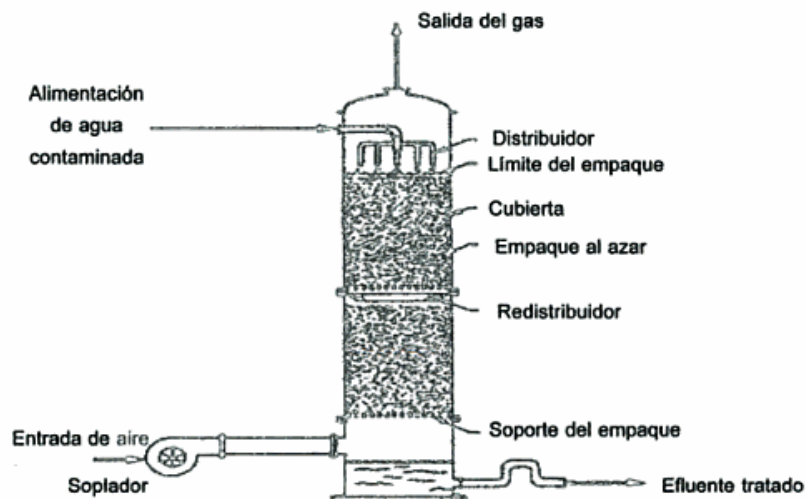
- **Presión:** una disminución en la presión del sistema a la misma presión de vapor del gas disuelto, aumenta su presencia en la fase gaseosa.
- **Aumento del caudal del gas.** Un incremento en el flujo de la corriente de stripping favorecerá la transferencia líquido-gas al incrementar la turbulencia en el dispositivo y al mantener un gradiente alto entre ambas fases.

Para recuperar el metano disuelto en efluentes anaerobios, existen diferentes sistemas que pueden ser utilizados para la desorción de este gas. A continuación se presenta una breve descripción de los sistemas más comúnmente utilizados.

### 2.3.1 Torres empacadas.

Las torres empacadas son utilizadas para el contacto continuo de líquidos y gases tanto en flujo a contracorriente como a corriente paralela; son columnas verticales rellenas con materiales que por su geometría y área específica ( $m^2/m^3$ ) favorecen el contacto entre las dos fases y con ello el transporte de masa, ya se expone una gran superficie al contacto con el gas (Treybal, 1980).

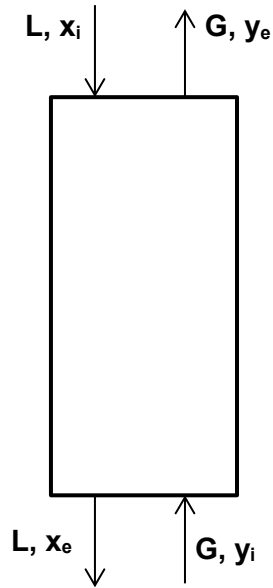
Para la desorción de gases disueltos, comúnmente se emplean torres empacadas a contracorriente utilizando aire (Figura 2.3.).



**Figura 2.3.** Esquema de la desorción con aire (stripping). Tomado de Jiménez (2001)

#### 2.3.1.1 Diseño de una torre empacada

El diseño de una torre empacada (columna de desorción) inicia a partir de un balance de masa (Treybal, 1980). En la Figura 2.4., se presenta un esquema de los flujos de entrada y salida de la torre.



**Figura 2.4.** Esquema de una torre empacada

Aplicando un balance de masa en la Figura 2.4., se tiene:

$$x_i L + y_i G = x_e L + y_e G \quad \text{Ecuación 1}$$

Reordenando la Ecuación 1, asumiendo que el gas de entrada a la torre no tiene contaminante, es decir  $y_i = 0$ :

$$\frac{G}{L} = \left( \frac{x_i - x_e}{y_e} \right) \quad \text{Ecuación 2}$$

De acuerdo a la ley de Dalton de las presiones parciales:

$$y_e = \frac{p_i}{p_T} \quad \text{Ecuación 3}$$

En el equilibrio de la ley de Henry's:

$$p_i = H_a * x_i \quad \text{Ecuación 4}$$

Sustituyendo la Ecuación 4 en la 3 y posteriormente en la Ecuación 2:

$$\frac{x_i - x_e}{x_i} = \frac{H_a \left( \frac{L}{G} \right)}{p_T} \quad \text{Ecuación 5}$$

Dónde:

$x_i, x_e$  = Fracción molar del contaminante disuelto en el agua de entrada y salida de la torre (kmol/kmol- agua)

$y_e$  = Fracción molar del contaminante en el gas de salida de la torre (kmol/kmol- aire)

$H_a$  = Constante de Henry's

$L$  = Flujo molar del líquido por unidad de área (kmol/m<sup>2</sup>s -agua)

$G$  = Flujo molar del gas por unidad de área ((kmol/m<sup>2</sup>s -aire)

$p_i$  = Presión parcial del contaminante (atm)

$p_T$  = Presión total (atm)



- **Ecuaciones básicas para el diseño de una torre empacada (U.S. Army Corps of Engineers, 2001)**

Carga hidráulica ( $m^3m^{-2}h^{-1}$ )

$$CH = \frac{Q_L}{A} \quad \text{Ecuación 6}$$

Diámetro de la columna (m)

$$D = 2\sqrt{\frac{A}{\pi}} \quad \text{Ecuación 7}$$

Numero de Reynold

$$N_{Re} = \frac{V_L \rho_L}{a_t \mu_L} \quad \text{Ecuación 8}$$

Numero de Froude

$$N_{Fr} = \frac{a_t V_L^2}{g_c} \quad \text{Ecuación 9}$$

Numero de Weber

$$N_{We} = \left(\frac{1}{a_t}\right) \frac{V_L^2 \rho_L}{g_c s} \quad \text{Ecuación 10}$$

Superficie mojada ( $m^2/m^3$ )

$$a_w = \left(1 - e^{-1.45\left(\frac{s_c}{s}\right)^{0.75} N_{Re}^{0.01} N_{Fr}^{-0.05} N_{We}^{0.2}}\right) a_t \quad \text{Ecuación 11}$$

Dónde:

$Q_L$  = Flujo del agua que ingresa a la torre ( $m^3/s$ )

$A$  = Área de sección transversal de la columna ( $m^2$ )

$V_L$  = Velocidad lineal del agua ( $m/s$ )

$a_t$  = Área específica del material de empaque ( $m^2/m^3$ )

$g_c$  = Gravedad ( $m/s^2$ )

$\mu_L$  = Viscosidad del agua ( $kg/ms$ )

$\rho_L$  = Densidad del agua ( $kg/m^3$ )

$s$  = Tensión superficial del agua ( $kg/s^2$ )

$s_c$  = Tensión superficial del material de empaque ( $kg/s^2$ )

- **Coefficientes de transferencia de masa (modelo de Onda)**

Coefficiente de transferencia de masa para la fase líquida

$$K_L \left(\frac{\rho_L}{\mu_L g_c}\right)^{\frac{1}{3}} = 0.0051 \left(\frac{V_L \rho_L}{a_w \mu_L}\right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_L}\right)^{-0.5} (a_t d_p)^{0.4} \quad \text{Ecuación 12}$$

Coefficiente de transferencia de masa para la fase gas

$$\frac{K_G}{(a_t D_G)} = 5.23 \left( \frac{G}{a_t \mu_G} \right)^{0.7} \left( \frac{\mu_G}{\rho_G D_G} \right)^{\frac{1}{3}} (a_t d_p)^{-2} \quad \text{Ecuación 13}$$

Coefficiente global de transferencia de masa (s<sup>-1</sup>)

$$\frac{1}{K_{LA}} = \frac{1}{H_a K_G a_w} + \frac{1}{K_L a_w} \quad \text{Ecuación 14}$$

Donde:

D<sub>L</sub> = Coeficiente de difusión del contaminante en la fase líquida (m<sup>2</sup>/s)

D<sub>G</sub> = Coeficiente de difusión del contaminante en la fase gas (m<sup>2</sup>/s)

μ<sub>G</sub> = Viscosidad del aire (kg/ms)

ρ<sub>G</sub> = Densidad del aire (kg/m<sup>3</sup>)

d<sub>p</sub> = Diámetro del material de empaque (m)

K<sub>L</sub> = Coeficiente de transferencia de masa para el líquido (m/s)

K<sub>G</sub> = Coeficiente de transferencia de masa para el gas (m/s)

K<sub>LA</sub> = Coeficiente global de transferencia de masa (s<sup>-1</sup>)

Determinación de la altura empacada de la torre

Altura de unidades de transferencia (m)

$$HTU = \frac{V_L}{K_{LA}} \quad \text{Ecuación 15}$$

Número de unidades de transferencia

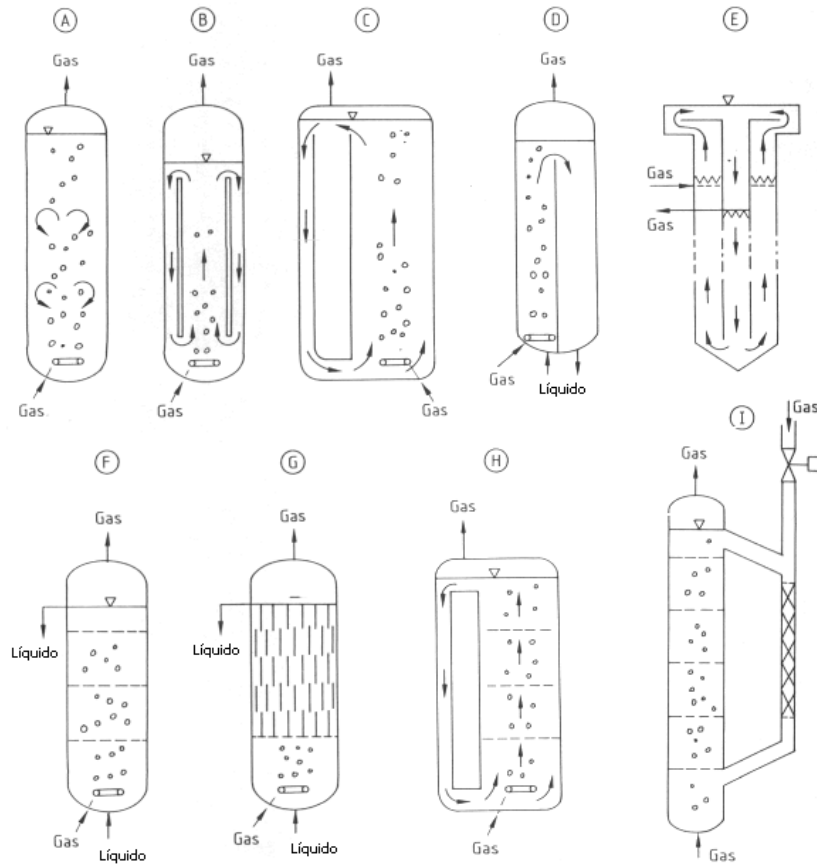
$$NTU = \left( \frac{R}{R-1} \right) \ln \left( \frac{\left[ \left( \frac{x_i}{x_e} \right)^{(R-1)} + 1 \right]}{R} \right) \quad \text{Ecuación 16}$$

Altura empacada (m)

$$Z = NTU * HTU \quad \text{Ecuación 17}$$

### 2.3.2 Tanques de burbujeo

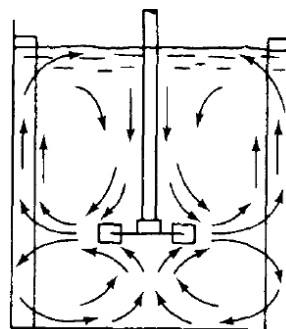
Este sistema consiste en un tanque en el cual una corriente de aire en forma de pequeñas burbujas, es introducida en un líquido. Tiene diferentes aplicaciones como la desorción de compuestos orgánicos volátiles. El fundamento de este sistema está basado en el tipo de difusor utilizado, que debe proporcionar burbujas con una alta relación área/volumen para incrementar la transferencia de masa. Si el diámetro del tanque es pequeño, el burbujeador, puede ser un simple tubo a través del cual el aire llega al líquido. Para tanques con diámetros mayores de aproximadamente 0.3 m, es mejor utilizar varios orificios para introducir el aire y asegurar una mejor distribución del mismo. Los factores a considerar para estos sistemas son: Diámetro de las burbujas, velocidad ascensional de las burbujas, área interfacial específica, agitación, etc. (Treybal, 1980). En la Figura 2.5., se muestra un esquema de diferentes configuraciones de tanques de burbujeo.



**Figura 2.5.** Configuraciones para tanques de burbujeo. Tomado de (<http://biorreactores.tripod.com/C6RCBSD.htm>)

### 2. 3. 3 Tanques agitados mecánicamente

La agitación mecánica de un líquido se efectúa generalmente mediante equipos giratorios. Es importante que los agitadores produzcan intensidades de turbulencia muy elevadas, necesarias para obtener una dispersión efectiva de líquidos y gases. En la Figura 2.6., se muestra un esquema de un tanque agitado.



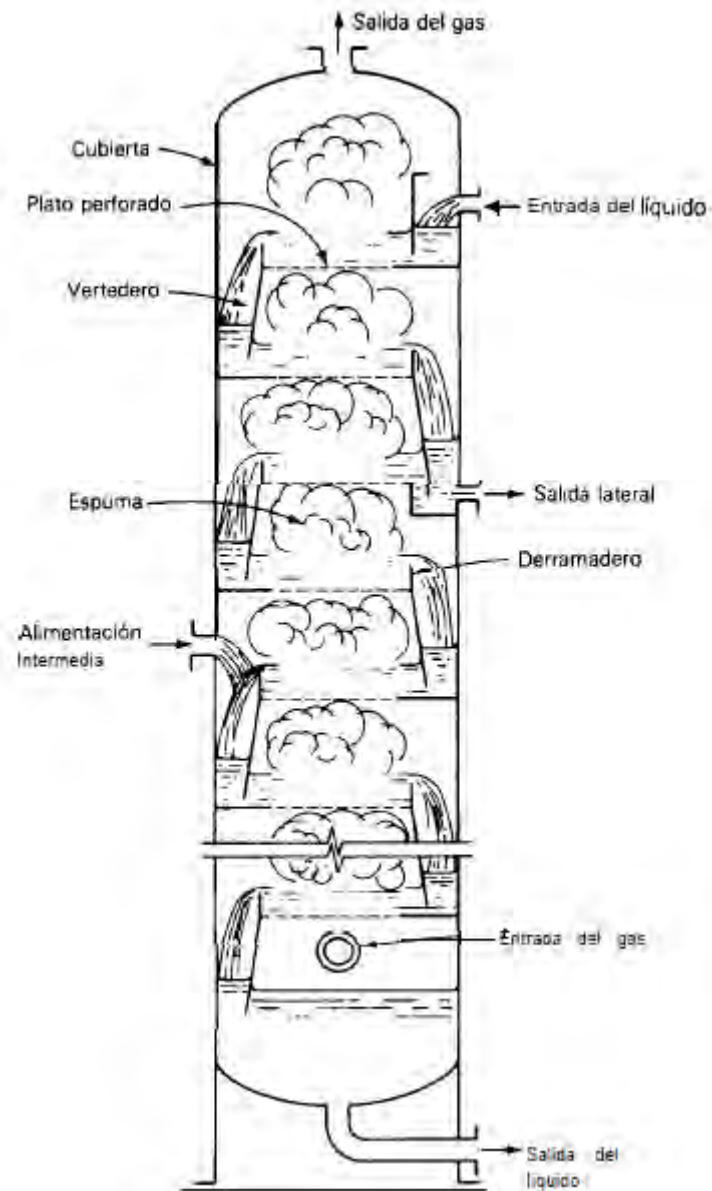
**Figura 2.6 .**Tanque agitado para la desorción de gases. Tomado de Treyball (1980)

### **2. 3. 4 Torre de platos**

Las torres de placas pueden considerarse como alternativas a las torres empacadas con fines de favorecer el contacto gas-líquido.

Las torres de platos son cilindros verticales en que el líquido y el gas se ponen en contacto por pasos sobre platos o charolas (Figura 2.7.). El líquido entra por la parte superior y se dirige en forma descendente por la fuerza de gravedad. Durante su transcurso, fluye en zig-zag a través de cada plato y a través de un conducto, sale de la torre en la parte inferior. El gas circula hacia arriba, a través de orificios de diverso tipo en el plato; esto provoca burbujeo y de esta manera al hacer contacto con el líquido puede formarse espuma. El efecto global es un contacto múltiple a contracorriente entre el gas y el líquido, aunque cada plato se caracteriza por el flujo transversal del líquido. Cada plato en la torre es una etapa, puesto que sobre el plato se ponen los fluidos en contacto íntimo, ocurre la difusión interfacial y los fluidos se separan.

El número de platos teóricos o etapas en el equilibrio en una columna o torre sólo depende de lo complicado de la separación que se va a llevar a cabo y está determinado por el balance de materia y las consideraciones acerca del equilibrio. La eficiencia de la etapa o plato y por lo tanto, el número de platos reales se determina por el arreglo mecánico utilizado y las condiciones de operación (Treybal, 1980).



**Figura 2.7.** Torre de platos para la desorción de gases. Tomado de Treyball (1980)

En la Tabla 2.3., se presenta un resumen de las principales unidades utilizadas para la desorción de gases.

**Tabla 2.3** Comparación de los principales tipos de unidades utilizadas para la desorción de gases. (Brown 2006).

Unidades	Parámetros de transferencia de masa	Consumo de energía	Relación de flujos	Precisión de las correlaciones para el diseño
<b>Torres empacadas</b>	<p>Coefficientes de transferencia de masa inferiores a las columnas de burbujeo y torres de platos.</p> <p>Baja retención de líquido. Posibilidad de fluir a contracorriente.</p>	<p>Bajo consumo de energía debido a la baja presión en fase gas y limitada pérdida de carga si se asegura el libre flujo de aire (sin inundación).</p>	<p>Limitado por altos flujos de cualquiera de las fases con posibilidad de inundaciones</p> <p>Capaz de operar con flujo bajo de gas.</p> <p>La relación de flujo entre el gas y el líquido debe estar entre 440 y 8.</p>	<p>Correlaciones de <math>\pm 30</math> [%].</p>
<b>Columnas de burbujeo</b>	<p>Altos coeficientes de transferencia de masa.</p> <p>Alta retención del líquido.</p> <p>Alto retromezclado en la fase líquida.</p> <p>No recomendable cuando se requieren bajas concentraciones de gas en el líquido de salida.</p>	<p>Alto consumo de energía.</p>	<p>Altos flujos de líquido.</p> <p>Velocidades superficiales del gas de hasta 0.5 m/s.</p>	<p>Existen correlaciones aproximadas</p>
<b>Torres de platos</b>	<p>Altos coeficientes de transferencia de masa.</p> <p>Alta retención del líquido.</p>	<p>Alto consumo de energía.</p>	<p>Adecuado para altas relaciones de flujos gas – líquido.</p>	<p>Existen correlaciones aproximadas</p>

## 2.4 Desorción de CH<sub>4</sub> y H<sub>2</sub>S

Las investigaciones realizadas para la desorción de CH<sub>4</sub> y H<sub>2</sub>S disueltos en efluentes de plantas anaerobias que tratan aguas residuales municipales son a la fecha limitadas.

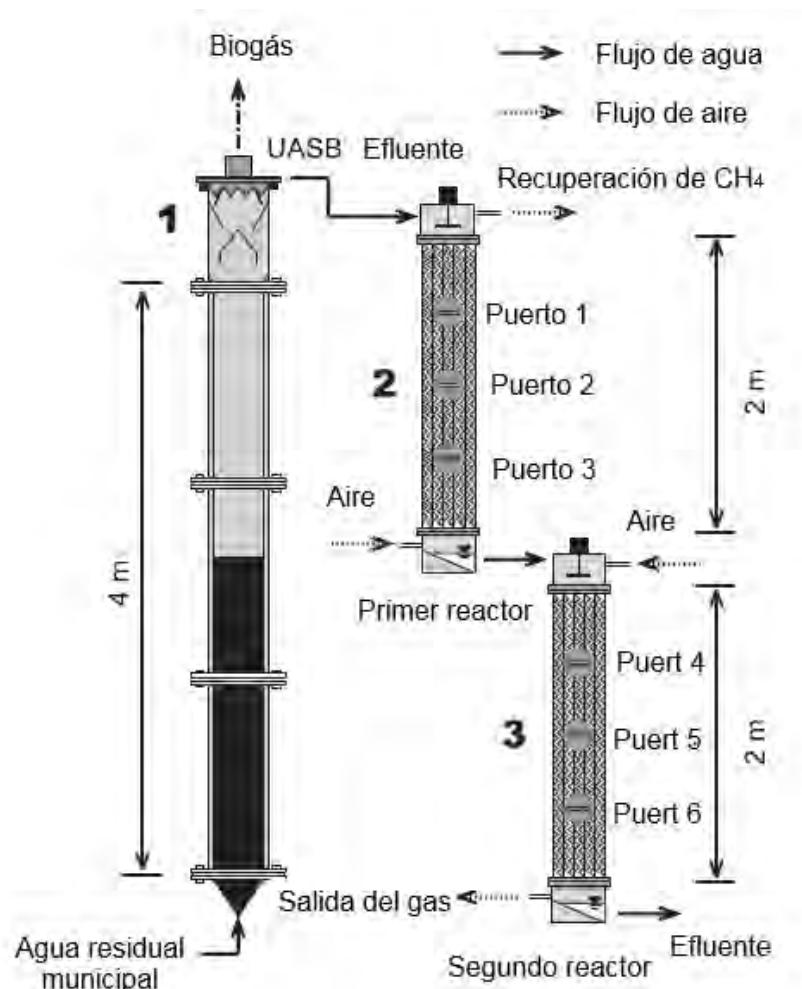
Brown (2006), evaluó dos sistemas para la desorción de metano en el efluente de un reactor UASB que trataba aguas residuales municipales (torre empacada y columna de burbujeo). En los dos sistemas se alcanzaron eficiencias en la desorción de CH<sub>4</sub> del orden del 97%, y el CH<sub>4</sub> desorbido se oxidó térmicamente. El costo total de la desorción y oxidación del CH<sub>4</sub> fue de USD 0.06 dólares americanos por m<sup>3</sup> de agua residual.

Bandara *et al.* (2011), en un trabajo sobre la eficiencia de remoción de un reactor UASB a escala laboratorio tratando agua residual sintética, hicieron pasar el efluente del mismo por una membrana de fibra hueca con el objetivo de recuperar el CH<sub>4</sub> disuelto. Las eficiencias de recuperación de CH<sub>4</sub> fueron del orden de 89 al 97%. El mismo grupo (Bandara *et al.* 2012), evaluaron el mismo sistema utilizando agua residual municipal, esta vez obteniendo eficiencias de recuperación de CH<sub>4</sub> del orden de 40 al 60%.

Ohashi *et al.* (2015) investigaron la desorción y oxidación biológica de CH<sub>4</sub> disuelto en el efluente de un reactor piloto UASB tratando agua residual municipal, mediante un sistema formado por dos reactores rellenos de esponja de poliuretano. En el primer reactor se realizó la desorción de CH<sub>4</sub> aplicando una alta relación agua:aire (14:1), con eficiencias de recuperación en el rango de 57 al 88%, con concentraciones de CH<sub>4</sub> superiores al 30%. En su experimentación, la temperatura del efluente líquido del reactor varió entre 10 a 28 °C. El CH<sub>4</sub> residual en la fase líquida se eliminó en el segundo reactor mediante bacterias metanótrofas, alcanzando eficiencias de eliminación de CH<sub>4</sub> del 99%. A los dos reactores se suministró aire, para el primer reactor se aplicaron dos flujos de aire 250 y 375 L/d por m<sup>3</sup> de volumen del reactor, el segundo reactor operó a un flujo constante de aire de 2500 L/d por m<sup>3</sup> de volumen del reactor. El caudal de agua residual de alimentación al UASB fue de 420 L/d. En la Figura 2.8., se muestra un esquema del sistema utilizado por esos autores.

Souza *et al.* (2015), evaluaron dos alternativas para la desorción de CH<sub>4</sub> y H<sub>2</sub>S disueltos en el efluente de un reactor piloto UASB tratando aguas residuales municipales. Para la primera alternativa, se inyectó aire en 4 puntos diferentes en el comportamiento de sedimentación (separador trifásico) del reactor a 15 cm por debajo del nivel de líquido, con tres flujos de aire (213, 160 y 107 L/minutos) por m<sup>3</sup> de volumen de reactor. Con este sistema lograron desorber alrededor del 30% del CH<sub>4</sub> y entre el 40 al 60% de H<sub>2</sub>S, con concentraciones en el biogás en el rango de 0.5 a 1% de CH<sub>4</sub> y 60 a 300 ppmv de H<sub>2</sub>S. La segunda alternativa consistía en una unidad de disipación hidráulica en la que el efluente del reactor fluía por gravedad hacía un comportamiento cerrado donde el biogás se extraía con ayuda de un extractor, probando dos alturas (0.55 y 1.10 m). Se evaluaron tres flujos de agotamiento de aire de 1.6, 1.2 y 0.8 L/minutos con 12, 18 y 24 extracciones de gas desorbido por hora, respectivamente. Este sistema resultó más eficiente, alcanzando un porcentaje de recuperación mayor al 60% para los dos gases. Con una altura de 1.10 m se lograron las mejores condiciones de operación con porcentaje de 73 y 97% para CH<sub>4</sub> y H<sub>2</sub>S, con concentraciones en el gas de salida de 1 a 4.5 % y 100 a 500 ppm de CH<sub>4</sub> y H<sub>2</sub>S

respectivamente. El autor recomienda la unidad de disipación hidráulica para su posible aplicación en reactores a escala real.



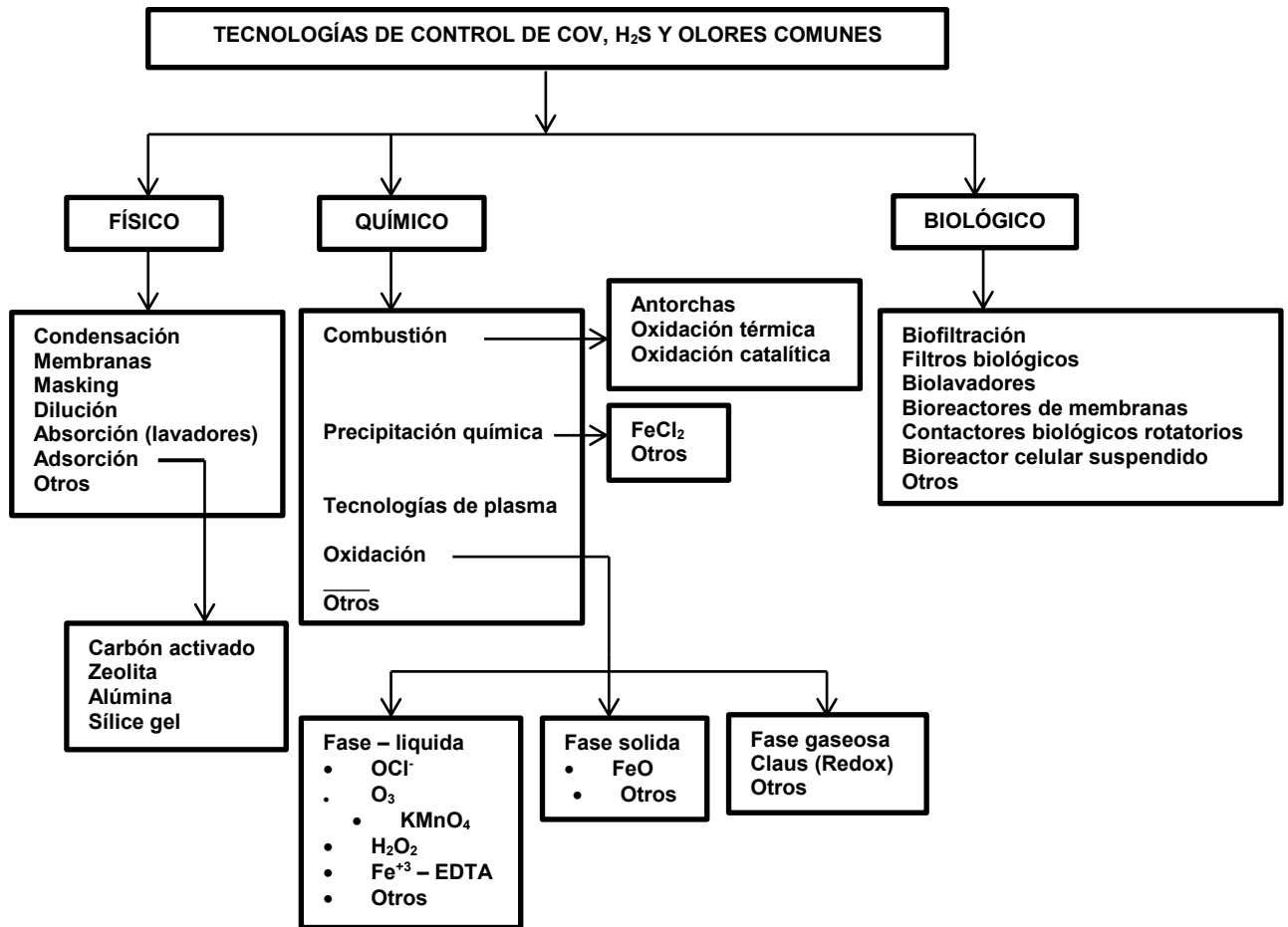
**Figura 2.8.** Esquema del sistema utilizado por Ohashi et al. (2015)

Ribeiro et al., 2016, evaluaron un sistema compacto para la desorción y biofiltración de  $\text{CH}_4$ , conformado por una unidad de disipación para la desorción de  $\text{CH}_4$  y un biofiltro relleno de vermiculita para su oxidación. Obtuvieron concentraciones de  $\text{CH}_4$  en el gas desorbido del orden de 1 a 4.75% v/v y 100 a 500 ppm de  $\text{H}_2\text{S}$ .

### 2.5 Remoción de contaminantes de corrientes gaseosas

Como se ha mencionado anteriormente las emisiones de metano y otros gases contaminantes, incrementan los gases de efecto invernadero. Para el control de la contaminación del aire se han desarrollado tecnologías para el tratamiento de gases. En la Figura 2.9., se muestra una clasificación general de las tecnologías para remover compuestos orgánicos volátiles, sulfuro de hidrógeno y control de olores.





**Figura 2.9.** Clasificación de las tecnologías comunes para remover COV y control de olores. Tomado de Revah y Morgan-Sagastume (2005)

Una consideración importante para el uso de tecnologías para el tratamiento de gases, se presenta si los flujos y las concentraciones de contaminantes son altos, por lo que es recomendable utilizar procesos físicos. Para el uso de tratamientos biológicos es importante considerar parámetros como la solubilidad y la biodegradabilidad de los compuestos para ser eliminados (Noyola *et al.*, 2006). Los métodos biológicos se utilizan por lo general cuando las concentraciones de los contaminantes son bajas y susceptibles de ser metabolizados por microorganismos (Noyola *et al.*, 2006)

### 2. 5. 1 Las biotecnologías

El interés particular de los métodos biotecnológicos es que no requieren de un alto suministro de energía, trabajan a condiciones ambientales, los microorganismos utilizados tienen capacidades distintas para metabolizar una variedad de compuestos orgánicos volátiles (COV), sulfuro de hidrógeno y olores. Los microorganismos utilizados incluyen a las bacterias, hongos etc.

Para el caso de los COV, los microorganismos capaces de utilizarlos, lo hacen de dos maneras:

- Los contaminantes son una fuente de energía, los cuales son oxidados en los procesos catabólicos.
- Los contaminantes son también una fuente de carbono disponible para los procesos anabólicos, tales como el crecimiento celular (Delhomenie *et al.*, 2005).

Los productos generados de las reacciones biológicas que participan en estos biorreactores son esencialmente: dióxido de carbono, agua, subproductos inorgánicos (por ejemplo, ácidos inorgánicos, dióxidos de azufre), nuevo material celular, y subproductos orgánicos (metabolitos tales como exopolímeros). La oxidación biológica son reacciones exotérmicas, por lo que la liberación de calor es producto de la biodegradación (Scriban, 1993).

El uso eficaz de los bioreactores requiere un estricto control de su entorno para el crecimiento biológico. Los parámetros críticos para el crecimiento y mantener una biomasa activa son:

- **Temperatura:** se considera una temperatura óptima entre 20 y 35°C, para una microbiota mesófila (Leson y Winer, 1991; Swanson y Loehr, 1997)
- **pH:** Óptimo alrededor de 7 (Leson y Winer, 1991).
- **Contenido de humedad:** un rango de 40-65% es el adecuado en la mayoría casos (Nicolai *et al.*, 2006; Chen y Hoff, 2009),
- **La disponibilidad esencial de nutrientes:** Nitrógeno, fósforo, potasio, azufre y micronutrientes son necesarios para el crecimiento de los microorganismos (Delhomenie *et al.*, 2005).

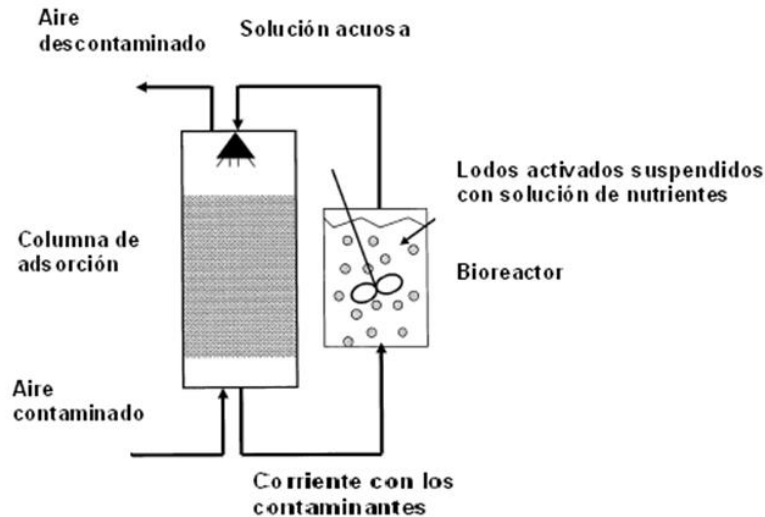
Delhomenie *et al.* (2005), clasifica las biotecnologías en: Biolavadores, filtro percoladores y biofiltros.

#### a. Biolavadores

Consiste en dos subunidades: una torre de absorción y un biorreactor. En la unidad de absorción, los contaminantes de la fase gaseosa se transfieren a una fase líquida dispersa (idealmente en forma de aerosol para incrementar la superficie de transferencia). El gas y la fase líquida circulan a contracorriente dentro de la columna, la cual puede contener material de empaque. La fase gaseosa se libera en la parte superior de la columna, mientras que la fase líquida que contiene los contaminantes es bombeada desde el fondo de la columna hacia un reactor aerobio con microorganismos en suspensión, el cual contiene los nutrientes esenciales para el crecimiento y degradación del contaminante de interés. El líquido tratado es recirculado al biolavador, con aportaciones de agua limpia que compensan la pérdida de agua en la corriente gaseosa.

La adición de un material de empaque inerte brinda una mayor superficie de transferencia entre los contaminantes y la fase acuosa (Kellner y Flauger, 1998).

Antes de entrar en operación, Los biolavadores son inoculados generalmente con lodos activados de plantas de tratamientos. En algunos casos, los biorreactores se inoculan directamente con inóculos específicos y adaptados al contaminante (Delhomenie *et al.*, 2005). En la Figura 2.10., se muestra el esquema de un biolavador.



**Figura 2.10.** Esquema de un biolavador. Tomado de Delhomenie *et al.*, (2005)

### **b. Filtros percoladores**

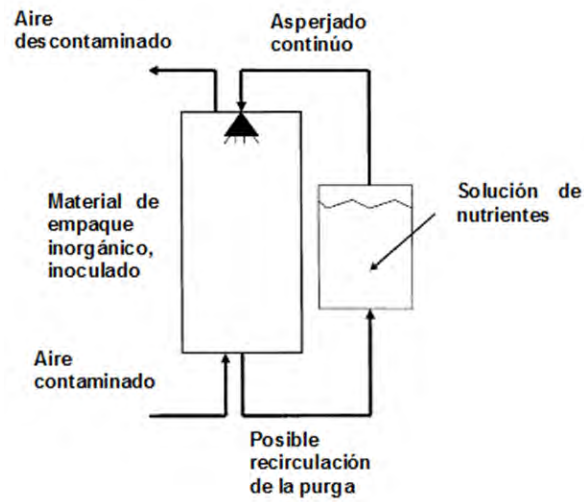
El funcionamiento de un filtro percolador consiste en que el gas contaminado fluye a través un lecho fijo, nunca inundado, el cual se irriga continuamente con una corriente de recirculación que consiste de una solución de nutrientes esenciales para el desempeño de los microorganismos. Diferentes estudios han demostrado que la configuración de la dirección del flujo de gas no influye en las eficiencias de biodegradación (Cox y Deshusses, 1998).

En los filtros percoladores los microorganismos son inmovilizados en la superficie del material de empaque. Los contaminantes son absorbidos inicialmente por la película acuosa que rodea a la biopelícula, posteriormente se lleva a cabo la biodegradación por parte de los microorganismos dentro de la biopelícula.

Los materiales utilizados como medios de empaque deben:

- Facilitar la circulación del gas y el líquido por todo el medio filtrante, así como la transferencia de los contaminantes hacia la biopelícula.
- Ser inertes, que no ocasionen un daño a los microorganismos.
- Ser resistentes a la compactación.
- Poseer una adecuada área superficial.

Los materiales de empaque que adoptan estas especificaciones, son los materiales inertes como: diferentes estructuras de plástico, resinas estructuradas, espuma de poliuretano, cerámica, (Yamashita y Kitagawa, 1998), la roca de lava (Sorial *et al.*, 1995), entre otros. En la Figura 2.11., se muestra un esquema de un filtro percolador.



**Figura 2.11.** Esquema de un filtro percolador. Tomado de Delhomenie *et al.*, (2005)

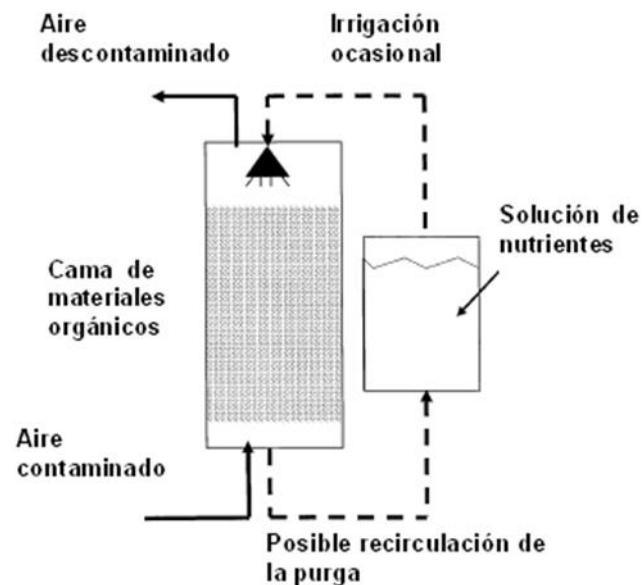
### c. Biofiltro

Es un biorreactor de lecho fijo en el que los microorganismos encargados de degradar los contaminantes se encuentran inmobilizados. El gas contaminado fluye a través del material de empaque, los contaminantes son difundidos hacia la biopelícula, donde los microorganismos se encargan de realizar la degradación de dichos contaminantes.

Existen dos tipos de configuración de los biofiltros:

- **Abierto:** La configuración abierta requiere de grandes espacios y está expuesta a los cambios en el ambiente con respecto a su entorno, el flujo de gas se realiza en dirección ascendente.
- **Cerrado:** El volumen es más restringido que en los abiertos, se puede emplear flujos ascendente o descendente (Ottengraf, 1986).

En la Figura 2.12., se muestra un esquema general de un biofiltro.



**Figura 2.12.** Esquema de un biofiltro. Tomado de Delhomenie *et al.*, (2005)

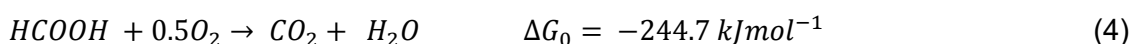
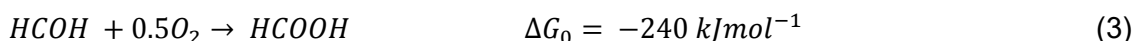
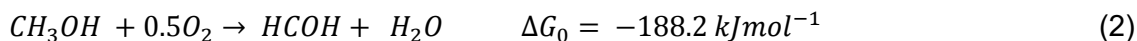
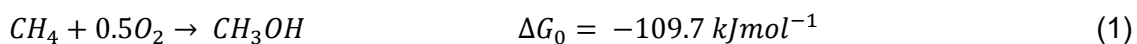
En la siguiente tabla, se presentan las características de los tres procesos biológicos:

**Tabla 2.4** Características técnicas de los biofiltros, biolavadores y filtros percoladores.  
Tomado de (Delhomenie *et al.*, 2005)

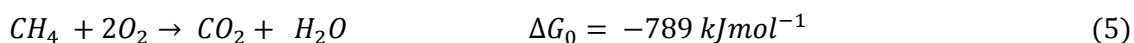
<b>Biotechnologías</b>	<b>Microorganismos</b>	<b>Fase líquida</b>	<b>Remoción de contaminantes</b>
<b>Biolavador</b>	Biomasa suspendida en el reactor anexo con solución de nutrientes	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Móvil.</li> <li>• Irrigación frecuente.</li> <li>• Recirculación.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Separación de COV/aire dentro de la columna de absorción.</li> <li>• Oxidación de COV en el biorreactor.</li> </ul>
<b>Filtro percolador</b>	Biomasa Inmovilizada en el material de empaque. Alto volumen de espacio vacío en la cama empacada	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Móvil</li> <li>• Irrigación continúa sobre el material filtrante.</li> <li>• Posible recirculación.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• En los empaques.</li> <li>• En la biopelícula.</li> </ul>
<b>Biofiltro</b>	Biomasa inmovilizada en el material de empaque	Irrigación ocasional con solución de nutrientes para mantener condiciones adecuadas de humedad.	<ul style="list-style-type: none"> <li>• En los empaque.</li> <li>• En la biopelícula.</li> </ul>

## 2.6 Biofiltración del metano

Las investigaciones realizadas con respecto a la biofiltración del CH<sub>4</sub> han sido orientadas a la eliminación de este gas generado en rellenos sanitarios (Boeckx *et al.*, 1996; Humer y Lechner, 1999; Nikiema *et al.*, 2007). Las reacciones (1, 2, 3, 4 y 5) que se llevan a cabo para la oxidación biológica del CH<sub>4</sub> son las siguientes (Ribbons *et al.*, 1970):



Reacción global



Según Hanson y Hanson (1996), inicialmente la reacción de oxidación de CH<sub>4</sub> a metanol es catalizada por la enzima metano monooxigenasa (1), la reacción de metanol a formaldehído es catalizada por la enzima metanol deshidrogenasa (2), de formaldehído a formiato por la enzima formaldehído deshidrogenasa (3), posteriormente de formiato a CO<sub>2</sub> por la enzima formiato deshidrogenasa (4).

La biofiltración del metano u oxidación biológica, surge como una alternativa para la mitigación de las emisiones de este gas, producto de su desorción en efluentes tratados en forma anaerobia. En efecto, la fracción de metano que sale disuelto en las descargas de plantas de tratamiento municipales es considerable (entre el 20 y el 60% en función de la DQO del influente y de la temperatura del agua (Noyola *et al.*, 1988; Cakir y Stenstrom, 2005; Souza *et al.*, 2011; Heffernan *et al.*, 2012). El metano así perdido es liberado a la atmósfera representando emisiones que contribuyen al calentamiento global.

La biofiltración del metano representa una buena alternativa, cuando su concentración está por debajo de su límite de explosión en el aire (Nikiema *et al.*, 2007; Plessis *et al.*, 2003). R. Haubrichs *et al.* (2006) mencionan que concentraciones de CH<sub>4</sub> en el biogás por debajo de 35% y flujos menores de 50 m<sup>3</sup>/h de biogás, la producción de energía no es técnica y económicamente factible, por lo que la biofiltración del metano se convierte en una alternativa viable cuando sus concentraciones son menores de 20% y los flujos menores de 10 m<sup>3</sup>/h.

La biofiltración del metano se basa en que un grupo de bacterias, particularmente las metanótrofas, son capaces de oxidar el metano bajo condiciones aerobias, generando como producto de la oxidación dióxido de carbono, agua y nueva biomasa (Nikiema *et al.*, 2005). La mayoría de la información encontrada para la oxidación biológica del metano está orientada al uso de biofiltros, utilizando diferentes medios de empaque (Nikiema *et al.*, 2005; Girad *et al.*, 2011; Streese y Stegmann, 2003; Plessis *et al.*, 2003; etc.).

El proceso de biofiltración de metano se ve limitado por su baja solubilidad por lo que se requieren largos tiempos de retención en el biofiltro que permitan un buen contacto

entre el sustrato y los microorganismos (Girad *et al.*, 2009; Park *et al.*, 2005). En la Tabla 2.5, se presenta una recopilación de investigaciones orientadas a la eliminación biológica del metano.

### **2. 6. 1 Materiales de empaque utilizados para la biofiltración del metano**

Los materiales de empaque utilizados en la biofiltración incluye: composta, grava, materiales sintéticos, etc. (Girad *et al.*, 2011; Ramirez *et al.*, 2012; Nikiema *et al.*, 2005; entre otros).

Nikiema *et al.* (2005) evaluaron dos tipos de materiales de empaque, presentando mayor tasa de remoción de metano el material inorgánico que la composta. Sin embargo es importante mencionar que cuando se usan materiales inorgánicos, los nutrientes están ausentes por lo que hay que adicionarlos (Girad *et al.*, 2011).

Lebrero *et al.* (2014) probaron tres tipos diferentes de material de empaque (corteza de madera, composta y cáscara de nuez), reportando mayor porcentaje de eliminación de metano en la corteza de madera (26%), seguido de composta 20 % y 17 % para las cascara de nuez. Investigaciones realizadas por Streese y Stegmann,(2003) observaron que las tasas de remoción de metano en biofiltros con composta, disminuyeron después de 5 meses de operación, probablemente por la formación de compuestos poliméricos extracelulares, mientras que para una mezcla de composta, turba y fibra de madera, las tasas de remoción fueron satisfactorias y estables durante un año con capacidades de eliminación de alrededor de 20 g/m<sup>3</sup>h de CH<sub>4</sub> y concentración promedio en la alimentación de 3 %v/v.

Según Wilshusen *et al.* (2004), las eficiencias de remoción de metano en un biofiltro con composta disminuyeron a lo largo de tiempo por la presencia de polímeros extracelulares. Girad *et al.* (2011), observaron la formación de compuestos poliméricos extracelulares, en un biofiltro con material inorgánico. Hilger *et al.* (2000), menciona que la formación de compuestos extracelulares obstruyen los poros del medio filtrante, limitando de esta manera la difusión del gas. Wilshusen *et al.* (2004), observaron que concentraciones altas de oxígeno favorecían la formación de compuestos extracelulares, mientras que a concentración baja ésta era limitada.

### **2. 6. 2 Factores ambientales que afectan los procesos de biofiltración del metano**

Diferentes investigaciones realizadas en el tema demuestran la importancia de parámetros de operación en la eliminación de metano, tales como: concentración de metano y oxígeno, temperatura del proceso, material de empaque, pH, humedad del medio filtrante, tiempo de residencia del biofiltro vacío, cantidad de nutrientes disponibles para las bacterias, la presencia de inhibidores etc. (Jorio y Heitz, 1999; Stein y Hettiaratchi, 2001; Hatamoto *et al.*, 2010), las cuales se describen a continuación:

#### **a. Concentración de Metano (CH<sub>4</sub>) y oxígeno (O<sub>2</sub>),**

Las bacterias metanótrofas, microorganismos estrictamente aerobios, además del sustrato requieren de una concentración adecuada de oxígeno para realizar su actividad metabólica. Estudios realizados por varios autores sobre la concentración óptima de oxígeno para la oxidación del metano, demuestran que estas bacterias se inhiben a concentraciones de oxígeno de 1 al 3% (Bender y Conrad, 1993; Czespiel *et al.*, 1995).

Wilshusen *et al.* (2004); Amaral y Knowles, (1995) observaron que las concentraciones de oxígeno en el rango de 0.45 hasta 20%, favorecen las máximas tasas de oxidación

de metano. De igual manera encontraron que las metanótrofas de tipo I (ver siguiente apartado), son probables que habiten en zonas con bajas relaciones de  $\text{CH}_4/\text{O}_2$ , mientras que las de tipo II requieren de relaciones altas  $\text{CH}_4/\text{O}_2$ .

Las metanótrofas tienen la capacidad para fijar el nitrógeno atmosférico cuando están bajo condiciones limitantes de nitrógeno y utilizan para ello la vía de la serina. La actividad de la nitrogenasa es inhibida a concentraciones de  $\text{O}_2$  mayores a 4% (Graham *et al.*, 1993)

### **b. Temperatura y pH**

Las primeras investigaciones que se realizaron con bacterias metilótrofas, fueron orientadas a distinguir entre los diversos subgrupos, se lograron identificar el crecimiento de bacterias metanótrofas tipo I hasta un rango de temperaturas de 45 a 72 °C, mientras que las de tipo II no fueron capaces de crecer en este rango. Se ha señalado que la temperatura óptima para la actividad de las metanótrofas oscila entre los 25 y 35 °C (Mancebo 2012). Scheutz y Kjeldsen, (2004), reportan temperaturas óptimas alrededor de los 35°C.

Hettiarachchi *et al.*, (2011) reportaron aumento en la tasa de remoción de metano, cuando la temperatura varió de 20 a 36 °C, mientras que a 5 °C las tasas son insignificantes. Thomas *et al.* (2003) observaron aumento en la tasa de oxidación del metano en el suelo, cuando la temperatura varió de 30 a 35°C, mientras que cuando lo hizo de 20 a 30 °C, el aumento de las tasa de oxidaciones fue limitado. Gerbet *et al.* (2003) observaron que la temperatura óptima para alcanzar las tasas máximas de remoción de metano es de 38 °C. Según Streese *et al.* (2003) la temperatura óptima para la remoción de metano en un biofiltro está en el rango de 20 a 30°C.

Los valores óptimos de pH para las metanótrofas se reportan en el rango de 1 a 10, sin embargo, hay informes de este tipo de bacterias que crecen a valores de pH por debajo de 1. (Dunfield *et al.*, 1993; Dunfield *et al.*, 2007). Otras investigaciones realizadas por Hanson *et al.* (1996) demostraron que las bacterias metanótrofas pueden crecer en un rango de pH de entre 5.5 y 8.5, provocando una variación en la tasa de oxidación del metano. Por su parte, Qiang *et al.* (2011) encuentran que el pH óptimo para el crecimiento de las metanótrofas está cerca de la neutralidad.

### **c. Disponibilidad de Agua**

La disponibilidad de agua es un factor importante que afecta el crecimiento de microorganismos en entornos naturales. Cuando un organismo crece en un medio con bajo contenido de humedad, debe realizar un trabajo extra para extraer agua del medio. En estas condiciones, los organismos deben superar la energía para obtener agua y utilizarla para su metabolismo, por lo tanto, la tasa de actividad metabólica disminuye con la disminución de la disponibilidad de agua. Las tasas metabólicas más altas para este tipo de bacterias se han reportado en un rango de actividad del agua de 0,97 hasta 0,995 (Bohn y Bohn, 1999). La investigación realizada por Adams *et al.* (2011), también indican que las mayores tasas de crecimiento de metanótrofas se dan en ambientes con alta actividad del agua.

Por lo anterior, la humedad en un biofiltro es un factor crucial para lograr oxidar biológicamente el metano: mientras se presente mayor humedad, la actividad microbiana aumentará (Gebert, y Grongroft, 2006). Venugopal *et al.* (2003), observaron un aumento del 70 al 85% en la eficiencia de remoción de metano en un biofiltro, cuando la humedad aumento del 46 al 79%.

Para mantener un porcentaje de humedad adecuado en un biofiltro, se recircula un flujo de agua de forma descendente, que puede o no contener nutrientes, dependiendo



del tipo de material de empaque a utilizar. En todo momento debe evitarse la saturación del medio, para no incrementar la resistencia (pérdida de carga) al flujo de aire dentro del biofiltro.

#### **d. Disponibilidad de Nitrógeno**

Todas las metanótrofas son capaces de utilizar el nitrógeno amoniacal ( $\text{NH}_3$ ) como fuente de N; también pueden usar el nitrito ( $\text{NO}_2^-$ ) y nitrato ( $\text{NO}_3^-$ ). Las metanótrofas que tienen la vía de la serina, presentan actividad nitrogenasa y son capaces de fijar el nitrógeno atmosférico. Sin embargo, el nitrógeno inorgánico puede estimular o inhibir la oxidación del metano. Se ha demostrado que altas Concentraciones de  $\text{NH}_3$  tienden a inhibir la oxidación del metano. El amonio ( $\text{NH}_4^+$ ) actúa como inhibidor para las enzimas monooxigenasas MMO (Large, 1983). Humer y Lechner (2001) encontraron que el  $\text{NH}_3$  tiene un efecto inhibitorio sobre la oxidación de  $\text{CH}_4$  cuando su concentración es superior a 350 ppm, mientras que Boeckx y Van Cleemput (1996) encontraron que el  $\text{NH}_3$  en concentraciones de 25, 50, 75, 47 y 100 ppm en un medio con 15% de contenido de humedad inhibe la oxidación del metano y linealmente estimula la nitrificación. El nitrógeno del nitrato ( $\text{NO}_3\text{-N}$ ) ha demostrado ser inhibidor a través de efectos osmóticos sólo en altas concentraciones. Esta condición se encuentra generalmente cuando grandes poblaciones de bacterias oxidantes de amoníaco se encuentran presentes (Bodelier y Laanbroek 2004). Para cada mol de carbono asimilado, las bacterias metanótrofas requieren 0,25 moles de nitrógeno. En ambientes en los que la relación molar de  $\text{CH}_4 / \text{N}$  es mayor que 10 (suponiendo 40% de asimilación de cada mol  $\text{CH}_4$  consumida), se puede producir limitación de nitrógeno inorgánico, lo que conduce a la reducción de la tasa de crecimiento bacteriano que afecta la oxidación  $\text{CH}_4$ . Esta condición no puede ser evitada por la fijación atmosférica del nitrógeno, ya que este proceso es energéticamente menos favorable que el consumo de nitrógeno inorgánico (Anthony, 1982).

#### **e. Tamaño y distribución de partículas**

El tamaño de partícula y la distribución del medio de crecimiento es un parámetro importante que influye en los procesos de las metanótrofas. Los tamaños de partícula pequeños proporcionan gran superficie específica, pero también crean resistencia al flujo de gas. Los grandes tamaños favorecen el flujo gaseoso pero reducen el número de sitios potenciales para la actividad microbiana. Delhoménie *et al.* (2002) y Boeckx *et al.* (1997), observaron que los suelos de textura gruesa tienen mayor capacidad de oxidación del  $\text{CH}_4$  que suelos de textura fina, que pueden incluso producir  $\text{CH}_4$ . Los resultados obtenidos de la investigación anterior sugieren que el compost mezclado de manera homogénea y de forma regular podría lograr y mantener eficiencias altas de oxidación de  $\text{CH}_4$  (Wilshusen *et al.*, 2004; Yang y Grant, 2005). La textura y compactación determinan la distribución del tamaño de poro, que a su vez, es un factor que influye en la retención de humedad y transporte del gas (Gebert *et al.*, 2011).

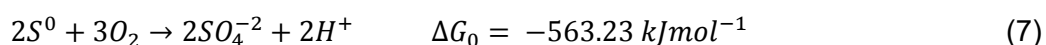
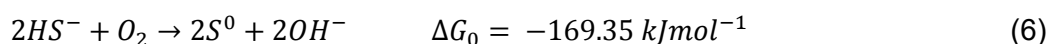
#### **f. Disponibilidad de fuentes adicionales de carbono**

Las bacterias metanótrofas tienen la capacidad de crecer utilizando  $\text{CH}_4$  como única fuente de carbono y energía. Por lo tanto, los ambientes biológicamente estables con fuentes de carbono adicionales presentan el crecimiento de microorganismos heterótrofos, que limitan el crecimiento de las metanótrofas, por lo que se genera una competencia entre ambos grupos por el oxígeno y los nutrientes disponibles. Esta situación conduce a bajas tasas de crecimiento de bacterias metanótrofas (Chandrakanthi y Hettiaratchi, 2005; Hurtado, 2009; Scheutz *et al.*, 2009; Hettiarachchi *et al.*, 2011). En la Tabla 2.5., se presenta una recopilación de investigaciones orientadas a la eliminación biológica del metano.

## 2.7 Biofiltración del sulfuro de hidrógeno

La biofiltración u oxidación eliminación biológica del sulfuro de hidrógeno, representa una alternativa adecuada sobre los métodos químicos, que son más costosos (Leson y Winer, 1991; Revah y Rirchard 1996). Según Prokop y Bohn, (1985) y Hartenstein, (1987), la biofiltración del sulfuro de hidrógeno ha presentado ser una tecnología eficaz para el control de olores.

La eliminación biológica del sulfuro de hidrógeno es realizada por un grupo de microorganismos en condiciones aerobias, los cuales oxidan el sulfuro a azufre elemental y sulfato (Aroca *et al.*, 2003). Las reacciones (6 y 7) que se producen en la oxidación biológica del H<sub>2</sub>S son las siguientes (Noyola *et al.*, 2006; Huang *et al.*, 1996):



Según Noyola *et al.* (2006), la reacción que se lleva a cabo inicialmente, oxida parcialmente el sulfuro a azufre, posteriormente si los niveles de oxígeno son altos, el azufre es transformado a sulfato.

Las biotecnologías utilizadas para la remoción de sulfuro son los biofiltros, biolavadores y filtros percoladores; sin embargo los biolavadores son muy inusuales debido a que la solubilidad del sulfuro de hidrogeno en agua a pH neutro es baja (Ramirez *et al.*, 2009).

### 2.7.1 Materiales de empaques utilizados en la biofiltración del sulfuro de hidrógeno

Los materiales de empaque utilizados son los mismos que se utilizan para la biofiltración de metano. Según Barona *et al.* (2002), los materiales comúnmente utilizados son la composta, turba, carbón activado y corteza de madera. Algunos autores añaden otros materiales como perlitas y virutas de madera, con el objetivo de evitar la compactación del material en el biofiltro (Wani *et al.*, 1999). El carbón activado ha demostrado ser un material bastante eficiente para eliminar el H<sub>2</sub>S, debido a que combina la adsorción y la oxidación biológica (Ramírez *et al.*, 2009).

Los medios de empaque que se utilizan tienen sus respectivas ventajas y desventajas. El carbón activado es más estable con respecto a la variación del pH que la composta, sin embargo la composta presenta condiciones más favorables para el crecimiento de microorganismos. Con respecto a los precios, la composta es más fácil y barata de adquirir que el carbón activado (Webster *et al.*, 1997). En la Tabla 2.6 se presenta una recopilación de investigaciones realizadas a la remoción biológica de sulfuro de hidrogeno.

Barona *et al.* (2002) sugieren que para el uso de materiales de empaque naturales como composta, es recomendable mezclarlo con materiales inertes, con el objetivo de evitar la compactación y formación de grietas, que ocasionan una distribución irregular de flujo en el biofiltro. De acuerdo con esos autores, el material de empaque representa el corazón del proceso de biofiltración, por lo que debe cumplir con las siguientes características:

- Alta capacidad para retener humedad.
- Alta porosidad.
- Disponibilidad alta de nutrientes.
- Bajo costo.
- Larga duración (resistencia mecánica, estable y químicamente inerte).

Yang y Allen (2012) investigaron la remoción de H<sub>2</sub>S en biofiltros de composta a diferentes concentraciones de entrada. Sugieren las siguientes condiciones de operación para lograr una operación óptima para la eliminación de H<sub>2</sub>S:

- Temperatura: (25 – 50 °C).
- pH de la composta > 3.0.
- Porcentaje de humedad en la composta: 50 ± 15 %.
- Contenido de sulfato en la composta: < 25 mg-S/g.
- Tiempo de retención del lecho vacío: > 15 segundos.

Morgan y Noyola (2006), evaluaron biofiltros de composta para la oxidación del H<sub>2</sub>S; recomiendan la homogenización frecuente del material filtrante para obtener eficiencias constantes de remoción del 100% así como un mejor control de la humedad y concentración de sulfatos en el material filtrante.

**Tabla 2.5** Recopilación de investigaciones realizadas orientadas a la eliminación biológica de metano

Sistema	[ ] <sub>inicial</sub> CH <sub>4</sub>	TRLV	Flujo	Material de empaque	V	TE	T	Autor	Objetivo
Biofiltro	7000 – 7500 ppmv, 4.6 – 4.9 g/m <sup>3</sup>	260 s.	4.2 L/min – 0.25m <sup>3</sup> /h	Inorgánico	18 L	0.14-5, 0.25-14, 0.5-24, 0.75-29, 1-27 (g/m <sup>3</sup> /h)	15 – 25 °C	(Nikiema <i>et al.</i> , 2005)	Observar el efecto de la concentración de NO <sub>3</sub> (0.14, 0.25, 0.5, 0.75 y 1 g/L) en la oxidación biológica del metano
				Composta de 6 mm		0.14-12, 0.25-7, 0.5-9, 0.75-13, 1-8 (g/m <sup>3</sup> /h)			
Biofiltro	0.16 – 2.8 g/m <sup>3</sup> (250 – 4300 ppmv)	4.2 min	0.25 m <sup>3</sup> /h – 4.2 L/min	Grava 4 – 8 mm	17.7 L	E = 36 – 51% 14.5 g/m <sup>3</sup> h – 38 g/m <sup>3</sup> h	20 - 25 °C	Girad <i>et al.</i> , 2011	Observar la influencia de la concentración de CH <sub>4</sub> y nitrato (0 - 0.5 g/L) en rendimiento de eliminación de CH <sub>4</sub>
Biofiltro	0.3 % v/v	6 min	3 L/min	Grava – 7mm	18 L	E = 45 – 28, 28 – 8, 8 – 0.6, 70 - 13	-	Veillette <i>et al.</i> , 2011	Evaluar el rendimiento de eliminación de CH <sub>4</sub> utilizando concentraciones de Amonio (0.05 – 0.25, 0.25 – 0.35, 0.35 – 0.5, 0.1 -0.5 g N/L – NH <sub>4</sub> )
						23 – 13 g/m <sup>3</sup> h cuando NH <sub>4</sub> 0.1 – 0.2 g/L			
Biofiltro	0.1 – 2.5% v/v	20 – 400 min.	Variable	Corteza de pino compostada	34 L	E = >70 %, TRV > 30 min y 0.5 % v/v CH <sub>4</sub> influente	-	(Plessis <i>et al.</i> , 2003)	Determinar si la corteza de pino compostada es útil como material de empaque para biofiltración del CH <sub>4</sub>
Biofiltro	4.8 g/m <sup>3</sup>	4.25 min	4.2 L/min	Material inerte 0.73 cm	17.7 L	27.1 – 32.5 g/m <sup>3</sup> h, E = 47.5 %, T20 (0.1 – 0.25%), T20	24 °C	Ramirez <i>et al.</i> , 2012	Evaluar la influencia de la adición de Tensoactivos no iónicos en la biofiltración del metano.

						(0.5% v/v) = 45 g/m <sup>3</sup> h			
Filtro percolador	140 g/m <sup>3</sup> h	4.8 min	0.21 L/min	Esponja de poliuretano	1 L	24 - 57 g/m <sup>3</sup> h	-	Rocha <i>et al.</i> , 2009	Evaluar la degradación de metano en dos fases líquidas
Biofiltro	0.2 - 10 %	Variable	Variable	5 capas: grava fina, arcilla, grava, arena, suelo	15 m <sup>3</sup>	35 – 109 g/m <sup>3</sup> h a 30 °C	3 – 45 °C	Gerbet <i>et al.</i> , 2003	Evaluar un biofiltro instalado en un vertedero de lodos
Biofiltro	0.3 – 3.2%	10.4 – 14.4 min	0.075 m <sup>3</sup> /h	Composta,	0.013 – 0.018 m <sup>3</sup>	62 g/m <sup>3</sup> h a 0.3 - 3.2 % v/v de CH <sub>4</sub>	30 °C	Streese y Stegmann, 2003	Evaluar la biofiltración de metano procedente de vertederos, utilizando diferentes tipos de empaque, a escala de laboratorio y piloto.
				turba					
				fibra de madera		30 – 40 g/m <sup>3</sup> h a 0.3 – 3% de CH <sub>4</sub>			
				Mezcla		30 – 40 g/m <sup>3</sup> h a 0.3 – 3% de CH <sub>4</sub>			
	0.2 – 2.5%	9.5 min	2.08 m <sup>3</sup> /h	Composta de jardín	0.33 m <sup>3</sup>	40 g/m <sup>3</sup> h			
				Compost con capas de distribución de gas		20 g/m <sup>3</sup> h			
				Mantillo		20 g/m <sup>3</sup> h			
				Turba y fibra de madera		20 g/m <sup>3</sup> h			

**TRLV:** Tiempo de retención del lecho vacío, **V:** Volumen, **TE:** Tasa de eliminación g/m<sup>3</sup>d, **E:** Eficiencia %, **T:** Temperatura °C.

**Tabla 2.6** Recopilación de investigaciones realizadas orientadas a la eliminación biológica del sulfuro de hidrógeno

Sistema	[ ] <sub>inicial</sub> H <sub>2</sub> S	TRLV	Flujo	Material de empaque	V	E	T	Autor	Objetivo
Biofiltro	5 – 2650 ppmv	7 – 23 segundos	0.034 – 0.010 L/s	Composta	240 mL	93 – 99%	25 - 50°C	Yang y Allen 2012	Determinar los parámetros óptimos de diseño y operación de biofiltros utilizando composta.
Biofiltro	< 200 – 400 ppmv >	Variable	Variable	Composta	0.018 m <sup>3</sup>	99.5 %	-	Yang y Allen 2012	Evaluar la cinética de oxidación en un biofiltro utilizando compost.
Biofiltro	Variable	Variable	0.03 – 0.07 m <sup>3</sup> /h	Turba	1 L	100, 90 y 60 %, TE: 55 gS/m <sup>3</sup> h	-	Aroca <i>et al.</i> , 2002	Evaluar la remoción de H <sub>2</sub> S, en un biofiltro con turba, inoculado con <i>Thiobacillus thioparu</i> .
Filtro percolador	900 -10000 ppmv	Variable (180 segundos)	Variable	Inorgánico HD Q - PAC	2.15 L	TE: 280 - gH <sub>2</sub> S/m <sup>3</sup> h	15 - 30°C	Fortuny <i>et al.</i> , 2008	Evaluar el proceso de endulzamiento del biogás utilizando filtros percoladores con materiales de empaques inorgánicos.
	2500 – 12300 ppmv	Variable (167 segundos)	Variable	Espuma de poliuretano	0.5 L	TE: 250 gH <sub>2</sub> S/m <sup>3</sup>	15 - 30°C		
Biofiltro	100 ppmv	48.6 segundos	10 L/min	Composta	9.6 L	90 -100%	-	Morgan - Sagastume y Noyola 2006	Evaluar el efecto de la mezcla del material filtrante en la eficiencia de remoción de H <sub>2</sub> S

TRLV: Tiempo de retención del lecho vacío, V: Volumen, TE: Tasa de eliminación g/m<sup>3</sup>d, E: Eficiencia %, T: Temperatura °C

### **3. OBJETIVOS**

#### **3.1 Objetivo General**

Evaluar la desorción y la oxidación biológica del  $\text{CH}_4$  y  $\text{H}_2\text{S}$  disueltos en el efluente de un reactor UASB que trata aguas residuales municipales.

#### **3.2 Objetivos específicos**

- 3.2.1.** Diseñar y construir un sistema piloto para la desorción de  $\text{CH}_4$  y  $\text{H}_2\text{S}$  disueltos en el efluente de un reactor UASB a escala real que trata aguas residuales municipales.
- 3.2.2.** Evaluar la eficiencia del sistema de desorción.
- 3.2.3.** Diseñar y construir un biofiltro utilizando composta como material de empaque para el proceso de oxidación biológica de  $\text{CH}_4$  y  $\text{H}_2\text{S}$  provenientes del sistema de desorción de gases.
- 3.2.4.** Evaluar los parámetros operacionales de control del biofiltro y su incidencia en la eficiencia de remoción de los contaminantes.
- 3.2.5.** Determinar parámetros de escalamiento de los sistemas evaluados, para su aplicación en pequeñas plantas anaerobias de aguas residuales municipales.

#### 4. METODOLOGÍA

El trabajo experimental para esta investigación, se desarrolló en la planta de tratamiento de aguas residuales de la Facultad de Estudios Superiores Acatlán de la UNAM (FES-Acatlán).

La metodología aplicada en este trabajo consistió en el diseño y evaluación de un sistema piloto combinado para la desorción y oxidación biológica del  $\text{CH}_4$  y  $\text{H}_2\text{S}$  disueltos en el efluente de un reactor anaerobio de flujo ascendente con manto de lodos (UASB) que trata aguas residuales provenientes de la FES – Acatlán. El reactor tiene una capacidad para tratar 7 L/s de agua residual. El efluente de reactor anaerobio fluye por gravedad hacia un sistema de lodos activados, con una diferencia de nivel entre los dos sistemas de 10 cm. Esta situación no permite instalar el desorbedor en el punto específico a la salida del reactor, por lo que se desvió una porción del caudal, equivalente a 0.25 L/s hacia la unidad de desorción. En la Figura 4.1., se presenta una imagen que muestra la salida del efluente del reactor UASB hacia al sistema de lodos activados.



**Figura 4.1.** Salida del efluente del reactor UASB hacia al sistema de lodos activados

Para bombear el agua residual a la torre, se utilizó una bomba centrífuga con una capacidad máxima de 1.33 L/s; el caudal excedente se retornó hacia el sistema de lodos activados. En la Figura 4.2., se muestra una fotografía de la bomba centrífuga.



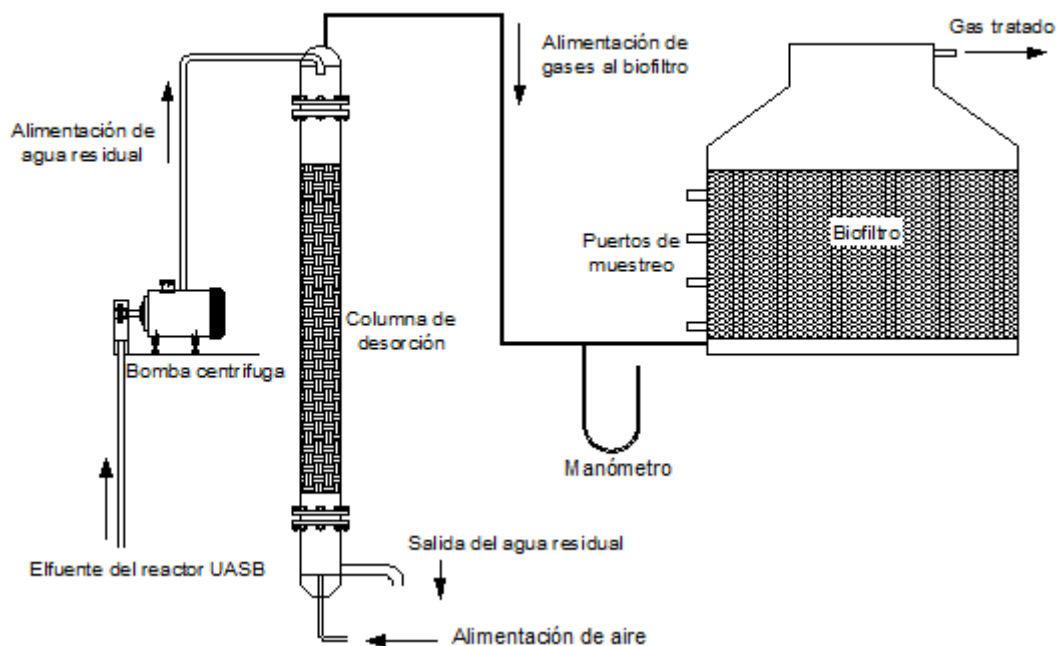


**Figura 4.2.** Bomba centrífuga utilizada para alimentar la columna de desorción

En la Figura 4.3a., se presenta una imagen del sistema para la desorción y oxidación del  $\text{CH}_4$  y  $\text{H}_2\text{S}$  disueltos en efluente del reactor UASB. La Figura 4.3b., presenta la misma instalación en croquis.



**Figura 4.3a.** Sistema para la desorción y remoción biológica de metano y sulfuro de hidrógeno disueltos en el efluente del reactor UASB



**Figura 4.3b.** Esquema del arreglo experimental a escala piloto integrado por una columna de desorción y un biofiltro de composta

#### 4.1 Sistema para la desorción de CH<sub>4</sub> y H<sub>2</sub>S

Para el diseño de la columna de desorción se realizaron simulaciones con el software comercial Berkeley Madonna (University of California, USA) y se utilizó el modelo de Onda (Onda *et al.*, 1968) (ecuaciones presentadas en capítulo 2) para el dimensionamiento de la misma; este modelo utiliza ecuaciones para la determinación de los coeficientes de transferencia de masa. En la Tabla 4.1., se presentan los parámetros utilizados para el dimensionamiento de la columna.

**Tabla 4.1** Parámetros utilizados para el dimensionamiento de la columna de desorción

Parámetros	Valor
Flujo de agua residual (efluente anaerobio)	0.25 L/s
Flujo de aire que ingresa a la columna	0.25 L/s
Concentración de CH <sub>4</sub> disuelto	18 mg/L
Área específica del material de empaque	280 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>
Diámetro del material de empaque	2.5 cm
Porcentaje de vacío	90%
Carga hidráulica	1.5 m <sup>3</sup> m <sup>-2</sup> h <sup>-1</sup>

La columna se construyó de material PVC con un diámetro de 0.15 m y una altura empacada de 1 m, con anillos tipo Pall de plástico como material de empaque, se utilizaron estos anillos por sus características las cuales brindan: alto porcentajes de vacíos, alta área específica, de peso muy ligero comparado con otros materiales. La columna de desorción operó en flujo a contracorriente: el agua residual (efluente anaerobio tomado directamente del interior superior del reactor) era alimentada con ayuda de una bomba centrífuga por la parte superior y el aire por la parte inferior de la

misma; la corriente gaseosa salía por la parte superior de la columna y era alimentada al biofiltro. Se instaló un manómetro diferencial de agua a la entrada de la columna para determinar la caída de presión. La columna operó bajo dos condiciones de flujo de agua residual (relación agua/aire de 1 y de 2), manteniendo constante un flujo de aire equivalente a 15 L/min; la determinación de los flujos de agua residual y aire se realizaron por aforo y rotámetro calibrado respectivamente. En la Tabla 4.2, se presentan las dos condiciones de operación de la columna de desorción. En la Figura 4.4., se presenta una imagen de la columna de desorción.



Figura 4.4. Columna para la desorción del biogás

Tabla 4.2 Condiciones de operación de la columna de desorción

<b>Columna de desorción</b>				
	Flujo de alimentación de agua residual (m <sup>3</sup> /h)	Flujo de alimentación de aire (m <sup>3</sup> /h)	Relación Agua residual/aire	Temperatura <sup>‡</sup>
<b>Condición I</b>	0.9	0.9	1	17.6 ± 1°C
<b>Condición II</b>	1.87	0.9	2	20.2 ± 1.7°C

<sup>‡</sup> Temperatura de entrada del agua residual a la columna de desorción

En la Figura 4.5., se presenta una imagen del material utilizado para empacar la columna de desorción.



**Figura 4.5.** Anillos tipo Pall utilizados en la columna de desorción

## 4. 2 Sistema de biofiltración

Para la oxidación de  $\text{CH}_4$  y  $\text{H}_2\text{S}$  desorbidos del efluente de reactor, se utilizó un biofiltro, consistente en un recipiente comercial de polietileno de 1 m de altura con un diámetro de 0.85 m. En la Tabla 4.3, se presentan los parámetros utilizados para el dimensionamiento del biofiltro.

**Tabla 4.3** Parámetros utilizados para el dimensionamiento del biofiltro

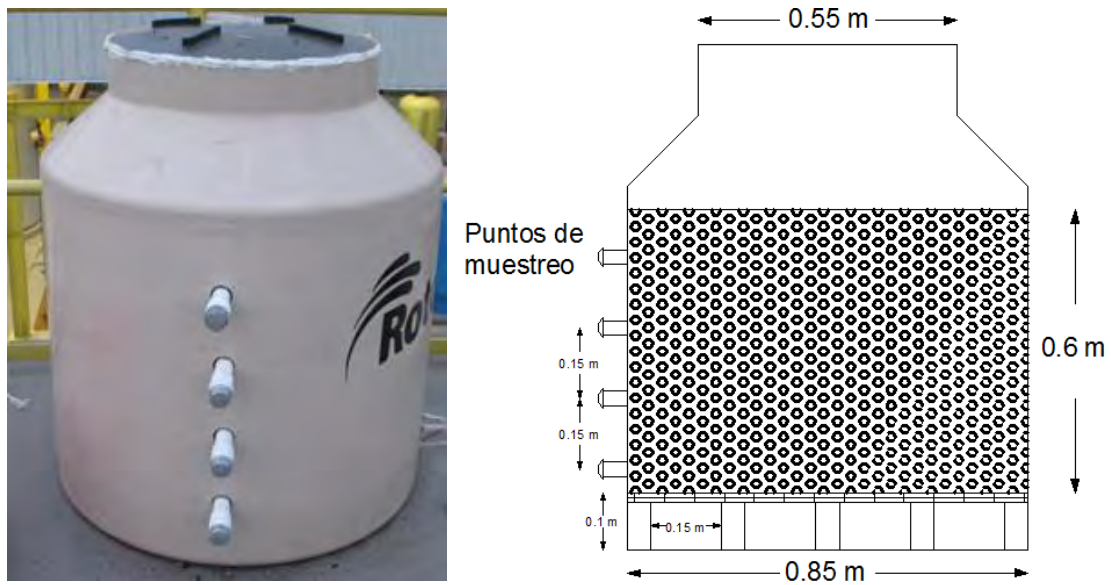
Parámetro	Valores
Flujo de gas que ingresa al biofiltro	0.25 L/s
Altura empacada del biofiltro	60 cm
Tiempo de retención del lecho vacío	23 minutos

El material filtrante fue composta, mezcla de 338 kg de composta fresca y 127 kg de aclimatada procedente de un biofiltro que trata malos olores generados en una planta de tratamiento de aguas residuales en la Ciudad Universitaria, Ciudad de México, obteniéndose así un volumen total de medio filtrante de  $0.340 \text{ m}^3$ . Este volumen se seleccionó de acuerdo a las simulaciones realizadas con el software Berkeley Madonna, utilizando una capacidad de eliminación de metano de  $60 \text{ gCH}_4/\text{m}^3\text{h}$ , que es el resultado que se ha obtenido en biofiltros de composta escala laboratorio, en el grupo de investigación. La relación L/D (largo/ancho) obtenida para el biofiltro fue de 0.7 ( $0.6\text{m}/0.85\text{m}$ ), este valor es menor que el utilizado comúnmente para dimensionar unidades de transferencia de masa ( $L/D \geq 2$ ), el resultado se debe principalmente a que el diseño de biofiltros de composta está limitado para alturas mayores de 1m, debido a que se generan altas caídas de presión, por lo tanto es necesario incrementar el ancho del mismo.

El biofiltro cuenta con 4 puertos de muestreos para gas o medio filtrante espaciados 15 cm a lo largo de la altura del medio filtrante. Se instaló un manómetro diferencial de agua a la entrada del biofiltro para determinar la caída de presión. Un sensor de temperatura de 60 cm de longitud se colocó en el segundo puerto de muestreo con el objetivo de monitorear continuamente la temperatura dentro del biofiltro. La

temperatura ambiente del sitio en promedio fue de 25 °C (max. de 30 y mín. de 2 °C). En la Tabla 4.4, se presentan las condiciones de operación del biofiltro y en la Figura 4.6., una imagen del biofiltro.

La humedad en el biofiltro se controló mediante la adición de agua, de forma manual en la parte superior del biofiltro. Para los primeros 30 días de operación se adicionaron 2 ml por m<sup>3</sup> de gas tratado, de acuerdo con Moreno – Gutiérrez (2008); sin embargo durante los siguientes días hasta el final de la operación, se incrementó la adición de agua en un rango de 20 – 40 ml por m<sup>3</sup> de gas tratado. Esto fue necesario debido a que la temperatura dentro del biofiltro se incrementó como resultado de la oxidación de CH<sub>4</sub> y con ello la pérdida de agua.



**Figura 4.6.** Fotografía y corte del recipiente utilizado para la biofiltración del gas desorbido

**Tabla 4.4** Condiciones de operación del biofiltro

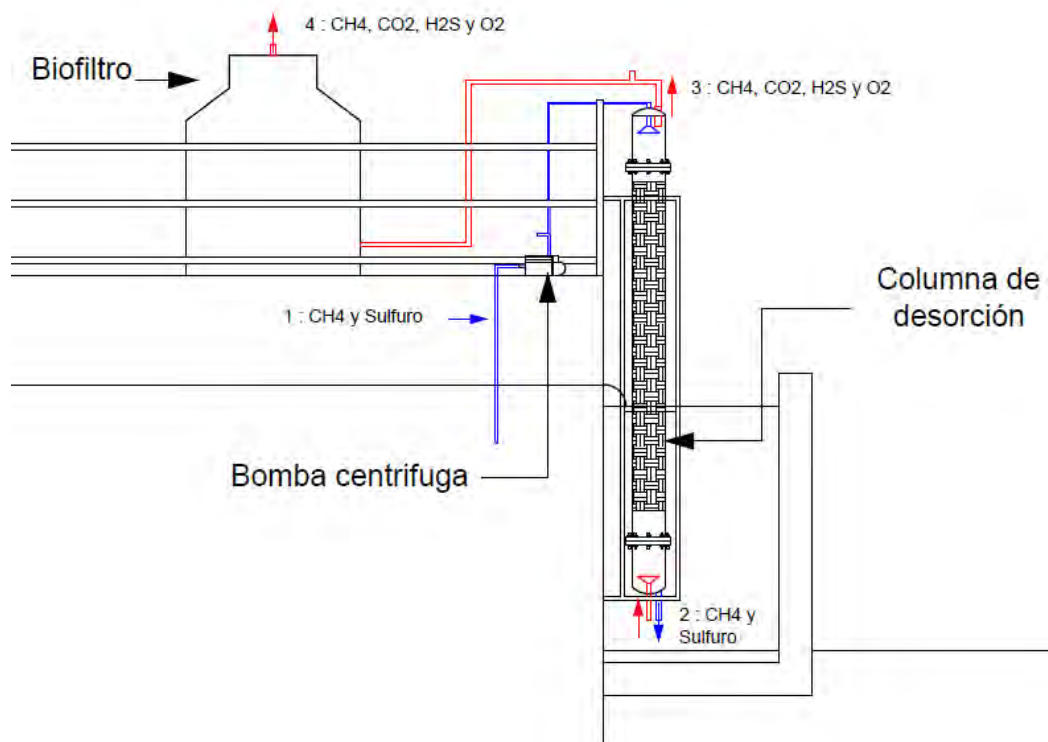
<b>Biofiltro</b>			
Flujo (L/min)	Tiempo de retención del lecho vacío (minutos)	Concentración CH <sub>4</sub> en la alimentación (%)	Carga de alimentación al biofiltro g CH <sub>4</sub> /m <sup>3</sup> h
15	23	2.7*	35*
		4.3 <sup>‡</sup>	56 <sup>‡</sup>

\*Condición I, <sup>‡</sup> Condición II

## 4.3 Muestreo

### 4.3.1 Puntos de muestreo

En la Figura 4.7., se presenta un esquema de los puntos de muestreo que fueron utilizados durante el monitoreo de la instalación experimental.



**Figura 4.7.** Puntos de muestreo para el sistema combinado (azul, línea de agua; rojo, línea fase gas)

En la Tabla 4.5, se presentan los parámetros que se monitorearon en cada uno de los puntos de muestreo.

**Tabla 4.5** Parámetros físicos – químicos a determinar y puntos de muestreo en la torre de desorción y biofiltro

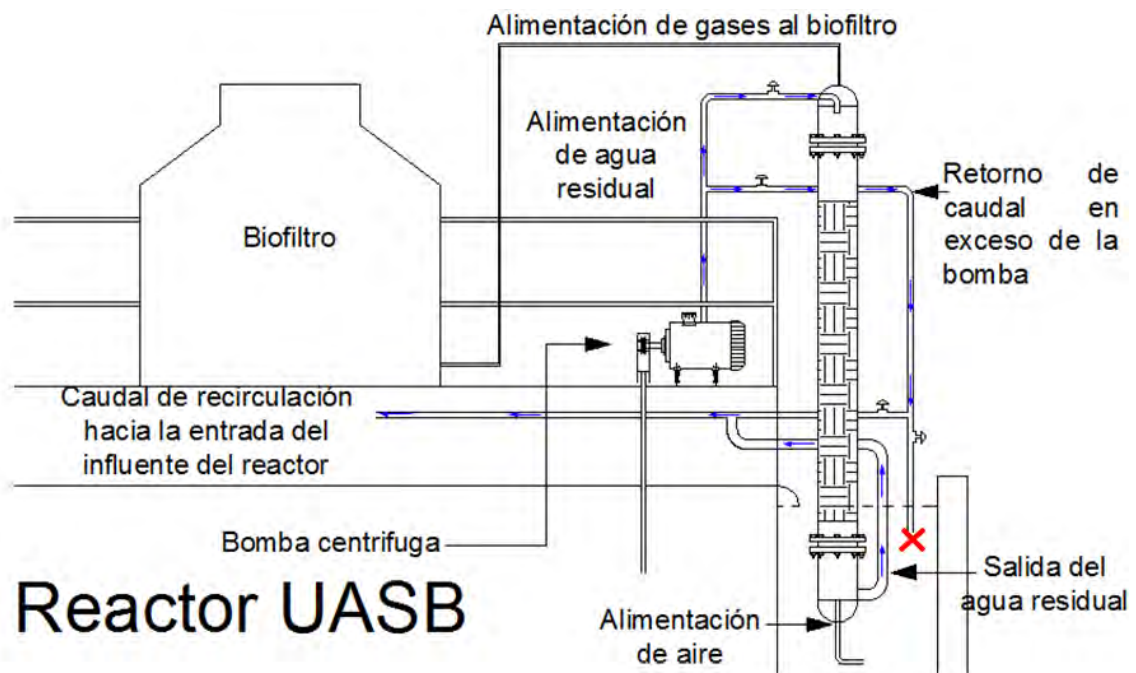
Parámetro	Puntos de muestreo	Método	Frecuencia
CH <sub>4</sub> y Sulfuro disuelto	Entrada y salida del agua residual de la torre de desorción (1,2)	CH <sub>4</sub> : Souza <i>et al.</i> 2011 Sulfuro: Standard Method 4500 – S <sup>2</sup> -D Methylene Blue Method	Diario
CH <sub>4</sub> , O <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> S y CO <sub>2</sub>	Salida de la corriente gaseosa de la torre de desorción entrada y salida del biofiltro (3,4 y 5)	Equipo portátil Biogas 5000	Diario
Sulfatos	Composta (Biofiltro) y lixiviados	Standard Method 4500-SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> – E. Turbidimetric Method	Mensual
pH	entrada y salida del agua residual de la columna de desorción; composta (biofiltro) y lixiviados	Medición directa con potenciómetro	Dos veces al mes
Temperatura	Entrada del agua residual a la columna desorción, entrada y salida del gas en el biofiltro, composta	Medición directa con sensor (Hanna)	Diario
Humedad	Composta (biofiltro)	APHA 4500 H-B	Dos veces al mes
Humedad relativa	Entrada y salida del gas en el biofiltro	Sensor	Diario
Flujo de aire	Entrada de aire a la torre de desorción	Rotámetro	Diario
Flujo de gas	Entrada y salida del gas en el biofiltro	Rotámetro	Diario

Se determinó la granulometría de muestras de composta para los días 78 (Muestra de la superficie y del fondo del biofiltro) y 100 (Muestra de la superficie, intermedio y fondo del biofiltro). Se utilizó la metodología propuesta por Morgan (2003).

En el anexo 2, se presentan los procedimientos para la determinación de CH<sub>4</sub> y sulfuro disuelto.

#### 4.4 Horario de trabajo experimental en la PTAR

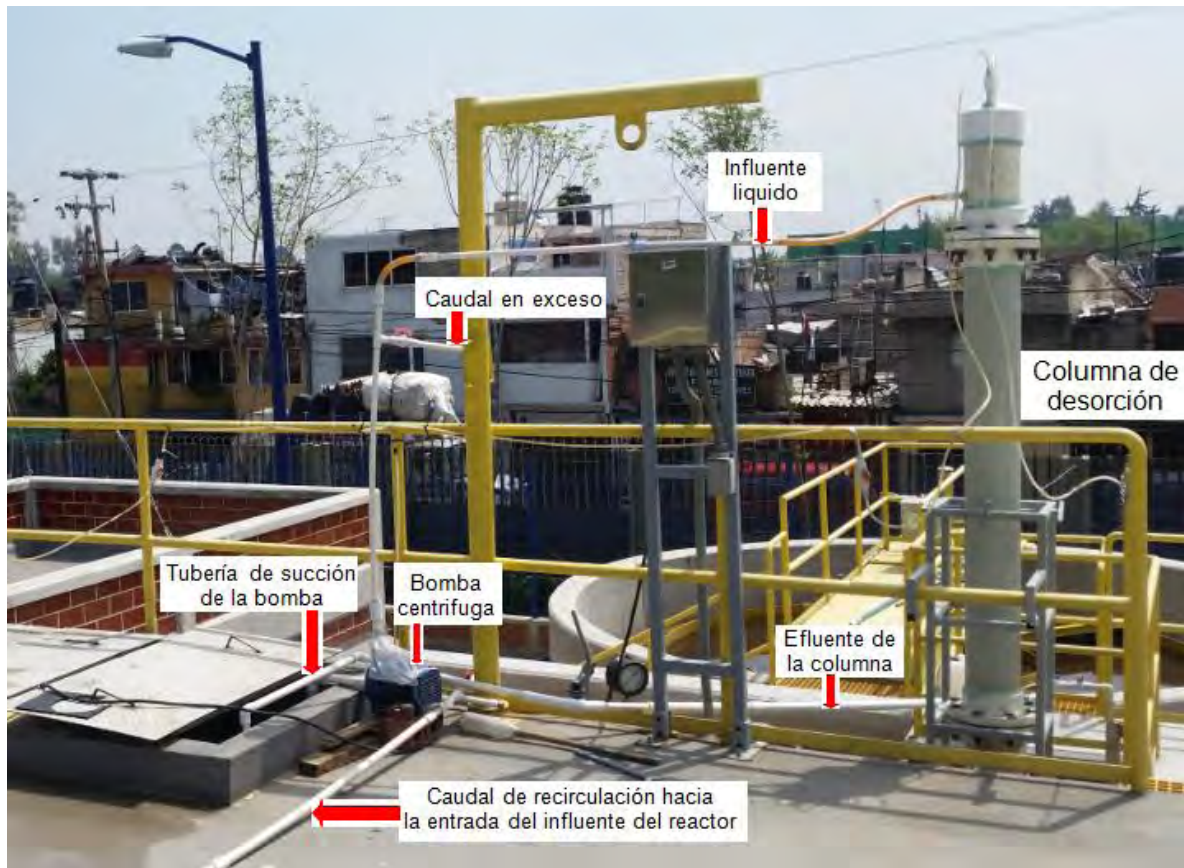
Si bien el arreglo experimental funcionaba en forma continua, la planta de tratamiento de la FES Acatlán operaba de las 7:00 a las 22:00 horas de lunes a viernes. Para ello, se recirculó el efluente de la torre de desorción hacia el reactor anaerobio en los periodos nocturnos, fines de semana y periodos vacacionales. Durante los periodos vacacionales el agua llegaba en forma muy limitada, por lo que la PTAR se alimentaba de forma continua por periodos de 2 a 4 horas tres veces a la semana, durante estos tiempos el sistema piloto operaba sin recirculación. Los muestreos se realizaron en el intervalo de tiempo en el que la planta operaba. En la Figura 4.5a., se muestra un esquema del sistema con recirculación.



**Figura 4.5a.** Esquema del sistema utilizado para la recirculación del efluente líquido de la columna de desorción utilizado durante la noche, fines de semana y periodos vacacionales

En la Figura 4.5b., se presenta una imagen del sistema con la recirculación del efluente de la columna de desorción





**Figura 4.5b.** Fotografía del arreglo para la recirculación del agua residual cuando la planta de tratamiento no recibía agua residual

#### 4.5 Parámetros de medición de la eficiencia del sistema de la columna de desorción

- Eficiencia de desorción de CH<sub>4</sub> y H<sub>2</sub>S, (%)

Se define como la fracción de CH<sub>4</sub> y H<sub>2</sub>S que se transfiere de la fase líquida a la fase gaseosa, se define como:

$$E_{CH_4, H_2S} = \frac{[ ]_{CH_4, H_2S, Entrada} - [ ]_{CH_4, H_2S, Salida}}{[ ]_{CH_4, H_2S, Entrada}} \times 100 \quad \text{Ecuación 18}$$

Dónde:

[ ]<sub>CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>S, Entrada</sub> = Concentración de los gases en la fase líquida a la entrada de la columna de desorción, mg/L.

[ ]<sub>CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>S, Salida</sub> = Concentración de los gases en la fase líquida a la salida de la columna de desorción, mg/L.

E<sub>CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>S</sub> = Eficiencia de desorción de los gases disueltos, %.

#### 4.6 Parámetros de medición de la eficiencia del sistema de biofiltración

A partir de la medición de la concentración de los gases es posible la cuantificación de los siguientes parámetros de operación del biofiltro:

- Capacidad de eliminación de los contaminantes (CE), g/m<sup>3</sup>h.

La CE se define como la cantidad de contaminante eliminados en gramos por metro cúbico de material de empaque del biofiltro en una hora.

$$CE = \frac{Fx(C_i - C_f)}{V} \quad \text{Ecuación 19}$$

Dónde:

C<sub>i</sub>: Concentración del contaminante en la alimentación, g/m<sup>3</sup>.

C<sub>f</sub>: Concentración del contaminante a la salida del biofiltro, g/m<sup>3</sup>.

V: Volumen empacado del biofiltro m<sup>3</sup>

F: Flujo total de alimentación, m<sup>3</sup>/h

- Tasa de alimentación de los contaminantes (TA), g/m<sup>3</sup>h

La TA es la cantidad de contaminante alimentado en gramos por cada metro cúbico de material de empaque del biofiltro en una hora.

$$TA = \frac{Fx C_i}{V} \quad \text{Ecuación 20}$$

- Tiempo de residencia del lecho vacío (TRLV), h, minutos, segundos.

El TRLV es el tiempo promedio que permanece el gas en el biofiltro, sin considerar el material de empaque.

$$TRLV = \frac{V}{F} \quad \text{Ecuación 21}$$

12

- Eficiencia de remoción de los contaminantes (ER), %

La ER representa la fracción del contaminante que es removido en el biofiltro.

$$ER = \frac{(C_i - C_f)}{C_i} \times 100 \quad \text{Ecuación 22}$$

- Tasa de consumo de oxígeno (TCO), g/m<sup>3</sup>h

La TCO es la cantidad de oxígeno en gramos utilizado por los microorganismos por cada metro cúbico de material de empaque en una hora.

$$TCO = \frac{Fx(O_i - O_f)}{V} \quad \text{Ecuación 23}$$

Dónde:

O<sub>f</sub>: Concentración de oxígeno a la salida del biofiltro, g/m<sup>3</sup>.

O<sub>i</sub>: Concentración de oxígeno en el flujo de alimentación, g/m<sup>3</sup>.

V: Volumen del biofiltro, para el tipo de material de empaque, m<sup>3</sup>

F: Flujo total de alimentación, m<sup>3</sup>/h

- Tasa de alimentación de oxígeno (TO), g/m<sup>3</sup>h.

La TO es la cantidad de oxígeno en gramos suministrado al biofiltro por cada metro cúbico de material de empaque en una hora.

$$TO = \frac{Fx O_i}{V} \quad \text{Ecuación 24}$$

- Tasa de producción de CO<sub>2</sub> (TPCO), g/m<sup>3</sup>h

La TPCO es la cantidad de dióxido de carbono en gramos producido por los microorganismos por cada metro cúbico de material de empaque en una hora.

$$TPCO = \frac{Fx (CO_{2i} - CO_{2f})}{V} \quad \text{Ecuación 25}$$

Dónde:

CO<sub>2f</sub>: Concentración de oxígeno a la salida del biofiltro, g/m<sup>3</sup>.

CO<sub>2i</sub>: Concentración de oxígeno en el flujo de alimentación, g/m<sup>3</sup>.

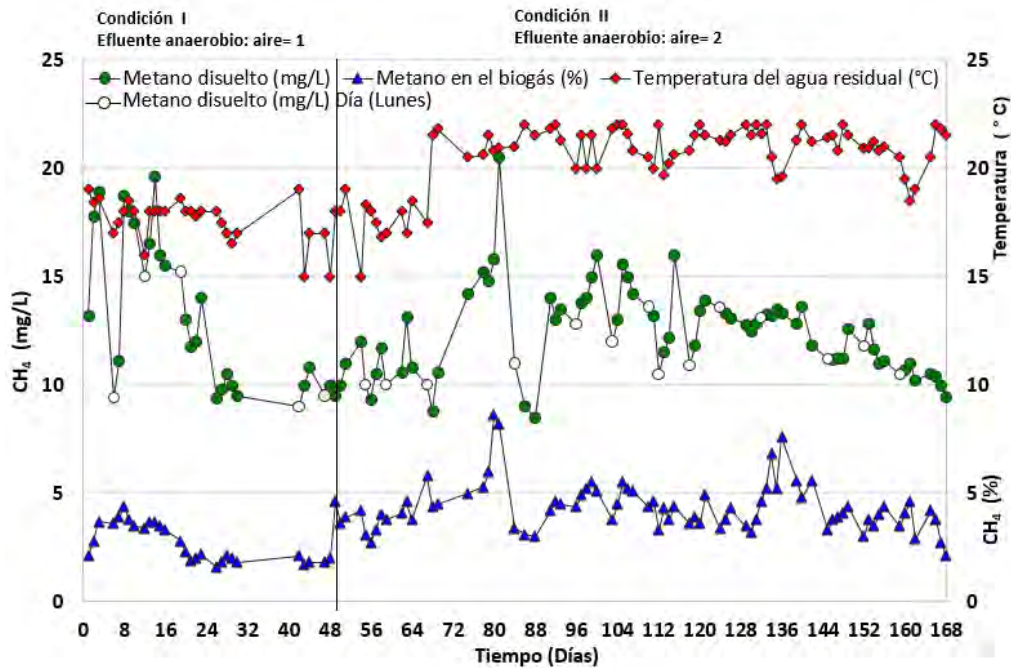
## 5. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

### 5.1 Concentración de gases disueltos

#### 5.1.1 CH<sub>4</sub> disuelto en el efluente del reactor UASB

En la Figura 5.1., se presenta el comportamiento de la concentración de CH<sub>4</sub> en la entrada y salida de la columna. Se puede observar que el porcentaje de CH<sub>4</sub> en el gas desorbido sigue básicamente la misma tendencia que presenta su concentración en la fase líquida, de igual manera se puede observar en la gráfica que la mayoría de los días lunes (puntos blancos) la concentración de CH<sub>4</sub> disuelto es menor que otros días. Esto se debe a como se mencionó en el capítulo anterior, la PTAR no opera los fines de semana, por lo que hay una dilución en la concentración de este gas producto de recirculación del efluente de la columna de desorción hacia el reactor anaerobio. La concentración promedio de CH<sub>4</sub> disuelto fue de  $13.3 \pm 3.5$  mg/L con una temperatura promedio del agua residual de  $17.5 \pm 1^\circ\text{C}$  para la condición I y  $12.3 \pm 2$  mg/L con una temperatura de  $20.5 \pm 1.5$  °C para la condición II,; sin embargo, el cálculo de la saturación de CH<sub>4</sub> en agua limpia a 20°C con una corriente de este gas al 80% y a la presión de la ciudad de México, se obtiene una concentración de saturación de 11 mg/L. Este resultado indica que hay una sobresaturación del mismo en fase líquida. En la Figura 5.1., se presenta el comportamiento de la concentración de CH<sub>4</sub> disuelto con respecto a la temperatura del efluente, se puede observar que no existe una relación inversa en cuanto al comportamiento de la concentración de CH<sub>4</sub> disuelto con respecto a la temperatura del efluente, es importante mencionar aparte de la temperatura existen otros parámetros que influyen en la concentración de CH<sub>4</sub> disuelto: la concentración de DQO, alimentación continua al reactor, producción de biogás, etc.

La concentración de CH<sub>4</sub> en el gas desorbido fue de 2.7 % correspondiente a la relación agua/aire de 1 (Condición I, los primeros 49 días de operación). En la segunda condición de operación (relación agua/aire de 2), se puede observar que hay un incremento en el porcentaje de CH<sub>4</sub> en la corriente desorbida, a alrededor del 4.3 % producto de incrementar el flujo de agua que ingresa a la columna manteniendo constante el flujo de aire. Con las dos condiciones de operación de la columna de desorción, se obtuvo un 99 % en la recuperación del CH<sub>4</sub> disuelto en el efluente del reactor UASB.



**Figura 5.1.** Concentración de CH<sub>4</sub> en la entrada (disuelto) y salida (gaseoso) de la columna de desorción bajo dos relaciones agua:aire, así como temperatura en efluente anaerobio

### 5. 1. 2 Coeficiente de transferencia de masa para el CH<sub>4</sub>

El coeficiente de transferencia de masa se determinó de acuerdo a lo propuesto por Kolev (2006), la ecuación es la siguiente:

$$K_L a = \frac{G \times \ln\left(\frac{C_{L1}}{C_{L2}}\right)}{H \times (C_{L1} - C_{L2})} \quad \text{Ecuación 26}$$

Dónde:

G = es el flux de gas desorbido, kmol/m<sup>2</sup>s

C<sub>L1</sub> = Concentración de CH<sub>4</sub> disuelto a la entrada de la columna de desorción, kmol/m<sup>3</sup>

C<sub>L2</sub> = Concentración de CH<sub>4</sub> disuelto a la salida de la columna de desorción, kmol/m<sup>3</sup>

H = altura empacada de la columna de desorción, m

K<sub>L</sub>a = Coeficiente de transferencia de masa, s<sup>-1</sup>

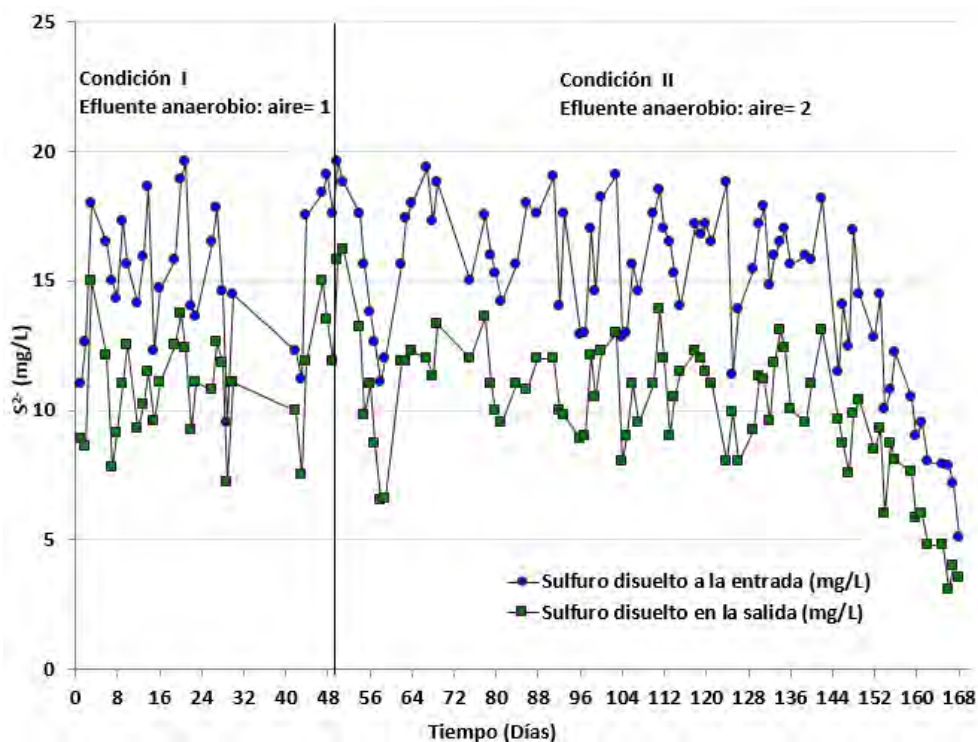
Sustituyendo en la ecuación, se obtiene un coeficiente de transferencia de masa K<sub>L</sub>a de 0.11 s<sup>-1</sup> (391 h<sup>-1</sup>), el cálculo del K<sub>L</sub>a utilizando el modelo de Onda es de 0.031 s<sup>-1</sup> (111.6 h<sup>-1</sup>), este valor es menor al obtenido con la ecuación de Kolev.

### 5. 2. 1 S<sup>2-</sup> disuelto en el efluente y H<sub>2</sub>S desorbido en la columna

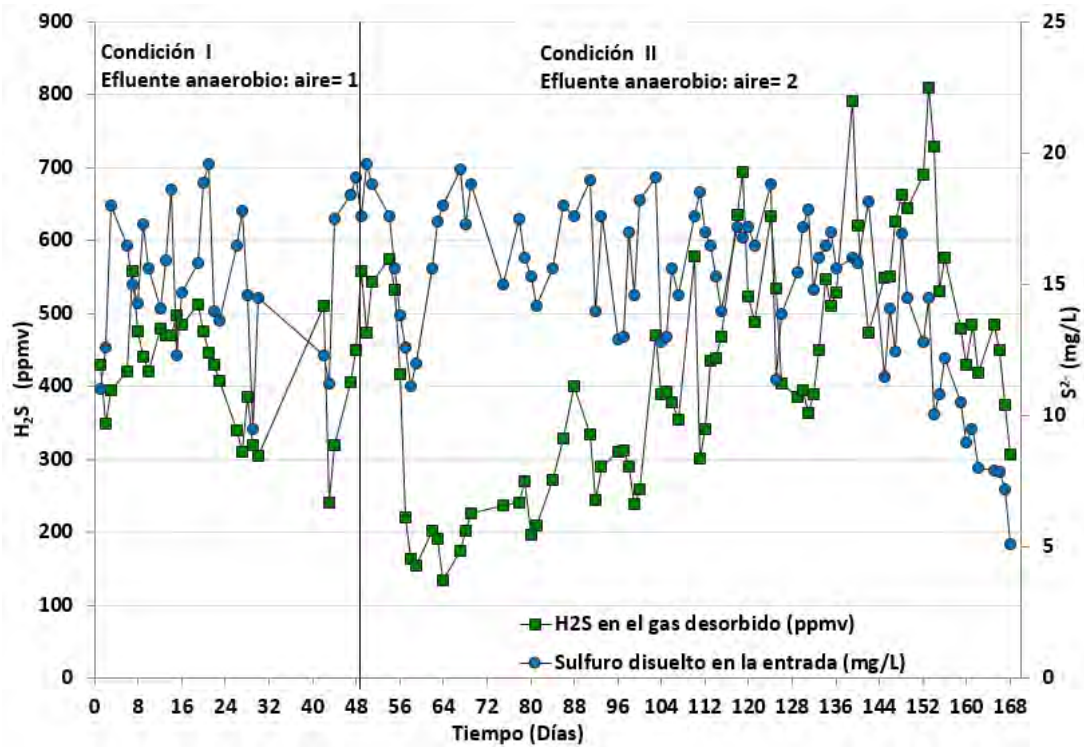
En la Figura 5.2., se presenta el comportamiento de la concentración de S<sup>2-</sup> en la fase líquida a la entrada y salida de la columna de desorción. Se puede observar que ambas curvas siguen la misma tendencia, siendo el sulfuro de hidrógeno desorbido la diferencia entre ambos valores. A partir del día 145, se puede apreciar que hay una disminución en la concentración de S<sup>2-</sup> en la entrada y salida de la columna de desorción, lo cual se debió a que la cantidad de agua que ingresó a la PTAR fue limitada producto del periodo vacacional y que el efluente de la columna se recirculó al reactor UASB.

Por su parte, la Figura 5.3., presenta la concentración de  $S^{2-}$  en el líquido de entrada a la columna y la concentración de  $H_2S$  en el gas de salida. En este caso es evidente que no hay una relación entre ambas curvas. La disociación del sulfuro de hidrógeno en agua es función del pH, por lo que este parámetro tiene una influencia determinante en la desorción de la forma gas. La concentración de  $S^{2-}$  en la entrada de la columna y de  $H_2S$  en el gas desorbido fue de  $15 \pm 2.7$  mg/L y  $419 \pm 75.7$  ppmv respectivamente, correspondiente a la primera condición de operación. De acuerdo con el balance de  $S^{2-}$  en la columna de desorción (Anexo 7) los resultados muestran que se presenta una oxidación, por lo que la desorción más la oxidación presentan una eficiencia total del 28 % para la primera condición. Para la segunda condición, se obtuvieron  $15 \pm 3.2$ mg/L y  $422 \pm 161$  ppmv con una eficiencia total del 31%.

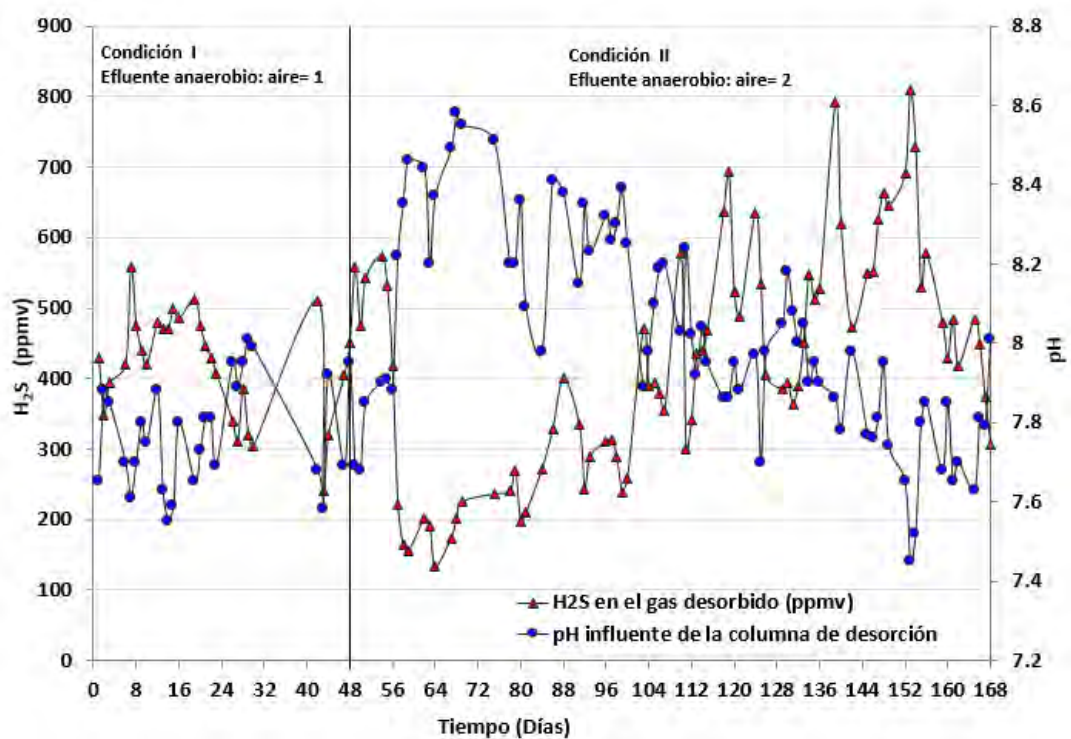
En la Figura 5.4., se presenta el comportamiento de la concentración de  $H_2S$  en la corriente gaseosa con respecto al pH en la entrada del agua residual a la columna. Como se puede observar, existe una relación inversa entre el pH de entrada del agua residual a la columna y la concentración de  $H_2S$  en el gas desorbido: a medida que disminuye el pH aumenta concentración de  $H_2S$  en el gas y viceversa, esto de acuerdo con la reacción de equilibrio de la disociación de ese compuesto. A un pH de 7 en medio acuoso existe un equilibrio (50%) en la distribución de especies de  $H_2S$  y su forma ionizada  $HS^-$  ( $pK_a = 7.0$ ) y si el pH alcanza un valor de 9, la forma  $H_2S$  desaparece, prevaleciendo la forma ionizada  $HS^-$ , la cual empieza a su vez a disociarse a  $S^{2-}$  a un pH por arriba de 11. El pH que presentó el efluente anaerobio entre los días 57 y 100 fue, con excepción de tres días, superior a 8.2, hecho que impactó negativamente en la recuperación del  $H_2S$  en la fase gas. Durante la experimentación, el promedio de pH en el agua de entrada a la columna de desorción corresponde a un valor de  $8 \pm 0.25$  unidades, con la consecuente baja eficiencia en la desorción de  $H_2S$ .



**Figura 5.2.** Concentración de  $S^{2-}$  disuelto en la entrada y salida de la columna de desorción



**Figura 5.3.** Concentración de  $S^{2-}$  en el efluente anaerobio y  $H_2S$  en la de salida del gas de la columna de desorción



**Figura 5.4.** Concentración de  $H_2S$  en el gas desorbido con respecto al pH del efluente anaerobio a la entrada de la columna de desorción

### 5.3.1 Caída de presión en el sistema exceptuando el biofiltro

La caída de presión del sistema previo al biofiltro se midió a través de un manómetro diferencial de agua. Las mediciones se realizaron por tramos como se presenta en la tabla 5.1. En la Figura 5.5., se muestra un esquema del sistema de medición de caída de presión utilizado.

**Tabla 5.1** Caída de presión en el sistema (sin biofiltro) para las dos condiciones evaluadas (Ver Figura 5.5., para posición de puntos A a D).

<b>Condición I</b>			
	<b>Longitud de la manguera</b>	<b><math>\Delta P^*</math> (Pa/m)</b>	<b><math>\Delta P</math> (cm H<sub>2</sub>O)</b>
Entrada a la columna ( A – B)	5.61 m	786.6 Pa/m*	45
Sistema con alimentación de agua residual (A - C) <sup>‡</sup>	5.61 m	2202.5 Pa/m*	126
Sistema sin alimentación de agua residual (A - C) <sup>‡</sup>	5.61 m	2097.6 Pa/m*	120
Columna de desorción con alimentación de agua residual	-	7943 Pa/m <sup>°</sup>	81
Columna de desorción sin alimentación de agua residual	-	7354 Pa/m <sup>°</sup>	75
Sistema con alimentación de agua residual (A - D) <sup>+</sup>	13.86 m	<b>1487.1 Pa/m*</b>	<b>210</b>
Sistema sin alimentación de agua residual (A -D) <sup>+</sup>	13.86 m	1451.7 Pa/m*	205
<b>Condición II</b>			
	<b>Longitud de la manguera</b>	<b><math>\Delta P^*</math> (Pa/m)</b>	<b><math>\Delta P</math> (cm H<sub>2</sub>O)</b>
Entrada a la columna ( A – B)	5.61 m	786.6 Pa/m*	45
Sistema con alimentación de agua residual (A - C) <sup>‡</sup>	5.61 m	2272.4 Pa/m*	130
Sistema sin alimentación de agua residual (A - C) <sup>‡</sup>	5.61 m	2097.6 Pa/m*	120
Columna de desorción con alimentación de agua residual	-	8335 Pa/m <sup>°</sup>	85
Columna de desorción sin alimentación de agua residual	-	7354 Pa/m <sup>°</sup>	75
Sistema con alimentación de agua residual (A - D) <sup>+</sup>	13.86 m	<b>1515.3 Pa/m*</b>	<b>214</b>
Sistema sin alimentación de agua residual (A -D) <sup>+</sup>	13.86 m	1489.7 Pa/m*	210

\*corresponde a la caída de presión por cada metro de manguera (incluye el material de empaque de la columna de desorción)

<sup>+</sup>Caída de presión de la columna de desorción + manguera (A - D) (no incluye la  $\Delta P$  del biofiltro)

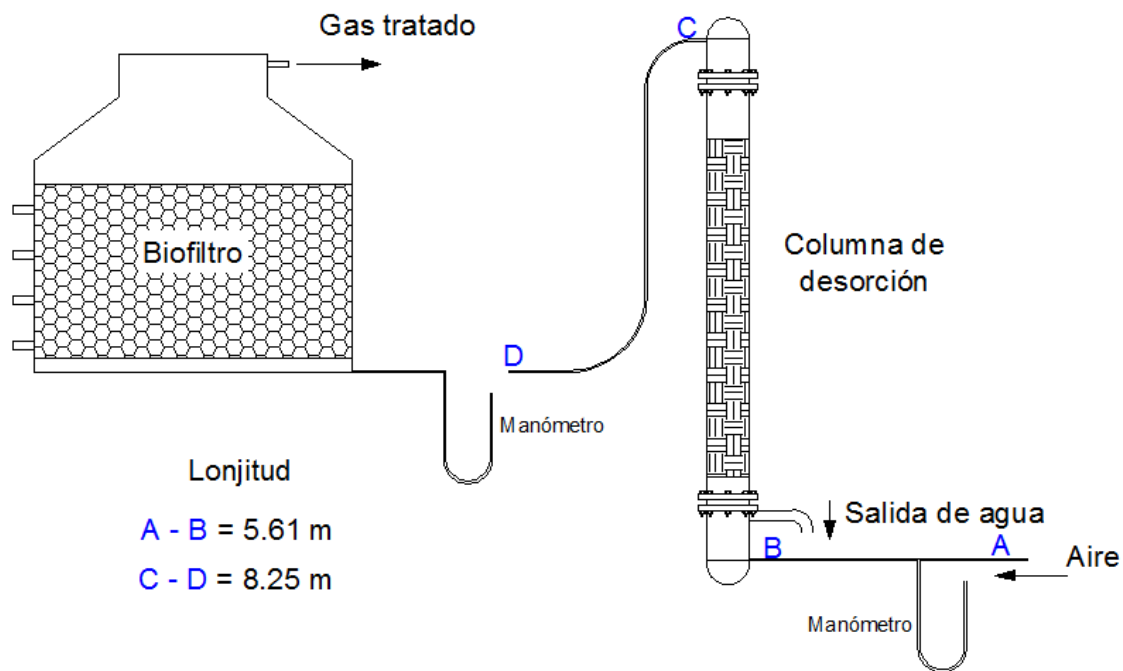
<sup>‡</sup>Caída de presión en columna de desorción + manguera (A – B)

<sup>°</sup>Caída de presión por metro de material de empaque.



Como se puede observar en la tabla 5.1, la caída de presión en la columna de desorción estuvo influenciada por la longitud de la manguera utilizada, aunque existen otros factores que afectan la  $\Delta P$  (tipo de empaque, velocidad del gas, relación L/G). La bibliografía es escasa con respecto a datos experimentales, se han presentado modelos para determinar  $\Delta P$  en columnas empacadas; los modelos obtenidos indican que existe una relación directa entre la  $\Delta P$  y la relación (G/L), de manera que a menor relación (G/L) la  $\Delta P$  será menor y viceversa.

La caída de presión en el biofiltro varió con el tiempo de operación y se presenta en la sección 5.3.8.



**Figura 5.5.** Esquema utilizado para la medición de la caída de presión en el sistema

## 5.2 Eliminación de $\text{CH}_4$ y $\text{H}_2\text{S}$ en el biofiltro

### 5.2.1 Caracterización de la composta

Como se mencionó anteriormente, la composta que se utilizó como material filtrante fue una mezcla de composta fresca y composta madura. En la tabla 5.2 se presentan los resultados de la caracterización físico-química realizada a la composta. En el anexo 1 se muestran las técnicas analíticas utilizadas para la caracterización.

Melse y Van der Werf (2005) evaluaron un biofiltro piloto para la oxidación de  $\text{CH}_4$  con una mezcla (40:60 v/v) de composta y perlita. Durante 60 días de operación, el biofiltro no presentó deficiencias en cuanto a nutrientes iniciales, con 3.2 g NT/kg de composta seca, pero requirió la adición de harina de hueso para incrementar la concentración de P de 0.3 a 0.5 g PT/kg de composta seca. Estos resultados son semejantes a los presentados en este trabajo, a diferencia de la concentración de nitrógeno, que fue mayor en este estudio (9.3 mg/g composta seca).

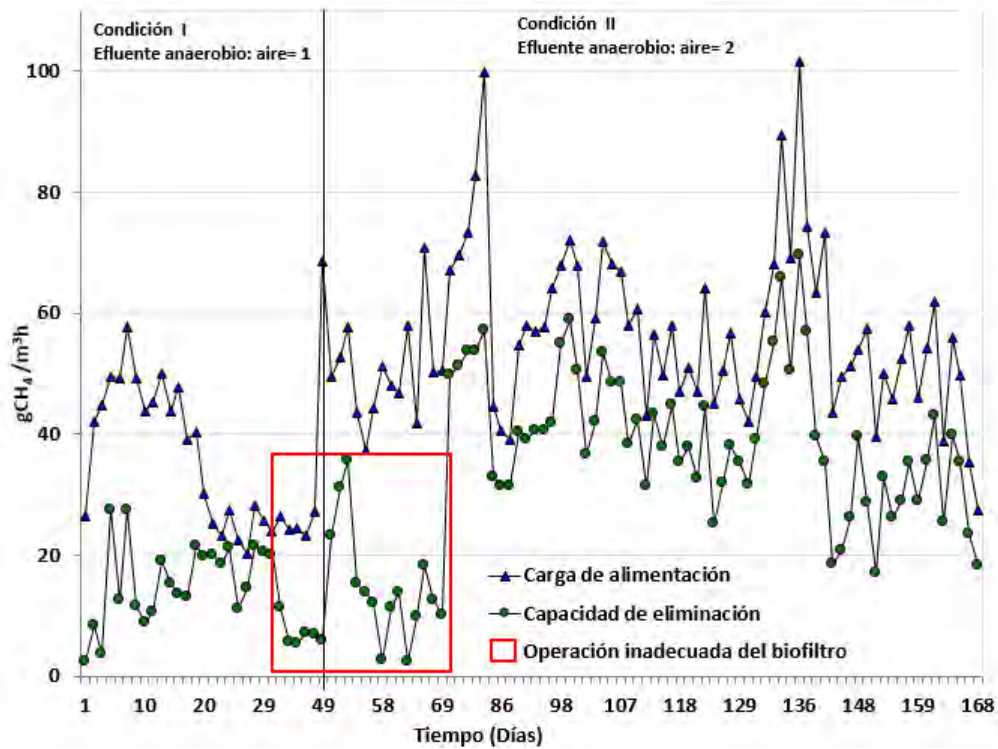
**Tabla 5.2** Caracterización de la composta utilizada.

<b>Parámetro</b>	<b>Unidad</b>
Nitrógeno Kjeldahl	9,3 mg/g
P ortofosfatos	0,48 mg/g
Carbono orgánico total	0.218 g/ g
Humedad	47,5 %
Porcentaje de vacíos	50%

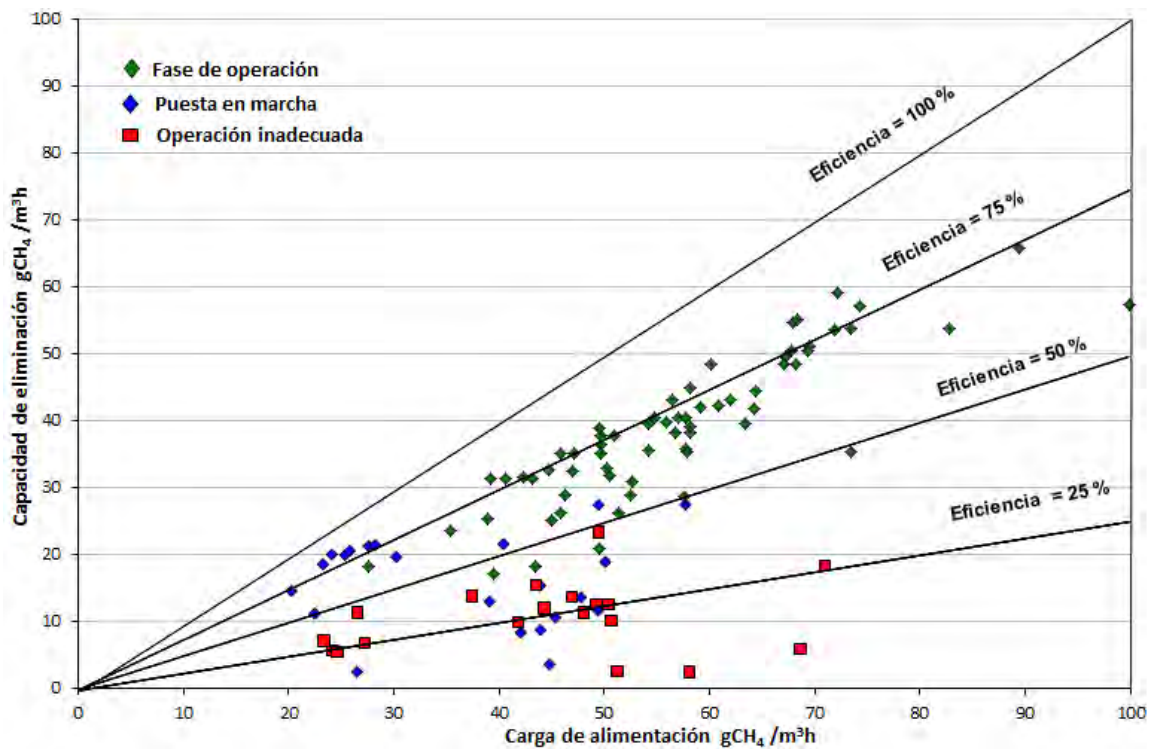
### 5. 2. 2 Eliminación de CH<sub>4</sub> en el biofiltro

En la Figura 5.6., se presenta la evolución de la carga de alimentación de CH<sub>4</sub> y de la capacidad de su eliminación. Se observa que durante la puesta en marcha del biofiltro (día 1 hasta el día 30), la capacidad de eliminación se incrementó hasta alcanzar una eficiencia del orden del 75%. En la figura aparece enmarcado un periodo (días 30 a 78) en que el biofiltro operó en condiciones inadecuadas, producto de una inundación de la parte baja del biofiltro por agua residual procedente de la columna de desorción, lo cual provocó que la eficiencia decayera. Al identificar este problema, se procedió a retirar el material filtrante, eliminar el exceso de agua, mezclarlo para homogeneizarlo e introducirlo nuevamente al biofiltro (día 78). Se pudo observar que después de 3 días de operación el biofiltro recuperó la eficiencia de remoción a valores estables correspondientes al 70 – 75%.

La Figura 5.7., muestra el comportamiento de la capacidad de eliminación en función de las cargas de alimentación de CH<sub>4</sub> en el biofiltro, siendo evidente una relación directa, respuesta propia de una cinética de primer orden. La capacidad de eliminación promedio en el biofiltro fue de 40 gCH<sub>4</sub>/m<sup>3</sup>h con una carga de alimentación promedio de 57 gCH<sub>4</sub>/m<sup>3</sup>h. Los puntos ubicados por debajo de la línea correspondiente a una eficiencia del 50 %, corresponden a datos obtenidos durante el periodo de mala operación ya referido. Los resultados obtenidos concuerdan con los reportados por Turgeon *et al.* (2011), quienes operaron un biofiltro con un volumen empacado de 350 L con turba y madera, el gas metano provino de un vertedero con concentraciones del orden de 1.7 a 13.1 %v/v, en este trabajo no se menciona la concentración de H<sub>2</sub>S en la alimentación al biofiltro, obteniendo capacidades de eliminación en promedio de 60 gCH<sub>4</sub>/m<sup>3</sup>h para una carga de alimentación promedio de 95 gCH<sub>4</sub>/m<sup>3</sup>h con una eficiencia del 85%. Resultados similares reportan Streese y Stegmann (2003), quienes evaluaron un biofiltro de composta con un volumen empacado de 333 L, el CH<sub>4</sub> provino de un vertedero, las concentraciones de alimentación al biofiltro fueron de 0.2 – 2.5%v/v, obteniendo capacidades de eliminación para los primeros cinco meses de hasta 63 gCH<sub>4</sub>/m<sup>3</sup>h con cargas de alimentación de 112 gCH<sub>4</sub>/m<sup>3</sup>h, después de este tiempo la eficiencia en el biofiltro disminuyó debido a la acumulación de sustancia exopoliméricas. Los mismos autores evaluaron biofiltros de igual volumen (333 L) empacados con una mezcla de composta, turba y fibra de madera en iguales proporciones, obteniendo capacidades de eliminación estables durante un año del orden de 20 gCH<sub>4</sub>/m<sup>3</sup>h, con concentraciones medias de 3 % v/v de CH<sub>4</sub>.



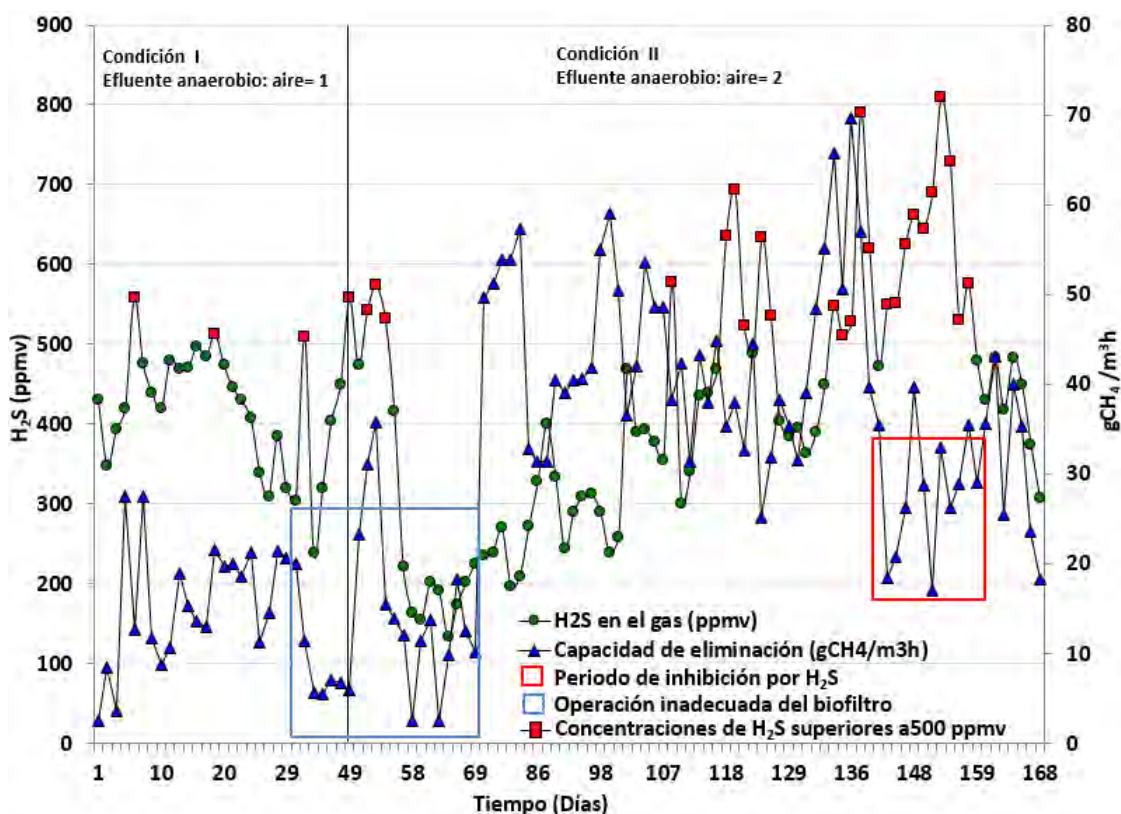
**Figura 5.6.** Cargas de alimentación y eliminación de  $CH_4$  en el biofiltro



**Figura 5.7.** Capacidad de eliminación de  $CH_4$  en función de la carga de alimentación en el biofiltro

En la Figura 5.8., se presenta el comportamiento de la capacidad de eliminación de  $CH_4$  en el biofiltro con respecto a la concentración de  $H_2S$ . Los resultados obtenidos por Rodríguez (2015), Long *et al.* (2013) y Cáceres *et al.* (2014) muestran que

concentraciones de  $H_2S \geq 500$  ppmv (puntos rojos) tienen un efecto negativo sobre la degradación de  $CH_4$ . Se observa que para la condición I, los días en que se presentaron concentraciones de  $H_2S$  superiores a 500 ppmv (puntos rojos) fueron limitados (4 días) y de forma intermitente. Para la condición II se observa que a partir del día 133, la concentración de  $H_2S$  en la fase gas es superior a 500 ppmv, y se mantiene así hasta el día 155. En ese periodo, del día 145 hasta el día 155, la capacidad de eliminación del biofiltro disminuye de un 70 a un 50%. Rodríguez (2015) alimentó de forma continua un biofiltro de composta a escala laboratorio con concentraciones de  $H_2S$  equivalente a 500 ppmv por un periodo de 5 días, y observó que la capacidad de eliminación de  $CH_4$  del biofiltro disminuyó al 50 % a partir del segundo día. Con base en los antecedentes de la literatura, se puede relacionar la baja en la capacidad de eliminación de  $CH_4$  con la relativamente alta concentración de  $H_2S$  que lo acompañó en esos días.



**Figura 5.8.** Capacidad de eliminación de  $CH_4$  con respecto a la concentración de  $H_2S$  en la alimentación del biofiltro

### 5. 2. 3 Eliminación de $H_2S$ en el biofiltro

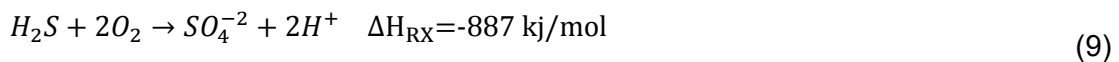
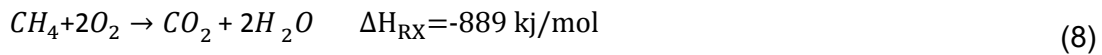
El  $H_2S$  fue removido completamente en el biofiltro, con eficiencias estables y niveles cercanos al 100 %. Es importante mencionar dos aspectos: a) la carga promedio de alimentación ( $1.17 g/m^3h$ ) fue menor a las aplicadas a biofiltros destinados a la eliminación específica de  $H_2S$  ( $4, 7$  y  $15 g/m^3h$ ) según Morgan y Noyola (2006) debido a la limitada desorción de este gas por el elevado pH que presentó el efluente anaerobio; y b) el tiempo de residencia del lecho vacío (23 minutos) es 2 órdenes de magnitud mayor a los reportados en la literatura (37 segundos, Allen y Yang (1991); (48.6 segundos, Morgan - Sagastume y Noyola (2006)), debido a que fue fijado por la oxidación del  $CH_4$  y no del  $H_2S$ , el cual presenta una rápida cinética de oxidación. La tasa específica de consumo para distintos tipos de microorganismos metanótrofos

presenta valores entre  $7 \times 10^{-3}$  y  $1.4 \times 10^{-2}$   $\text{gCH}_4 \cdot \text{gBiomasa}^{-1} \text{h}^{-1}$  (Rocha *et al.*, 2009), mientras que para microorganismos sulfo-oxidantes se reportan  $0.53 \text{ g HS}^- \cdot \text{gproteína}^{-1} \text{h}^{-1}$  (Alcantara *et al.*, 2002) que convertido a biomasa resulta en aproximadamente  $8.4 \times 10^{-2} \text{ g HS}^- \cdot \text{gBiomasa}^{-1} \text{h}^{-1}$ . La oxidación del  $\text{CH}_4$  requiere de un tiempo de retención suficiente, ya que su oxidación se limita por procesos de transferencia de masa gas/agua, ya que el  $\text{CH}_4$  es un compuesto altamente hidrofóbico (Estrada *et al.*, 2014). Los tiempo de retención para la oxidación del  $\text{CH}_4$  en biofiltros de composta se reportan de 4.5 minutos hasta 400 minutos, con capacidades de eliminación de  $\text{CH}_4$  muy diversas (Nikiema *et al.*, 2005, Plessis *et al.*, 2003, Streese y Stegmann, 2003).

### 5.3 Seguimiento de parámetros en la operación del biofiltro

#### 5.3.1 Temperatura en el biofiltro

La temperatura en el biofiltro se comenzó a monitorear a partir del día 79 de operación, presentando un valor promedio correspondiente a  $42 \pm 9$  °C, muy superior al del ambiente. Este fenómeno, ya reportado por (Turgeon *et al.*, 2011) y escasamente mencionado en la literatura sobre biofiltración de  $\text{CH}_4$  se debe al calor generado por la oxidación de este gas, ya que se trata de una reacción exotérmica con un  $\Delta H_r^\circ$  y  $\Delta G^\circ$  de  $-889 \text{ kJ/mol}$  y  $-780 \text{ kJ/mol}$  de  $\text{CH}_4$  respectivamente. Las reacciones de oxidación del  $\text{CH}_4$  y  $\text{H}_2\text{S}$  son las siguientes:



Con base al calor de reacción generado por la oxidación de estos dos gases, se calculó la temperatura que se puede alcanzar dentro del biofiltro. Se utilizaron las siguientes ecuaciones:

$$Q_{ced} = Q_{abs} \quad \text{Ecuación 27}$$

$$Q_{ced} = m_2 C_{p2} (T_0 - T_1) - P_{enf} \quad \text{Ecuación 28}$$

$$T_1 = \frac{-Q_{ced} - P_{enf}}{m_2 C_{p2}} + T_0 \quad \text{Ecuación 29}$$

$$P_{enf} = m C_p (T_0 - T_2) \quad \text{Ecuación 30}$$

Dónde:

$-Q_{ced}$  = Calor generado por la oxidación del  $\text{CH}_4$  y  $\text{H}_2\text{S}$  (kJ/d)

$Q_{abs}$  = Calor transferido al medio filtrante

$m_2$  = Masa de agua presente en la composta (Kg)

$C_{p2}$  = Calor específico del agua ( $4.2 \text{ kJ Kg}^{-1} \text{C}^\circ$ )

$T_0$  = Temperatura del gas a la entrada del biofiltro ( $\text{C}^\circ$ )

$T_1$  = Temperatura final que alcanza el agua presente en la composta ( $\text{C}^\circ$ )

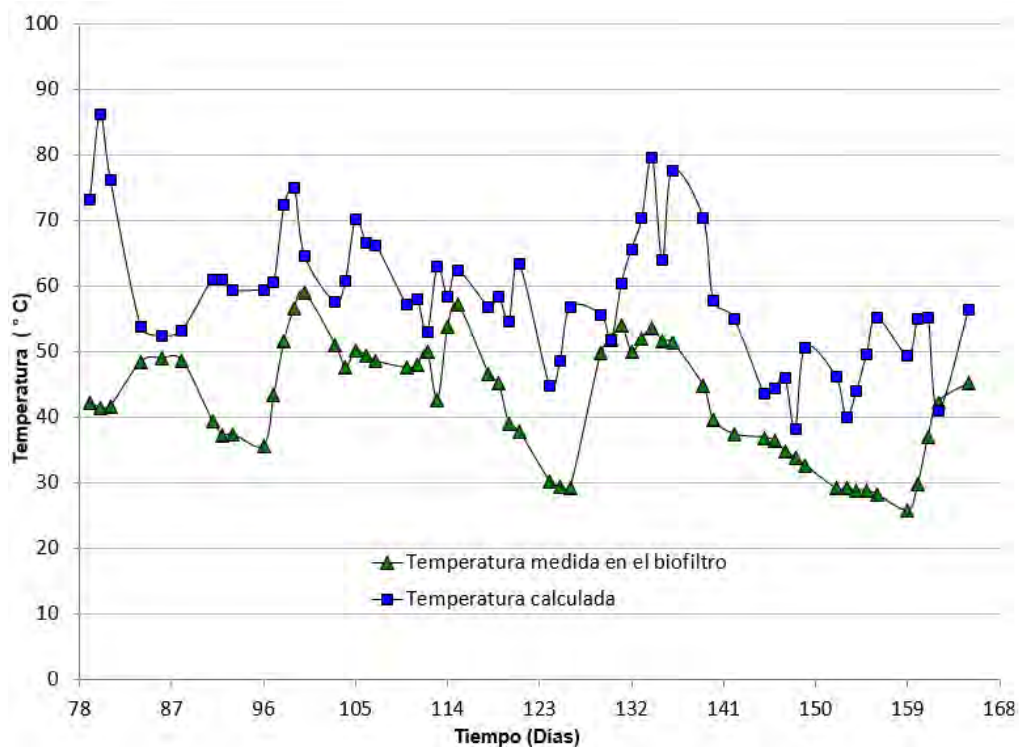
$P_{enf}$  = Perdidas de calor por enfriamiento del gas que entra al biofiltro (kJ/d)

$m$  = Masa de gas que entra al biofiltro (Kg)

$C_p$  = Calor específico del gas (aire,  $\text{kJ Kg}^{-1} \text{C}^\circ$ )

$T_2$  = Temperatura del gas a la salida del biofiltro ( $\text{C}^\circ$ )

El calor generado por mol de  $\text{CH}_4$  y  $\text{H}_2\text{S}$  oxidado equivale a  $-889$  y  $-887$  kJ/mol respectivamente. Con base a esta información se procedió a calcular el calor total generado por la oxidación de estos dos gases y de esta manera se determinó la temperatura que alcanza el agua presente en la composta. En la Figura 5.9., se presenta el comportamiento de la temperatura medida (real) en el biofiltro y la temperatura calculada a partir del calor generado por la oxidación de los gases de acuerdo con las ecuaciones arriba presentadas. Como se puede observar, la temperatura calculada es mayor a la que se midió en el biofiltro.

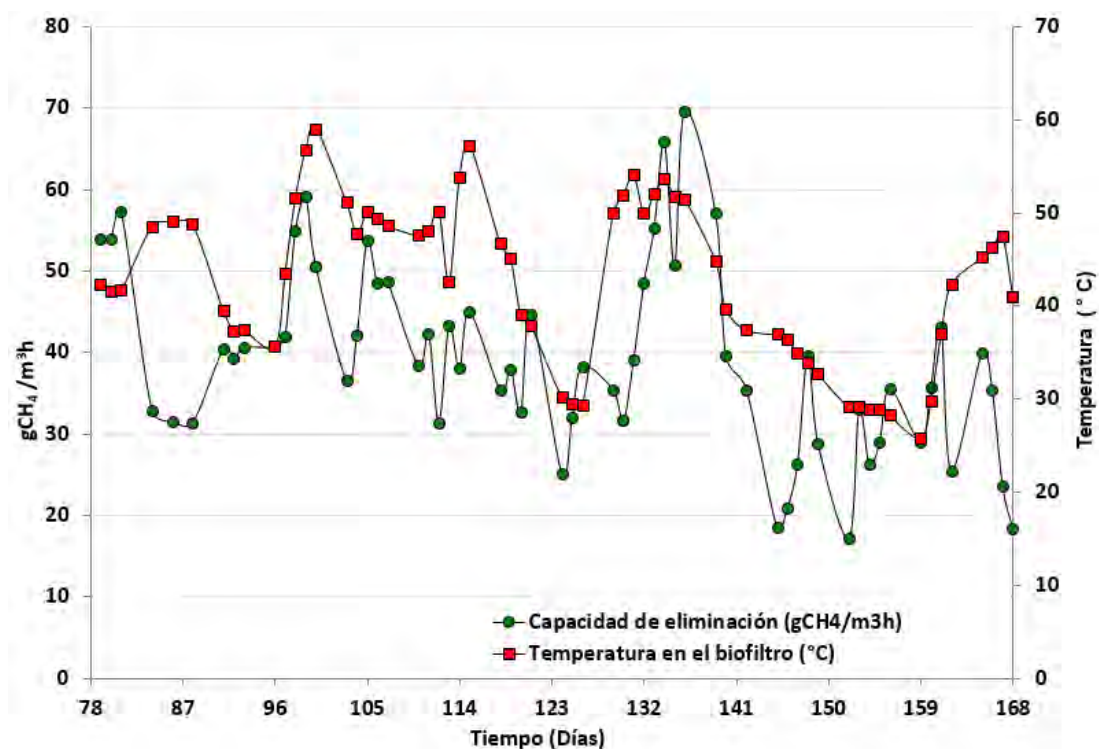


**Figura 5.9.** Temperatura calculada con respecto a la temperatura medida en el biofiltro

Considerando las condiciones promedio de eliminación de  $\text{CH}_4$  y  $\text{H}_2\text{S}$ , se puede identificar, con base en el número de moles oxidados, que la reacción del metano contribuyó con un 98% ( $-17827.6$  kJ/d) de la energía catabólica liberada en el sistema y el  $\text{H}_2\text{S}$  con el 2% ( $-270.21$  kJ/d).

En la Figura 5.10., se presenta el comportamiento de la temperatura medida en el estrato intermedio del biofiltro en función de la carga de eliminación de  $\text{CH}_4$ . Se puede observar, con excepción de los 10 primeros días, una tendencia en cuanto al comportamiento de la temperatura y la capacidad de eliminación, ya que al incrementar esta última, aumenta la temperatura y lo inverso cuando se reduce. En esta respuesta, la variable independiente es la capacidad de eliminación y la variable dependiente es la temperatura. Esta relación directa se perdería al alcanzar temperaturas superiores a las adecuadas para los microorganismos metanótrofos, puesto que en esas condiciones se inhibiría la actividad metabólica de esos organismos y por ende se reduciría la capacidad de eliminación de metano y en consecuencia, la temperatura del medio. Con respecto a la temperatura adecuada para que se efectúe la actividad metanotrófica, Mancebo (2012), sugiere que la temperatura óptima oscila entre los  $25$  y  $35$  °C. Scheutz y Kjeldsen, (2004), reportan temperaturas óptimas alrededor de los  $35$  °C, mientras que Humer y Lechner (1999)

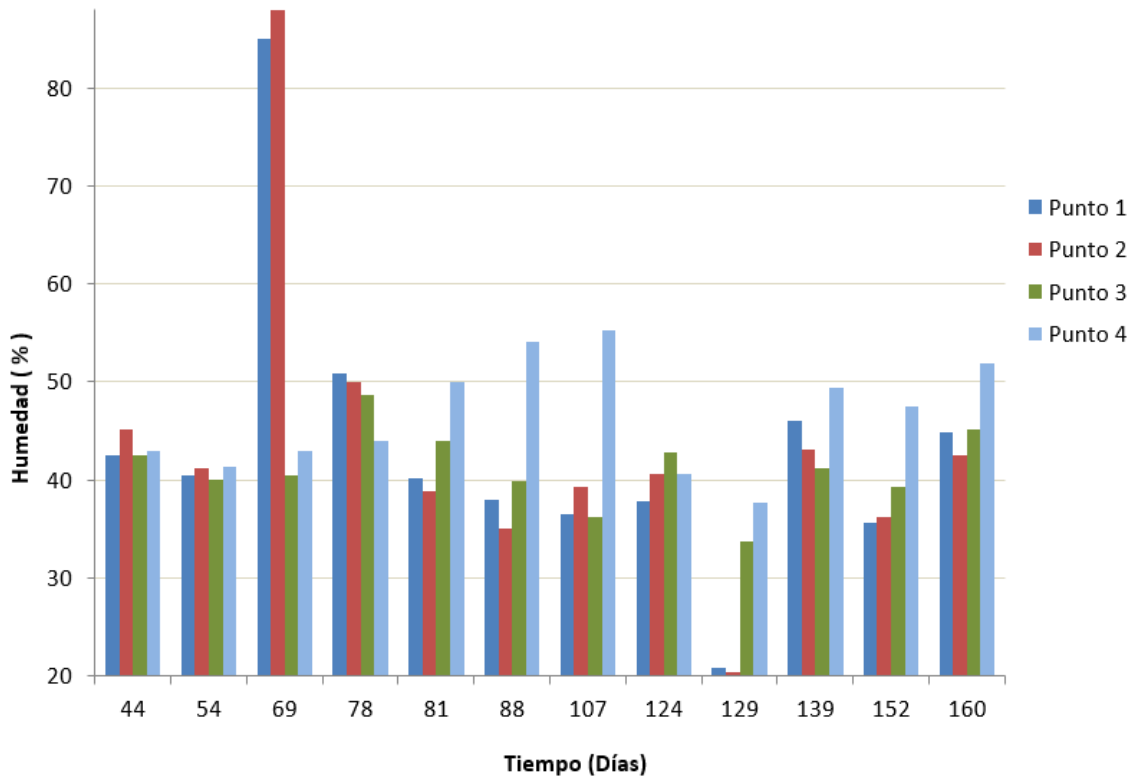
encuentran que la mayor parte de bacterias metanótrofas crecen a temperaturas optimas de 27 a 37 °C, señalando que existen cultivos que son tolerantes a temperaturas de hasta 55 °C, y estos pueden sobrevivir a temperatura de hasta 80 °C por cortos periodos de exposición.



**Figura 5.10.** Temperatura medida en el biofiltro en función de la capacidad de eliminación de CH<sub>4</sub>

### 5.3.2 Humedad

Inicialmente se suministró agua al biofiltro diariamente en forma manual con una relación de 2 ml por m<sup>3</sup> de gas tratado, de acuerdo con Moreno-Gutiérrez (2008). Sin embargo, se hizo evidente que era necesario suministrar una mayor cantidad, aproximadamente 20 a 40 ml por m<sup>3</sup>, para mantener una humedad cercana a 40 % en la parte superior del biofiltro. Es importante señalar que los requerimientos de agua para humidificación se vieron incrementados por la alta temperatura registrada en el interior del biofiltro, arriba mencionada. En la Figura 5.11., se presenta el comportamiento de la humedad en el material filtrante a diferentes alturas (Punto 1 = 5 cm del fondo del biofiltro, punto 2 = 20 cm, punto 3 = 35 cm, punto 4= superficie del biofiltro). Se puede observar que en la mayoría de los días los puntos 1 y 2 son los que presentan menor humedad a diferencia del día 69, que como se mencionó anteriormente, se presentó una inundación en la parte de abajo del biofiltro, lo que ocasionó que estos dos puntos presentaran una humedad mayor al 80%. Es notable en la gráfica que el día 129 la humedad para los puntos 1 y 2 fue menor al 25%. En ese día se decidió retirar la composta del biofiltro, humedecerla y mezclarla. Es importante mencionar que el agua no se distribuye uniformemente en el biofiltro, esto se debe principalmente a la compactación de la composta que evita que haya una distribución homogénea del agua en la masa del medio filtrante. El día 160 se decidió retirar nuevamente la composta y mezclarla, con el fin de mejorar la eficiencia de eliminación de CH<sub>4</sub>.



**Figura 5.11.** Humedad cuatro puntos a lo largo de la altura del medio empacado en el biofiltro (Punto 1 inferior, punto 4 superior). Muestras puntuales a excepción de los días 69 y 129, con muestras compuestas de cuatro puntuales para cada estrato (punto de muestreo)

En la Tabla 5.3, se presenta los valores de humedad promedio después de realizar la homogeneización del medio filtrante

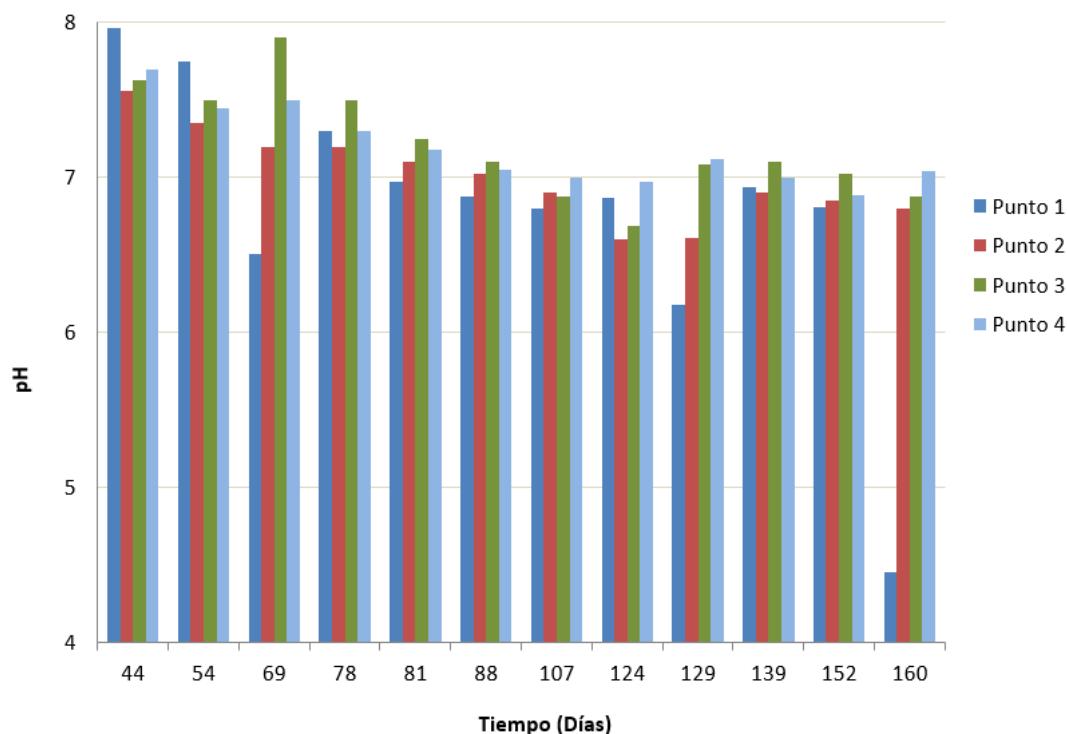
**Tabla 5.3** Humedad de la composta después de la homogeneización

Homogeneización	Humedad (%)
Día 69	52.5
Día 129	44
Día 160	49.3

### 5.3.3 pH

En la Figura 5.13., se presenta el comportamiento del pH en el biofiltro a diferentes alturas. Se puede observar que a partir del día 69, en la mayoría de los días el pH en los puntos 1 y 2 presenta menores valores (6.7 y 7). Esto era de esperarse, ya que la oxidación del  $H_2S$  a sulfatos en esa zona resulta en su acumulación y en la formación de ácido sulfúrico en presencia de humedad. Los puntos 3 y 4 presentaron valores promedio de 7.2 y 7.18. Para los días 69 y 129, el muestro que se presenta fue más representativo, ya que se retiró la composta del biofiltro por estratos y se tomaron cuatro muestras de composta en diferentes puntos de cada estrato. En la Figura 5.12., se observa que el pH promedio para el punto 1 fue de 4.45.





**Figura 5.12.** pH en el biofiltro a lo largo de la altura del medio filtrante (Punto 1 inferior, punto 4 superior). Muestras puntuales a excepción de los días 69 y 129, con muestras compuestas de cuatro puntuales para cada estrato (punto de muestreo)

En la Tabla 5.4, se presenta los valores de pH promedio después de realizar la homogeneización del medio filtrante

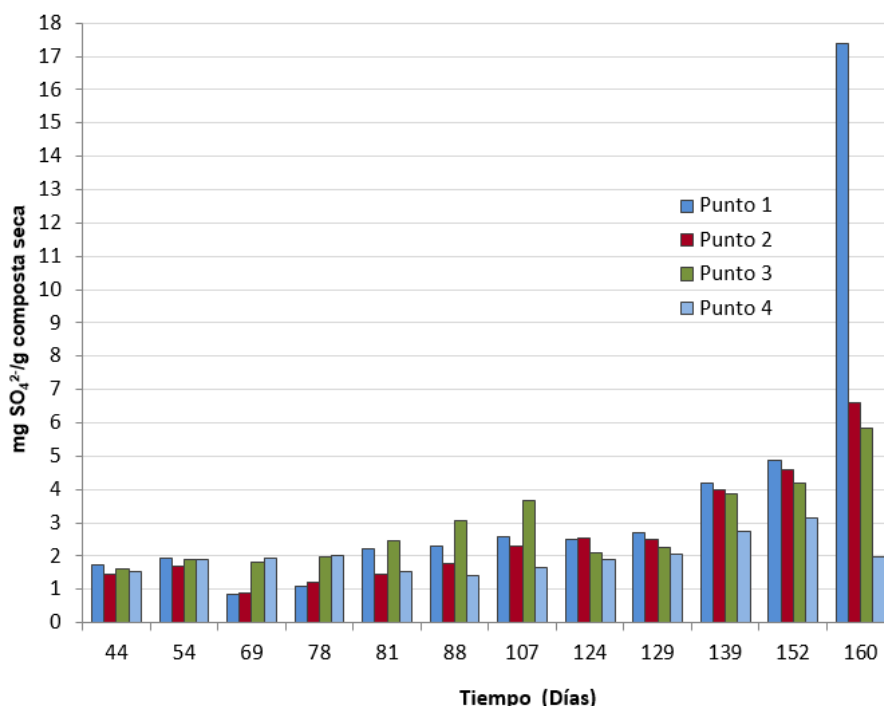
**Tabla 5.4** pH promedio de la composta después de la homogeneización

Homogeneización	pH
Día 69	7.4
Día 129	6.78
Día 160	6.62

### 5. 3. 4 Concentración de sulfatos en la composta

En la Figura 5.13., se presenta la concentración de sulfatos en el biofiltro a diferentes alturas. Es posible observar que la concentración de sulfatos se fue incrementando con respecto al tiempo; los puntos 1 y 2 son los que presentan mayor concentración a excepción de los días 69 y 81, donde la concentración disminuyó debido a la inundación de la parte baja ya referida, lo que provocó la lixiviación del ácido sulfúrico formado y obligó a la extracción y mezclado de la composta efectuado el día 69. Cabe señalar que en los muestreos de los días 88 y 107, el punto 3 fue el que presentó la mayor concentración de sulfatos. Al término de la experimentación, en el día 160, se observó un incremento considerable en la concentración de sulfatos en el punto 1, rompiendo la tendencia que presentaba en los muestreos anteriores. Las razones de este drástico cambio no están claras, pero pudo ser resultado de las altas concentración de H<sub>2</sub>S (> 500 ppm) que recibió el biofiltro a partir del día 134 así como de un muestreo más representativo en el día 160. Es importante señalar que esta

medida coincide con un bajo valor de pH, como se muestra en la Figura 5.12., también fuera de la tendencia mostrada hasta esa fecha. La concentración de sulfatos en ese punto fue de 17.3 mg SO<sub>4</sub><sup>2-</sup> /g de composta seca, valor menor al reportado por Wada *et al.*, (1986) de 30 mg SO<sub>4</sub><sup>2-</sup> /g de composta seca para el cual existió una inhibición en la remoción de H<sub>2</sub>S. Al respecto, Yan y Allen (1994) mencionan que concentraciones superiores a 25 mg SO<sub>4</sub><sup>2-</sup> /g de composta seca es inhibitorio para la actividad microbiana; por su parte, Morgan-Sagastume y Noyola (2006), reportan eficiencias cercanas al 100% en remoción de H<sub>2</sub>S para concentraciones de 21 mg SO<sub>4</sub><sup>2-</sup> /g de composta seca. Es importante mencionar que la homogeneización de la composta (días 69, 129 y 160) pudo evitar una acumulación excesiva de sulfatos en el punto 1, que es donde se da la mayor remoción de H<sub>2</sub>S,



**Figura 5.13.** Concentración de sulfatos en el biofiltro a lo largo de la altura del medio filtrante (Punto 1 inferior, punto 4 superior). Muestras puntuales a excepción de los días 69 y 160, con muestras compuestas de cuatro puntuales para cada estrato (punto de muestreo)

En la Tabla 5.5, se presenta los valores de concentración de sulfatos promedio después de realizar la homogeneización del medio filtrante

**Tabla 5.5** Concentración promedio de SO<sub>4</sub><sup>2-</sup> en la composta después de la homogeneización

Homogeneización	mg SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> /g de composta seca
Día 69	1.4
Día 129	3.2
Día 160	6.5

### 5. 3. 5 Concentración de sulfatos en el lixiviado

La producción de lixiviados en el biofiltro fue muy limitada producto de las altas temperatura en el mismo. Las concentraciones de  $\text{SO}_4^{2-}$  variaron en función de la cantidad de lixiviado generado, con concentraciones de 1591 a 3500 mg/L. Rodríguez (2015), reporta concentraciones de  $\text{SO}_4^{2-}$  de hasta 700 mg/L en lixiviados de un biofiltro de composta a escala de laboratorio.

En la tabla 5.6, se presenta la concentración de sulfatos en los lixiviados.

**Tabla 5.6** Concentración de sulfatos en el lixiviado.

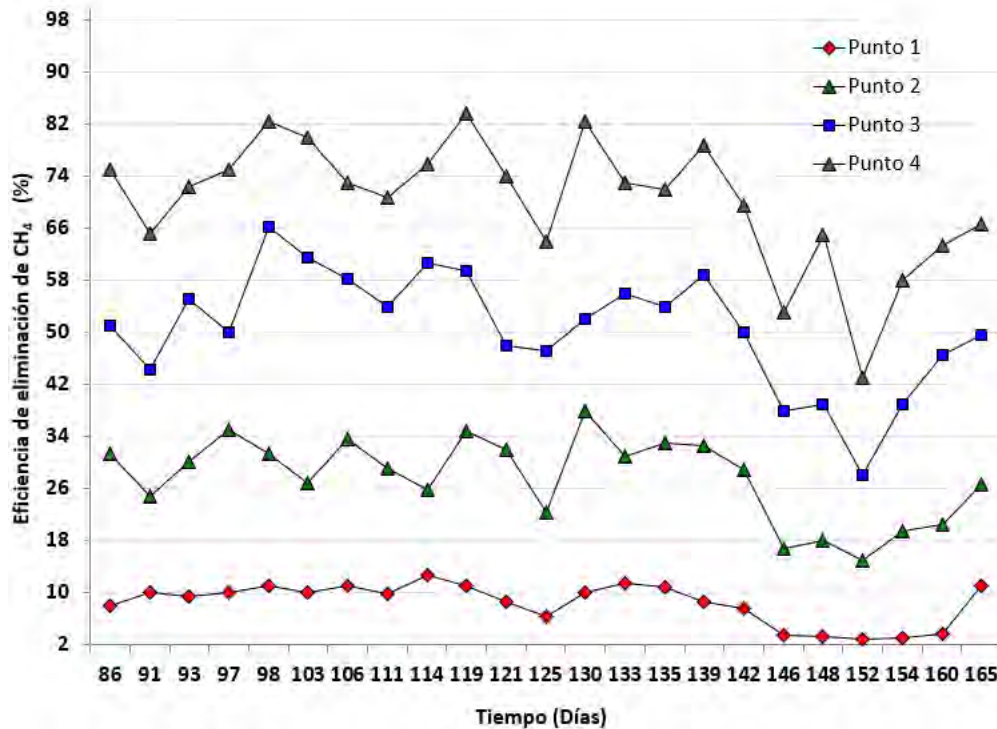
<b>Lixiviados</b>		
<b>Día de operación</b>	<b>[ <math>\text{SO}_4^{2-}</math> ] mg/L</b>	<b>Volumen (L)</b>
<b>69</b>	750	50*
<b>119</b>	3500	0.1
<b>140</b>	1825	8
<b>149</b>	2500	0.42
<b>160</b>	1591	8.7

\*Mala operación del sistema que provocó la inundación de la parte baja del medio filtrante.

### 5. 3. 6 Perfiles de remoción de $\text{CH}_4$ y $\text{H}_2\text{S}$ en el biofiltro

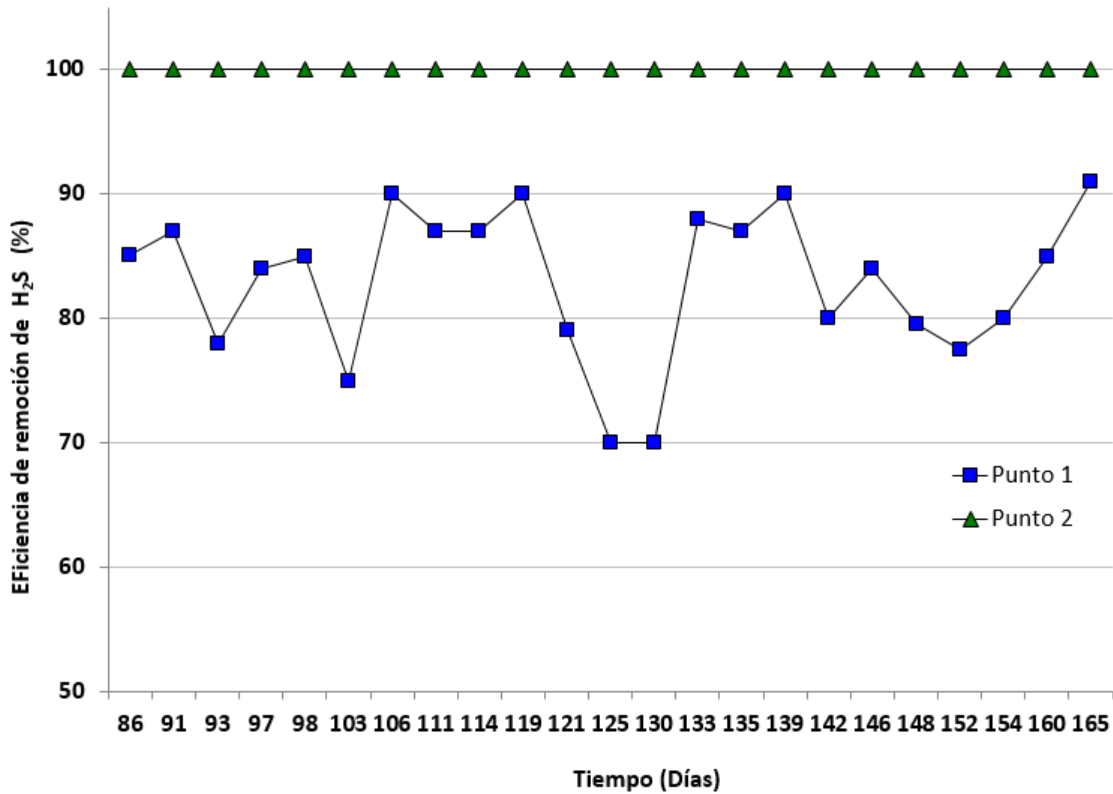
En la Figura 5.14., se presenta la eficiencia de remoción de  $\text{CH}_4$  en el biofiltro con respecto a la altura. Se puede observar que la contribución a la eficiencia global de remoción de  $\text{CH}_4$  para los puntos 2, 3 y 4 es muy parecida (20, 25 y 18 puntos porcentuales respectivamente); a diferencia del punto 1 que presenta una contribución menor (8.7 %). Este diferencia puede deberse a que la altura correspondiente al material de empaque considerado en el punto 1 (5 cm) es menor a la de los puntos 2, 3 y 4 (15 cm entre cada uno de ellos).

Es evidente que la totalidad del medio filtrante contribuye a la eliminación de metano, sin identificar un volumen sobrante o inactivo. De aquí se desprende que el biofiltro trabajó en condiciones de saturación de sustrato (proceso limitado por la biopelícula del biofiltro) y que una mayor altura (o un mayor TRLV) podría incrementar la eficiencia de eliminación de  $\text{CH}_4$ .



**Figura 5.14.** Eficiencia de remoción de CH<sub>4</sub> en el biofiltro con respecto a la altura. La eficiencia del punto 4 corresponde a la eficiencia total

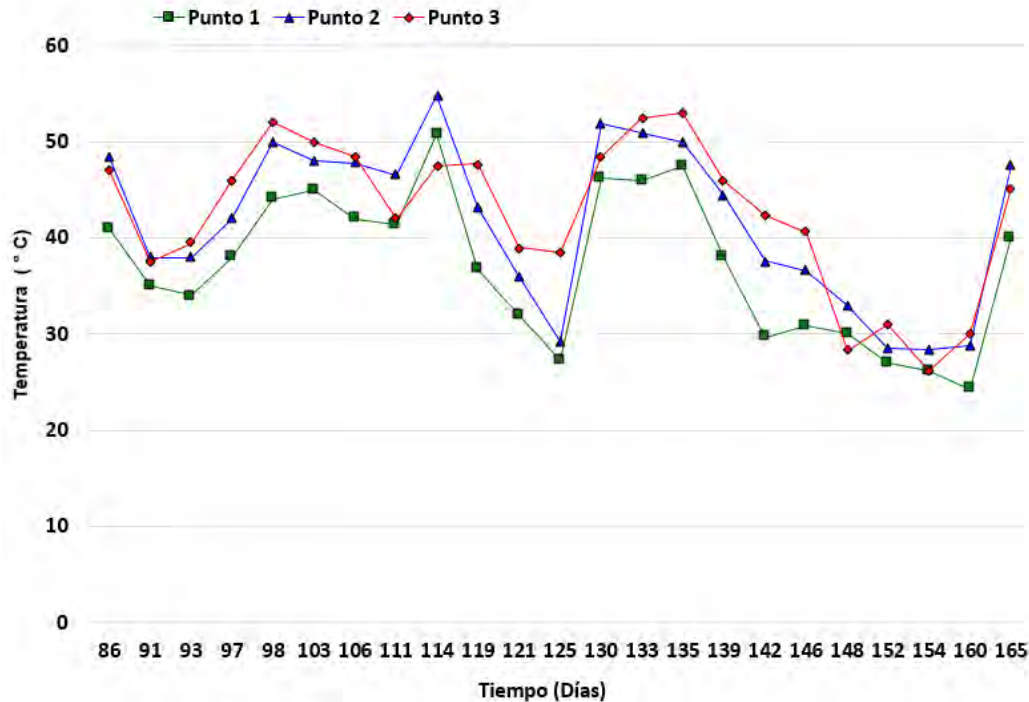
La Figura 5.15., presenta la eficiencia de remoción de H<sub>2</sub>S con respecto a la altura; A diferencia de lo que ocurre con el CH<sub>4</sub>, el H<sub>2</sub>S se remueve en su totalidad entre los puntos 1 y 2, fundamentalmente debido a que este gas presenta una mayor solubilidad que el CH<sub>4</sub> en la fase líquida, lo que reduce la resistencia al transporte de masa, así como a una cinética de oxidación biológica más rápida, que resulta en un menor tiempo de contacto necesario. Se puede observar que para los días 125 y 130 correspondiente al punto 1, la eficiencia de remoción disminuye hasta un valor del 70%. Este resultado se asocia con una humedad en este punto (ver Figura 5.12.), alrededor del 20%. Yang y Allen (2012) recomiendan una humedad del 50% para la remoción de H<sub>2</sub>S en biofiltros de composta.



**Figura 5.15.** Eficiencia de remoción de H<sub>2</sub>S en el biofiltro con respecto a la altura

### 5. 3. 7 Perfil de temperatura en el biofiltro

En la Figura 5.16., se presenta el comportamiento de la temperatura en el biofiltro con respecto a la altura. Se observa que el punto 1 presentó en general una menor temperatura, con un descenso importante entre los días 119 a 125, lo que pudo ser producto de la baja humedad (ver Figura 5.11.), que de acuerdo con Humer and Lechner (1999), no debe ser menor de 25 %. Este carencia pudo ocasionar una limitación en la capacidad de eliminación de CH<sub>4</sub> y por lo tanto una disminución en la temperatura del biofiltro. Posteriormente, entre los días 142 y 160, se observa nuevamente una baja en la temperatura, la cual se asocia con la inhibición de la actividad metanótrofa por las altas concentraciones de H<sub>2</sub>S recibidas en ese periodo, como ya fue mencionado. La Figura 5.10., ya relaciona las fluctuaciones de la temperatura con las de la capacidad de eliminación de CH<sub>4</sub>.



**Figura 5.16.** Variación de la temperatura en el biofiltro con respecto a la altura de lecho filtrante

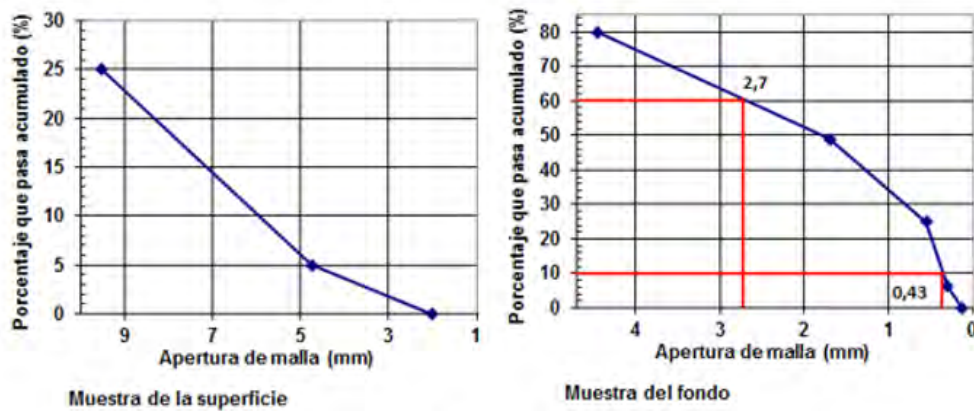
### 5. 3. 8 Caída de presión

Como se mencionó anteriormente, la caída de presión en el biofiltro se midió a través de un manómetro diferencial de agua. La caída de presión en el biofiltro fue de  $2942 \pm 49$  Pa/m de material de empaque ( $29 \text{ cmH}_2\text{O/m}$ ) para los primeros 12 días de operación, posteriormente incrementó a  $3727 \pm 147.1$  Pa/m de material de empaque ( $37 \text{ cmH}_2\text{O/m}$ ). Allen y Yang (1991) reportan para un biofiltro de composta para  $\text{H}_2\text{S}$ , con un diámetro de 0.15 m y una altura empacada de 1 m, una caída de presión de 1000 Pa/m, mientras que Morgan *et al.* (2003) encuentran una caída de presión de 1079 Pa/m para un biofiltro de 0.1 m de diámetro y una altura empacada de 1 m. La caída de presión obtenida en el presente trabajo es mayor a la reportada en la bibliografía; sin embargo es importante mencionar que el volumen del biofiltro utilizado es 20 veces mayor que el empleado en los dos trabajos referidos.

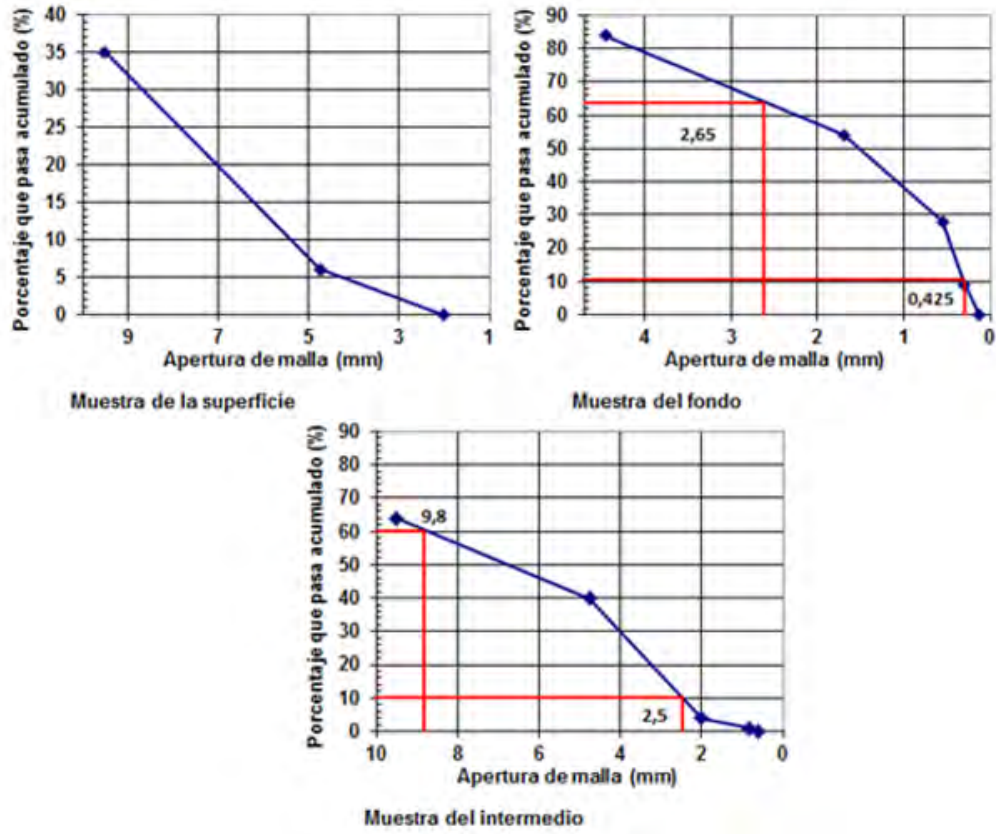
### 5. 3. 9 Granulometría de la composta

La Figura 5.17., muestra las curvas granulométricas para las muestras de composta. El tamaño efectivo de un agregado de composta, equivale al tamaño promedio en mm del tamiz que deja atravesar el 10% en peso de la muestra y retiene el 90% restante (Jiménez, 1995). Para los días 129 y 160, se observa que la granulometría de la muestra de composta en la superficie del biofiltro entre el 65 y 70% quedó retenida en la malla de 9.53 mm, por lo tanto no se pudo determinar el coeficiente de uniformidad, el cual corresponde a la relación entre el tamaño del tamiz que deja atravesar el 60% de la muestra dividido entre el que deja atravesar el 10%. Para las muestras del fondo, se obtiene un coeficiente de uniformidad de 6.28 ( $2.7/0.43$ ) y 6.23 ( $2.65/0.425$ ) para los días 129 y 160. Estos resultados demuestran que no existe diferencia entre el

tamaño de los agregados de composta en el fondo del biofiltro con respecto a los días de operación. Existe diferencia de granulometría entre los estratos del biofiltro (superficie, intermedio, fondo), lo que puede estar influenciado por factores, tales como compactación, adición de agua y secado. Para el estrato superficial, los agregados de compostas están más adheridos entre sí que en el fondo y son de mayor tamaño, producto del suministro de agua al biofiltro en la parte superior que, como se ha mencionado anteriormente, el agua no se distribuye uniformemente en todo el biofiltro. Contrariamente a lo que podría suponerse, en el fondo, los agregados presentaron un menor tamaño que los del estrato superior. Morgan - Sagastume (2003), determinó la granulometría de un biofiltro piloto para la oxidación de  $H_2S$  en composta seca y húmeda, obteniendo tamaños de partículas de 0.24 y 1.7 mm respectivamente, con adición de agua de 2 ml por  $m^3$  para la composta húmeda. Estos resultados son semejantes a los obtenidos en este trabajo (2.5 y 0.43 mm para los estratos del medio y fondo del biofiltro).



Día 129



Día 160

Figura 5. 17. Curvas granulométricas de la composta a los 78 y 100 días de operación



**5. 4 Escalamiento del sistema piloto a tamaño completo para la planta de tratamiento de la FES-Acatlán e impacto de su operación en las emisiones de metano a la atmósfera.**

**5. 4. 1 Diseño conceptual de un sistema combinado para desorción y eliminación de CH<sub>4</sub> y H<sub>2</sub>S disueltos en el efluente de un reactor anaerobio tipo UASB que trata las aguas residuales generadas en la FES – Acatlán**

El dimensionamiento y diseño del sistema presentado a continuación está basado en resultados experimentales obtenidos a partir del sistema piloto evaluado. Estos resultados se ingresaron en el modelo (modelo de Onda) utilizado para el dimensionamiento de la columna de desorción; los parámetros básicos utilizados para el diseño se presentan en la Tabla 5.7.

**Tabla 5.7** Parámetros utilizados para el diseño del sistema

<b>Columna de desorción</b>	
<b>Parámetros de escalamiento</b>	
Relación agua residual/ aire	2
Carga hidráulica	1.5 m <sup>3</sup> m <sup>-2</sup> min <sup>-1</sup>
Coefficiente de transferencia de masa K <sub>L</sub> a	391 h <sup>-1</sup>
Relación L/D	6.6
<b>Condiciones de operación</b>	
Flujo de alimentación de agua residual (diseño PTAR)	5 L/s
Flujo de alimentación de aire	2.5 L/s
Concentración promedio de CH <sub>4</sub> disuelto en el efluente anaerobio	13 mg/L
Temperatura promedio del agua residual	20°C
Eficiencia de desorción de CH <sub>4</sub>	99 %
<b>Biofiltro</b>	
<b>Parámetros de escalamiento</b>	
Tiempo de retención del lecho vacío (TRLV)	20 minutos
Carga de alimentación	< 90 gCH <sub>4</sub> /m <sup>3</sup> h
Altura empacada	1 m
<b>Condiciones de operación</b>	
Porcentaje de remoción de CH <sub>4</sub> en el biofiltro	70%
Concentración de H <sub>2</sub> S en la alimentación	< 500 ppm

Con base a los parámetros ingresados en el modelo se obtiene el dimensionamiento de la columna de desorción y el biofiltro, los cuales se presentan en la Tabla 5.8.

**Tabla 5.8** Dimensionamiento del sistema

<b>Columna de desorción</b>	
Diámetro de la columna	0.5 m
Altura de la columna	3.33 m
Porcentaje de CH <sub>4</sub> en el gas desorbido	5.15 % v/v
<b>Biofiltro</b>	
Volumen empacado	3 m <sup>3</sup>
Diámetro	1.95 m
Carga de alimentación	77g CH <sub>4</sub> /m <sup>3</sup> h
Capacidad de eliminación	54 g CH <sub>4</sub> /m <sup>3</sup> h

**Tabla 5.9** Requerimiento de equipos

<b>Bomba centrífuga</b>	
Potencia	0.74 hp (0.55 kW)
<b>Compresor</b>	
Potencia	2 hp (1.49 kW)

En el anexo 10, se presentan los planos de distribución en planta y de corte del sistema de desorción y oxidación de CH<sub>4</sub> disuelto propuesto.

#### **5. 4. 2 Emisiones de gases de efecto invernadero durante la operación de un sistema de desorción-biofiltración para el control del metano disuelto en la PTAR – FES ACATLÁN**

- **Emisión de CO<sub>2</sub> indirecta por consumo de electricidad**

La PTAR de la FES – ACATLÁN opera de las 7:00 a las 22:00 horas de lunes a viernes.

Consumo de energía por los equipos (bomba y compresor):

Total potencia instalada = (0.55 + 1.49) = 2.04 kW

Considerando 15 horas diarias de operación continua, se tiene un consume de energía eléctrica de (2.04 kW) (15 h) = 30.6 kWh diariamente

Para producir un1 kwh se emiten 612 gramos de CO<sub>2</sub> (Noyola *et al.*, 2016), por lo que en un día de operación del sistema para control de metano disuelto se emiten en forma indirecta:

Emisión indirecta CH<sub>4</sub> (en planta termoeléctrica): (30.6 kWh/d) (0.612 kgCO<sub>2</sub>/kWh) =18.7 kg kgCO<sub>2</sub>/d

Si la instalación trabaja los 365 días del año en el régimen de operación señalado, la emisión anual indirecta de metano es:

Emisión anual indirecta CH<sub>4</sub>: (18.7 kg kgCO<sub>2</sub>/d) (365 d/año) = 6,825.5 kgCO<sub>2</sub>/año

- **Emisión de CH<sub>4</sub> liberada a la atmosfera**

Considerando una concentración de metano disuelto en el efluente del reactor anaerobio de 13 mgCH<sub>4</sub>/L y una eficiencia de desorción en la columna de 99%, el metano que permanece disuelto después de pasar por el sistema y que eventualmente se desorbe en el tanque de lodos activados es (flujo tratado de 5 L/s, 18 m<sup>3</sup>/h):

CH<sub>4</sub> disuelto en la salida de la columna de desorción = (13 g CH<sub>4</sub>/m<sup>3</sup>)(0.01)(18m<sup>3</sup>/h)(15 h/d) = 35.1 g CH<sub>4</sub>/d

Considerando una carga de alimentación de metano de 77 gCH<sub>4</sub>/m<sup>3</sup>h en la corriente gaseosa procedente de la columna de desorción y una eficiencia conservadora de remoción de metano en el biofiltro del 70%, el metano no oxidado y liberado a la atmósfera es:

CH<sub>4</sub> no oxidado en el biofiltro = (77 gCH<sub>4</sub>/m<sup>3</sup>h) (15 h/d) (3 m<sup>3</sup>) (0.30) = 1,039.5 gCH<sub>4</sub>/d

Total de CH<sub>4</sub> liberado a la atmosfera = (1,039.5 g CH<sub>4</sub>/d + 35.1 g CH<sub>4</sub>/d) (0.001 kg/g) (365 d/año) = 392.2 kg CH<sub>4</sub>/año

En términos de CO<sub>2eq</sub> el metano se multiplica por el Potencial de Calentamiento Global (GWP, por sus siglas en inglés), que es 34 (Myhre *et al.*, 2013):

Emisión anual directa CH<sub>4</sub>: (392.2 kg CH<sub>4</sub>/año)(34) = 13,334.8 kgCO<sub>2eq</sub>/año

- **Total de CO<sub>2eq</sub>/año emitido**

El total de emisiones de gas de efecto invernadero debido a la operación del sistema de desorción y biofiltración del metano disuelto en el efluente anaerobio de la planta de tratamiento de la FES Acatlán es:

Total emisiones anuales como CO<sub>2eq</sub> = (6,825.5 + 13,334.8) kgCO<sub>2eq</sub>/año = 20,160.3 kgCO<sub>2eq</sub>/año

En el anexo 11 se presentan los costos de la instalación del sistema para el control de CH<sub>4</sub> disuelto.

#### **5. 4. 3 Emisiones de gases de efecto invernadero durante la operación de la PTAR – FES ACATLÁN sin el sistema de desorción – biofiltración de CH<sub>4</sub> disuelto**

CH<sub>4</sub> liberado a la atmosfera = (13 gCH<sub>4</sub>/m<sup>3</sup>)(18 m<sup>3</sup>/h)(15 h/d)(365 d/año)(0.001 kg/g) = 1,281.15 kgCH<sub>4</sub>/año

Total emisiones anuales como CO<sub>2eq</sub> = (1,281.15 kgCH<sub>4</sub>/año)(34) = 43,559.1 kgCO<sub>2eq</sub>/año

Haciendo una comparación de los dos escenarios (con y sin sistema de control de CH<sub>4</sub> disuelto), instalar el sistema de control de CH<sub>4</sub> reduciría en un 54% las emisiones de gas de efecto invernadero debidas al metano disuelto en la planta de tratamiento de la FES Acatlán, equivalente a 23.4 Ton de CO<sub>2eq</sub>/año).

Mediante la incorporación de una fuente de energía renovable en el sitio (paneles fotovoltaicos, generación eólica) se podrían alimentar los dos equipos electromecánicos que se emplean para operar el sistema de desorción y oxidación de metano disuelto, lo que llevaría a abatir totalmente las emisiones debidas a la fracción disuelta de metano de las plantas de tratamiento anaerobias municipales.

## 6. CONCLUSIONES

Se diseñó y construyó satisfactoriamente un sistema experimental piloto formado por una columna de desorción y un biofiltro, destinados para la desorción y oxidación biológica de  $\text{CH}_4$  y  $\text{H}_2\text{S}$  disueltos en el efluente de un reactor anaerobio UASB que trata agua residual municipal.

La concentración de  $\text{CH}_4$  en el gas de salida de la columna de desorción fue directamente proporcional a la concentración del gas disuelto en la fase líquida. La desorción del  $\text{H}_2\text{S}$  fue en función del pH en la fase acuosa.

Para las dos condiciones de relación efluente anaerobio/aire (1:1 y 2:1) en las que se operó la columna de desorción, se obtuvo un 99% en la desorción del  $\text{CH}_4$  disuelto en el efluente del reactor UASB. Para el  $\text{H}_2\text{S}$  se obtuvo un porcentaje de desorción (incluyendo una oxidación en la columna) del 28 y 31% para la primera y segunda condición de operación, respectivamente.

Bajo las condiciones de operación aplicadas (corriente gaseosa con 3.9 % de  $\text{CH}_4$  y 421 ppmv de  $\text{H}_2\text{S}$ ), el biofiltro removió estos gases en 70% y 100% respectivamente. La capacidad de eliminación de  $\text{CH}_4$  en el biofiltro presentó una dependencia directa con la carga de alimentación aplicada.

Se encontró que la exposición del biofiltro a una concentración de  $\text{H}_2\text{S}$  por tiempo prolongado superior a 500 ppmv, afecta la degradación de  $\text{CH}_4$ .

La temperatura promedio alcanzada dentro del biofiltro fue de  $42 \pm 9$  °C, debido principalmente al calor generado por la reacción exotérmica de oxidación del  $\text{CH}_4$ . Esta característica de la biofiltración de  $\text{CH}_4$  hace particularmente importante el control de la humedad en el medio filtrante.

Se encontró que en las condiciones aplicadas, la eficiencia de eliminación de  $\text{CH}_4$  con respecto a la altura del medio filtrante fue la misma para cada estrato a diferencia del  $\text{H}_2\text{S}$  que se remueve en su totalidad en los estratos inferiores. El biofiltro trabajó en condiciones de saturación con respecto al metano.

La homogenización del medio filtrante contribuye a evitar una disminución excesiva del pH en el estrato inferior que pueda afectar la degradación de  $\text{CH}_4$  y  $\text{H}_2\text{S}$ .

Los parámetros definidos en este trabajo: relación efluente anaerobio/aire (en la columna de desorción), tiempo de retención del lecho vacío (en biofiltro), así como las limitantes en la concentración de  $\text{H}_2\text{S}$  (< 500 ppmv) en la corriente gaseosa entrante al biofiltro, y la necesidad de implantar el control de la temperatura y la humedad en el medio filtrante, pueden servir de base para el escalamiento real de este sistema en pequeñas plantas municipales de tratamiento anaerobio.

La comparación de dos escenarios (con y sin la instalación de un sistema para el control de  $\text{CH}_4$  disuelto en la PTAR – FES Acatlán) demuestra que este sistema reduce las emisiones de gases de efecto invernadero provenientes del metano disuelto en un 54%, evitando la emisión de 23 Ton de  $\text{CO}_{2\text{eq}}$ /año para el caso de la FES Acatlán.

## 7. BIBLIOGRAFÍA

- Adams, B., Besnard, F., Bogner, J., Hilger, H., 2011. Bio-tarp alternative to daily cover prototypes for methane oxidation atop open landfill cells. *Waste Management*. 31, 1065- 1073.
- Alcantara, S., Velasco, A., Muñoz, A., Cid, J., Revah, S., Flores, E., 2004. Hydrogen Sulfide Oxidation by a Microbial Consortium in a Recirculation Reactor System: Sulfur Formation under Oxygen Limitation and Removal of Phenols. *Environ. Sci. Technol.* 38, 918-923.
- Allen E.R. and Yang Y., 1991. Biofiltration control of hydrogen sulfide emissions; Proceedings of Air and Waste Management Association 84th Annual meeting, Vancouver, Canada, June 16-21.
- Allen E.R and Yang Y., 1994. Biofiltration Control of Hydrogen Sulfide 1. Design and Operational Parameters, *Air & Waste*, 44:7, 863-868,
- Amaral, J., and Knowles, R., 1995. Growth of methanotrophs in methane and oxygen counter gradients. *FEMS Microbiology Letters*. 126, 215-220.
- Anthony, C., 1982. *The Biochemistry of Methylotrophs*. Academic Press. USA.
- ATSDR, 2006. Toxicological profile for H<sub>2</sub>S. US department of health and human services, Atlanta, USA.
- Aroca, G., Oyarzún, P., Arancibia, F., Canales, C. 2003. Biofiltration of high concentration of hydrogen sulphide using *Thiobacillus thioparus*. *Process Biochemistry*. 39, 165 – 170.
- Barona, A., Elias, A., Arreguy, A., Rios, J., Aranguiz, I., Peñas J., 2002. Evaluation of a packing material for the biodegradation of H<sub>2</sub>S and product analysis. *Process Biochemistry*. 37, 813 – 820.
- Bandara, W., Satoh, H., Sasakawa, M., Nakahara, Y., Takahashi, M., Okabe, S., 2011. Removal of residual dissolved methane gas in an upflow anaerobic sludge blanket reactor treating low-strength wastewater at low temperature with degassing membrane. *Water Research*. 45, 3533 – 3540.
- Bandara, W., Kindaichi, T., Satoh, H., Sasakawa, M., Nakahara, Y., Takahashi, M., Okabe, S., 2012. Anaerobic treatment of municipal wastewater at ambient temperature: Analysis of archaeal community structure and recovery of dissolved methane. *Water Research*. 46, 5756 – 5764.
- Bender M., and Conrad R., 1993. Kinetics of methane oxidation in toxic soils. *Chemosphere*. 26, 687-696.
- Boeckx, P., and Cleemput, O., 1996. Methane Oxidation in a Neutral Landfill Cover Soil: Influence of Moisture Content, Temperature, and Nitrogen-Turnover. *Journal of Environmental Quality*. 25, 178-183.
- Bodelier, E., and Laanbroek, J., 2004. Nitrogen as a regulatory factor of methane oxidation in soils and sediments. *FEMS Microbiology*. 47, 265 - 277.

- Boeckx, P., Cleemput, O., Villaralvo, I., 1997. Methane oxidation in soils with different textures and land use. *Nutrient Cycling in Agroecosystems*. 49, 91-95.
- Brown, N., 2006. Methane Dissolved in Wastewater Exiting UASB Reactors: Concentration Measurement and Methods for Neutralisation. Tesis (Masters' Sustainable Energy Engineering). Stockholm, Sweden, Royal Institute of Technology (KTH).
- Bohn, H. L., Bohn, K. H., 1999. Moisture in biofilters. *Environmental Progress*. 18, 156 - 161.
- Cakir, F., and Stenstrom, K., 2005. Greenhouse gas production: A comparison between aerobic and anaerobic wastewater treatment technology. *Journal Water Research*. 39, 4197-4203.
- Cáseres, M., Gentina, J., Aroca, G., 2014. Oxidation of methane by *Methylobacterium album* and *Methylocystis* sp. In the presence of H<sub>2</sub>S and NH<sub>3</sub>. *Biotechnol.Lett.* 36, 69 – 74.
- Constant, M., Naveau, H., Ferrero, G., Nyns, E., 1989. *Biogas End-Use in the European Community*. Elsevier Science Publisher, England.
- Costa, J., Cervera, S., Cunill, F., Esplugas, S., Mans, C., Mata, J., 1991. *Curso de Ingeniería química: Introducción a los procesos, las operaciones unitarias y los fenómenos de transporte*. Editorial REVERTÉ S.A. España. pp: 47 – 51.
- Cox, H., Deshusses, M., 1998. Biological waste air treatment in biotrickling filters. *Current Opinion in Biotechnology*. 9, 256 – 262.
- Chandrakanthi, M., Hettiaratchi, J.P.A., 2005. Performance of Field-scale Methanotrophic Biofilters (MBFs) Used to Control Point-source Methane Emissions: A Numerical Modeling Approach. Cossu R, Stegmann R, editors. *SARDINIA 2005: Proceedings of the 10th International Waste Management and Landfill Symposium; 2005 Oct 3-7; Cagliari, Italy*. Italy: Environmental Sanitary Engineering Centre. 343-344.
- Chen, L., Hoff, J., 2009. Mitigation odors from agricultural facilities: a review of literature concerning biofilters. *Appl. Eng. Agric.* 25, 751-766.
- Czespiel, P., M., Crill, P., M., Harriss, R., C., 1995. Environmental factors influencing the variability of methane oxidation in temperate zone soils. *Journal of Geophysical Research*. 100, 9359-9364.
- Delhoménie, C., Heitz, M., 2005. Biofiltration of air: a review. *Crit. Rev. Biotechnol.* 25, 53 –72.
- Delhomenie, C., Bibeau, L., Heitz, M., 2002. A study of the impact of particle size and adsorption phenomena in a compost-based biological filter. *Chemical Engineering Science*. 57, 4999-5010.

- Dunfield, P., Knowles, R., Dumont, R., Moore, T., R., 1993. Methane production and consumption in temperate and subarctic peat soils: Response to temperature and pH. *Soil Biology and Biochemistry*. 25, 321-326.
- Dunfield, P., Yuryev, A., Senin, P., Smirnova, A., Stott, M., Hou, S., Ly, B., Saw, J., Ren, Y., Wang, J., Mountain, B., Crowe, M., Weatherby, T., Bodelier, P., Liesack, W., Feng, L., Wang, L., Alam, M., 2007. Methane oxidation by an extremely acidophilic bacterium of the phylum Verrucomicrobia. *Nature*. 450, 879-883.
- Estrada, J. M., Lebrero, R., Quijano, G., Perez, R., Figueroa I., Garcia, P., Muñoz, R., 2014. Methane abatement in a gas – recycling biotrickling filter: evaluating innovative operational strategies to overcome mass transfer limitations. *Chemical Engineering*. 253, 385 – 393.
- Fortuny, M., Baeza, J., Gamisans, X., Casas, C., Lafuente, J., Deshusses, M., Gabriel, D., 2008. Biological sweetening of energy gases mimics in biotrickling filters. *Chemosphere*. 47, 10 – 17.
- Gebert, J., Groengroeft, A., Miehlich, G., 2003. Kinetics of microbial landfill methane oxidation in biofilters. *Waste Management* 23, 609–619.
- Gebert, J., Grongroft, A., 2006. Performance of a passively vented field-scale biofilter for the microbial oxidation of landfill methane. *Waste Management*. 26, 399–407.
- Gebert, J., Groengroeft, A., Pfeiffer, E., 2010. Relevance of soil physical properties for the microbial oxidation of methane in landfill covers. *Soil Biology and Biochemistry*. 43, 1759–1767.
- Girard, M., Nikiema, J., Brzezinski, R., Buelna, G., Heitz, M., 2009. A review of the environmental pollution originating from the piggery industry and of the available mitigation technologies: towards the simultaneous biofiltration of swine slurry and methane. 12, 1946 – 1957.
- Girard, M., Ramirez, A., Buelna, G., Heitz, M., 2011. Biofiltration of methane at low concentrations representative of the piggery industry: influence of the methane and nitrogen concentrations. 168, 151 – 158.
- Graham, D., Jayesh, A., Hanson, R., Arnold, R., 1993. Factors affecting competition between type I and type II methanotrophs in two-organism, continuous-flow reactors. *Microbial Ecology*. 25, 1-17.
- Glória, R. M., Motta, T. M., Silva, P. O., Da Costa, P., Souza, C.L., Chernicharo, C. A. L., 2014. Stripping and dissipation techniques for the removal of dissolved gases from anaerobic effluents. XI Symposium and Workshop Latin American Anaerobic Digestion. Habana, Cuba. 1525 – 1533.
- Haubrichs, R., and Widmann, R., 2006. Evaluation of aerated biofilter systems for microbial methane oxidation of poor landfill gas. *Waste Management* 26, 408 – 416.
- Hanson, S., Hanson, E., Hanson, S., 1996. Methanotrophic bacteria. *Microbiol. Mol. Biol. Rev.* 60, 439– 471.

- Hartenstein, H., 1987. Assessment and Redesign of an Existing Biofiltration System. Thesis (Master of Engineering), Florida, USA, University of Florida, Gainesville, FL.
- Hatamoto, M., Yamamoto, H., Kindaichi, T., Ozaki, N., Ohashi, A., 2010. Biological oxidation of dissolved methane in effluents from anaerobic reactors using a down-flow hanging sponge reactor. *Water Res.* 44, 1409–18.
- Heffernan, B., Blanc, J., Spanjers, H., 2012. Evaluation of greenhouse gas emissions from municipal UASB sewage treatment plants, *Journal of Integrative Environmental Sciences*, 9, 127-137.
- Hettiarachchi, C., Hettiaratchi, A., Mehrotra, K., Kumar, S., 2011. Field-Scale Operation of Methane Biofiltration Systems to Mitigate Point Source Methane Emissions. *Environmental Pollution*. 159, 1715-1720.
- Hilger, H., Cranforda, D., Barlaz M., 2000. Methane oxidation and microbial exopolymer production in landfill cover soil. *Soil Biology & Biochemistry*. 32, 457 – 467.
- Huang, Ch., Chung, Y., Tseng, Ch., 1996. Operation optimization of *Thiobacillus thioparus* CH11 biofilter for hydrogen sulfide removal. *Journal of Biotechnology*. 52, 31 – 38.
- Humer M., and Lechner P., 1999. Microbial Oxidation for the Reduction of Landfill Gas Emissions. *Journal of Solid Waste Technology and Management*. 27, 146-151.
- Hurtado, O., 2009. Development of Thin Biocovers to Control Methane Emissions from Landfills (Doctoral dissertation). University of Calgary, Department of Civil Engineering, Calgary, Alberta, Canada.
- Jefferson, B., Hurst, A., Stuetz, R., Parsons A., 2002. Comparison of chemical methods for the control of odours in wastewater. *Trans IChemE*. 80, 0957–5820.
- Jiménez, C. B., 2001. La contaminación ambiental en México. Editorial LIMUSA, S.A. México. pp: 220 – 228.
- Jimenez B. (1995). Filtración de agua. Series del Instituto de Ingeniería de la UNAM. No. 572, ISSN 01852345.
- Jorio, H., and Heitz, M., 1999. Traitement de l'air par biofiltration, *Can. J. Civil Eng.* 26, 402 – 424.
- Kellner, C., and Flauger, M., 1998. Reduction of VOC's in exhaust gas of coating machines with a bioscrubber. In: *Proceedings of the 91<sup>st</sup> Annual Meeting & Exhibition of the Air & Waste Management Association. June 14–18, 1998. San Diego*. Air & Waste Management Association, Pittsburgh.
- Kumar, S., 2008. Anaerobic biotechnology for bioenergy production. Editorial Wiley – Blackwell. USA. pp: 30.
- Lang, E., and Jager, A., 1992. Odor control for municipal sludge composting. *BioCycle*, 76–85.



- Large, P., 1983. Methylo-trophy and Methanogenesis. American Society for Microbiology. USA.
- Lebrero, R., Estrasa, J., Muñoz, R., Quijano, R., 2004. Deterioration of organic packing materials commonly used in air biofiltration: Effect of VOC-packing interactions. *Journal of Environmental Management* 137, 93 – 100.
- Leson, G., Winer, M., 1991. Biofiltration: An innovative air pollution control technology for VOC emissions. *Journal of the Air & Waste Management Association*. 41, 1045–1054.
- Long, Y., Liao, Y., Zhang, K., Hu, L., Fang, C., Shen, D., 2013. Can H<sub>2</sub>S affect the methane oxidation in a landfill?. *Ecol. Eng.* 60, 438 – 444.
- Martí, N., Giménez, J.B., Ferrer, J., Seco, A., 2012. Methane recovery efficiency in a submerged anaerobic membrane bioreactor (SAnMBR) treating sulphate – rich urban wastewater: Evaluation of methane losses with the effluent. *Bioresource Technology*. 118, 67 – 72.
- Mancebo, U., 2012. Compost Physicochemical Characteristics Influencing Methane Biofiltration. Thesis Doctoral. Calgary, Italy, University of Calgary.
- Melse, R., and Van Der Werf, A., 2005. Biofiltration for Mitigation of Methane Emission from Animal Husbandry. *Environ. Sci. Technol.* 39, 5460-5468.
- Metcalf and Eddy Inc, In: Tchobanoglous G, Burton FL, editors. *Wastewater Engineering: Treatment, Disposal and Reuse*, 3rd Ed. New York: McGraw-Hill; 1991. p. 1256.
- Moreno Gutiérrez, A., 2008. Efecto de la carga másica y altura del medio filtrante sobre la remoción de H<sub>2</sub>S mediante biofiltración. Tesis (Maestría en ingeniería ambiental). Ciudad de México, México, Universidad Nacional Autónoma de México, Instituto de ingeniería.
- Morgan – Sagastume, J. M., Revah, S., Noyola, A., 2003. Pressure drop and gas distribution in compost based biofilters: Medium mixing and composition effects, *Environmental Technology*, 24:7, 797-807.
- Morgan – Sagastume, J., 2003. Biofiltración de H<sub>2</sub>S con mezclado del empaque: efectos sobre su estructura física, la distribución de gas y la eficiencia de operación. Tesis doctoral. Ciudad de México, México, Universidad Nacional Autónoma de México, Instituto de ingeniería.
- Morgan – Sagastume, J., and Noyola, A., 2006. Hydrogen sulfide removal by compost biofiltration: Effect of mixing the filter media on operational factors. *Bioresource Technology*. 97, 1546–1553.
- Myhere, G., Shindell, D., Bréon, F., Collins, W., Fuglestedt, j., Huang, J., Koch, D., Lamarque, J., Lee, D., Mendoza, B., Nakajima, T., Robock, A., Stephens, G., Takemura, T., Zhan, H., 2003. Anthropogenic and Natural Radiative Forcing. *Clim. Chang. Phys.Sci. Basic. Contrib. Work. Gr. I to Fifth Assess. Rep. Intergov. Panel Clim. Chang.* 659 – 740.

- Nikiema, J., Brzezinski, R., Heitz, M., 2007. Elimination of methane generated from landfills by biofiltration: a review. *Rev. Environ. Sci. Bio/Technology* 6, 261–284.
- Nikiema, J., Bibeau, L., Lavoie, J., Brzezinski, R., Vigneux, J., Heitz, M., 2005. Biofiltration of methane: An experimental study. *Chem. Eng. J.* 113, 111–117.
- Nicolai, R., Clanton, C., Janni, K., Malzer, g., 2006. Ammonia removal during biofiltration as affected by inlet air temperature and media moisture content. *American Society of Agricultural and Biological Engineers.* 49, 1125 – 1138.
- Noyola, A., Capdeville, B., Roques, H., 1988. Anaerobic treatment of domestic sewage with a rotating-stationary fixed-film reactor. *Water Res.* 22, 1585–1592.
- Noyola, A., Morgan, J.M., López-Hernández, J.E., 2006a. Treatment of Biogas Produced in Anaerobic Reactors for Domestic Wastewater: Odor Control and Energy/Resource Recovery. *Rev. Environ. Sci. Bio/Technology* 5, 93–114.
- Noyola, A., Padilla, Rivera, A., Morgan-Sagastume, J.M., Güereca, L.P., Hernández-Padilla, F., 2012. Typology of Municipal Wastewater Treatment Technologies in Latin America. *Clean - Soil, Air, Water.* 40, 926–932.
- Noyola, A., Paredes, G., Morgan – Sagastume, J.M., Güereca, L.P., 2016. Reduction of Greenhouse Gas Emissions From Municipal Wastewater Treatment in Mexico Based on Technology Selection. *Clean - Soil, Air, Water.* 44, 1085–1098.
- Ohashi, A., Matsuura, N., Hatamoto, M., Sumino, H., Syutsubo, K., Yamaguchi, T., 2015. Recovery and biological oxidation of dissolved methane in effluent from UASB treatment of municipal sewage using a two-stage closed downflow hanging sponge system. *Journal of Environmental Management.* 151, 200 – 209.
- Ottengraf, S., Meesters, J., Van den Oever, A., Rozema, H., 1986. Biological elimination of volatile xenobiotic compounds in biofilters. *Bioprocess Engineering.* 1, 61 – 69.
- Onda, K., Sada, E., Takeuchi H., 1968. Mass Transfer Coefficients between Gas and Liquid Phases in packed columns. *Journal of Chemical Engineering.* 1, 56 – 62.
- Park, R., Moon, S., Ahn, M., Kim, Y., Nam, K., 2005. Determination of environmental factors influencing methane oxidation in a sandy landfill cover soil. *Environ Technol* 26, 93–102.
- Plessis, C., Strauss, J., Sebalalo, E., Riedel, K., 2003. Empirical model for methane oxidation using a composted pine bark biofilter. *Fuel* 82, 1359–1365.
- Pomeroy, R., 1982. Biological treatment of odorous air. *J. WPCF* 54, 1541–1545.
- Prokop, W., Bohn, H., 1985. Soil bed system for control of rendering plant odors. 35, 1332 – 1338.
- Qiang, H., Qiang, Z., Nazim, C., Danny, M., 2011. Biofilter: a promising tool for mitigating methane emission from manure storage. 3, 61 – 70.

- Ramirez, A., Garcia – Aguilar, B., Jones, J., Heitz, M., 2012. Improvement of methane biofiltration by the addition of non-ionic surfactants to biofilters packed with inert materials. *Process Biochemistry*. 47, 76 – 82.
- Ramírez, M., Gómez, J., Aroca, G., Cantero, D., 2009. Removal of hydrogen sulfide by immobilized *Thiobacillus thioparus* in a biotrickling filter packed with polyurethane foam. *Bioresource Technology*. 100, 4989 – 4995.
- Rands, M. B., Cooper, D. E., Woo, C.P., Fletcher, G. C., Rolfe, F. K., (1981) Compost filters for H<sub>2</sub>S removal from anaerobic digestion and rendering exhausts. *J. WPCF* 53, 185–189.
- Revah, S., and Morgan, J., 2005. Methods for odor and VOC control In: Shareefdeen Z & Singh A (Eds) *Biotechnology for Odor and Air Pollution Control*. (pp 29 – 64). Springer-Verlag, Heidelberg, Germany.
- Revah, S., and Richard, A., 1996. Generalidades sobre procesos de purificación biológica de aire/gases. *Biodegradación de Compuestos Orgánicos Industriales*. 1, 17-22.
- Ribeiro, T., Brandt, E., Díaz, C., Almeida, P., Chernicharo, C., 2016. Technological improvements in compact UASB/SBTF systems for decentralized sewage treatment in developing countries. *13th IWA Specialized Conference on Small water and wastewater systems & 5<sup>th</sup> IWA specialized conference on Resources – Oriented Sanitation The conference will take place in Athens, Greece*.
- Ribbons, D., Harrison, J., Wadzinski, A., 1970. *Annual Reviews of Microbiology*. 24, 135 – 158.
- Rodríguez Romero, L., 1998. Estudio de la oxidación parcial del metano sobre catalizadores de WO<sub>3</sub> soportados. Tesis Doctoral. Ciudad Real, España, Universidad de Castilla – La Mancha.
- Rodríguez, A., 2015. Biofiltración de Metano y Sulfuro de hidrógeno en biogás diluido. Tesis (Maestría en ingeniería ambiental). Ciudad de México, México, Universidad Nacional Autónoma de México, Instituto de ingeniería.
- Rocha, R., J., Bordel, S., Hernández, S., Revah, S., 2009. Methane degradation in two-phase partition bioreactors. *Chem. Eng. J.* 152, 289–292.
- Souza, C.L., Chernicharo, C. L., Aquino, S.F., 2011. Quantification of dissolved methane in UASB reactors treating domestic wastewater under different operating conditions. *Water Sci. Technol.* 64, 2259–64.
- Souza, C.L., Chernicharo, C. L., Melo, C.B., 2012. Methane and hydrogen sulfide emissions in UASB reactors treating domestic wastewater. *Water Sci. Technol.* 65, 1229–37.
- Soreanu, G., Syed, M., Falletta, P., Béland, M., 2006. Removal of hydrogen sulfide from gas streams using biological processes – a review. *Journal Wastewater Technology*. 48, 2.1 -2.14.

- Sorial, G. A., Smith, E. L., Biswas, P., Brenner, R. C., 1995. Evaluation of trickle-bed biofilter media for toluene removal. *Journal of the Air & Waste Management Association*. 45, 801–810.
- Scriban, R. 1993. *Biotechnologie*. 4th edition. Tec & Doc Lavoisier. Paris.
- Scheutz, Ch., Kjeldsen P., Bogner J., E., De Visscher A., Gebert J., Hilger H., Huber, A., Humer, M., Spokas, K., 2009. Microbial methane oxidation processes and technologies for mitigation of landfill gas emissions. *Waste Management & Research*. 27, 409-455.
- Scheutz, Ch., and Kjeldsen, P., 2004. Environmental Factors Influencing attenuation of methane and hydrochlorofluorocarbons in landfill cover soils. *J. Environ. Qual.* 33, 72 – 79.
- Stein, V., and Hettiaratchi, J. P., 2001. Methane oxidation in three Alberta soils: influence of soil parameters and methane flux rates, *Environ. Technol.* 22, 101–111.
- Swanson, J., and Loehr, C., 1997. Biofiltration: fundamentals, design and operations principles, and applications. *Journal of Environmental Engineering*. 123, 538 – 546.
- Streese, J., and Stegmann, R., 2003. Microbial oxidation of methane from old landfills in biofilters. *Waste Management*. 23, 573 – 580.
- Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 20th ed., p. 854, Method 4500 – S<sup>2</sup>-D Methylene Blue Method, (1999).
- Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 20th ed., p. 854, Method 4500-SO<sub>4</sub><sup>2-</sup> – E. Turbidimetric Method, (1999).
- Turgeon, N., Bihan, Y., Buelna, G., Bourgault, C., Verreault, S., Lessard, P., Nikiema, J., Heitz, M., 2011. Application of methanotrophic biofilters to reduce GHG generated by landfill in Quebec City (Canada). *WIT Transactions on Ecology and the Environment*, 147, 387 – 397.
- Thomas, J., Park, S., Brown, K., 2003. The use of Biofilters to reduce atmospheric methane emissions from landfills: Part I. Biofilter Design. *Water, Air, and Soil Pollution*. 155, 63–85.
- Treybal, R., 1980. *Operaciones de transferencia de masa*. Editorial McGRAW-HILL. México. pp: 158 – 237.
- Van Haandel, A. and Lettinga, G. 1994 *Tratamento anaeróbio de esgoto. Um manual para regiões de clima quente*.ed. Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande, Brasil.
- Veillette, M., Viens, P., Ramirez, A.A., Brzezinski, R., Heitz, M., 2011. Effect of ammonium concentration on microbial population and performance of a biofilter treating air polluted with methane. *Chem. Eng. J.* 171, 1114–1123.

- Venugopal, S., Chandrakanthi, M., Hettiaratchi, P. (2003). Field scale application of methanotrophic biofilters (MBFs) in treating methane emissions from oil and gas industry In 3rd International Methane and Nitrous Oxide Mitigation Conference, Beijing, China, 17–21 November (pp. 854–861).
- Verstraete, W., Aiyuk, S., Forrez, I., Lieven, D., Van Haandel, A., 2006. Anaerobic and complementary treatment of domestic sewage in regions with hot climates—A review. *Bioresource Technology*. 97, 2225 – 2241.
- Wani, A.H., Lau, A.K., Branion, R.M.R., 1999. Biofiltration control of pulping odors – hydrogen sulfide: performance, macrokinetics and coexistence effects of organo-sulfur species. *J. Chem. Technol. Biotechnol.* 74, 9 – 16.
- Wada, A., Shoda, M., Kubota, H., Kobatashi, T., Katayama – Fujimura, Y., Kuraishi, T., 1986. Characteristics of HaS Oxidizing Bacteria Inhabiting a Peat Biofilter. *Ferment. Technol.* 64, 161 – 167.
- Webster, T., Devinny, J., Torres, M., Basrai, S., 1997. Microbial ecosystems in compost and granular activated carbon biofilters. *Biotechnology and Bioengineering*. 53, 296 – 303.
- Webster, T. S., Devinny, J. S., Torres, E.M., Barrai, S. S., 1996. Biofiltration of odors, toxics and volatile organic compounds from publicly owned treatment works. *Environ. Prog.* 15, 141–147.
- Wilshusen, J., Hettiaratchi, P., Stein V., 2004. Long-term behavior of passively aerated compost methanotrophic biofilter columns. *Waste Management*. 24, 643 – 653.
- Yamashita, S., Kitagawa, M., 1998. Removal of toluene and benzene from flue gas by a biotrickling filtration system which uses an urethane foam filter. *Air and Waste Management Association*. 91, 12 – 31.
- Yang, Y., and Allem, E., 2012. Biofiltration Control of Hydrogen Sulfide 1. Design and Operational Parameters. *Air & Waste*. 44, 863 – 868.
- Yang, Y., and Allem, E., 2012. Biofiltration Control of Hydrogen Sulfide 2. Kinetics, Biofilter Performance, and Maintenance. *Air & Waste*. 44, 1315 – 1321.
- Yang, H., and Grant, A., D., 2005. Potential improvement in biofilter design through the use of heterogeneous packing and a conical biofilter geometry. *Journal of Environmental Engineering*. 131, 504 – 511.

## **8. ANEXO**

### **Anexo 1. Técnicas analíticas para la caracterización físico – química de la composta.**

En la Tabla A1.1., se presentan los métodos utilizados para la caracterización físico – química de la composta.

**Tabla A1.1.** Técnicas analíticas para la caracterización de composta

<b>Determinación</b>	<b>Método</b>
Humedad	Gravimetría. Se obtiene por diferencia entre la masa inicial y los sólidos totales determinados (APHA 4500 H-B).
Sólidos totales (ST)	Gravimétrico. Contenido de sólidos después de evaporar la muestra a 105°C (APHA 2540-B).
Fósforo total	Digestión ácida con ácido nítrico y ácido sulfúrico concentrado, se oxidan a ortofosfato soluble los fosfatos orgánicos y polifosfatos inorgánicos. Método fotométrico con reactivo de vanadato-molibdato. La formación de ácido vanadomolibfósforico da un color amarillo y es proporcional a la concentración de ortofosfatos. Se mide a longitud de onda de 470 nm (APHA-4500-P B, APHA-4500-P C).
Nitrógeno Kjeldahl	Titulación. Digestión ácida con catalizador de Selenio y posterior neutralización y titulación con una solución de H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 0.02 N, usando el método de Wieninger.

### **Anexo 2. Determinación del porcentaje de espacios vacíos de la composta**

El procedimiento utilizado fue tomado de Millán (2005):

Se llena con composta un vaso de precipitado, hasta un volumen de 500 mililitros, posteriormente se adiciona agua hasta el volumen marcado (500 mL). La diferencia entre el volumen total ocupado por la composta (500 mL) y el volumen adicionado de agua da como resultado la fracción de espacios vacíos que presenta la composta.

- Determinación de porcentaje de espacios vacíos

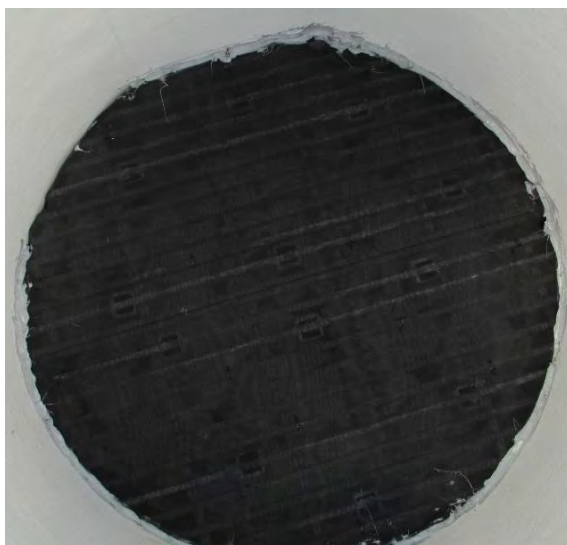
Volumen del recipiente: 500 mL

Volumen de composta: 500 mL

Volumen de agua adicionado: 250 mL

Porcentaje de espacios vacíos:  $(250/500) \times 100$ : 50%

### Anexo 3. Imágenes del sistema piloto combinado



**Figura A3.1.** Fondo falso del biofiltro



**Figura A3.2.** Manómetro para la medición de  $\Delta P$  en el biofiltro



**Figura A3.3.** Salida del efluente líquido de la columna de desorción



#### Anexo 4. Toma de muestra para metano y sulfuro disuelto



Figura A4.1. Toma de muestra para metano y sulfuro disuelto

#### Anexo 5. Técnicas analíticas para la determinación de CH<sub>4</sub> y sulfuro disuelto.

##### 5.1 Medición de CH<sub>4</sub> disuelto

El procedimiento que se utilizará para la medición de metano disuelto, consiste en la metodología propuesta por Souza *et al.* (2011) y Martí *et al.* (2012), la cual se presenta a continuación:

- a. Se toma 30 ml de muestra de un efluente anaerobio en un frasco serológico de 60 ml, evitar generar alguna turbulencia, sellar inmediatamente el frasco con un tapón de hule y sellos metálicos.
- b. Se refrigera la muestra a una temperatura de 4°C hasta su uso.
- c. Cuando se va analizar la muestra, esta se introduce en una incubadora a una temperatura de 25°C durante un tiempo de 2 horas, posteriormente se agita fuertemente durante 4 segundos, se extrae un mililitro de la fase gaseosa y se inyecta en el cromatógrafo.
- d. Se realizan los siguientes cálculos para determinar la concentración de metano disuelto.

Corrección de Henry a la temperatura del cuarto (laboratorio):

$$H_T^{CH_4} = 10^{\left(\frac{-675.74}{T(K)} + 6.88\right)}$$

La concentración de metano disuelto se calcula con la siguiente expresión:

$$[CH_4]_{dis} = \left( \frac{V_g}{V_l RT} + \frac{M^W}{H_T^{CH_4} - P * y^{CH_4}} \right) \cdot P \cdot M_{CH_4} \cdot y^{CH_4}$$

Dónde:

V<sub>g</sub> = Volumen de la fase gaseosa

V<sub>l</sub> = Volumen de la fase líquida

M<sup>W</sup> = Molaridad del agua pura, 55 mol/L

P = presión, en este caso de la ciudad de México, atm

M<sub>CH<sub>4</sub></sub> = Masa molecular del metano, 16 g/mol

y<sub>CH<sub>4</sub></sub> = fracción molar de metano en el gas

**Anexo 6. Medición de  $CH_4$ ,  $H_2S$ ,  $O_2$  y  $CO_2$  en la corriente gaseosa de salida de la torre de desorción.**

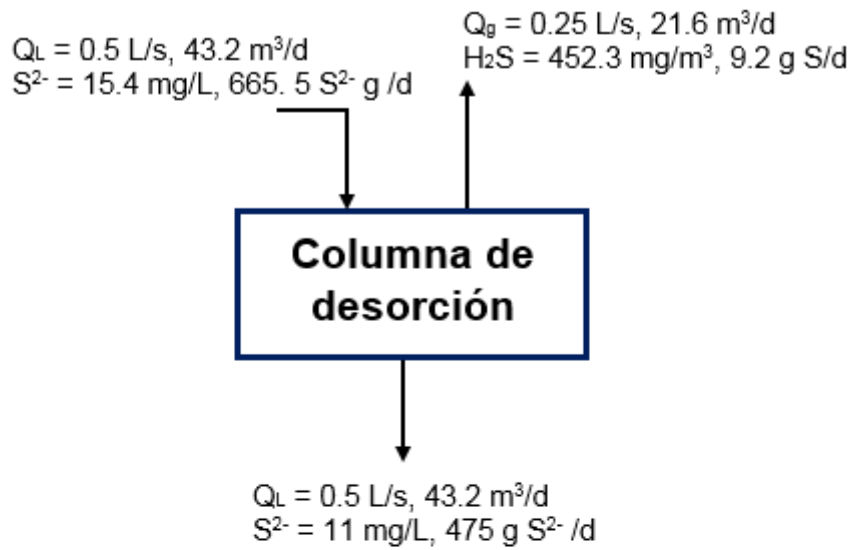
Para la medición de los gases, se utilizó el equipo Biogas 5000, instrumento portátil diseñado para el trabajo de campo, el cual permite conocer la composición de una muestra de biogás. En la Figura A6.1., se muestra una imagen del equipo.



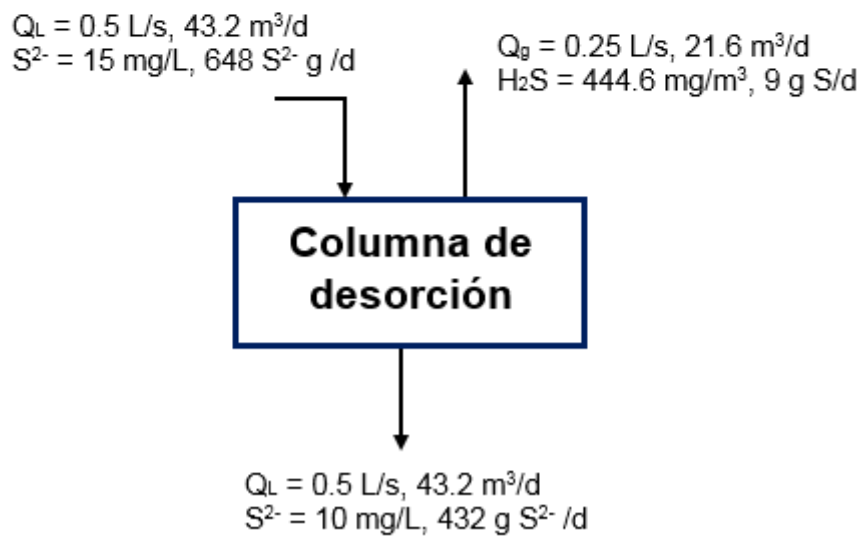
**Figura A6.1.** Biogas 5000, para determinar la composición de gases en el biogás

**Anexo 7. Balance de  $S^{2-}$  en la columna de desorción.**

En la Figura A7.1., se presenta el balance de masa para  $S^{2-}$  en la columna de desorción.



**Condición I**



**Condición II**

**Figura A7.1.** Balance de  $S^{2-}$  en la columna de desorción

**Anexo 8. Azufre elemental depositado en el material de empaque de la columna de desorción.**



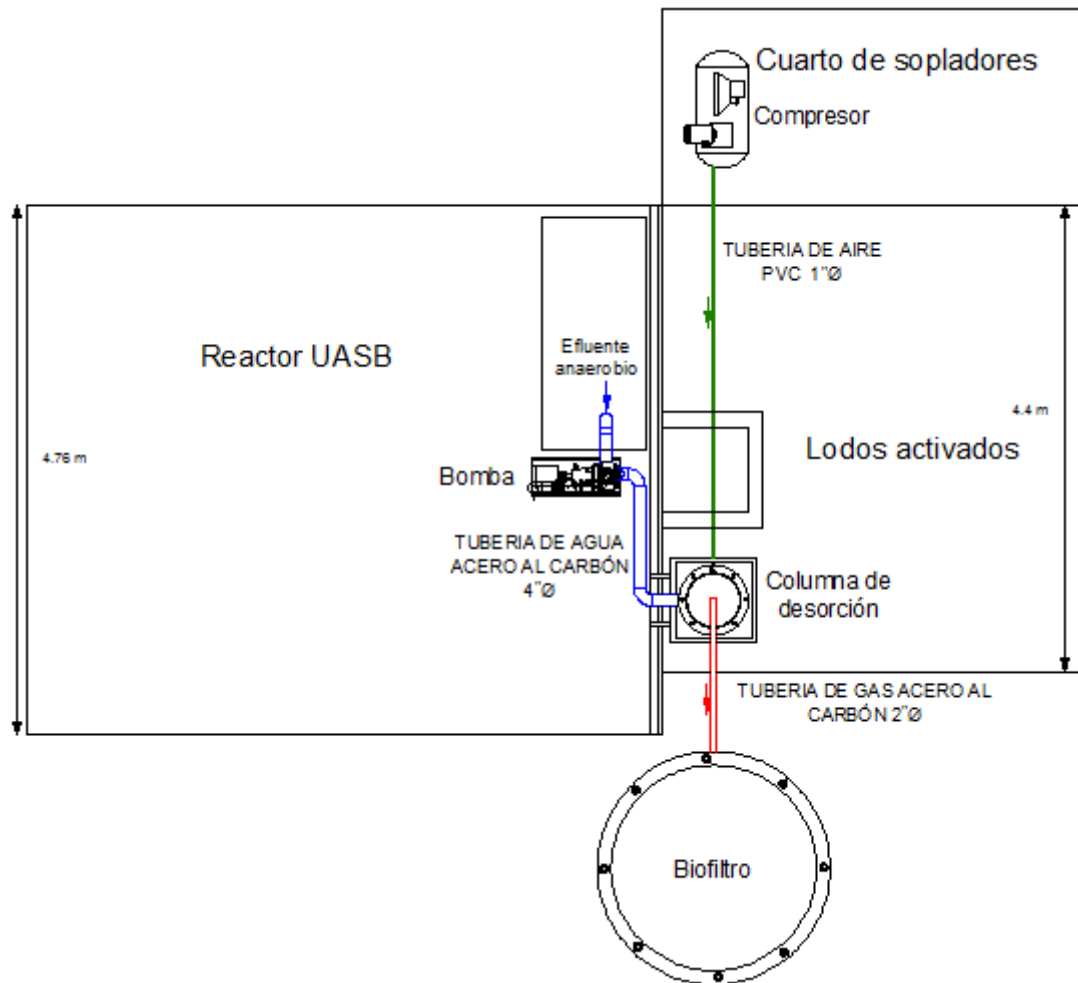
**Figura 8.1.** Azufre elemental depositado en el material de empaque de la columna de desorción

**Anexo 9. Homogenización de la composta (Día 160 de operación)**

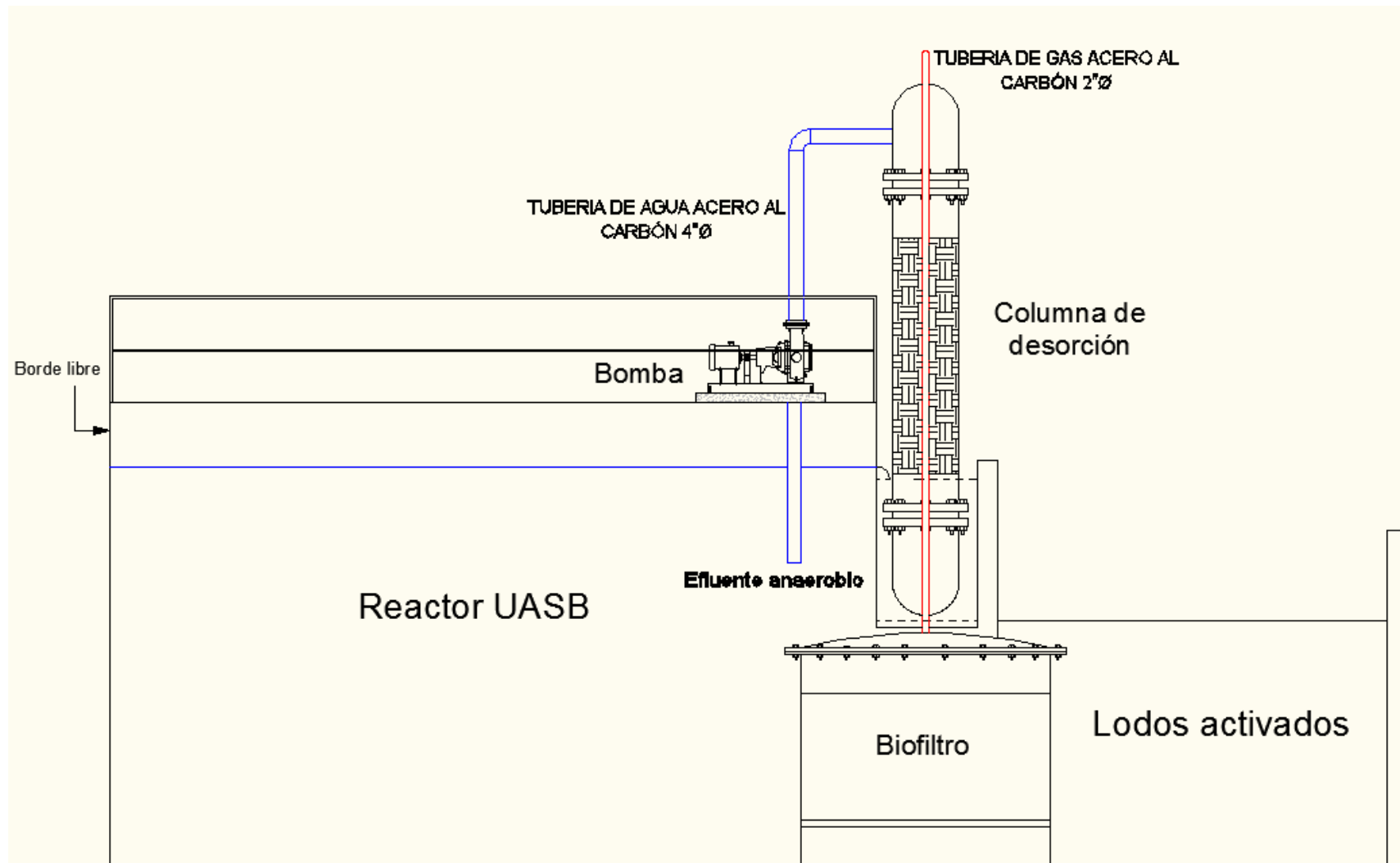


**Figura A9.1.** Homogenización de la composta (Día 160 de operación)

**Anexo 10. Instalación del sistema para el control de  $CH_4$  disuelto en la PTAR – FES ACATLÁN**




**Figura A10.1** Vista en planta de la distribución de las unidades del sistema para el control de  $CH_4$  disuelto en la PTAR – FES ACATLÁN



**Figura A10.2** Vista de corte de las unidades del sistema para el control de  $CH_4$  disuelto en la PTAR – FES ACATLÁN

**Anexo 11. Costos de la instalación del sistema para el control de CH<sub>4</sub> disuelto en la PTAR – FES ACATLÁN**

	CATALOGO DE CONCEPTOS GENERALES					PROYECTO No.	-			
						DOCUMENTO:	-			
						EDICIÓN:				
						CLIENTE:	FES - ACATLÁN	FECHA DE EDICIÓN:	08/11/2016	
PROYECTO:	Control de CH <sub>4</sub> disuelto en la PTAR - FES ACATLÁN	ELABORÓ:	A.M.P.V.							
No.	CONCEPTO	UNIDAD	CANTIDAD	COSTO UNITARIO (MN)	IMPORTE (MN)	COSTO INDIRECTO (MN)	COSTO TOTAL (MN)	GOM (MN)	UTILIDAD (MN)	PRECIO (MN)
1	Elaboración de proyecto ejecutivo (ingeniería básica y de detalle)	HH	140	\$0.00	\$33,440.00	\$0.00	\$33,440.00	\$0.00	\$0.00	\$33,440.00
2	Suministro e instalación de soplador de aire, potencia de 2 hp, marca FPZ o similar	Pieza	1	\$15,186.6	\$15,186.60	\$1,822.39	\$17,008.99	\$1,360.72	\$1,836.97	\$20,206.68
3	Suministro e instalación de bomba de alimentación a columna de desorción, centrífuga horizontal, potencia de 1 hp, marca Nabohi o similar	Pieza	1	\$8,500.00	\$8,500.00	\$1,020.00	\$9,520.00	\$761.60	\$1,028.16	\$11,309.76



4	Suministro e instalación de columna de desorción, fabricada en PRFV con espesor de 8 mm, se incluye soporte metálico, todo de fabricación en taller	Pieza	1	\$20,200.0	\$20,200.00	\$2,424.00	\$22,624.00	\$1,809.92	\$2,443.39	\$26,877.31
5	Suministro e instalación de empaque plástico a granel, distribuidor y rompedor de niebla	Lote	1	\$4,780.00	\$4,780.00	\$573.60	\$5,353.60	\$428.29	\$578.19	\$6,360.08
6	Suministro e instalación de tanque para biofiltro de composta, cilíndrico vertical, diámetro de 1.95 m, fabricado en PRFV, fabricado en taller	Pieza	1	\$35,696.8	\$35,696.85	\$4,283.62	\$39,980.47	\$3,198.44	\$4,317.89	\$47,496.80
7	Suministro e instalación de los internos de biofiltro de composta (válvula automática y sistema de humectación, composta y falso fondo)	Pieza	1	\$16,500.0	\$16,500.00	\$1,980.00	\$18,480.00	\$1,478.40	\$1,995.84	\$21,954.24
8	Suministro e instalación de lote de tuberías, se compone de tuberías en PVC, cédula 80, válvulas de bola, accesorios y soportes en cero al carbón con esmalte gris RAL 7000	Lote	1	\$6,746.21	\$6,746.21	\$809.54	\$7,555.75	\$604.46	\$816.02	\$8,976.23

9	Suministro e instalación de tablero eléctrico, se compone de gabinete y conexionado de dos motores, color gris 7000, marca del gabinete Legrand o similar, dimensiones del tablero de 0.50m X 0.40m X 0.20m, armado en taller, se incluyen suministros eléctricos (cables de fuerza, conduleta y accesorios de 1/2")	Lote	1	\$12,700.0	\$12,700.00	\$1,524.00	\$14,224.00	\$1,137.92	\$1,536.19	\$16,898.11
	TOTAL:				\$153,749.6	\$14,437.16	\$168,186.81	\$10,779.75	\$14,552.66	\$193,519.22