



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA

BIOFILTRACIÓN A ESCALA PILOTO DE LAS EMISIONES
GASEOSAS DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTO
ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES

TESIS
QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERO QUÍMICO

PRESENTA:

MARIO ANDRÉS MARTÍNEZ RODRÍGUEZ



CIUDAD UNIVERSITARIA, CDMX. 2019



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: Juan Mario Morales Cabrera
VOCAL: Alfonso Durán Moreno
SECRETARIO: Adalberto Noyola Robles
1er SUPLENTE: José Agustín García Reynoso
2do SUPLENTE: Alberto Rosas Aburto

Sitio donde se desarrolló el tema:

Instituto de Ingeniería UNAM. Edificio 5. Subdirección de Hidráulica y Ambiental.
Grupo de Investigación en Procesos Anaerobios (GIPA). Circuito Escolar s/n,
Ciudad Universitaria, Delegación Coyoacán, México, CDMX.

ASESOR DEL TEMA:

Dr. Adalberto Noyola Robles

SUSTENTANTE:

Mario Andrés Martínez Rodríguez

Agradecimientos

A la Universidad Nacional Autónoma de México y a la Facultad de Química, por darme la oportunidad de adquirir en sus aulas y laboratorios una educación superior íntegra y de calidad, además de transmitirme sus valores e historia, los cuales llevaré conmigo el resto de mi vida.

Al Instituto Ingeniería de la UNAM y a la subdirección de hidráulica y ambiental, por hacer posible la realización de este proyecto y permitirme hacer uso de sus instalaciones, recursos, y equipos. Además, al personal de servicios generales y de los talleres mecánico y de carpintería, por su colaboración en la construcción, ensamblado, reparación y transporte de los distintos materiales y estructuras involucrados en el presente trabajo.

Al personal del Laboratorio de Ingeniería Ambiental del Instituto de Ingeniería de la UNAM, por permitirme realizar el trabajo experimental, preparación y análisis de muestras en dicho laboratorio, el cual cuenta con certificado de conformidad otorgado por el organismo acreditado Certificación Mexicana, S.C., por haber implementado y mantener un Sistema de Gestión de la Calidad de conformidad con los requisitos de la norma internacional ISO 9001:2015. No. de Certificado CMX CSGC 155 2017, válido en el período del 09 de noviembre de 2017 al 09 de noviembre de 2020.

Al Dr. Adalberto Noyola Robles, asesor de este trabajo, por su cercano seguimiento durante el desarrollo de este proyecto y permitirme participar en las actividades de su grupo de investigación. Además, a los académicos del Grupo en Investigaciones en Procesos Anaerobios del Instituto de Ingeniería de la UNAM: Dr. Juan Manuel Morgan Sagastume, M. en C. Margarita Elizabeth Cisneros Ortiz y Dr. Daniel de los Cobos Vasconcelos. Sus invaluable consejos y adiestramiento en técnicas, uso de equipos y redacción de documentos fueron esenciales para el desarrollo de este proyecto.

A los compañeros involucrados en el proyecto y miembros del grupo de trabajo de biofiltros: Zully Paloma Ramos, Aimée Lucía Alcantar, Iván Baltazar, Saúl López, Luis Enrique Vázquez y Marianne Tapia. Cada uno fue inmensamente importante en la realización de este trabajo.

Al personal administrativo y operadores de la planta de tratamiento de aguas residuales de la Facultad de Ciencias Políticas y Sociales, por permitirme desarrollar este proyecto en sus instalaciones y ayudarnos en las numerosas situaciones que lo requirieron.

A la DGAPA por el apoyo proporcionado hacia la investigación realizada a través del proyecto DGAPA-PAPIIT IT00517.

Al CONACyT y al SNI por el apoyo otorgado a través del programa de ayudante de investigador.

Dedicatorias

A los profesores y educadores que durante mi trayectoria académica me proporcionaron con el conocimiento y herramientas necesarias para alcanzar esta meta. Su dedicación y entusiasmo son esenciales para las futuras generaciones.

A todos mis compañeros de cubículo y trabajo durante mi estancia en el GIPA. Fue un privilegio trabajar junto a ustedes. Siempre recordaré este periodo con gran apego.

A Rafa, Beto, Rubén y Christian. Por su apoyo y amistad durante más de 4 años. Gracias por hacer de esta etapa mucho más amena y memorable.

A mi hermano menor Arturo, por enseñarme que con pasión y resiliencia cualquier meta es alcanzable.

A mi hermano mayor Oscar, por demostrarme que con esfuerzo y dedicación se pueden lograr cosas extraordinarias.

A mis Padres: María Elena Rodríguez Alegría y Alfredo Martínez Jiménez. Mi mayor inspiración y ejemplos por seguir. Su trayectoria e historia de éxito son enseñanzas de vida no sólo para nosotros, pero para todo aquel que se entere de ellas. Gracias por proporcionarnos con todo lo necesario para alcanzar nuestros objetivos. Este trabajo está dedicado a ustedes.

Resumen

En América Latina una parte importante del tratamiento de aguas residuales domésticas se lleva a cabo en plantas pequeñas por medio de reactores anaerobios. Un producto de estos procesos es el biogás, una mezcla compuesta principalmente por: metano, dióxido de carbono y en menor proporción por otras sustancias como sulfuro de hidrógeno. Una porción importante (hasta el 50%) del biogás generado permanece disuelta en el efluente líquido del reactor, mientras que el resto pasa a la fase gaseosa. Debido a limitaciones económicas y tecnológicas, en plantas pequeñas el biogás que pasó a la fase gaseosa rara vez es tratado o aprovechado, por lo cual se libera a la atmósfera, contribuyendo a la emisión de gases de efecto invernadero (metano) y causantes de malos olores (sulfuro de hidrógeno). Asimismo, la porción que permanece disuelta eventualmente es liberada a la atmósfera debido a turbulencias y aumentos de temperatura que se presentan durante la descarga y transporte de agua a lo largo del tratamiento. Por lo tanto, es necesario desarrollar un proceso mediante el cual se puedan recuperar los gases disueltos, para después oxidarlos a productos inocuos por medio de una tecnología poco costosa, compacta y limpia.

Para desorber los gases que permanecen disueltos se utilizan columnas de desorción empacadas. La tecnología que más se adecua para el tratamiento de gases en plantas pequeñas es la biofiltración, la cual consiste en introducir un flujo de aire contaminado por la parte inferior de un recipiente empacado con un medio filtrante apropiado, sobre el cual se pueda desarrollar una población microbiana capaz de degradar bajas cantidades de contaminantes, tales como metano y sulfuro de hidrógeno. Esto para obtener un efluente tratado con poca a nula presencia de los gases introducidos. Los biofiltros se operan en condiciones ambientales normales y no producen subproductos contaminantes. A la vez, son sensibles a repentinas condiciones de estrés, como porcentajes de humedad y pH bajos. Éste último puede ser causado por la introducción de altas concentraciones (>500 ppm_v) de sulfuro de hidrógeno. En caso de que se presenten este tipo de condiciones, se puede instalar un tratamiento previo al biofiltro para oxidar químicamente el sulfuro de hidrógeno excedente haciendo uso de algún material rico en hierro.

El objetivo principal de este trabajo fue eliminar más del 70% del metano y cerca del 100% del sulfuro de hidrógeno disueltos en efluente líquido del reactor utilizando un proceso piloto que se instaló y operó en la planta de tratamiento de aguas residuales de la Facultad de Ciencias Políticas y Sociales del campus CU de la UNAM. Este proceso está constituido por los siguientes sistemas: bombeo y conducción de agua, desorción de gases, pretratamiento de sulfuro de hidrógeno y biofiltración a través de composta.

Durante la operación del proceso, se observó que la temperatura, pH y cantidad de agua diferían de manera importante a lo largo del medio filtrante, dándose mejores condiciones para la oxidación biológica de metano en las secciones intermedias del biofiltro, donde se registraron: pH 8, 51.7% de peso de agua en el medio filtrante y temperaturas mayores a 30°C. Mientras tanto, en la parte inferior del biofiltro se registraron: pH 3.48, 42% de peso de agua en el medio filtrante y temperaturas menores a 25°C. Estas variaciones se pudieron deber a que los materiales utilizados para el pretratamiento de sulfuro de hidrógeno (fibra de metal y lana de acero) fueron poco eficientes para oxidar este compuesto, por lo cual llegaban a entrar concentraciones mayores a 500 ppm_v de éste en las zonas inferiores del biofiltro, donde se lograba degradaba la mayor parte de éste y permitía que hubiera mejores condiciones para la oxidación de CH₄ en las secciones posteriores. En el efluente gaseoso del biofiltro, la eficiencia de remoción del sulfuro de hidrógeno fue en promedio del 99% de manera consistente a lo largo de la operación. Para el metano fue del 75% pero se observaron variaciones considerables a lo largo del tiempo. A partir de estos resultados se concluyó que con el proceso piloto desarrollado se obtuvieron eficiencias de remoción deseadas de sulfuro de hidrógeno y metano desorbidos provenientes del efluente líquido del reactor anaerobio.

Contenido

Índice de figuras	10
Índice de tablas	12
Glosario de abreviaciones	13
1. Introducción.....	14
2. Marco Teórico	15
2.1. Tratamiento de aguas residuales por sistemas anaerobios con reactores UASB	15
2.1.1. Generación de CH ₄ en procesos anaerobios	17
2.1.2. Limitaciones en PTAR municipales pequeñas	19
2.2. Características de gases disueltos en efluente de reactores UASB	21
2.2.1. Metano (CH ₄)	22
2.2.2. Sulfuro de hidrógeno (H ₂ S)	24
2.3. Columnas de desorción de gases.....	27
2.3.1. Columna de desorción mixta (parcialmente inundada)	31
2.4. Procesos biológicos para el tratamiento de aire contaminado.....	32
2.4.1. Biofiltros	35
a) Tratamiento biológico de CH ₄	38
b) Tratamiento biológico de H ₂ S.....	39
2.4.2. Efecto de altas concentraciones de H ₂ S sobre la biofiltración de CH ₄ .	41
2.5. Tratamiento químico de H ₂ S.....	42
3. Justificación, hipótesis y objetivos.....	43
3.1. Antecedentes.....	43
3.2. Justificación	44
3.3. Problema de investigación.....	44
3.4. Hipótesis.....	44
3.5. Objetivos.....	45
4. Materiales y metodología	45
4.1. PTAR de la FCPyS del campus CU de la UNAM	45
4.2. Descripción general de proceso piloto.....	47
4.3. Instalación y operación de equipos de sistema piloto.....	49
4.3.1. Sistema de bombeo y conducción de agua.....	49
4.3.2. Sistema de desorción.....	50

a) Columna empacada	51
b) Coraza inundada	54
4.3.3. Columnas de pretratamiento de H ₂ S (CPSH).....	55
a) Materiales de empaque	56
4.3.5. Biofiltro	57
a) Medio filtrante	58
4.4. Experimentos realizados en PTAR	59
4.4.1. Determinación de madurez de medio filtrante	59
4.4.2. Introducción de gases disueltos en efluente líquido del reactor UASB hacia el biofiltro	60
4.5. Preparación, toma y análisis de muestras	60
4.5.1. Preparación, toma y análisis de muestras de agua.....	60
a) Preparación y toma de muestras de agua.....	61
b) Análisis de gases disueltos en agua.....	63
c) Determinación de propiedades fisicoquímicas del agua.....	64
4.5.2. Muestreo y análisis de efluente gaseoso de sistema de desorción.....	64
4.5.3. Evaluación de CPSH.....	65
a) Caracterización de materiales de empaque por caída de presión.....	65
b) Evaluación de CPSH en PTAR	66
4.5.4. Evaluación de biofiltro	66
a) Condiciones internas de biofiltro	66
b) Capacidad de remoción de CH ₄ y H ₂ S por biofiltro	67
5. Resultados y discusión.....	68
5.1. Caracterización de materiales de empaque para CPSH.....	68
5.2. Determinación de madurez de medio filtrante del biofiltro	71
5.3. Introducción de gases disueltos en efluente de reactor UASB al biofiltro ...	73
5.3.1. Averío de la PTAR de la FCPyS.....	73
a) Medidas tomadas para generar CH ₄ en reactor UASB e introducirlo al biofiltro	73
i) Recirculación de agua a caja de repartición	73
ii) Introducción de CH ₄ proveniente de tanque.....	74
iii) Adición de sacarosa a reactor UASB	74
iv) Adición de agua residual de manera discontinua a reactor UASB	75

5.3.2. CH ₄ disuelto en efluente de reactor UASB	75
a) Recirculación de efluente de columna de desorción a caja de distribución	76
b) Introducción de sacarosa a reactor UASB.....	77
c) Alimentación de agua residual.....	77
d) Características fisicoquímicas del agua	78
5.3.3. Columna de desorción	81
a) Desorción de CH ₄	81
b) Desorción de H ₂ S	83
5.3.4. Columnas de pretratamiento de H ₂ S (CPSH).....	84
a) Eficiencia de remoción de H ₂ S y caídas de presión	84
b) Sugerencias	88
5.3.5. Biofiltro	89
a) Eficiencia de remoción de CH ₄ y H ₂ S.....	89
b) Temperatura dentro de biofiltro	91
c) Observaciones adicionales.....	95
6. Conclusiones.....	97
6.1. Conclusiones generales.....	97
6.2. Sugerencias y futuras investigaciones.....	99
7. Referencias	100
8. Anexos	103
A. Memoria de cálculo	103
A.1. Ejemplo de cálculos de balance de materia.....	103
A.1.A. Balance de materia en torre de desorción.	103
A.1.B. Balance de materia en columnas de pretratamiento de H ₂ S.....	105
A.1.C. Balance de materia en biofiltro.	106
A.2. Eficiencia de remoción	106
A.3. Determinación de concentración de gases disueltos en efluente líquido de reactor UASB.....	106
B. Cálculos adicionales.....	107
B.1. Mezcla metano aire.....	107
B.2. Introducción de sacarosa.....	107
B.3. Tratamiento químico de H ₂ S.....	108

B.3.1. Con óxido de hierro (Fe_2O_3)	108
B.3.2. Con solución LO-CAT	108
C. Validación de diseño original de columna de desorción mixta.	109

Índice de figuras

Figura 2.1. Diagrama general de un reactor UASB. (Noyola et al., 2013).....	17
Figura 2.2. Proceso de generación de CH_4 a través de la digestión anaerobia de la materia orgánica encontrada en aguas residuales municipales. (Adaptado de Jørgensen, 2009).....	18
Figura 2.3. Concentración de saturación de metano en agua a distintas presiones en función de la temperatura. (Adaptado de Heile et al., 2017)	23
Figura 2.4. Solubilidad de H_2S (mol/l) en agua en función de temperatura (K). (Adaptado de Millero, 1986)	26
Figura 2.5. Distribución de especies de sulfuro de hidrógeno disueltas en agua en función del pH. (Adaptado de Noyola et al. 2006).....	27
Figura 2.6. Diagrama que muestra la operación ideal de una columna de desorción con flujos de influentes líquidos y gaseosos equivalentes, donde C_i y C_j representan la concentración de algún compuesto i y j en L_1 y G_1 (influyente líquido y gaseoso respectivamente) y L_2 y G_2 (efluentes líquido y gaseoso)	29
Figura 2.7. Diagrama de una columna empacada de desorción/absorción típica. (Tomado de McCabe et al., 1998).....	30
Figura 2.8. Diagrama del diseño propuesto para el sistema de desorción mixto.....	32
Figura 2.9. Esquema general de un proceso de biofiltración. (Tomado de Huete et al., 2018).....	36
Figura 2.10. Esquema que muestra: a) el perfil de concentraciones y b) el intercambio de compuestos a través de la biopelícula. (Tomado de Leson & Winer 1991 y Morgan-Sagastume 2003).....	38
Figura 4.1. Fotografía de la caja de repartición de influente (a) y parte superior de reactor UASB (b) de la PTAR de la FCPyS.....	46
Figura 4.2. Esquema general simplificado del proceso piloto.....	47
Figura 4.3. Esquema general completo de proceso piloto.....	48
Figura 4.4. Bombas utilizadas sin sumergir (a). Bombas sumergidas en reactor UASB (b).....	49
Figura 4.5. Esquema general de sistema de desorción construido e instalado como parte del proceso piloto.	51
Figura 4.6. Fotografía de parte superior de columna empacada, señalando distintas entradas/salidas.....	52
Figura 4.7. Fotografía de anillos Pall utilizados.....	53
Figura 4.8. Fotografía de trampa de condensados (a) y rotámetro utilizado (b)...	54

Figura 4.9. Fotografía de los distintos componentes de la coraza inundada mostrando: exterior con sistema de sujetador con matraca (a), desagüe inferior (b) y ambos desagües superiores(c).....	55
Figura 4.10. Fotografía de CPSH instaladas en PTAR.....	56
Figura 4.11. Materiales de empaque utilizados para tratamiento de H ₂ S: a) fibra de metal, b) lana de acero.....	57
Figura 4.12. Fotografía de biofiltro e identificación de los puntos de muestreo y salida y entrada de gases.....	58
Figura 4.13. Fotografía de medio filtrante (composta) dentro de biofiltro.....	59
Figura 4.14. Fotografía mostrando puntos de muestreo de agua.....	61
Figura 4.15. Ilustración mostrando frascos serológicos antes (izquierda) y después (derecha) de la toma de muestra de agua para análisis de gases disueltos.....	63
Figura 4.16. Fotografía de equipo de análisis Biogás 5000 (a) y del proceso de toma de muestras de gases (b).....	65
Figura 4.17. Clasificación de puntos de muestreo de temperatura de acuerdo con su localización vertical y horizontal.....	67
Figura 4.18. a) Fotografía de análisis de efluente gaseoso de biofiltro con Biogás 5000. b) Fotografía de proceso de medición de condiciones dentro del biofiltro, señalando distintos equipos utilizados.....	68
Figura 5.1. Resultados de medición de caída de presión en CPSH empacada con: a) fibra de metal, b) lana de acero.....	69
Figura 5.2. Temperatura de los distintos puntos de muestreo del biofiltro en función del tiempo durante experimento preliminar.....	71
Figura 5.3. Resultados de humedad del experimento preliminar. Humedad relativa en porcentaje en los distintos puntos de muestreo del biofiltro en función del tiempo.....	72
Figura 5.4. Calendarización de eventos ocurridos relacionados a operación de proceso piloto.....	75
Figura 5.5. Concentración de CH ₄ disuelto en efluente de reactor UASB con respecto al tiempo, con líneas horizontales que señalan medidas tomadas para inducir generación de CH ₄ en reactor UASB.....	76
Figura 5.6. Concentración de CH ₄ disuelto en influente y efluente del reactor UASB a partir del día 30 de operación (inicio de introducción de agua residual) hasta el término de la primera etapa experimental.....	78
Figura 5.7. Resultados en P1 (caja de distribución), P2 (Efluente líquido de reactor UASB) y P3 (Efluente líquido de columna de desorción) de: a) Concentración de sólidos totales (ST) y volátiles (SV). b) DQO soluble (DQOs) y DQO total (DQOt).....	79
Figura 5.8. Resultados en P1 (caja de distribución), P2 (Efluente líquido de reactor UASB) y P3 (Efluente líquido de columna de desorción) de: a) pH de agua, b) determinación de alcalinidad.....	80
Figura 5.9. Concentración de CH ₄ en el influente líquido y efluente gaseoso del sistema de desorción.....	81
Figura 5.10. Estado de empaques de columna de desorción 3 meses después de inicio de operación.....	83

Figura 5.11. Concentración de H ₂ S en efluente gaseoso de sistema de desorción (eje izquierdo), pH del efluente líquido del reactor UASB.....	84
Figura 5.12. Concentración de H ₂ S en el influente y efluente de las CPSH a lo largo de la operación del proceso piloto (eje izquierdo). Eficiencia de remoción de H ₂ S por CPSH (eje derecho). Líneas verticales señalan cambios en los materiales de empaque.....	85
Figura 5.13. Caída de presión generada por CPSH a lo largo de la operación del proceso piloto. Líneas verticales señalan cambios en material de empaque.....	86
Figura 5.14. Concentración de CH ₄ en el influente y efluente del biofiltro a lo largo de la operación del proceso. En el eje de la derecha se indica la eficiencia de remoción de CH ₄	89
Figura 5.15. Eficiencia de remoción de CH ₄ en el biofiltro a lo largo de la operación del proceso (eje izquierdo). Concentración de H ₂ S en el influente del biofiltro (eje derecho), línea horizontal indica concentraciones de H ₂ S mayores a 500 ppmv.....	90
Figura 5.16. Concentración de H ₂ S en el influente (eje de la izquierda) y efluente (eje de la derecha) en el biofiltro a lo largo de la operación.....	91
Figura 5.17. Temperaturas registradas dentro del biofiltro y en el ambiente a lo largo de la operación del proceso. En la figura 4.17 se muestra la clasificación de los puntos de muestreo.....	92
Figura 5.18. Temperatura interna de biofiltro a lo largo de la operación del proceso (eje izquierdo). (a) Concentración de CH ₄ en el influente del biofiltro a lo largo de la operación (eje derecho). (b) Concentración de H ₂ S en el influente del biofiltro (derecho). En la figura 4.17 se muestra la clasificación de los puntos de muestreo.....	94
Figura 5.19. Caída de presión generada por el biofiltro a lo largo de la operación del proceso.....	96
Figura A.1. Diagrama simplificado de proceso utilizado como referencia de balances de materia. Números corresponden a flujos de proceso. Letras mayúsculas a sistemas principales.....	103
Figura C.1. Captura de pantalla de programa desarrollado en Excel para sección no sumergida de columna de desorción mixta.....	111
Figura C.2. Captura de pantalla de programa desarrollado en Excel para sección sumergida (burbujeo) de columna de desorción mixta.....	113

Índice de tablas

Tabla 2.1. Tipos de tratamientos biológicos de efluentes gaseosos contaminados. (Adaptado de Noyola et al., 2006).....	34
Tabla 5.1. Características físicas de materiales de empaque de CPSH utilizados.....	70
Tabla 5.2. Análisis de resultados de eficiencia de remoción de CPSH.....	86

Tabla 5.3. Temperaturas máximas y mínimas registradas en distintos periodos de operación.....	95
Tabla 5.4. Porcentaje de humedad por gravimetría y pH de medio filtrante posterior a la etapa de operación reportada en este trabajo.....	96
Tabla A.1. Condiciones iniciales propuestas para los flujos de entrada de la columna de desorción.....	103
Tabla A.2. Tabla del balance final para sistema de desorción.....	105
Tabla A.3. Tabla del balance final para CPSH.....	106
Tabla A.4. Tabla del balance final para biofiltro.....	106
Tabla C.1. Datos para el modelo de desorción de CH ₄ en la primera sección...	109
Tabla C.2. Datos para el modelo de desorción de CH ₄ en la segunda sección...	110
Tabla C.3. Características de sección no sumergida de columna de desorción mixta.....	110
Tabla C.4. Características de la sección sumergida de columna de desorción mixta.....	112

Glosario de abreviaciones

- Ácidos grasos Volátiles: AGV
- Columnas de Pretratamiento de Sulfuro de Hidrógeno: CPSH
- Demanda Bioquímica de Oxígeno: DBO
- Demanda Química de Oxígeno: DQO
- Facultad de Ciencias Políticas y Sociales: FCPyS
- Gases de Efecto Invernadero: GEI
- Grupo de Investigaciones en Procesos Anaerobios del Instituto de Ingeniería de la UNAM: GIPA
- Humedad Relativa: HR
- Laboratorio de Ingeniería Ambiental: LIA
- Límite Inferior de Explosividad de metano: LIE 5%
- Planta de Tratamiento de Aguas Residuales: PTAR
- *Sequencing Batch Reactors*: SBR
- *Upflow Anaerobic Sludge Bed*: UASB

1. Introducción

El tratamiento de aguas residuales de origen municipal y doméstico a través de procesos anaerobios tiene beneficios importantes en comparación con aquellos que utilizan procesos aerobios, tales como menor consumo energético y poca generación de lodos biológicos, que resultan en reducidos costos de operación. Además, se da la producción de biogás que debido a su alto contenido de metano (CH_4) puede ser utilizado como combustible (Noyola et al., 2016). Por estas razones, en las últimas décadas ha ido en aumento el número de plantas de tratamiento de aguas residuales (PTAR) de tipo municipal con reactores anaerobios instalados, en particular en países de la región Latino América (Noyola et al., 2012).

En muchas ocasiones dichas plantas son pequeñas, por lo cual, su capacidad de tratamiento de agua residual doméstica es relativamente bajo (caudales de entrada menores a 25 l/s), resultando en una baja producción de CH_4 . Además, limitaciones tecnológicas, económicas y el hecho de que en este tipo de plantas hasta un 50% del CH_4 generado permanece disuelto en los efluentes líquidos (Noyola et al., 2006), hacen que la quema y aprovechamiento del limitado volumen diario de biogás no se realice, por lo cual es liberado a la atmósfera.

Esto representa un problema importante, ya que el CH_4 es un gas de efecto invernadero 34 veces más potente que el bióxido de carbono (CO_2) que contribuye de manera significativa al cambio climático (Myhre et al., 2013). Asimismo, el biogás contiene sulfuro de hidrógeno (H_2S), un gas tóxico y corrosivo, responsable en gran medida de los malos olores que se perciben en las zonas aledañas a una PTAR municipal (Vikrant et al., 2018).

Por estas razones, se deben buscar tecnologías eficientes, compactas y económicamente viables que permitan captar y tratar el biogás generado en PTAR municipales pequeñas encontradas en países en vías de desarrollo. En respuesta, varias investigaciones han comprobado la eficiencia de los sistemas de biofiltración empacados con composta para oxidar biológicamente CH_4 y H_2S en bajas concentraciones. Durante estos procesos, ciertos microorganismos logran metabolizar estos gases a través de reacciones biológicas exotérmicas, resultando

en un incremento en la temperatura del medio y dando como productos finales compuestos de menor impacto ambiental (dióxido de carbono y sulfatos). Estas tecnologías presentan numerosas ventajas como: poderse operar a condiciones ambientales normales, ser más limpios que otros tipos de tratamientos y tener bajos costos de instalación y operación. Una limitante que presentan es su sensibilidad a condiciones de estrés y cambios repentinos de condiciones fisicoquímicas, como humedad y pH. En el caso de este último, se ha comprobado que la introducción de altas concentraciones de H₂S disminuyen de manera importante el pH del medio y por lo tanto la eficiencia del proceso (Devanny & Chitwood, 2000).

El enfoque del presente trabajo es: instalar y operar un sistema piloto de desorción y biofiltración, con el cual se podrán transferir los gases disueltos en el efluente del reactor anaerobio de una PTAR pequeña a la fase gaseosa, para después hacerlos pasar por un tren de tratamiento que consta de un pretratamiento de H₂S y un biofiltro empacado con composta, donde se lleva a cabo la oxidación biológica del CH₄ y H₂S.

2. Marco Teórico

2.1. Tratamiento de aguas residuales por sistemas anaerobios con reactores UASB

En México es necesario ampliar la cobertura y capacidad de tratamiento de aguas residuales. A la vez, se deben disminuir las emisiones de Gases de Efecto Invernadero (GEI) generadas en diferentes sectores. Estos dos problemas están íntimamente relacionados ya que en este país el 7% de las emisiones de CH₄ son generadas por sistemas de tratamiento de aguas (Noyola et al., 2016). Por esta razón, se necesitan buscar e instalar tecnologías eficientes de tratamiento de aguas que impacten lo menos posible al cambio climático y que a la vez tengan reducidos costos de construcción y operación.

Un proceso que puede satisfacer estas necesidades es la digestión anaerobia llevada a cabo en reactores de lecho de lodos con flujo ascendente, conocidos como UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*). Comparada con procesos aerobios, esta tecnología consume poca energía y genera menos lodos

biológicos, por lo cual sus costos de operación y mantenimiento son menores. Además, si es operada de manera adecuada y en particular se tiene un buen control del metano producido, emite menor cantidad de GEI. Por estas razones, en los últimos 20 años se ha convertido en uno de los procesos más utilizados en América Latina para eliminar materia biodegradable presente en aguas residuales, principalmente en Brasil (Noyola et al., 2012).

En las PTAR que cuentan con reactores UASB (Figura 2.1), el agua residual, posterior a un pretratamiento físico (cribado y desarenado), es alimentada al fondo del reactor, donde se encuentra sedimentado un lecho de lodos que ocupa alrededor de 1/3 de su volumen total. Los lodos se encuentran en forma de flóculos densos con diámetro de 1 a 3 mm, en los cuales habita una diversa población microbiana. A través de su metabolismo, estos microorganismos consumen la materia orgánica biodegradable encontrada en el agua, dando como producto principal biogás: una mezcla de gases generalmente compuesta por 60-65% CH₄, 35-40% CO₂ y en menor medida de otros compuestos como H₂S. Es importante notar que esta composición puede cambiar dependiendo de la concentración de materia orgánica alimentada al reactor y por factores fisicoquímicos como temperatura, pH y alcalinidad. Es así que el biogás producido durante el tratamiento de aguas residuales municipales estará compuesto de 76-80% de CH₄, 10-14% de N₂ y de 8-10% CO₂ (Noyola et al., 2006).

Dentro del reactor, el biogás asciende en forma de burbujas hacia la superficie del agua, generando turbulencia que favorece la interacción y el mezclado entre sustratos (materia biodegradable) y microorganismos. Todos estos factores hacen que sea posible eliminar del 60-70% de la Demanda Química de Oxígeno (DQO) y 70-80% de la Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO) del agua alimentada (Noyola et al., 2013). Con ayuda de deflectores, el biogás ascendente es llevado hacia un sistema que permite la separación de las tres fases (sólido, líquido y gas). Al efluente líquido por lo general se le da un postratamiento, mientras que los lodos se vuelven a sedimentar. A su vez, la fase gaseosa es retirada para su quemado en antorcha y evitar su emisión a la atmósfera, o en caso de ser posible, utilizarla como

combustible para generar energía eléctrica o calor que puedan ser aprovechados en la misma planta.

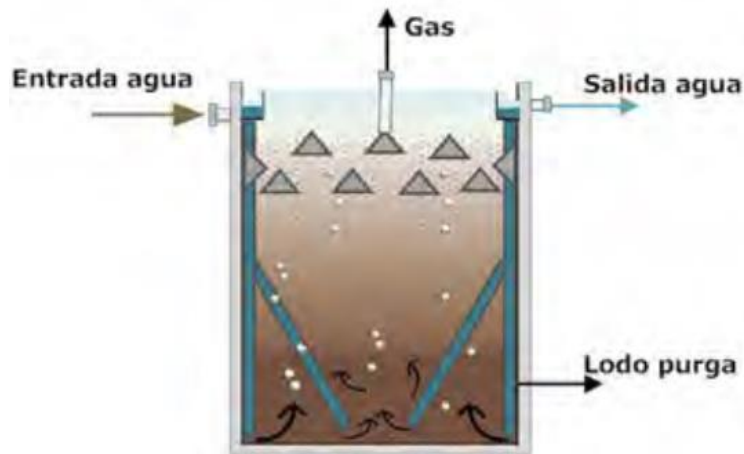


Figura 2.11. Diagrama general de un reactor UASB. (Noyola et al., 2013).

Una limitación importante de este proceso es la calidad del efluente líquido, que en general es menor comparado a la de un tratamiento aerobio. Por lo tanto, para poder cumplir con la mayoría de las regulaciones de calidad de agua de descarga, se debe instalar un postratamiento aerobio con el cual se logra eliminar un mayor porcentaje de la materia orgánica alimentada (Noyola et al., 2016).

2.1.1. Generación de CH_4 en procesos anaerobios

La generación de CH_4 a través de la digestión anaerobia de materia biodegradable se lleva a cabo en tres etapas: hidrólisis, acidogénesis y metanogénesis. En la figura 2.2 se muestra un esquema general de este proceso (Jørgensen, 2009).

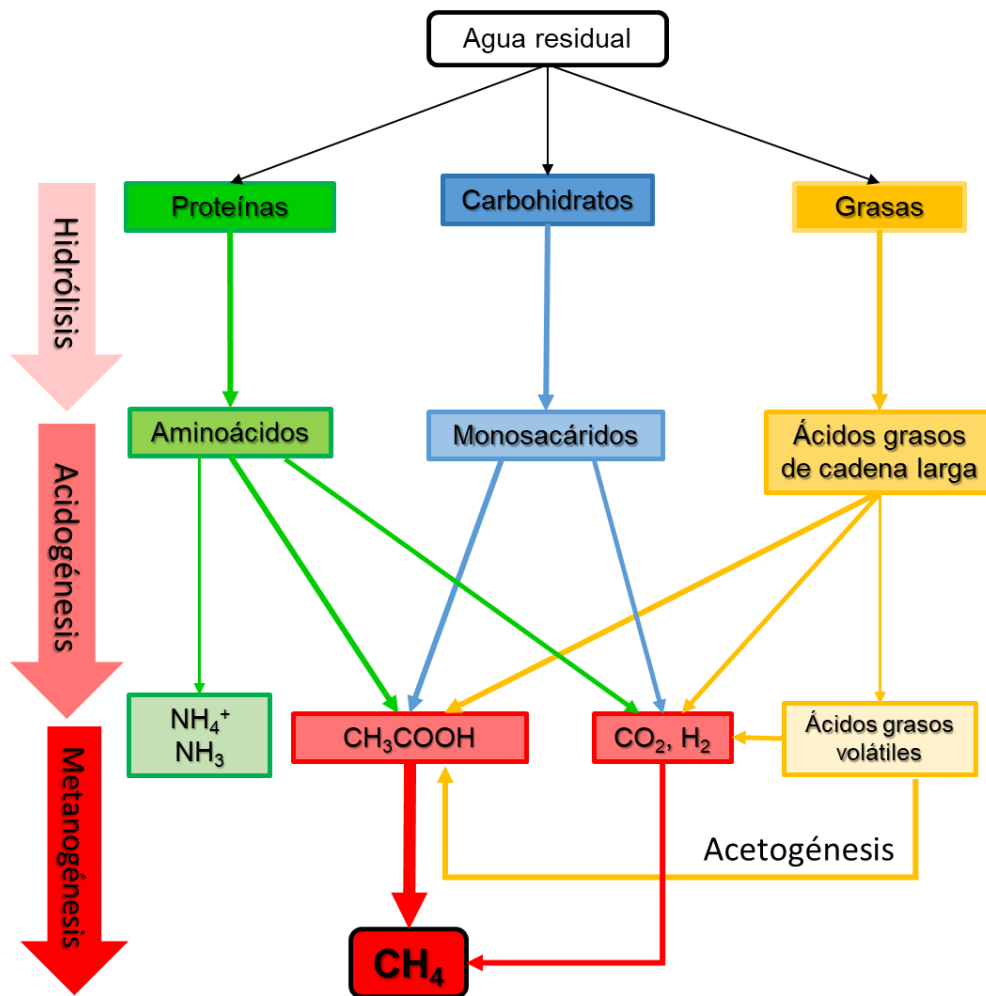


Figura 2.12. Proceso de generación de CH_4 a través de la digestión anaerobia de la materia orgánica encontrada en aguas residuales municipales. (Adaptado de Jørgensen, 2009).

La hidrólisis es llevada a cabo por bacterias a través de enzimas específicas con las cuales degradan compuestos complejos a sus monómeros. El producto de la hidrólisis de grasas son los ácidos grasos de cadena larga, que se caracterizan por una estructura compuesta por más de 6 átomos de carbono.

En la acidogénesis los monómeros generados son fermentados a ácidos orgánicos. En un proceso bacteriano equilibrado, 50% de los monómeros son degradados a ácido acético (CH_3COOH), 20% a CO_2 e hidrógeno (H_2) y 30% a Ácidos Grasos Volátiles (AGV) que se caracterizan por una estructura formada por menos de 6 átomos de carbono. Se produce una mayor cantidad de CH_3COOH

cuando el agua alimentada contiene una mayor proporción de proteínas y carbohidratos, mientras que los AGV son generados cuando se introducen cantidades importantes de grasas. También se da la producción de amonio (NH_4^+) y amoniaco (NH_3) como subproductos de la degradación de aminoácidos.

Durante la metanogénesis se degrada CH_3COOH , H_2 y CO_2 a CH_4 por parte de organismos metanogénicos pertenecientes al reino arquea. En condiciones estables, 70% de la generación de CH_4 proviene de la degradación de CH_3COOH , y 30% de CO_2 e H_2 , pero en caso de no presentarse las condiciones adecuadas, ambos procesos son inhibidos. La eficiencia de la metanogénesis también se ve afectada cuando hay una gran cantidad de AGV, ya que los microorganismos capaces de degradarlos se desarrollan lentamente, lo cual lleva a su acumulación y a la inhibición del proceso de descomposición del CH_3COOH y CO_2 . A la vez, altas concentraciones de NH_4^+ y NH_3 también limitan este paso.

2.1.2. Limitaciones en PTAR municipales pequeñas

Las tecnologías anaerobias han sido ampliamente utilizadas para el tratamiento de aguas residuales industriales biodegradables; de hecho, puede considerarse la tecnología de referencia en industrias como las: cervecera, refresquera, conservas alimenticias, papelera, etc. En años recientes, debido a sus bajos costos de operación y otras ventajas ya mencionadas, se han comenzado a utilizar para tratar aguas municipales o domésticas, principalmente en PTAR pequeñas, con capacidad de tratar caudales menores a 25 l/s (Noyola et al., 2012). De cualquier forma, existen grandes PTAR municipales que utilizan tecnologías anaerobias (reactores tipo UASB); un listado ilustrativo de éstas se presenta en Chernicharo et al., (2015).

En este tipo de plantas se busca aprovechar o evitar la pérdida del biogás producido al quemarlo por medio de antorchas o generadores. Algunas características de combustible que presenta el biogás son (asumiendo una composición de CH_4 del 60%):

- Valor calorífico mínimo: 21.5 MJ/m^3

- Relación estequiométrica combustible/aire: 5.71
- Velocidad de flama: 25 cm/s
- Temperatura mínima de autoignición: 600°C

Además, para que sea posible su combustión, una vez que éste se mezcla con aire la concentración de biogás debe ser de 8.3-20% con un contenido de CO₂ o de otros gases (N₂) menor al 75% (Noyola et al., 2006). Para poder aprovechar el biogás en la generación de energía eléctrica, el caudal tratado en una PTAR anaerobia municipal debe ser del orden de los 500 l/s o mayor. Por lo tanto, estas opciones están limitadas a PTAR municipales de gran tamaño y con adecuada disponibilidad de recursos tecnológicos y económicos (Noyola et al., 2016).

En América Latina, el 67% de las PTAR son pequeñas (flujo <25 l/s). Dentro de esta categoría también se pueden clasificar como muy pequeñas (flujo <5 l/s), las cuales constituyen el 34% del total de las PTAR instaladas en la región. En el caso específico de México, las PTAR pequeñas y muy pequeñas respectivamente representan el 75% y 60% del total de las instalaciones de tratamiento de aguas (Noyola et al., 2012). Debido a limitados recursos tecnológicos y económicos, este tipo de plantas muchas veces no cumplen con la calidad de efluente diseñada o requerida por la normatividad correspondiente (Noyola et al., 2012). A parte, por motivos ya mencionados, en el caso de aquellas equipadas con reactores anaerobios, tipo UASB u otros, no es una práctica común quemar el biogás generado, por lo cual se libera a la atmósfera sin ningún tratamiento anterior, contribuyendo de manera importante a la emisión de GEI (Noyola et al., 2006).

Estos factores hacen que el impacto negativo hacia el medio ambiente de construir y operar muchas PTAR pequeñas sea mayor a la de una PTAR grande que trate un flujo equivalente de agua residual. Por esta razón, se deben desarrollar tecnologías que ayuden a disminuir las emisiones de GEI generadas por PTAR municipales pequeñas en países en vías de desarrollo como México.

2.2. Características de gases disueltos en efluente de reactores UASB

Las características fisicoquímicas de los gases generados durante la digestión anaerobia y las condiciones del agua en las que se encuentran disueltos son de suma importancia, ya que estos factores determinan si los gases serán más afines a separarse de la fase líquida para generar biogás o a quedarse disueltos en el efluente líquido del reactor UASB.

Un problema que se debe considerar es cuando una porción importante de los gases generados permanece disuelta en el efluente líquido del reactor, ya que se dan pérdidas significativas de biogás y un incremento de las emisiones de GEI. Esto último se debe a que en etapas posteriores del tratamiento y en las descargas de agua hacia cuerpos receptores se producen turbulencias y aumentos de temperatura que favorecen la desorción de estos gases de la fase líquida, facilitando su emisión a la atmósfera (Souza et al., 2012).

Por lo tanto, una de las características de mayor importancia es la solubilidad de los gases en agua, la cual se describe por la ley de Henry:

$$C_i = H_i y_i$$

Donde C_i es la concentración de soluto en fase acuosa, H_i la constante de Henry y y_i la presión parcial del soluto en la fase gaseosa (Sander, 1999). La constante de Henry describe el grado de distribución de un compuesto hacia la fase líquida o gaseosa. Esta constante cambia en función de la temperatura del agua, ya que cuando aumenta dicho parámetro también incrementa la presión de vapor y la energía cinética de las moléculas de los gases disueltos, resultando en un menor grado de solubilidad. De manera contraria, si disminuye la temperatura del agua, aumenta su solubilidad (Heile et al., 2017). Es importante notar que es difícil calcular este parámetro en forma teórica para gases disueltos en agua residual, debido a la variedad de componentes y condiciones cambiantes del agua, por lo cual se utiliza la constante de Henry de los gases disueltos en agua pura.

2.2.1. Metano (CH₄)

El CH₄ es el alcano más simple que existe. A 25°C y 1 atm de presión es un gas incoloro, inodoro, altamente inflamable y más ligero que el aire. En los últimos 260 años la concentración de CH₄ en la atmósfera ha incrementado 250%, lo cual se ha atribuido a actividades humanas (Myhre et al., 2013) como la ganadería, agricultura, extracción de petróleo e industria en general (Jørgensen, 2009). A la vez, su potencial como GEI en un periodo de 100 años es 34 veces mayor a la del CO₂ (Myhre et al., 2013). En años recientes, se ha estimado que el tratamiento de aguas contribuye globalmente al 5% del CH₄ emitido a la atmósfera (Souza et al., 2012).

A 25°C y 1 atm, la constante de Henry del CH₄ es de 0.0223 g_{CH₄} l_{H₂O}⁻¹ atm⁻¹ (Sander, 2015). Por lo tanto, su solubilidad en condiciones usuales de una PTAR en la Ciudad de México (20-25°C, 0.77 atm) es relativamente baja. Como se puede observar en la figura 2.3 su concentración de saturación en agua a estas condiciones es de 16-20 mg/l, y disminuye si hay un aumento de temperatura o una disminución en la presión. Esto podría permitir que una buena cantidad del CH₄ disuelto se separe fácilmente de la fase líquida una vez que entra en contacto con el aire de la atmósfera o si es transportada de manera turbulenta a lo largo de tuberías y descargas de gran altura.

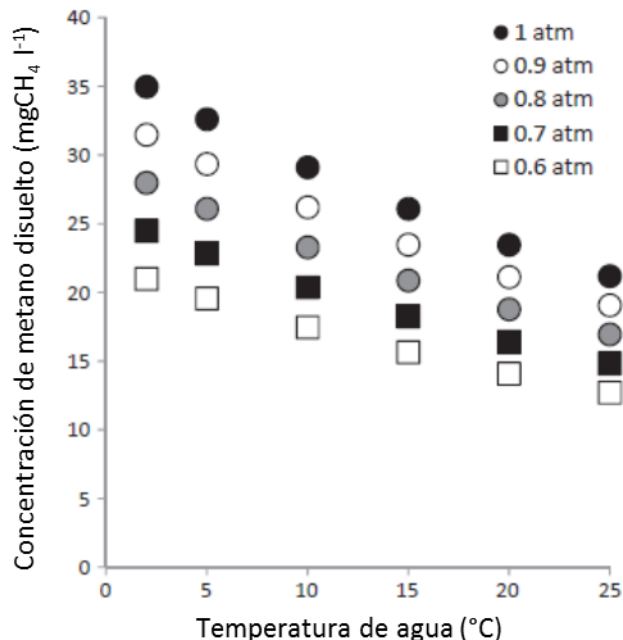


Figura 2.13. Concentración de saturación de metano en agua a distintas presiones en función de la temperatura. (Adaptado de Heile et al., 2017).

Varias investigaciones han encontrado que, a pesar de su baja solubilidad, una cantidad importante del CH₄ producido en un reactor UASB permanece disuelto en el efluente líquido en vez de pasar a la fase gaseosa. A. Noyola et al. (1988) y Souza et al. (2011) reportan que desde 36 hasta 50% del CH₄ producido en un reactor UASB de escala piloto se perdía en el efluente líquido, los cual además contenían concentraciones de CH₄ superiores a las de saturación calculadas con la ley de Henry. Este fenómeno se puede deber a la presencia de material hidrofóbico, como aceites y grasas que pueden aumentar la solubilidad del CH₄ en agua (Souza et al., 2011), o por la formación de microburbujas de CH₄ en la superficie de sólidos microscópicos encontrados en el reactor (Heile et al., 2017).

Como se mencionó al principio de este capítulo, la presencia de CH₄ en el efluente líquido resulta problemática, puesto se pierde una cantidad importante de biogás que podría ser aprovechado o tratado, además de que se incrementa la cantidad de GEI emitidos. Por estas razones se ha propuesto que las PTAR municipales que no pueden quemar el biogás producido deben reducir la cantidad de CH₄ que emiten hacia la atmósfera. Actualmente, no hay legislación oficial que establezca un límite máximo permisible de emisiones de CH₄ por parte de PTAR

municipales, pero varias instituciones dictaminadoras de distintos países utilizan al Límite Inferior de Explosividad del CH₄ a 15°C y 1 atm (LIE 5%) para satisfacer este fin. Este parámetro señala que una corriente gaseosa no debe ser venteada hacia la atmósfera si su concentración de CH₄ es mayor a 1.45 mg/l, lo cual equivale 5% v/v en las condiciones mencionadas, ya que a concentraciones mayores se corre el riesgo de que el CH₄ combustione de manera inesperada, presentándose un ambiente de trabajo peligroso (Heile et al., 2017).

2.2.2. Sulfuro de hidrógeno (H₂S)

A 25°C y 1 atm de presión, el H₂S es un gas incoloro, inflamable, tóxico y corrosivo. Una de sus características más notables es su olor representativo a huevo podrido (Vikrant et al., 2018), que es percibido por el olfato humano cuando su concentración en el aire es de 0.02-0.13 ppm_v (Noyola et al., 2006) y de 0.05 mg/l cuando se encuentra disuelto en agua (Heile et al., 2017). Este compuesto es generado en condiciones anaerobias por microorganismos que reducen los iones sulfato (SO₄²⁻) encontrados en el agua de suministro, materia orgánica y desechos industriales, en especial aquellos que contengan ácido sulfúrico (H₂SO₄) (Noyola et al., 2006).

En el caso de PTAR municipales equipadas con reactores UASB, si el influente de agua residual tiene altas concentraciones de iones SO₄²⁻, el biogás generado tendrá concentraciones importantes de H₂S. Por esta razón, en muchas ocasiones se detecta un fuerte olor a huevo podrido en el alcantarillado que alimenta una PTAR municipal y en las zonas aledañas a ésta (Noyola et al., 2006). Esta situación resulta problemática para los operadores y la población que habita en los alrededores, ya que afecta de manera importante su calidad de vida y salud. Algunos daños a la salud que causa la exposición del H₂S son (Noyola et al., 2006; Vikrant et al., 2018):

- Concentraciones mayores a 100 ppm_v: Dolor de cabeza, náusea, irritación de ojos y garganta, tos intensa, rinitis, queratoconjuntivitis, fotofobia y bronconeumonía.

- Concentraciones mayores a 250 ppm_v: parálisis del sistema respiratorio, pérdida del conocimiento y desmayo.
- Concentraciones mayores a 2000 ppm_v: peligro de muerte.

Asimismo, debido a su carácter corrosivo, este compuesto afecta el buen funcionamiento e infraestructura de una PTAR, ya que degrada materiales como: metales, concreto y aleaciones como el acero (Souza et al., 2012).

Por lo tanto, se han establecido parámetros de seguridad que toman como factor principal la salud humana. Por ejemplo, el Consejo Asesor Científico sobre Contaminantes Atmosféricos Tóxicos de los Estados Unidos establece que la concentración permisible de H₂S en sitios de trabajo debe ser entre 20-100 ppb, mientras que la Administración de Seguridad y Salud Ocupacional del mismo país lo establece en un promedio 10 ppm a lo largo de una jornada laboral de 8 horas (Vikrant et al., 2018).

A diferencia del CH₄, el H₂S es muy soluble en agua. Su constante de Henry a 25°C y 1 atm es de 3.46 g_{H₂S} l_{H₂O}⁻¹ atm⁻¹ (Sander, 2015). En la figura 2.4 se puede observar que a condiciones usuales de una PTAR en la Ciudad de México (20-25°C), su solubilidad es de 3.41-3.74 g/l (Millero, 1986).

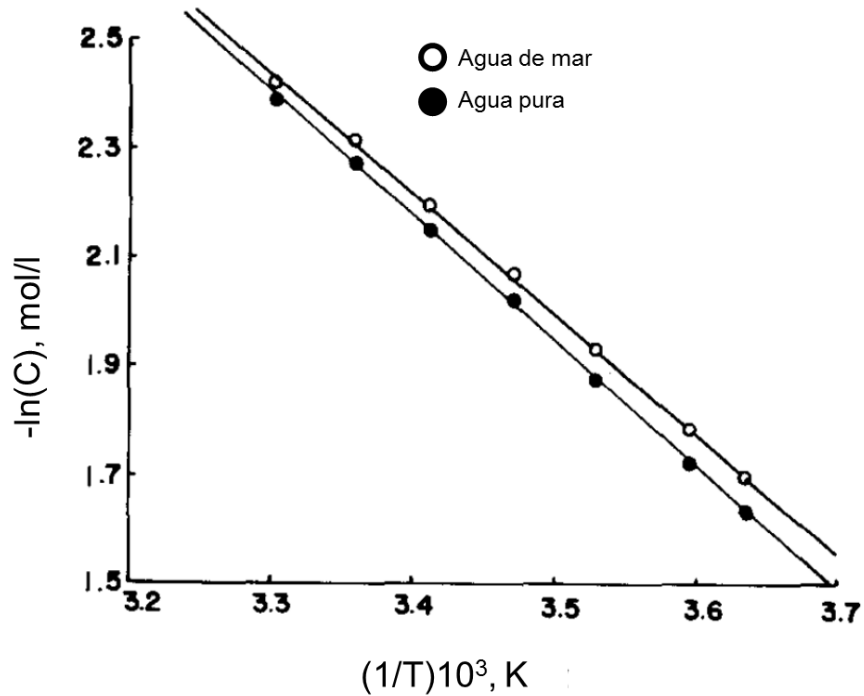
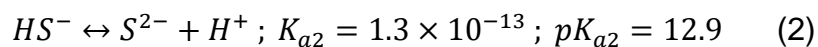
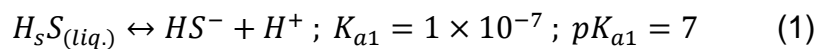
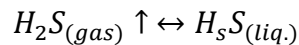


Figura 2.14. Solubilidad de H_2S (mol/l) en agua en función de temperatura (K). (Adaptado de Millero, 1986).

Asimismo, el H_2S se disocia en el agua de acuerdo a las reacciones (1) y (2) (Noyola et al., 2006).



Esto hace que la generación de malos olores esté íntimamente relacionada con el pH (Noyola et al., 2006). Generalmente, el pH del agua presente dentro de un reactor UASB es de alrededor de 7, por lo cual la distribución de H_2S y HS^- es cercana al 50% (figura 2.5).

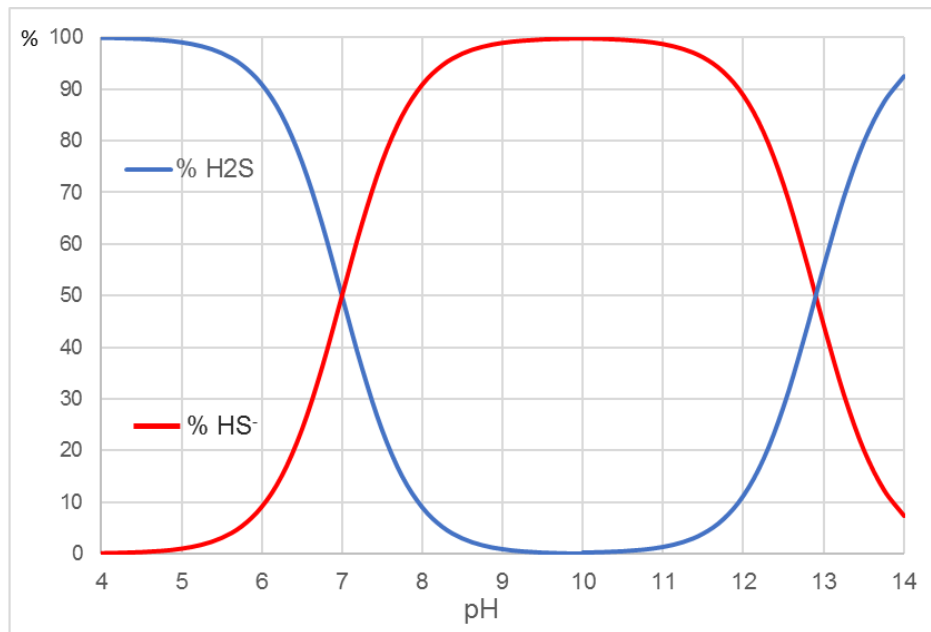


Figura 2.15. Distribución de especies de sulfuro de hidrógeno disueltas en agua en función del pH. (Adaptado de Noyola et al. 2006).

2.3. Columnas de desorción de gases

Debido a que una cantidad importante de los gases generados durante el tratamiento anaerobio de aguas residuales permanece disuelta en el efluente líquido de un reactor UASB, es necesario proponer maneras que permitan transferirlos a la fase gaseosa, para que así sea posible darles un tratamiento con el objetivo de disminuir su emisión hacia la atmósfera. Para esto es necesario llevar a cabo un proceso de transferencia de masa interfacial mediante el cual se ponen en contacto dos fases insolubles. En este caso se desea llevar a cabo un proceso de desorción, que ocurre cuando se da la transferencia de las sustancias disueltas en una fase líquida hacia la fase gaseosa (Treybal, 1980).

Existen varias tecnologías con las cuales esto se puede lograr, siendo el uso de columnas de desorción empacadas una particularmente atractiva. Este tipo de proceso se lleva a cabo en columnas hechas de materiales resistentes a la corrosión, en las cuales los flujos de las distintas fases se introducen en contracorriente: el líquido entrando por la parte superior y saliendo por la parte inferior, mientras el gaseoso (generalmente aire) entra por la parte inferior y sale por

la parte superior, dándose la transferencia de masa a través de un equipo de contacto continuo (Foust et al., 1983).

La siguiente ecuación describe el balance de masa para una columna de desorción:

$$Q_L(C_1 - C_2) = Q_G(A_2 - A_1)$$

Donde:

- Q_L = Caudal de flujo de agua (m^3/s).
- C = Concentración de cierto compuesto gaseoso en agua ($kmol/m^3$).
Los subíndices 1 y 2 indican la concentración en el influente y efluente respectivamente.
- Q_G = tasa de flujo de aire (m^3/s).
- A = Concentración en aire ($kmol/m^3$).

Idealmente, si los flujos de los influentes líquidos y gaseosos son equivalentes, el resultado de este proceso es que el efluente líquido de la columna contenga poca a nula concentración de los gases producidos durante la digestión anaerobia, ya que han sido transferidos a la fase gaseosa. Por lo tanto, el efluente gaseoso debería tener concentraciones equivalentes a las del influente líquido (figura 2.6).

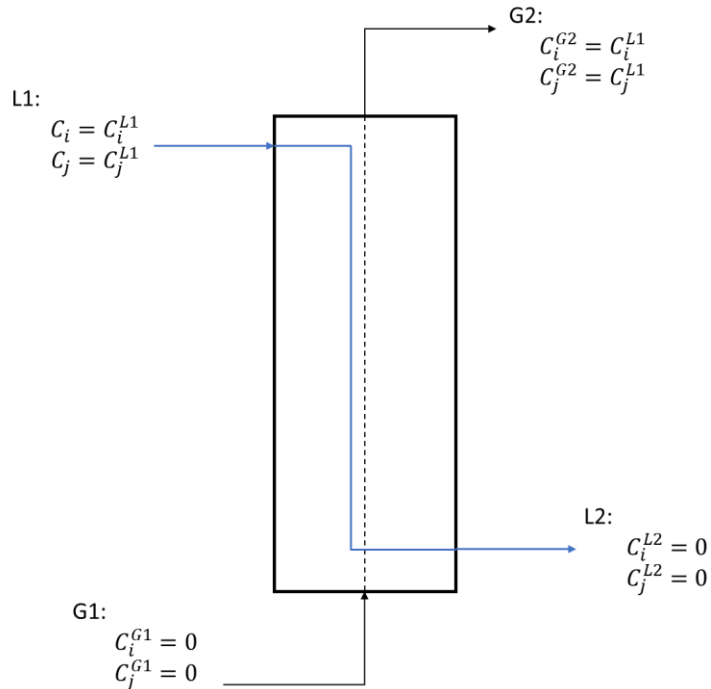


Figura 2.16. Diagrama que muestra la operación ideal de una columna de desorción con flujos de influentes líquidos y gaseosos equivalentes, donde C_i y C_j representan la concentración de algún compuesto i y j en $L1$ y $G1$ (influyente líquido y gaseoso respectivamente) y $L2$ y $G2$ (efluentes líquido y gaseoso).

Un factor importante por considerar en el diseño de un sistema de desorción es el tiempo de contacto entre las fases y su influencia sobre la velocidad y eficiencia de transferencia. De manera general, es necesario proporcionar un medio que aumente el tiempo de contacto y permita que la capa interfacial entre las fases sea lo más delgada posible. Esto se logra al introducir un material de empaque mediante el cual se optimiza el proceso de transferencia de masa entre las fases. Estos empaques son estructuras hechas de algún material adecuado y resistente que tienen una gran área superficial y buenas características de humedecimiento. Su introducción al proceso hace que los flujos sigan un camino tortuoso a lo largo de la columna, durante el cual se forman delgadas capas de agua en la superficie de los empaques (Heile et al., 2017), fomentando que las dos fases se encuentren en contacto continuo por medio de una película interfacial muy delgada. Esto permite que la transferencia de compuestos volátiles disueltos en la fase acuosa hacia la gaseosa sea mucho más efectiva (Foust et al., 1983). Se ha reportado que este tipo de proceso permite transferir hasta el 90% del CH_4 disuelto en agua residual hacia

la fase gaseosa (Heile et al., 2017). En la figura 2.7 se muestra un diagrama de una columna de desorción empacada.

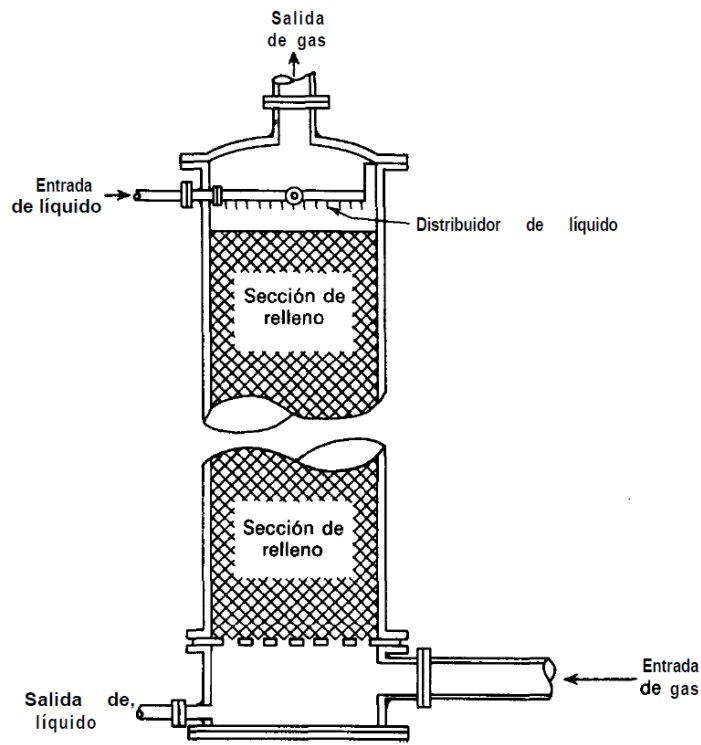


Figura 2.17. Diagrama de una columna empacada de desorción/absorción típica. (Tomado de McCabe et al., 1998).

Durante el proceso de desorción es importante tomar en cuenta la caída de presión generada en conjunto por los empaques, el flujo descendiente de agua y el flujo ascendente de aire. Para permitir que el flujo gaseoso salga por la parte superior de la columna es necesario que la presión en esta sección sea menor a la del fondo, ya que de esta manera los gases siguen una ruta de menor resistencia y se evita que salgan por el fondo de la columna, mientras que el agua desciende por efecto de la gravedad. En general, una relación de flujo agua/aire muy elevada hace que la columna sea susceptible a inundación, o sea que todo el volumen esté ocupado por la fase acuosa. Por lo tanto, se dificulta el paso de aire por la columna y se anula el efecto de los empaques, haciendo que la desorción sea ineficiente, además de que cierta cantidad de agua saldría con el aire por la parte superior (McCabe et al., 1998). En un estudio realizado por Huete et al., (2017) se obtuvieron eficiencias de desorción del 99% al aplicar una relación de flujo agua a aire 1:1 en

una columna empacada utilizada para separar los gases disueltos en el efluente líquido de un reactor UASB.

2.3.1. Columna de desorción mixta (parcialmente inundada)

Para poder llevar a cabo el tratamiento de los gases disueltos en el efluente líquido de un reactor UASB es necesario que éste pase por una operación de desorción que, debido a factores mencionados en la sección anterior, producirá una caída de presión. Esto puede limitar el flujo de gases hacia elementos posteriores (ej. Biofiltros, lavadores, etc.), los cuales a su vez generan una pérdida de carga adicional. Si el elemento que suministra la corriente gaseosa (compresor, soplador) no proporciona suficiente presión para vencerla esta pérdida de carga, el aire saldría por la parte inferior de la columna, perjudicando la operación del proceso de tratamiento de gases.

Con base en el trabajo previo de Huete et al. (2018), una variante para limitar esta pérdida de carga es a través de una columna de desorción mixta, la cual aprovecha la diferencia de altura (perfil hidráulico) que se presenta entre la etapa anaerobia y el eventual postratamiento de una PTAR. Como se mencionó en la sección 2.1, posterior al reactor UASB generalmente se instala un postratamiento aerobio de lodos activados, el cual se coloca 30-50 cm a desnivel del reactor anaerobio para facilitar la transferencia de agua de un reactor al otro. El diseño de este tipo de columna empacada consiste en sumergir la porción inferior de ésta en el tanque aireado del reactor de lodos activados. Esto resultaría en que la sección sumergida opere como una columna de burbujeo, mientras la parte superior como una columna tipo “scrubber” con una altura máxima igual a la diferencia de altura entre las dos etapas de tratamiento en la PTAR. Con este arreglo, se aprovecha la presión hidrostática que presenta el perfil hidráulico entre el reactor anaerobio y el postratamiento aerobio. Esto ayuda al elemento que proporciona la corriente gaseosa a vencer la pérdida de carga generada por elementos posteriores.

Al igual que una columna de desorción convencional, este sistema de desorción opera en flujo contracorriente: la fase líquida proveniente del reactor UASB se alimenta por la parte superior, y mediante efecto de la gravedad sale por

la parte inferior hacia el reactor aerobio; mientras que el aire, que es tomado del sistema de aireación del reactor aerobio, se introduce por la parte inferior para que salga por la parte superior y continúe hacia el tratamiento de gases desorbidos. Además, la presión generada por elementos posteriores para el tratamiento de gases hace que haya una diferencia del nivel del agua dentro y fuera de la columna empacada.

En la figura 2.8 se muestra un diagrama del sistema de desorción propuesto. En el anexo C se exponen sus bases y la validación del diseño.

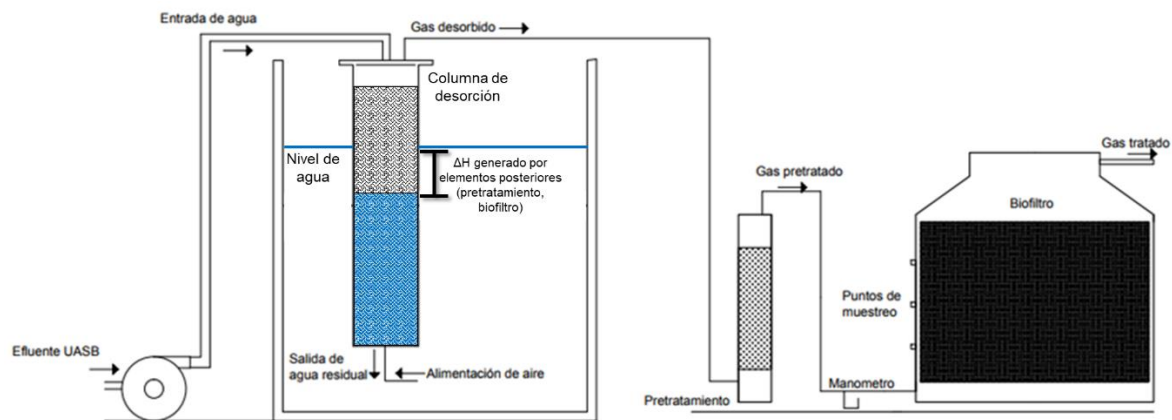


Figura 2.18. Diagrama del diseño propuesto para el sistema de desorción mixto.

2.4. Procesos biológicos para el tratamiento de aire contaminado

En la actualidad, hay una gran cantidad de tecnologías disponibles para tratar efluentes gaseosos que contengan contaminantes y concentraciones importantes de GEI. Dependiendo del principio que se aplica, estos tratamientos se pueden clasificar como: físicos, fisicoquímicos y biológicos. Estas tecnologías han sido ampliamente utilizadas en la industria, y en las últimas décadas se ha buscado utilizarlas para el tratamiento de biogás producido en digestores anaerobios, con el propósito de poder quemar y aprovecharlo. Asimismo, se ha buscado aplicar estas tecnologías en PTAR pequeñas para disminuir las emisiones de GEI y malos olores que generan.

En el caso de PTAR municipales pequeñas, las tecnologías biológicas resultan ser las más adecuadas para tratar los contaminantes gaseosos generados

durante la digestión anaerobia. Esto se debe a que las cantidades de CH_4 y H_2S producidas en este tipo de instalaciones son relativamente bajas. Por lo tanto, el uso de procesos físicos resulta inconveniente, debido a que requieren de condiciones de operación, como temperaturas y presiones, muy demandantes que son costosas de mantener. Mientras que los procesos fisicoquímicos hacen uso de reactivos que pueden ser peligrosos y costosos, aparte de que generan subproductos dañinos al medio ambiente. Por estas razones este tipo de tecnologías se utilizan cuando se requiere tratar grandes cantidades de contaminantes o se desea enriquecer el biogás producido para utilizarlo como combustible.

En contraste, los procesos biológicos son más baratos y limpios, ya que se llevan a cabo en condiciones de temperatura y presión atmosféricas y no generan subproductos que requieren de algún postratamiento (Noyola et al., 2006). Por estas razones, estas tecnologías se ajustan a las necesidades de tratamiento de gases de una PTAR. Como ejemplo, en los Países Bajos 80-90% de las PTAR cuentan con un sistema de control de olores, de los cuales la mayoría (80%) hacen uso de procesos biológicos (Nikiema et al., 2007).

Los tratamientos biológicos se basan en la capacidad de microorganismos aerobios, como bacterias y hongos, para consumir y transformar ciertos compuestos a productos que tienen un menor impacto al ambiente. Para esto, es necesario mezclar el efluente gaseoso contaminado con un flujo de aire húmedo o cierta cantidad de agua y hacer pasar esta mezcla por un medio filtrante adecuado. Estas condiciones permiten el desarrollo de una biopelícula, donde los microorganismos entran en contacto con los contaminantes y los logran metabolizar como fuente de nutrientes y energía. En general, estos procesos dan como productos: agua, CO_2 , biomasa adicional y sulfatos o nitratos dependiendo de los contaminantes metabolizados. En la tabla 2.1 se muestran algunos ejemplos de tratamientos biológicos existentes.

Tabla 2.2. Tipos de tratamientos biológicos de efluentes gaseosos contaminados. (Adaptado de Noyola et al., 2006).

Tipo de tratamiento biológico	Características
Biofiltros	<ul style="list-style-type: none"> • Se hacer pasar mezcla biogás/aire por recipiente lleno de medio filtrante humedecido. • Biopelícula se desarrolla sobre medio filtrante, por lo cual éste debe tener características adecuadas para el desarrollo de microorganismos. • Posibles materiales de empaque: tierra, turba, composta y corteza de árbol.
Filtros percoladores	<ul style="list-style-type: none"> • Mezcla biogás/aire pasa por una columna empacada en contracorriente a líquido que entra de manera continua por la parte superior, lo cual permite que contaminantes se disuelvan en líquido. • Se utilizan materiales de empaque inertes como anillos Raschig, Pall, o sillas de montar. En la superficie de éstos se desarrolla la biopelícula. • Biomasa generada es arrastrada por el líquido, lo cual permite una operación estable.
Contactores biológicos de rotación	<ul style="list-style-type: none"> • Mezcla biogás/aire pasa por el espacio de cabeza de una serie de discos montados sobre un eje de rotación. • Eje rota alrededor de 2 rpm mientras discos están parcialmente sumergidos en agua que contiene nutrientes. • La biopelícula se desarrolla sobre estructura interna de discos, donde se favorece transferencia de masa y se lleva a cabo degradación de contaminantes.
Biolavadores	<ul style="list-style-type: none"> • Contaminantes en fase gaseosa son absorbidos en agua en una torre de absorción. • El agua es llevada a un biorreactor de lodos activados, donde microorganismos consumen contaminantes. Posteriormente, el agua libre de contaminantes es recirculada a torre de absorción. • Se debe controlar pH, adición de nutrientes y aireación de biorreactor para mantener buena actividad biológica
Biorreactores de membrana	<ul style="list-style-type: none"> • Los contaminantes en fase gaseosa se transfieren a una biopelícula que se desarrolla al otro lado de una membrana donde se dan las condiciones adecuadas para el desarrollo de los microorganismos. • Membranas pueden estar hechas de diversos materiales con propiedades físicas y químicas que benefician el desarrollo de la biopelícula y oxidación de contaminantes.

<p>Biorreactores de células suspendidas</p>	<ul style="list-style-type: none"> • Aire contaminado es burbujeado al seno de una solución que contiene microorganismos suspendidos capaces de degradar contaminantes disueltos. • Puede ser utilizado para tratar simultáneamente agua residual y los gases disueltos en ella.
---------------------------------------------	----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------

Para poder elegir la tecnología más adecuada, se deben de tomar en cuenta las características de la corriente de aire que se desea tratar, como: flujo, contenido de oxígeno y agua, y la concentración y características de los contaminantes a tratar. Asimismo, es importante tomar en cuenta los costos de instalación y mantenimiento, al igual que la generación y transferencia de contaminantes adicionales al medio ambiente (Noyola et al., 2006).

2.4.1. Biofiltros

Debido a su buena eficiencia y bajos costos de instalación y operación, los biofiltros resultan ser una propuesta atractiva para mitigar los malos olores y contaminantes gaseosos en bajas concentraciones generados durante la digestión anaerobia (Leson & Winer, 1991). Este proceso consiste en introducir el flujo de aire contaminado por la parte inferior de un recipiente cerrado y empacado con un lecho fijo de medio filtrante (figura 2.9). Los microorganismos se encuentran inmovilizados sobre una biopelícula desarrollada en la superficie y huecos del medio, donde se lleva a cabo la metabolización y transformación de los contaminantes. Por último, el aire tratado sale por la parte superior del recipiente. Varios factores como la densidad microbiana, temperatura, pH, cantidad de oxígeno, tiempo de residencia, presencia de agentes inhibidores y en especial la humedad afectan la eficiencia de un biofiltro (Noyola et al., 2006; Nikiema et al., 2007).

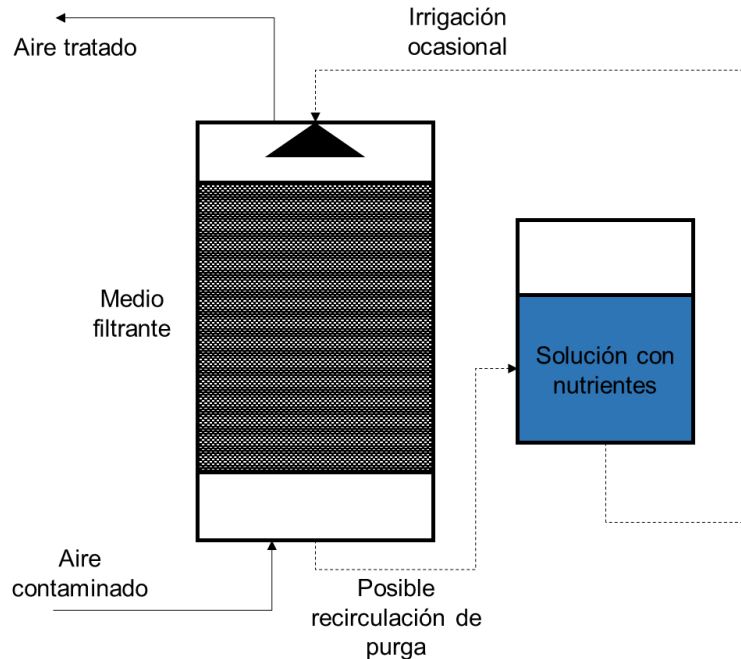


Figura 2.19. Esquema general de un proceso de biofiltración. (Tomado de Huete et al., 2018).

El medio filtrante generalmente consiste en una mezcla de materiales sólidos de origen natural en los cuales se puede desarrollar una población microbiana capaz de degradar los contaminantes introducidos. Entre las características que debe cumplir están (Morgan-Sagastume, 2003; Nikiema et al., 2007; Vikrant et al., 2018):

- Contener o permitir el desarrollo de una numerosa y diversa población microbiana.
- Proporcionar una gran superficie para el desarrollo de la biopelícula y un buen contacto gas-biomasa (alto grado de porosidad).
- Buena disponibilidad de nutrientes.
- Que no existan malos olores asociados con el medio filtrante.
- Buena capacidad de humidificación.
- Proporcionar una baja caída de presión.
- Capacidad de amortiguamiento a cambios de pH.
- Limitado grado de compactación del medio para reducir necesidad de mantenimiento y reemplazo.
- Bajo costo y alta disponibilidad.

Algunos ejemplos de materiales que cumplen con varias de estas características y que han sido utilizados en procesos de biofiltración son: composta, tierra, turba y lodo biológico. A estos materiales se les pueden agregar agentes abultantes como: hojarasca, piedra volcánica, pedazos de madera, esferas de poliestireno y carbón activado, esto con el propósito de aumentar la porosidad del medio y disminuir el grado de compactación que se presenta a lo largo de la operación. Asimismo, estos materiales incrementan la superficie disponible donde se llevan a cabo las reacciones y disminuyen la caída de presión generada (Morgan-Sagastume, 2003; Nikiema et al., 2007).

Durante el proceso de biofiltración, los gases introducidos (sustratos y oxígeno) son absorbidos por efecto de difusión hacia la capa de agua que rodea el medio filtrante. Mediante la interfase sólido-líquido, los microorganismos (principalmente bacterias) tienen acceso a los contaminantes disueltos, lo cual les permite utilizarlos como fuente de carbono y energía, mientras que el medio filtrante proporciona nutrientes ricos en nitrógeno, carbono y fósforo. Esta interfase y los diferentes elementos presentes en ella forman la biopelícula donde se lleva a cabo la degradación aerobia de los contaminantes introducidos (figura 2.10). Por esta razón es sumamente importante que el medio filtrante se riegue con regularidad y que los gases introducidos estén saturados con agua (Nikiema et al., 2007). Se recomienda que el contenido de agua del medio filtrante sea mayor al 40% en peso (Gebert & Gröngröft, 2006; Huete Chevez, 2017), ya que al ser menor podría disminuir la actividad de la biopelícula, resultando una pérdida general en la eficiencia del proceso y menor diversidad microbiana (Leson & Winer, 1991).

En caso de proporcionarse las condiciones y operarse de manera adecuada, estos procesos dan como productos CO_2 , H_2O , biomasa adicional y ácidos inorgánicos (Leson & Winer, 1991), además de un efluente gaseoso con menor presencia de los contaminantes introducidos. En varios procesos de biofiltración se han registrado eficiencias de remoción de compuestos orgánicos volátiles mayores al 70% y de generadores de malos olores de casi 100% (Nikiema et al., 2007).

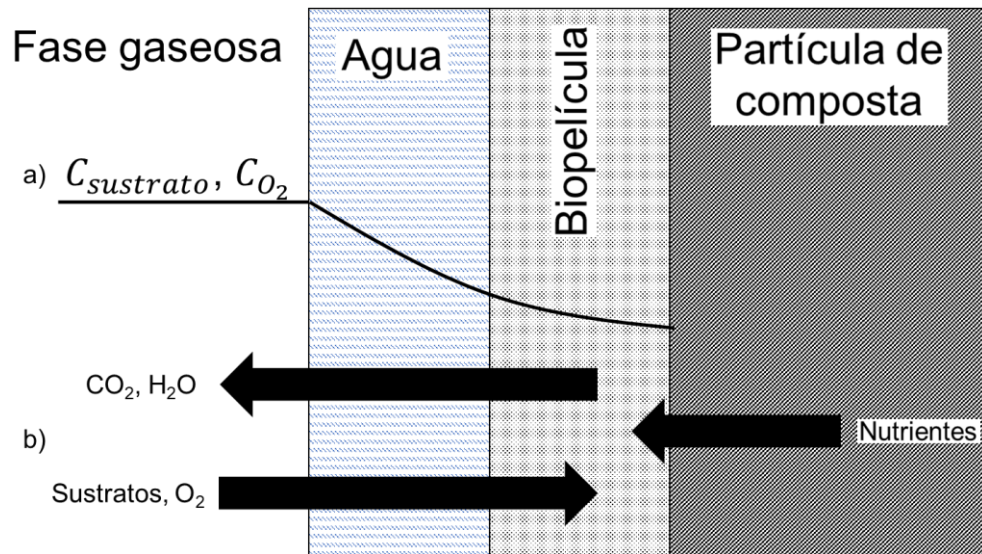


Figura 2.20. Esquema que muestra: a) el perfil de concentraciones y b) el intercambio de compuestos a través de la biopelícula. (Tomado de Leson & Winer 1991 y Morgan-Sagastume 2003).

Otro aspecto importante para el buen funcionamiento de un biofiltro es un flujo homogéneo de sustratos y oxígeno a través del medio filtrante, ya que de otra manera se crean canalizaciones o zonas de menor caída de presión por las cuales hay un flujo preferente de sustratos y una consecuente mayor actividad biológica, lo cual a su vez deteriora la actividad en el resto del medio filtrante (Nikiema et al., 2007; Vikrant et al., 2018). Una manera de prevenir estos efectos es a través del mezclado regular del medio filtrante (Morgan-Sagastume, 2003).

a) Tratamiento biológico de CH_4

La oxidación biológica del CH_4 es llevada a cabo por bacterias metanótrofas aerobias. Las reacciones que se llevan a cabo a través del metabolismo de estas bacterias son catalizadas por distintas enzimas para dar como productos finales CO_2 , H_2O y biomasa nueva (Jiang et al., 2011) los cuales resultan ser mucho menos dañinos al medio ambiente que el sustrato original (Nikiema et al., 2007). Las reacciones llevadas a cabo son las siguientes (3, 4, 5, 6 y 7) (Huete Chevez, 2017):



Reacción global



Estas reacciones biológicas son exotérmicas, realizadas por organismos mesófilos aerobios. Por esta razón, si el proceso de oxidación se está llevando a cabo de manera adecuada, se deben de presentar aumentos de temperatura en el material de empaque en las distintas zonas del biofiltro (Huete et al., 2018). Se ha determinado que el intervalo de temperaturas ideal para el crecimiento de estos microorganismos es entre 25 y 37°C, mientras que se reportan mayores eficiencias en la operación entre 27 y 32°C (Nikiema et al., 2007).

Para asegurar una buena eficiencia remoción de CH₄ desde el arranque de la operación, se recomienda introducir un inóculo de bacterias metanótrofas al medio filtrante, ya sea a través de una solución o una fracción de medio previamente utilizada en un proceso de biofiltración de CH₄ (Nikiema et al., 2007; Huete et al., 2018; Vikrant et al., 2018).

En un trabajo realizado por Huete et al. (2018), se llevó a cabo la biofiltración del CH₄ disuelto en el efluente del reactor UASB de una PTAR pequeña ubicada en la FES Acatlán (UNAM). Durante este proyecto se introdujeron 15 l/min del efluente gaseoso proveniente de una columna de desorción utilizada a un biofiltro con un volumen empacado de 0.34 m³, resultando en un tiempo de retención de 23 minutos. En promedio, se observaron eficiencias de remoción de CH₄ del 70±8% y temperaturas internas de 42±9°C, indicando una buena remoción y actividad biológica dentro del biofiltro.

b) Tratamiento biológico de H₂S

En años recientes, debido a su potencial como emisión contaminante, generador de malos olores y por sus efectos a la salud, se han desarrollado investigaciones centradas en proponer tecnologías innovadoras, simples, limpias y eficientes para tratar efluentes gaseosos ricos en H₂S (Vikrant et al., 2018). En el caso de las PTAR anaerobias con capacidad de quemar el biogás producido, es necesario remover el

H₂S presente antes de realizar su combustión, esto con el propósito de cumplir con los siguientes estándares de calidad (Noyola et al., 2006):

- Para uso como combustible: Concentración de CH₄ mayor al 95% y de H₂S menor a 5 mg/m³, lo cual lo equipara a gas natural.
- Para quema en antorcha: Concentración de H₂S menor a 5 ppm_v, o en caso de exceder esta concentración, remoción mayor o igual a 98%.
- Para reducir la presencia de malos olores es necesario realizar una remoción del H₂S generado mayor al 95% (Nikiema et al., 2007).

La biofiltración de H₂S presenta una alternativa más limpia y económica a los tratamientos fisicoquímicos cuando la concentración de este compuesto es baja. Durante este proceso, se lleva a cabo la oxidación biológica del H₂S, que consiste en la degradación del sustrato a productos intermedios como HS⁻ y S²⁻ llevada a cabo por microorganismos sulfooxidantes que utilizan estos compuestos como fuente de energía. Los productos finales de este proceso son azufre elemental (S⁰), sulfatos (SO₄²⁻) e iones H⁺, compuestos inodoros o con menor grado de detección por el olfato humano, que permanecen dentro del biofiltro. Actualmente se conocen varios tipos de bacterias capaces de realizar estas reacciones, siendo las del género *Thiobacillus* las más adecuadas para aplicarse en procesos ingenieriles (Vikrant et al., 2018; Noyola et al., 2006). Las reacciones llevadas a cabo son las siguientes (8, 9 y 10) (Noyola et al., 2006; Huete Chevez, 2017):



Reacción global



Las condiciones de temperatura y humedad relativa ideales para poder llevar a cabo la biofiltración de H₂S son respectivamente entre 24-32°C y 90-100%. Asimismo, es recomendable que anterior al arranque del proceso se inocule el medio filtrante con alguna suspensión o lodo biológico que contenga una población de bacterias capaces de consumir H₂S (Vikrant et al., 2018) .

En trabajos anteriores se han observado eficiencias de remoción de H₂S muy altas en biofiltros empacados con composta. J. M. Morgan-Sagastume & Noyola, (2006) y Huete et al. (2018) reportan eficiencias cercanas al 100% durante la mayor parte del proceso. Aparte, Morgan-Sagastume & Noyola (2006) mencionan que, al mezclar el medio filtrante de manera regular con el propósito de homogeneizarlo, la remoción se mantenía al 100% durante toda la operación.

2.4.2. Efecto de altas concentraciones de H₂S sobre la biofiltración de CH₄

Investigaciones previas han reportado que al introducir altas concentraciones de H₂S a un biofiltro que utiliza composta como medio filtrante se inhibe su capacidad de degradación de CH₄. Esto se debe a que los productos de las reacciones biológicas de oxidación de H₂S (sulfatos y H⁺) se acumulan en el agua presente en el medio filtrante, generando ácido sulfúrico (H₂SO₄) (Vikrant et al., 2018) que a su vez disminuye el pH del medio filtrante. Para poder llevar a cabo la biofiltración del CH₄ es necesario que el pH del medio sea estable y cercano a 7, ya que a estas condiciones se permite el desarrollo de comunidades metanótrofas. Por lo tanto, la formación y acumulación de H₂SO₄ en el medio filtrante afecta de manera importante la oxidación biológica de CH₄ (Devinny & Chitwood, 2000).

En el caso de la biofiltración de H₂S, se han identificado bacterias capaces de degradar este compuesto a pH de hasta 1, pero de igual manera es necesario que esta disminución de pH se dé de manera gradual y que se mantenga estable, ya que al haber fluctuaciones repentinas no se permite el desarrollo de una comunidad microbiana sulfooxidante (Vikrant et al., 2018; Devinny & Chitwood, 2000).

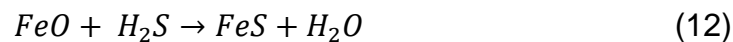
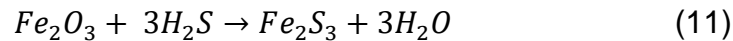
Huete et al., (2018) reportaron que al haber concentraciones de H₂S mayores a 500 ppm_v en el gas alimentando a un biofiltro, se observa un efecto inhibitorio sobre la eficiencia de remoción de CH₄. Mientras que Morgan-Sagastume & Noyola, (2006) observaron una disminución en la eficiencia de remoción de H₂S al incrementarse las concentraciones de SO₄²⁻. Asimismo, Sánchez, (2015) reporta una menor remoción de CH₄ en un biofiltro de escala laboratorio a partir de la introducción de concentraciones de H₂S de 500 ppm.

2.5. Tratamiento químico de H₂S

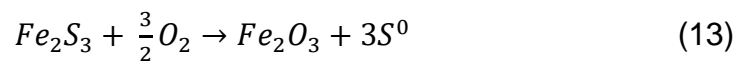
Como se mencionó en la sección anterior, cuando la concentración de H₂S presente en un efluente gaseoso es muy alta se ve obstaculizado el tratamiento de CH₄ por parte de un biofiltro empacado con composta. Por lo tanto, se ha propuesto realizar tratamientos en dos etapas: una primera en la cual se oxida el H₂S excedente por métodos fisicoquímicos y una segunda con la cual sea posible tratar concentraciones menores de H₂S y CH₄ por medio de tecnologías biológicas (Devinny & Chitwood, 2000).

Un tratamiento por oxidación fisicoquímica que puede utilizarse en PTAR pequeñas consiste en poner en contacto un flujo de biogás rico en H₂S con un lecho empacado con óxidos de hierro. Este lecho puede estar conformado por: residuos de hierro (limadura), minerales de origen natural ricos en hierro, o partículas de óxido incrustadas en viruta de madera. Durante este proceso los óxidos de hierro (Fe₂O₃, FeO) reaccionan con el H₂S según las siguientes reacciones: (11, 12, 13 y 14) (Noyola et al., 2006).

Oxidación de H₂S



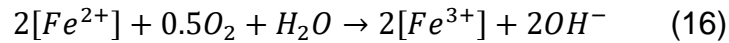
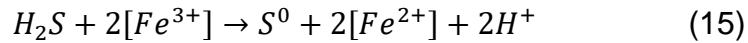
Regeneración de Fe₂O₃ y FeO:



El azufre elemental generado durante la fase de oxidación es un sólido insoluble que permanecen en el lecho empacado. La fase de regeneración se puede realizar al introducir un flujo de aire al lecho o al exponerlo al aire de la atmósfera (Noyola et al., 2006).

Para realizar el tratamiento fisicoquímico del H₂S también se puede realizar la oxidación catalítica con Fe³⁺, conocido como el proceso LO-CAT. Este proceso

consiste en poner el flujo de biogás en contacto con una solución de EDTA quelada con iones Fe^{3+} y Fe^{2+} , para llevar a cabo las siguientes reacciones (15 y 16) (Sarner, 1990).



El azufre elemental resultante de la reacción (15) se precipita al fondo de la solución, con el tiempo formando una pasta de azufre elemental sólido. Como se observa en la reacción (16), la regeneración del reactivo se puede realizar al introducir un flujo de aire, lo cual permite una operación continua del sistema.

3. Justificación, hipótesis y objetivos

3.1. Antecedentes

El presente trabajo surge a partir de varios proyectos llevados a cabo por el Grupo de Investigaciones en Procesos Anaerobios (GIPA) del Instituto de Ingeniería de la UNAM, principalmente aquellos realizados por A. Sánchez y A. Huete.

Sánchez (2015), se observó que en un biofiltro de escala laboratorio empacado con composta, la eficiencia de remoción de H_2S fue del 100%. En cuanto a la de CH_4 , ésta disminuía de 100 hasta 92.5 y 17% al introducir respectivamente concentraciones de 250, 500 y 750 ppm_v de H_2S .

Por su parte Huete et al., (2018), realizaron un proyecto de biofiltración a escala piloto en la PTAR de la FES Acatlán de la UNAM, logrando desorber de manera exitosa los gases disueltos en el efluente líquido del reactor UASB utilizando una columna de desorción convencional, para posteriormente llevar a cabo su oxidación biológica en un biofiltro que utilizó composta como medio filtrante. En el efluente desorbido se obtuvieron concentraciones en promedio de $4\% \pm 1.14$ de CH_4 y 421 ± 143 ppm_v de H_2S . El biofiltro logró remover respectivamente el 70 ± 8 y 100% del CH_4 y H_2S , alcanzándose temperaturas internas de $42 \pm 9^\circ C$. Asimismo, se observó que la eficiencia de remoción de CH_4 disminuía cuando la concentración de entrada de H_2S superaba los 500 ppm_v.

Como continuación de los proyectos anteriores, se instaló un proceso de biofiltración piloto en la PTAR de la FCPyS de CU. A diferencia de lo observado en la PTAR de la FES Acatlán, en el efluente gaseoso desorbido del reactor UASB de CU se llegaron a detectar concentraciones de hasta 1800 ppm_v de H₂S, por lo cual se propuso una etapa anterior al biofiltro para tratar el H₂S excedente. El trabajo presente, a diferencia del proyecto desarrollado por A. Huete, incluyó: un sistema de desorción mixto, que consta de una columna empacada de desorción sumergida parcialmente en agua, y un sistema de pretratamiento de H₂S que se coloca anterior al biofiltro.

3.2. Justificación

Con este trabajo se busca contribuir al desarrollo de tecnologías aplicables en PTAR municipales pequeñas encontradas en países en vías de desarrollo, las cuales permitirán disminuir el impacto negativo que sus emisiones gaseosas tienen sobre las comunidades aledañas, el medio ambiente y el cambio climático. Asimismo, aportar en el diseño, arranque y operación de un proceso de biofiltración piloto, con el cual se busca reducir las emisiones de CH₄ y H₂S generadas en una PTAR pequeña.

3.3. Problema de investigación

Haciendo uso de un proceso piloto que fue instalado en la PTAR de la FCPyS del campus CU de la UNAM ¿Será posible eliminar en promedio más del 70% del CH₄ y cerca del 100% del H₂S encontrados en un flujo de gases desorbidos con concentraciones de CH₄ entre 1-5 % v/v y H₂S entre 100 y 900 ppm_v provenientes de un reactor UASB que trata un efluente tipo doméstico-municipal, utilizando una secuencia de proceso de desorción mixta y pretratamiento de H₂S antes de ingresar de manera continua a un flujo de 15 l/min a un biofiltro que usa composta como medio filtrante?

3.4. Hipótesis

Utilizando el proceso piloto instalado en la PTAR de la FCPyS del campus CU de la UNAM, se podrá eliminar en promedio más del 70% del CH₄ y cerca del 100% del H₂S disueltos un flujo de gases alimentado de manera continua a 15 l/min

hacia un biofiltro que usa composta como medio filtrante. Dicho flujo gaseoso es desorbido del efluente de un reactor UASB que trata un influente tipo doméstico-municipal, y tiene respectivamente concentraciones 1-5% v/v y 100-900 ppm_v de CH₄ y H₂S. Esta hipótesis se fundamenta en lo observado por Huete et al (2018), quienes obtuvieron en efluente gaseoso desorbido concentraciones en promedio de 4%±1.14 de CH₄ y 421±143 ppm_v de H₂S, lográndose remociones de 70±8 y 100% de CH₄ y H₂S respectivamente.

3.5. Objetivos

- Diseñar, ensamblar y operar un sistema de desorción mixto de escala piloto en la PTAR de la FCPyS del campus CU de la UNAM, el cual permitirá transferir los gases disueltos en el efluente líquido del reactor UASB hacia la fase gaseosa. Asimismo, permitirá conducirlos hacia un tren de tratamiento que consta de un sistema de pretratamiento de H₂S y un biofiltro que utiliza composta como medio filtrante.
- Evaluar la eficiencia de remoción de CH₄ y H₂S de un biofiltro de escala piloto que utiliza composta como medio filtrante, el cual es alimentado con un flujo de 15 l/min de gases provenientes del efluente líquido del reactor UASB de la PTAR de la FCPyS del campus CU de la UNAM, y contiene concentraciones entre 1-5% v/v de CH₄ y de 200-900 ppm de H₂S.
- Registrar los cambios de temperatura interna de un biofiltro de escala piloto que utiliza composta como medio filtrante cuando se le introduce un flujo de 15 l/min de gases provenientes del efluente líquido del reactor UASB de la PTAR de la FCPyS del campus CU de la UNAM, el cual contiene concentraciones entre 1-5% v/v de CH₄ y de 200-900 ppm de H₂S.

4. Materiales y metodología

4.1. PTAR de la FCPyS del campus CU de la UNAM

La PTAR de escala municipal pequeña donde se llevó a cabo este proyecto se encuentra a un costado de la FCPyS, en la sección sureste del campus CU de la UNAM. La PTAR es alimentada por agua residual proveniente de la FCPyS y

distintos edificios del Centro Cultural Universitario. Este influente se descarga a un cárcamo equipado con un cribador de sólidos gruesos, posteriormente se conduce a un cribador fino, se bombea a un tanque de recepción, y finalmente, por medio de una caja de repartición (figura 4.1a), se alimenta a flujos entre 1.6-1.7 l/s de forma homogénea a las distintas secciones del fondo del reactor UASB (figura 4.1b).



Figura 4.1. Fotografía de la caja de repartición de influente (a) y parte superior de reactor UASB (b) de la PTAR de la FCPyS.

Las dimensiones del reactor UASB son: 4.70 por 3.80 m, con una profundidad de 6 m, resultando en un volumen de 107.16 m³. En el fondo contiene un lecho de lodos anaerobios con una altura aproximada de 2 m que ocupa alrededor de 1/3 del volumen total del reactor. A continuación, el efluente líquido se alimenta de manera alternada a un sistema SBR (*Sequencing Batch Reactor*) de lodos activados, cuyo espejo de agua superior se encuentra a un desnivel 2.5 m por debajo del reactor UASB.

Se tenía acceso a la PTAR de lunes a viernes de 8:00-16:00, los sábados de 8:30-10:30 y los domingos permanecía cerrada. Debido al horario limitado, los trabajos de instalación del sistema piloto y toma de muestra se realizaban por las mañanas (entre 9:00-12:00 horas). Los sábados, al cerrarse la planta, también se desactivaba la alimentación de agua al reactor, para volverse a activar el lunes por la mañana.

4.2. Descripción general de proceso piloto

El proceso piloto consta de: un sistema de bombeo y conducción de agua, un sistema de desorción mixto, tres columnas de pretratamiento de sulfuro de hidrógeno (CPSH) y un biofiltro empacado con composta. Con el sistema de bombeo y conducción de agua se hace pasar el efluente líquido del reactor UASB al sistema de desorción, con el objetivo de transferir los gases disueltos en el agua hacia la fase gaseosa. Las CPSH tienen el propósito de eliminar una cantidad suficiente del H_2S proveniente del efluente gaseoso del sistema de desorción, para así evitar la inhibición de la oxidación biológica de CH_4 dentro del biofiltro. Por último, en el biofiltro se lleva a cabo la oxidación biológica del CH_4 y del H_2S remanente, para así poder obtener un efluente gaseoso con una menor cantidad de estos gases. La figura 4.2 muestra un esquema general simplificado del proceso. La figura 4.3 muestra un diagrama más detallado del proceso piloto completo.

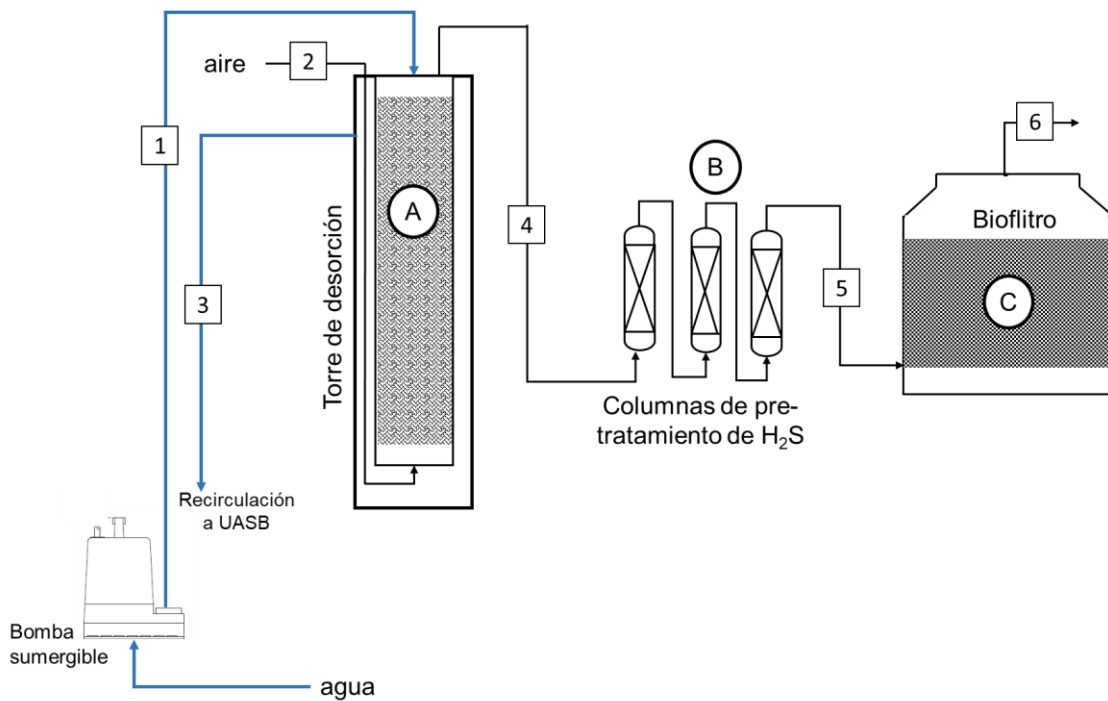
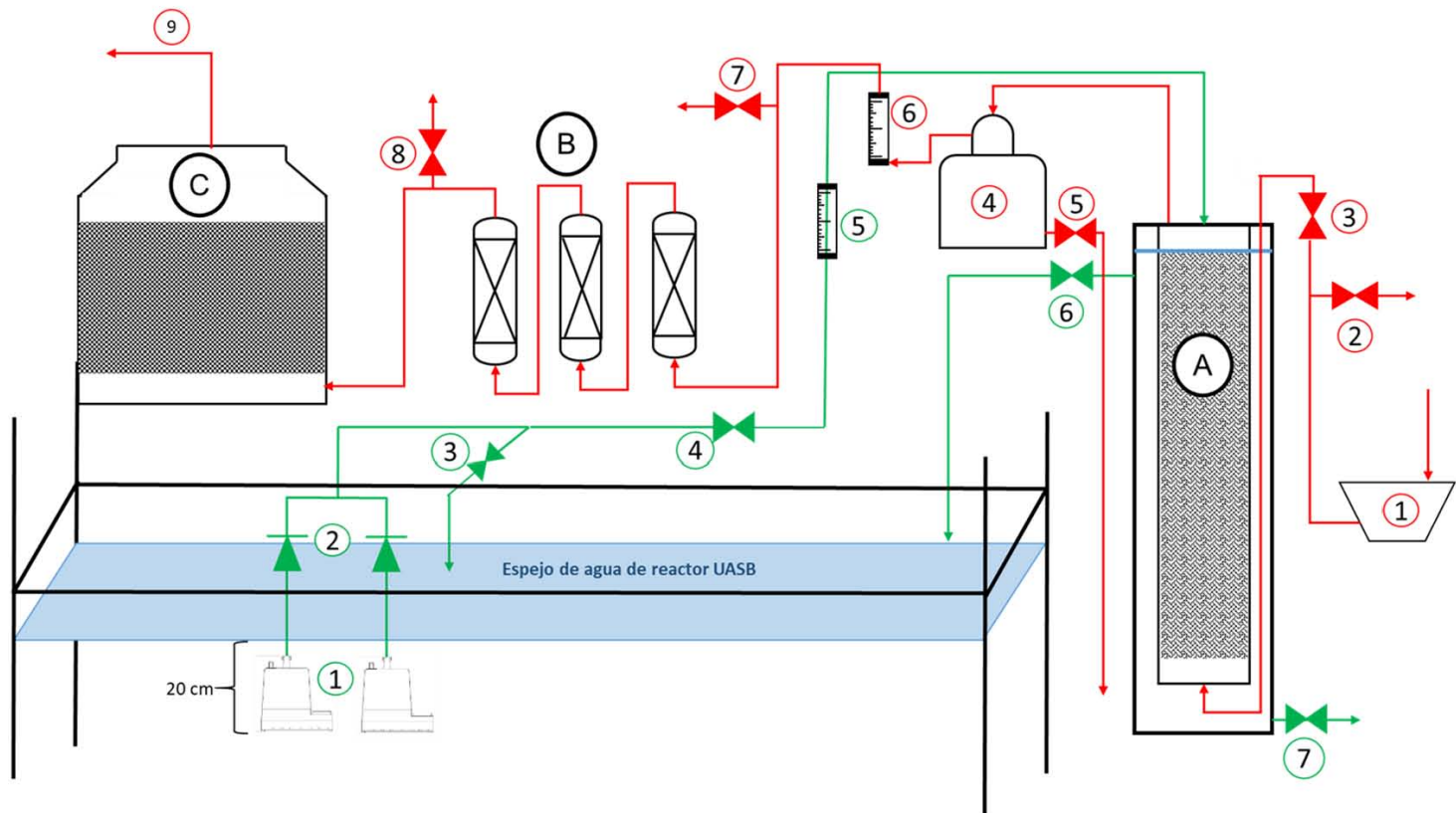


Figura 4.2. Esquema general simplificado del proceso piloto.



			Número de equipo										
A	B	C	1	2	3	4	5	6	7	8	9		
Sistema de desorción	Columnas de pretratamiento de H2S	Biofiltro	Flujo	Aire	Compresor portátil	Válvula de alivio para control de flujo	Válvula de paso para control de flujo	Trampa de condensados	Purga de trampa de condensados	Rotámetro	1er punto de muestreo	2do punto de muestreo	Efluente de aire tratado
				Agua	Bombas sumergibles	Válvulas check	Alivio de caudal de agua (punto de muestreo P2)	Válvula de paso para control de caudal	Medidor de flujo	Recirculación de agua a reactor UASB (Punto de muestreo P3)	Desagüe inferior de sistema de desorción		

Figura 4.3. Esquema general completo de proceso piloto.

4.3. Instalación y operación de equipos de sistema piloto

4.3.1. Sistema de bombeo y conducción de agua

El agua que se conduce al sistema de desorción se toma de la zona cercana a la superficie del reactor UASB con un par de bombas sumergibles de 1/6 HP de potencia (Little Giant MSP-5) (figura 4.4.a). Éstas se alojan en jaulas de acero montadas sobre un barandal de la PTAR lo cual permite sumergirlas totalmente (20 cm) dentro del reactor (figura 4.4.b). Las bombas se conectan a un temporizador electrónico (Stereon, Temp 310) programado para prender una y apagar la otra de manera simultánea cada 3 horas con la finalidad de evitar su desgaste y asegurar una operación continua en relevo a largo plazo.

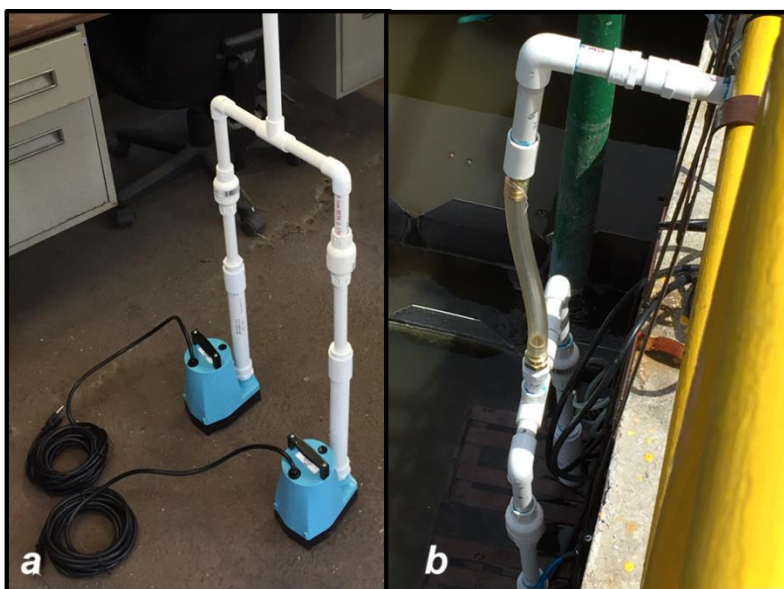


Figura 4.4. Bombas utilizadas sin sumergir (a). Bombas sumergidas en reactor UASB (b).

El agua se conduce hacia el sistema de desorción a través de tubos de PVC cédula 40 y mangueras, ambos con diámetro interno de $\frac{1}{2}$ ". En las descargas de ambas bombas se instalaron válvulas tipo check, con las cuales se evita que el flujo de descarga de la bomba en funcionamiento se dirija hacia la descarga de la que se encuentra en descanso. De acuerdo con los resultados obtenidos por Huete et al., (2017), se determinó que los flujos de aire y agua que entran al sistema de desorción deben estar en relación 1:1, por lo cual ambos se deben fijar en 15 l/min. Para lograr

esto, la instalación cuenta con un alivio que permite desechar flujo excedente que puede ser producido por las bombas, un sistema de válvulas y un medidor de flujo (Blue-White F-400 N).

4.3.2. Sistema de desorción

Sistema que fue construido como primera prueba del diseño de columna de desorción mixta (sección 2.3.1). A diferencia del diseño anteriormente descrito, la columna construida no fue sumergida en el reactor aerobio, debido a que su nivel de agua era variable, considerando que se trata de un reactor secuencial por lotes (batch). Debido a ello, se optó por introducir una columna de 12 pulgadas de diámetro, con una salida para dirigir el efluente líquido de nuevo hacia el reactor UASB. Contaba también con una salida inferior para drenarla y para retirar biomasa acumulada. La columna de desorción fue empacada en su totalidad con anillos tipo Pall.

El sistema de alimentación de aire utilizado fue un compresor portátil (Alita, AI-80, capacidad de 80 l/min). El aire era conducido hacia la columna empacada con manguera para frenos de aire (diámetro interno de ¼"). Con un sistema de válvulas de aguja se controlaba el flujo de aire que entra al sistema de desorción, lo cual permitió establecerlo en 15 l/min según la lectura dada por un rotámetro colocado posterior al sistema de desorción. En la figura 4.5 se muestra un diagrama del sistema de desorción instalado.

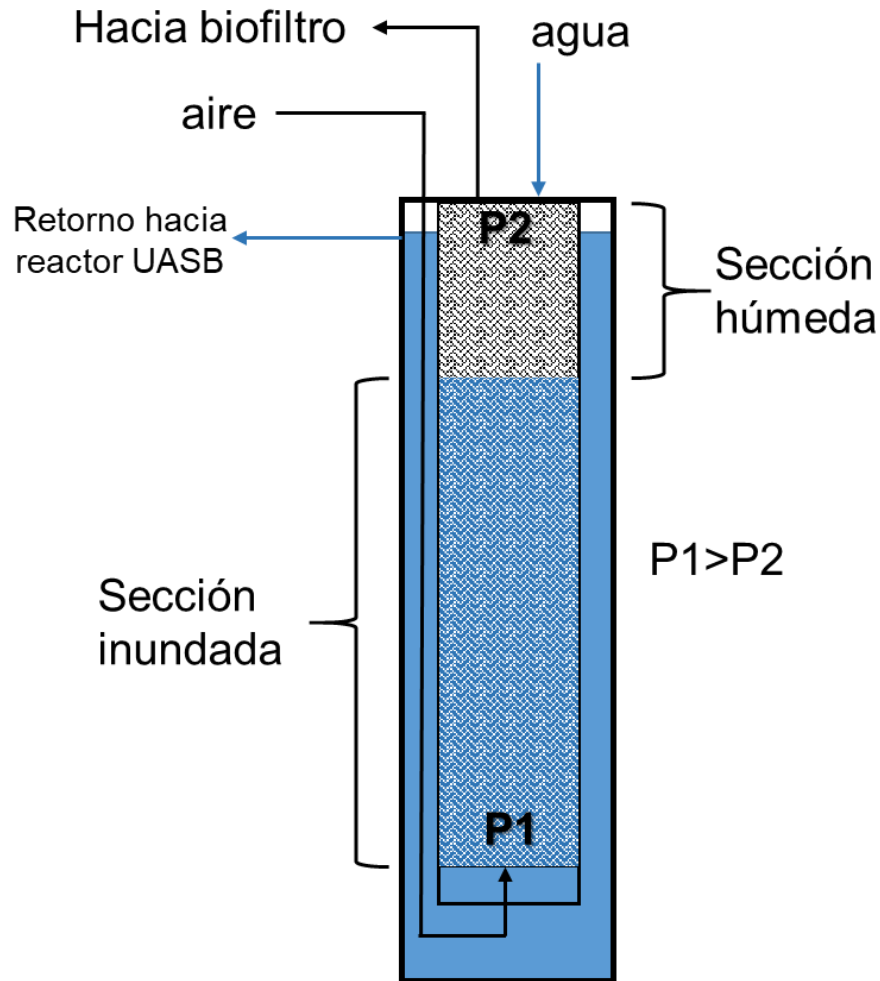


Figura 4.5. Esquema general de sistema de desorción construido e instalado como parte del proceso piloto.

En las siguientes secciones se describen con más detalle las secciones que forman el sistema de desorción.

a) Columna empacada

Tubo de PVC cédula 40 orientado verticalmente con longitud de 1.43 m y diámetro interno de 6". En su boca superior se pegó una tapa a la cual se le hicieron 3 perforaciones: una para la entrada del agua proveniente del reactor UASB, otra para la salida del efluente gaseoso y una más en la cual se instaló de manera temporal un medidor de nivel de agua (figura 4.6). Asimismo, a la parte superior se le colocó una tapa de acrílico con la cual la columna empacada se puede fijar al borde superior de la coraza inundada (ver siguiente sección). 10 cm por arriba de la

boca inferior se instaló un fondo falso que soporta el empaque dentro de la columna, el cual además permite la entrada del aire proveniente del compresor y la salida del agua hacia la coraza inundada.

La altura empacada de la torre fue de 133 cm, resultando en un volumen empacado de 24.26 l. Considerando flujos de entrada de 15 l/min para la fase líquida y gaseosa, el tiempo de residencia de ambos es de 1.62 min.

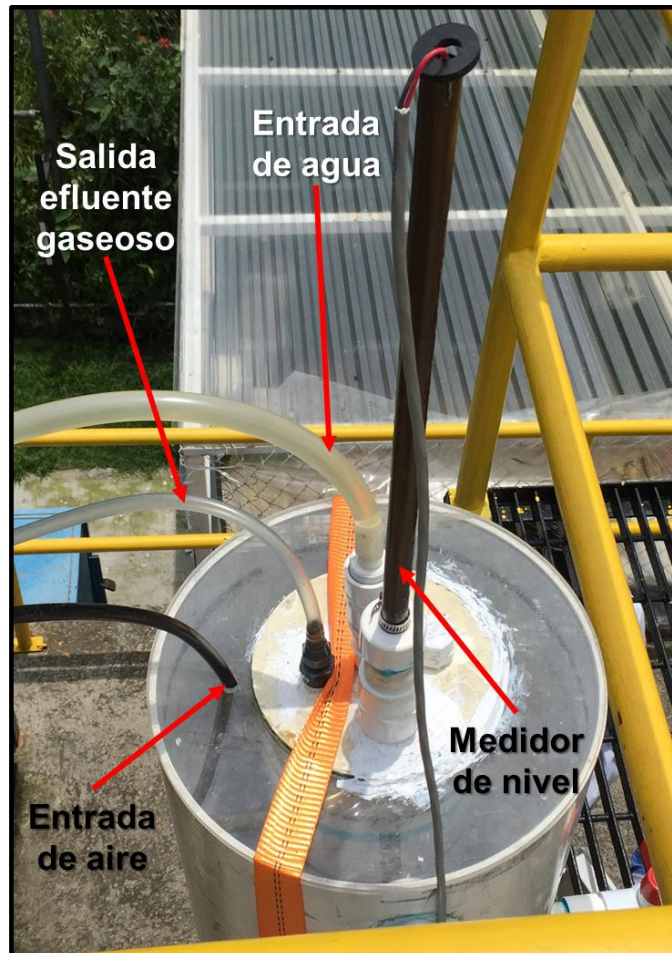


Figura 4.6. Fotografía de parte superior de columna empacada, señalando distintas entradas/salidas.

Los empaques utilizados fueron anillos tipo Pall de propileno de 1" (diámetro y longitud) (figura 4.7). Sus características físicas en seco son las siguientes (Foust et al., 1983):

- Porcentaje de vacíos (ϵ): 93.4%
- Superficie específica (α_v): 217.52 m²/m³

- Piezas por litro: 54.
- Peso de volteo: 528 kg/m³.

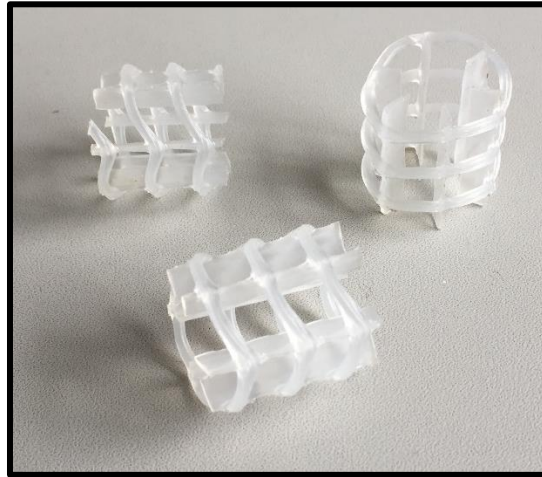


Figura 4.7. Fotografía de anillos Pall utilizados.

Debido a que esta columna opera de manera parcialmente inundada, el aire arrastra consigo una cantidad importante de agua y espuma, por lo cual es necesario instalar una trampa de condensados posterior a la salida del aire. Ésta consta de un recipiente al cual se le ha modificado su tapa para permitir la entrada y salida del aire, además de que cuenta con una válvula para purgar los condensados acumulados (figura 4.8.a). Después de este elemento se coloca un rotámetro (Cole-Parmer EW-32461-46) con el cual se mide el flujo del efluente gaseoso del sistema de desorción (figura 4.8.b).

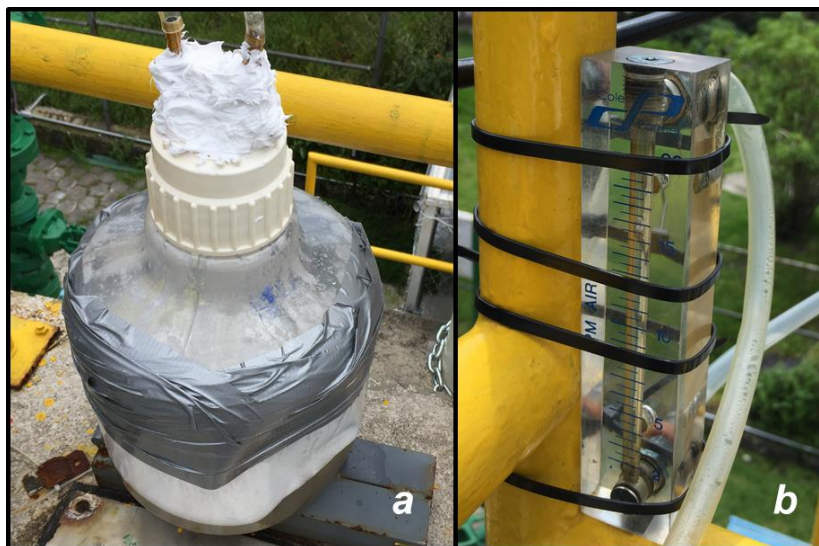


Figura 4.8. Fotografía de trampa de condensados (a) y rotámetro utilizado (b).

b) Coraza inundada

Tubo de PVC cédula 40 orientado verticalmente con longitud de 2 m y diámetro interno de 12" (figura 4.9.a). La columna empacada se acopla al borde superior de este tubo. Una vez que el agua ha pasado por la columna empacada, se dirige hacia la parte superior de la coraza para ser evacuada hacia el reactor UASB. El conjunto permite que la diferencia de niveles de agua entre la coraza y la columna empacada proporcione la presión necesaria para que el efluente gaseoso pueda vencer la caída de presión y continúe por el resto del tren de tratamiento.

En la coraza exterior se instalaron tres puntos de desagüe: dos que se encuentra 5 y 50 cm por debajo del borde superior (figura 4.9.c) y uno más en el fondo, 5 cm por arriba de la tapa inferior (figura 4.9.b). El primer desagüe superior sirve para retornar el agua que ha pasado por el sistema de desorción al reactor UASB, a la vez que mantiene un nivel constante dentro del sistema. El segundo desagüe apoya la función del primero para evitar que se acumule demasiada agua y se desborde. El desagüe inferior se utiliza para vaciar el agua del sistema cuando sea necesario realizar tareas de mantenimiento o drenar lodo acumulado.

Una vez que la columna empacada se acopla a la parte superior de la coraza inundada, ambas se deben abrazar con un sistema de sujetador con matraca. Esto

con el propósito de anclar la una a la otra, evitando la flotación de la columna empacada cuando se le introduce el flujo de aire.

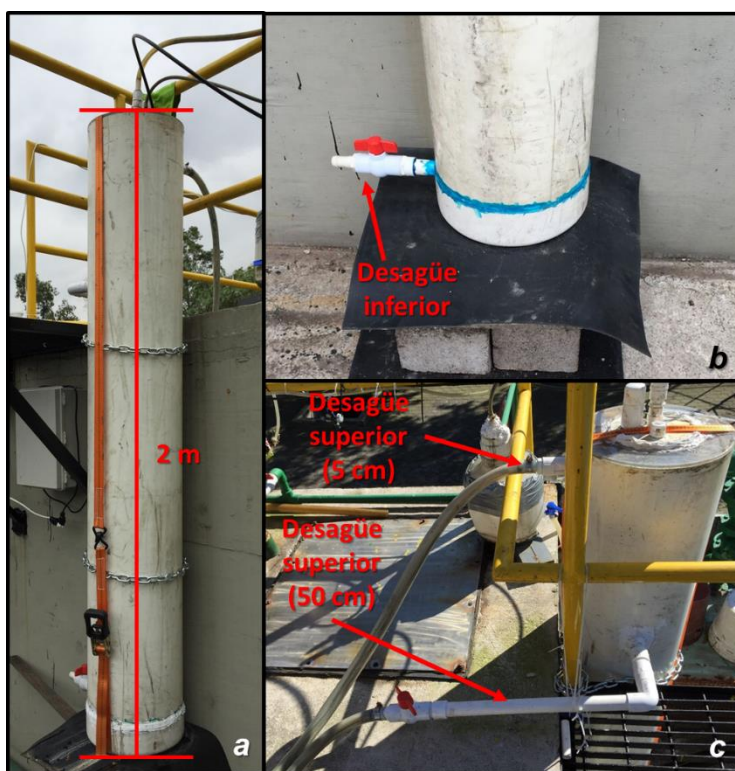


Figura 4.9. Fotografía de los distintos componentes de la coraza inundada mostrando: exterior con sistema de sujetador con matraca (a), desagüe inferior (b) y ambos desagües superiores(c).

4.3.3. Columnas de pretratamiento de H₂S (CPSH)

Sistema conformado por tres recipientes de acrílico de 1 m de longitud, diámetro interno de 2" y volumen de 2.03 l, cuentan con tapas de rosca que facilitan su llenado y vaciado (figura 4.10). Las tapas a su vez cuentan con conexiones por las cuales entra el efluente gaseoso del sistema de desorción. Los gases se conducen a la tapa inferior de la primera columna con mangueras de plástico de diámetro interno de ¼". Se montan en serie de manera vertical una junto a la otra sobre un estante que se recarga sobre un barandal de la PTAR. Una vez que el efluente gaseoso ha recorrido el volumen de una de las columnas, se conduce de la tapa superior de ésta a la inferior de la siguiente. Para llevar a cabo el tratamiento químico del H₂S, se empacan con un material rico en hierro (Fe).

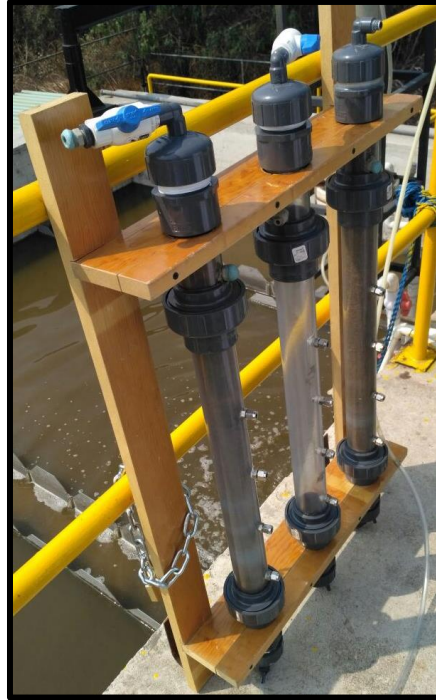


Figura 4.10. Fotografía de CSH instaladas en PTAR.

a) Materiales de empaque

Los materiales de empaque que se utilizaron fueron fibra de metal y lana de acero (figura 4.11), productos comerciales comúnmente utilizados en tareas de limpieza. Éstos se eligieron porque son baratos, fáciles de conseguir y pueden contener una cantidad considerable de hierro.



Figura 4.11. Materiales de empaque utilizados para tratamiento de H_2S : a) fibra de metal, b) lana de acero.

Ambos materiales presentan características distintas que pueden resultar benéficas o perjudiciales al proceso, por lo cual se caracterizaron y estudiaron para elegir uno que resultara más conveniente.

4.3.5. Biofiltro

Tinaco de base circular con altura de 1 m, diámetro de 0.85 m y volumen de 450 l (marca Rotoplás). 10 cm por arriba del fondo se instaló un fondo falso, con el cual se sostiene el medio filtrante y se facilita la entrada del efluente gaseoso proveniente de las CPSH. En uno de sus costados cuenta con 4 puntos de muestreo circulares de 1" de diámetro, en los cuales se puede insertar un nucleador para obtener muestras de la composta. Estos puntos están acomodados de manera vertical con una separación de 15 cm entre ellos y se les nombra como se muestra en la figura 4.12. Cuando no se están tomando muestras o midiendo condiciones dentro del biofiltro, los puntos de muestreo se cierran utilizando tapones de caucho.



Figura 4.12. Fotografía de biofiltro e identificación de los puntos de muestreo y salida y entrada de gases.

a) Medio filtrante

La sección cilíndrica del biofiltro (volumen de 287.2 l) se llena con una mezcla de compostas compuesta por: 1/3 de composta madura proveniente de la planta de compostaje del campus CU de la UNAM, 1/3 de composta joven proveniente del mismo lugar y 1/3 de composta que ya había sido utilizada en un proceso de biofiltración de CH_4 . El propósito de introducir el último tipo de composta fue para proveer al sistema con un inóculo de microorganismos metanótrofos con los cuales se acelera la climatización del medio. Toda la mezcla resultó tener masa total de 136.4 kg. En la figura 4.13 se muestra el medio filtrante empacado dentro del biofiltro.



Figura 4.13. Fotografía de medio filtrante (composta) dentro de biofiltro.

4.4. Experimentos realizados en PTAR

4.4.1. Determinación de madurez de medio filtrante

Con el propósito de saber si la composta dentro del biofiltro contenía sustrato remanente que pudiera consumir oxígeno o generar calor y con ello interferir en la respuesta experimental, se realizó un experimento preliminar que duró 15 días (del 13 al 28 de junio del 2018), durante el cual se introdujo al biofiltro simplemente aire, es decir, libre de CH_4 o H_2S . Se monitorearon la temperatura y humedad relativa (HR) internas de la composta diariamente entre las 10:00 y 12:00, con el propósito de saber si se estaban llevando a cabo reacciones exotérmicas que pudieran señalar algún tipo de actividad microbiana indeseada dentro de la composta, y para saber si se encontraba en condiciones de humedad óptimas (superior al 90% de HR) que favorecieran la actividad biológica.

En dado caso de que se registraran temperaturas considerablemente mayores a las del ambiente, se determinaría que había actividad biológica no deseada, indicando que la composta no estaba en condiciones de madurez óptima. En caso de registrar datos de HR menores a 90%, se le agregaría cierta cantidad de agua. Asimismo, se midieron estos dos parámetros en el ambiente para establecer una base comparativa.

4.4.2. Introducción de gases disueltos en efluente líquido del reactor UASB hacia el biofiltro

Prueba principal que duró 42 días (Del 6 de septiembre al 13 de octubre del 2018) con la cual se planteó determinar las eficiencias de desorción por parte de la columna empacada y de remoción de CH_4 y H_2S por parte del biofiltro, con una relación aire:agua de 1:1 (flujo de 15 l/min). Para esto fue necesario instalar y operar el sistema piloto de desorción de gases y pretratamiento de H_2S , así como realizar muestreos y análisis diarios en los distintos puntos de muestreo.

Esta prueba fungió como la primera fase de un proyecto de investigación a mediano plazo, con el cual se plantea cuantificar el efecto de distintas concentraciones de H_2S sobre la capacidad de oxidación de CH_4 por parte del medio filtrante con el cual se empacó el biofiltro.

4.5. Preparación, toma y análisis de muestras

La toma de muestras y medición de condiciones de los diferentes procesos se llevó a cabo in situ en la PTAR de la FCPyS, mientras que la preparación de muestras y análisis que requirieron uso de equipo de laboratorio fueron realizados en el Laboratorio de Ingeniería Ambiental (LIA) de la Coordinación de Ingeniería Ambiental del Instituto de Ingeniería de la UNAM.

4.5.1. Preparación, toma y análisis de muestras de agua

Para conocer la cantidad de CH_4 disuelto y determinar las características fisicoquímicas del influente y efluente del reactor UASB y del sistema de desorción, se toman muestras de agua de los siguientes tres puntos (figura 4.14):

- Punto 1: Agua residual entrante a la caja de distribución (influyente) del reactor UASB. Punto de muestreo P1 en figura 4.14.
- Punto 2: Agua del efluente del reactor UASB (influyente líquido del sistema de desorción). Punto de muestreo P2 en figuras 4.3 y 4.14.
- Punto 3: Efluente líquido del sistema de desorción. Punto de muestreo P3 en figuras 4.3 y 4.14.

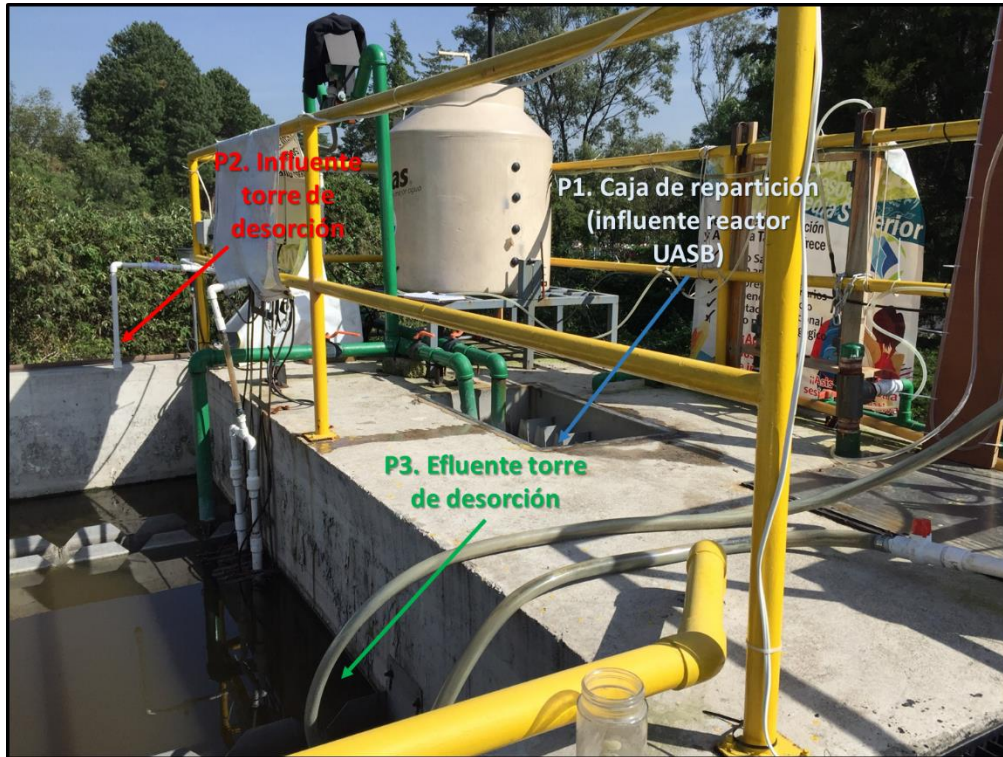


Figura 4.14. Fotografía mostrando puntos de muestreo de agua.

a) Preparación y toma de muestras de agua

La técnica para determinar el metano disuelto está basada en una combinación de las metodologías utilizadas por Daelman et al., 2012 y Souza et al., 2011. Los materiales requeridos son: frascos serológicos de 60 ml, tapones de caucho, anillos metálicos, jeringas de 20 ml, una cubeta, termómetro, potenciómetro, agujas para jeringas y sal de mesa (NaCl).

La preparación previa de las muestras consiste en:

1. Depositar 20 gramos de NaCl en cada uno de los frascos de 60 ml.
2. Cerrarlos con un tapón de caucho y sellarlos con anillos metálicos.
3. Con una jeringa extraer 40 ml de aire contenidos dentro de los frascos.

La razón por la cual se agrega NaCl es para formar una solución sobresaturada una vez que se introduce la muestra de agua, lo cual evita la solubilización de los gases presentes en la muestra líquida introducida; además se detiene cualquier tipo de actividad biológica que pueda suceder durante el almacenamiento de las muestras. Se extraen 40 ml de aire para que de esta manera se remueva un

volumen de atmósfera equivalente al volumen de muestra líquida que se les introducirá, evitando que se genere demasiada presión dentro de los frascos una vez que se introduce la muestra líquida y se da la desorción de gases (Daelman et al., 2012). En la figura 4.15 se muestra una ilustración de los frascos antes y después de la toma de muestras.

Los pasos por seguir para la toma de muestras son:

1. Descargar a una cubeta o recipiente adecuado un volumen suficiente de agua (~0.5 l) proveniente del punto de muestreo del cual se desea tomar la muestra.
 - a. En el caso del punto 2 (influyente de sistema de desorción), para que la muestra sea representativa del agua que entra al sistema de desorción, la cubeta se llena con agua tomada del alivio del sistema de conducción de agua (ver figura 4.14).
 - b. Se debe evitar que la descarga de agua hacia la cubeta genere turbulencia. Esto para impedir la desorción de los gases disueltos en ella.
2. Registrar la temperatura y pH del agua recolectada.
3. Con una jeringa tomar 40 ml de agua para inyectarlos a través del tapón de caucho al frasco serológico.
4. Agitar los frascos de manera vigorosa por 10 segundos
5. Transportar las muestras al laboratorio. Refrigerarlas hasta que se desee realizar el análisis de los gases disueltos.

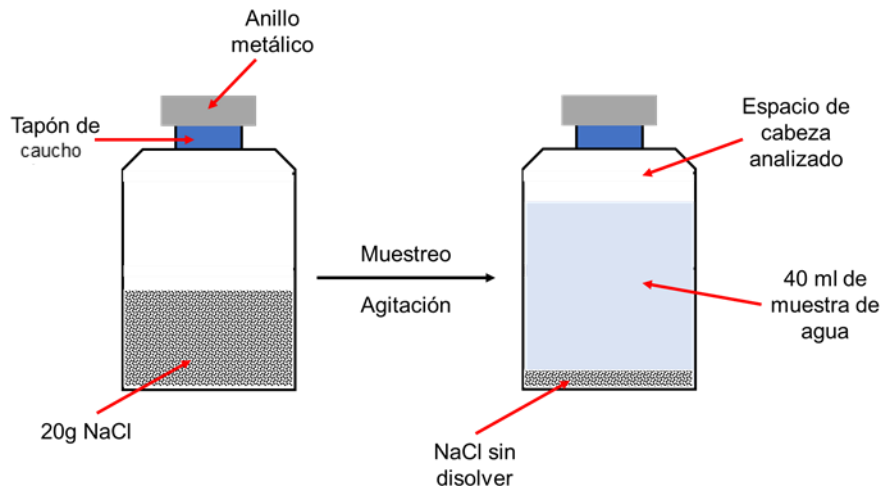


Figura 4.15. Ilustración mostrando frascos serológicos antes (izquierda) y después (derecha) de la toma de muestra de agua para análisis de gases disueltos.

b) Análisis de gases disueltos en agua

Por medio de cromatografía de gases se determina la composición de la mezcla de gases disueltos en el agua y ya desorbidos en la botella de 60 ml. Los pasos seguidos para realizar este análisis son los siguientes:

1. Transferir los frascos que contienen las muestras del refrigerador a una incubadora a 35°C.
2. Dejarlos en la incubadora por lo menos dos horas. Pasado este tiempo, se retiran de la incubadora y agitan nuevamente.
3. Con una jeringa tipo Pressure Lock (Hamilton, 1 ml) se atraviesa el tapón de caucho y se toman 0.5 ml del gas encontrado en el espacio de cabeza de los frascos (ver figura 25). Esta jeringa permite tomar la muestra y conservarla a la presión de la botella.
4. Inyectar muestra de gas a un cromatógrafo de gases equipado con una columna para análisis de biogás (Porapak Q). En este caso, se utilizó un cromatógrafo Fisher Partition 1200 que utiliza helio como gas acarreador y con temperatura de inyector a 150°C.

A través de este análisis es posible detectar la cantidad de N_2 , CH_4 y CO_2 en la muestra. Se hace uso del software Clarity para analizar los resultados generados

por el cromatógrafo. En el anexo A.3 se muestra el cálculo realizado para determinar la concentración de los gases disueltos.

Una vez acabado el proceso de análisis de muestras, los frascos se destapan y lavan para poder reutilizarlos.

c) Determinación de propiedades fisicoquímicas del agua

Con el propósito de conocer las características del agua encontrada en los puntos de muestreo, se tomaron muestras de agua con recipientes de 0.5 l y en el LIA se realizaron análisis de: alcalinidad, sólidos suspendidos totales y volátiles, y demanda química de oxígeno (DQO) soluble y total siguiendo la metodología descrita por *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (American Public Health Association, 2012):

4.5.2. Muestreo y análisis de efluente gaseoso de sistema de desorción

Para poder analizar el efluente gaseoso del sistema de desorción, se debe conectar una bolsa Tedlar de 5 l al punto de muestreo encontrado entre el rotámetro y la primer CPSH (punto de muestreo 1 de aire en la figura 4.3) como se observa en la figura 4.16.b. La bolsa se comienza a inflar con los gases provenientes del sistema de desorción hasta alcanzar un volumen adecuado (~3.5 l). Posteriormente se remueve del punto de muestreo y se cierra. El análisis de la composición del gas se realiza in situ con el equipo portátil Biogás 5000® (Landtec, figura 4.16.a), para esto, se debe conectar la bolsa al equipo de análisis por medio de una manguera. Una vez dada la indicación, el Biogás 5000 comenzará a succionar el contenido de la bolsa y reportará de manera inmediata la concentración de CH₄, CO₂ y O₂, expresada en porcentaje v/v, mientras que la de H₂S se reporta en unidades de ppm_v. Se permite que el análisis se lleve a cabo por 150 s.



Figura 4.16. Fotografía de equipo de análisis Biogás 5000 (a) y del proceso de toma de muestras de gases (b).

La temperatura y HR del efluente se determinan utilizando un medidor de temperatura (T and D, TR-51i) y un higrómetro (Cole-Parmer, Digi-Sense 91090-00). Para esto, las sondas de los medidores se colocan lo más cerca posible de la salida de los gases del punto de muestreo, se permite llevar a cabo la medición por 60 segundos y se registran los valores dados por los medidores. Con la ayuda de un recipiente, como una botella, se puede ayudar a disminuir el efecto de las condiciones ambientales sobre las mediciones.

4.5.3. Evaluación de CPSH

a) Caracterización de materiales de empaque por caída de presión

Prueba realizada en el LIA antes de instalar las CPSH en la PTAR, con el propósito de determinar las caídas de presión producidas por las columnas empacadas con los distintos materiales.

Una columna se empaqa con 160g de lana de acero y otra con la misma masa de fibra de metal. Se eligió esta cantidad de masa debido a que era suficiente para llenar el volumen de las columnas sin tener que compactar demasiado los materiales. Utilizando un manómetro diferencial de columna de agua y haciendo uso

del servicio de aire comprimido del LIA, se introduce un flujo de 15 l/min de aire (medido con rotámetro Cole-Parmer EW-32461-46) a las columnas y se determina la caída de presión producida en unidades de cm de H₂O. Posteriormente se remueve 1/5 de la masa total empacada (32 g) y se vuelve a medir la caída de presión. Este proceso se repite hasta que las columnas quedan vacías.

b) Evaluación de CPSH en PTAR

Se evalúa la eficiencia de remoción de H₂S por parte de las CPSH comparando la composición de su influente y efluente. La composición del influente es equivalente a la del efluente del sistema de desorción (ver sección 4.4.2). La composición del efluente de las CPSH es determinada de la misma manera, sólo que la bolsa Tedlar se llena con el gas proveniente del punto de muestreo encontrado entre la última CPSH y el biofiltro (punto de muestreo de aire 2 en la figura 4.3).

La caída de presión producida por todas las CPSH se mide conectando un manómetro diferencial de columna de agua al punto de muestreo encontrado entre el rotámetro y la primer CPSH (punto de muestreo 1 de aire de la figura 4.3). Es importante notar que este resultado también incluye la caída de presión producida por el biofiltro, por lo tanto, una vez que se determina este resultado, se le debe restar al obtenido en este punto.

La temperatura y HR del efluente de las CPSH se determinan con la misma metodología descrita en la sección 4.5.2.

4.5.4. Evaluación de biofiltro

a) Condiciones internas de biofiltro

Las temperaturas internas del biofiltro se determinan utilizando un medidor de temperatura con sonda maleable (T and D, TR-51i), la cual se inserta horizontalmente al medio filtrante con ayuda de una varilla. La temperatura se mide a dos diferentes profundidades en los 4 puntos de muestreo, primero introduciéndola 10 cm (cerca de la pared) y posteriormente 40 cm (cerca del centro del biofiltro). Dependiendo de la profundidad a la cual se está midiendo, los puntos

de muestreo se clasifican de acuerdo con la figura 4.17. La HR se mide de manera similar con un higrómetro (Cole-Parmer, Digi-Sense 91090-00), sólo que para esta medición la sonda sólo se introduce 10 cm en los 4 puntos de muestreo (figura 4.18.b).

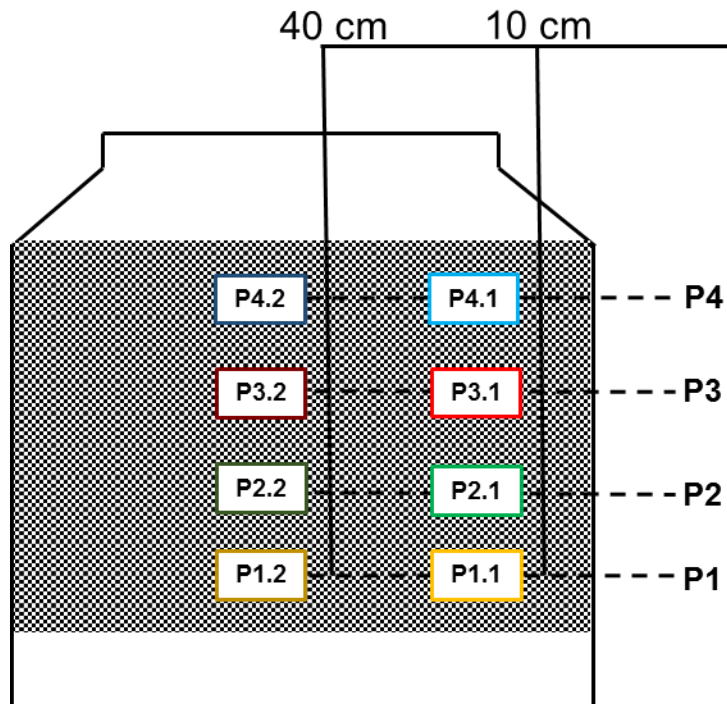


Figura 4.17. Clasificación de puntos de muestreo de temperatura de acuerdo con su localización vertical y horizontal.

La caída de presión producida por el biofiltro se mide de manera similar a la metodología descrita en la sección 4.4.3.a, sólo que en este caso el manómetro diferencial de columna de agua se conecta en el punto de muestreo entre la última CPSH y el biofiltro (punto de muestreo 2 de aire de la figura 4.3).

b) Capacidad de remoción de CH_4 y H_2S por biofiltro

Es posible evaluar la eficiencia de remoción de CH_4 y H_2S por parte del biofiltro al comparar las composiciones del influente y efluente gaseoso. El influente es equivalente al efluente de las CPSH (ver sección 4.4.3. b). Para analizar el efluente del biofiltro también se hace uso del Biogás 5000, sólo que en esta ocasión no se utiliza una bolsa Tedlar. En vez, se introduce directamente la manguera de

succión del Biogás 5000 al espacio de cabeza del biofiltro mientras éste permanece cerrado (figura 4.18.a). Se permite llevar a cabo el análisis por 150 s.

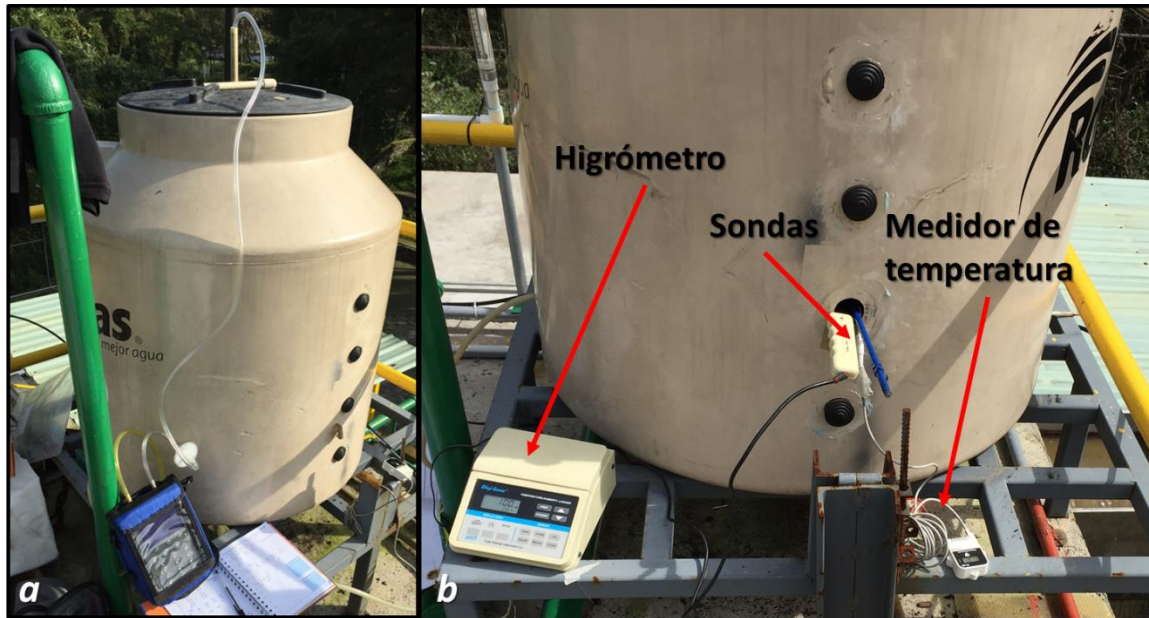


Figura 4.18. a) Fotografía de análisis de efluente gaseoso de biofiltro con Biogás 5000. b) Fotografía de proceso de medición de condiciones dentro del biofiltro, señalando distintos equipos utilizados.

5. Resultados y discusión

5.1. Caracterización de materiales de empaque para CPSH

Los resultados de la caracterización por caída de presión se pueden observar en las figuras 5.1a y b. Las repeticiones de cada experimento se realizaron en tres días distintos (3, 9 y 12 de abril) siguiendo la metodología descrita en la sección 4.4.3. a.

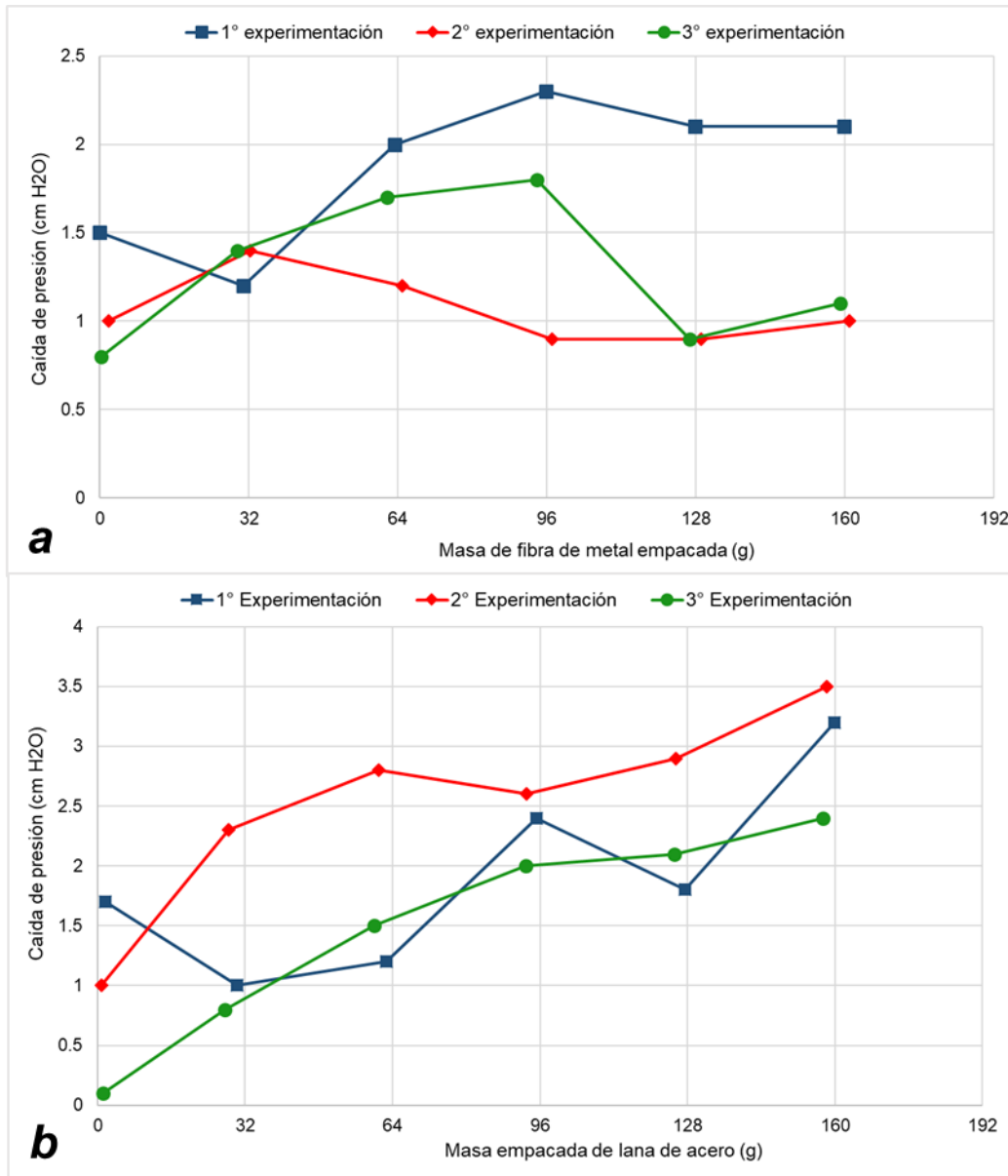


Figura 5.1. Resultados de medición de caída de presión en CPSH empacada con: a) fibra de metal, b) lana de acero.

Realizando un análisis de varianza de un solo factor, se pudo concluir que en la columna empacada con fibra de metal la cantidad de material empacado no contribuye de manera significativa al aumento de la caída de presión. El resultado contrario se observa en la columna empacada con lana de acero, puesto la caída de presión sí aumentó con la introducción de mayor cantidad de material.

Para elegir el material que se utilizaría en el proceso piloto se tomaron en cuenta varias características físicas de ambos materiales que podrían resultar

benéficas o perjudiciales para el tratamiento de H₂S. Es importante notar que, a excepción de la caída de presión, por limitaciones de tiempo el resto de estas características no fueron estudiadas de manera exhaustiva. La tabla 5.1 compara los resultados obtenidos.

Tabla 5.1. Características físicas de materiales de empaque de CPSH utilizados.

	Fibra de metal	Lana de acero
Caída de presión.	Cantidad de material empacado no aumenta caída de presión.	Entre más material sea empacado, aumenta caída de presión.
Estructura	Estructura poco densa. Permite buen flujo de gases.	Bastante denso, lo cual podría limitar flujo de gases.
Rigidez	Bastante rígido. Puede ser más resistente a compactación.	Poco rígido. Con el paso del tiempo puede degradarse, generar finos y aumentar caída de presión.
Área superficial	Aparenta tener poca área superficial efectiva en la cual se puedan llevar a cabo reacciones.	Aparenta tener mayor área superficial, por lo cual reacciones se pueden llevar a cabo de manera más efectiva.
Recubrimiento	Cuenta con un recubrimiento brillante que podría limitar acceso del H ₂ S al Fe.	No tiene recubrimiento, lo cual facilita el contacto entre Fe y H ₂ S.

Inicialmente se planteó darles un pretratamiento a los materiales para oxidarlos antes de introducirlos a las columnas, y en el caso específico de la fibra de metal para remover su recubrimiento brillante. Para la fibra de metal, consistía en sumergir el material en una solución H₂SO₄ 1% v/v por 4 horas, enjuagarlo y permitir que se oxidaran al aire libre por 24 horas. En el caso de la lana de acero, el pretratamiento era el mismo, con la excepción de que se sumergía en agua pura, ya que al no contar con un recubrimiento no era necesaria la introducción del ácido.

Se optó por no llevar a cabo el tratamiento previo, ya que, aunque los materiales sí se oxidaban, perdían rigidez y se formaba una gran cantidad de finos, lo cual incrementaría la caída de presión una vez que se introdujeran a las CPSH.

Por lo tanto, para el arranque del proceso piloto, se decidió empacar las columnas con fibra de metal sin oxidar, puesto al saber que el efluente del sistema de desorción tendría una HR cercana al 100% y altas concentraciones de H_2S , el material se podría comenzar a oxidar después de cierto tiempo de estar en contacto con el efluente gaseoso.

Futuras investigaciones pueden enfocarse al estudio más exhaustivo de las características previamente mencionadas de estos y otros materiales fácilmente asequibles que podrían servir para el pretratamiento de H_2S en PTAR pequeñas encontradas en países en vías de desarrollo.

5.2. Determinación de madurez de medio filtrante del biofiltro

Durante esta prueba, se pudo observar que la temperatura dentro del biofiltro era influenciada de manera importante por la registrada en el ambiente, lo cual se puede observar en la figura 5.2. En general, entre más cercano estuviera el punto de muestreo a la entrada del aire, se registraban temperaturas menores, pero no muy diferentes a la temperatura del ambiente.

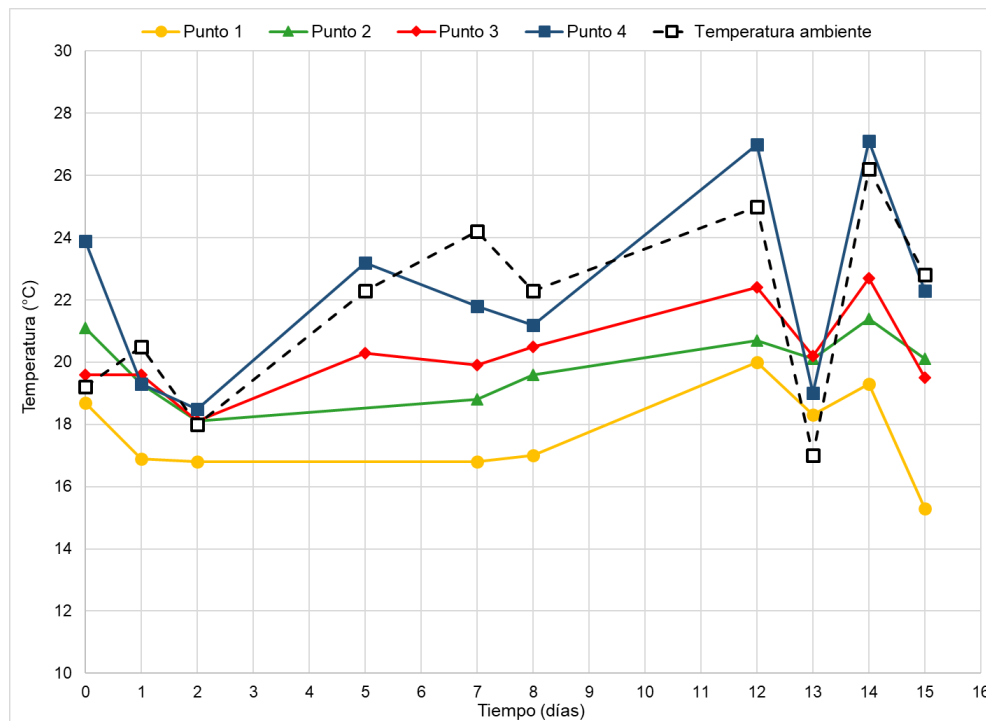


Figura 5.2. Temperatura de los distintos puntos de muestreo del biofiltro en función del tiempo durante experimento preliminar.

En cuanto a la HR, como se puede observar en la figura 5.3, con excepción de los primeros días de la prueba, este parámetro se mantenía cerca del 100% a lo largo de la experimentación. Asimismo, la HR del ambiente no afecta la registrada dentro del biofiltro.

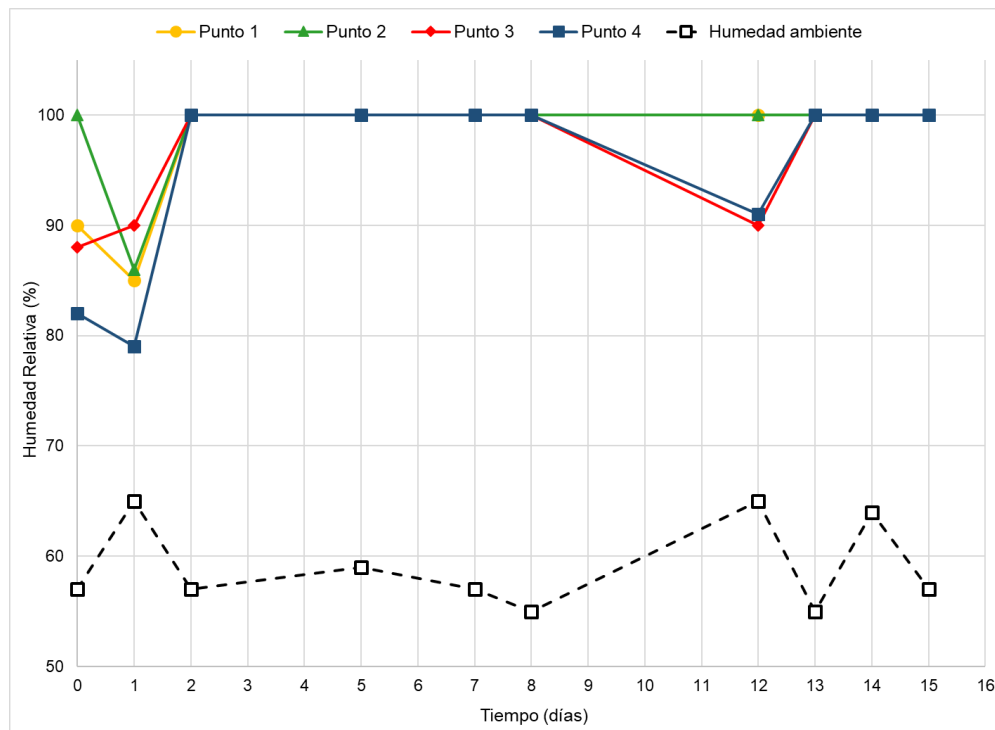


Figura 5.3. Resultados de humedad del experimento preliminar. Humedad relativa en porcentaje en los distintos puntos de muestreo del biofiltro en función del tiempo.

A partir de estos resultados se pudo concluir que, al no registrar temperaturas considerablemente mayores a las del ambiente en el interior del biofiltro, no se estaban llevando a cabo reacciones biológicas con sustrato endógeno y por lo tanto el medio filtrante se encontraba en condiciones de madurez adecuadas para recibir otros sustratos. En el caso de la HR, al generalmente estar cercana al 100%, significaba que las condiciones de humedad dentro del biofiltro eran las óptimas para que se desarrollara actividad biológica dentro de él.

5.3. Introducción de gases disueltos en efluente de reactor UASB al biofiltro

5.3.1. Averío de la PTAR de la FCPyS

Se planteaba arrancar la operación del sistema piloto y consecuentemente introducir sustratos al biofiltro el lunes 3 de septiembre, para dar esta fase por terminada el lunes 1 de octubre. Desafortunadamente, debido a una tormenta inusualmente fuerte que se presentó el 30 de agosto, se inundaron las instalaciones de la PTAR de la FCPyS. El agua logró entrar al cuarto de control, resultando en el averío de los sistemas de control de bombeo y aeración. Esto evitó que se le introdujera agua residual al reactor y por lo tanto no generara biogás. Asimismo, inicialmente se planeaba utilizar el servicio de aeración proporcionado por los compresores de la PTAR para introducir aire al sistema de desorción, por lo cual este suceso también impedía la operación de este sistema.

Debido a trámites administrativos las tareas de reparación no comenzarían hasta el mes de octubre. El arranque de esta fase no podía prolongarse más, por lo cual el 6 de septiembre se colocó el compresor portátil mencionado en la sección 4.3.2 para poder arrancar el sistema ese mismo día.

a) Medidas tomadas para generar CH₄ en reactor UASB e introducirlo al biofiltro

En los primeros muestreos posteriores al arranque del sistema piloto, se notó que la concentración de CH₄ en el efluente gaseoso de la columna de desorción era muy baja y por lo tanto el biofiltro estaba trabajando debajo de las condiciones experimentales deseadas. Esto llevó a que se tomaran distintas medidas para generar CH₄ en el reactor UASB y poderlo introducir al biofiltro. En la figura 5.4 se muestra la calendarización de estos eventos.

i) Recirculación de agua a caja de repartición

Desde el arranque del proceso hasta el 12 de septiembre, el efluente líquido de la torre de desorción se descargaba directamente a la superficie del reactor UASB. Al mismo tiempo, no se introducía agua residual nueva a la PTAR. Esto causaba que se detectaran cantidades de CH₄ y H₂S muy bajas en el efluente gaseoso de la columna de desorción. Se dedujo que el biogás disuelto generado

anterior a la avería de la PTAR se encontraba estratificado en las secciones más profundas del reactor, donde no era accesible por las bombas sumergibles.

Para solucionar esto, se decidió conducir el efluente líquido de la torre de desorción a la caja de repartición, lo cual permitiría llevar esta agua al fondo del reactor y que el biogás disuelto subiera a la zona cercana a la succión de las bombas. A su vez, esto permitiría que los gases pasaran por el sistema de desorción y fuera posible alimentar CH_4 al biofiltro. Este modo de operación se utilizó hasta que nuevamente se le comenzó a introducir agua residual fresca al reactor UASB.

ii) Introducción de CH_4 proveniente de tanque

Al observar que aún no se obtenían concentraciones de CH_4 representativas de la operación regular de la PTAR, y que los gases introducidos al biofiltro no producían cambios apreciables a las condiciones del medio filtrante, el 21 de septiembre se suspendió temporalmente el proceso de desorción y se llevó un tanque de CH_4 99% a la PTAR. Este gas se mezcló con aire proveniente del compresor para obtener un flujo con concentraciones similares de CH_4 a las generadas por el reactor UASB. En el anexo B.1 se muestran los cálculos realizados para poder obtener una mezcla con aproximadamente 5% v/v de CH_4 . Haciendo uso de una válvula reguladora y una bomba peristáltica, se logró obtener una mezcla 8.4% CH_4 , la cual se alimentó de manera directa al biofiltro. En estas condiciones, la cantidad de gas en el tanque sólo fue suficiente para mantener esta operación durante 16 horas.

iii) Adición de sacarosa a reactor UASB

Del 25-28 de septiembre, para inducir la generación de biogás por parte del reactor UASB, se decidió suministrar 25 kg de sacarosa (azúcar común) por cuatro días a la caja de distribución. Esta cantidad de sacarosa fue agregada sabiendo que es un compuesto totalmente biodegradable y con base los cálculos mostrados en el anexo B.2 para que teóricamente se obtuviera en el efluente del reactor UASB con concentraciones cercanas a 20 mg/l de CH_4 .

iv) Adición de agua residual de manera discontinua a reactor UASB

Las tareas de reparación de la PTAR comenzaron el 3 de octubre de 2018. Para el 5 de octubre (día 30 de operación) los sistemas de control de bombeo ya se encontraban funcionales y era posible alimentar de manera discontinua agua residual al reactor UASB. Desde esta fecha hasta el término de esta fase experimental, se alimentó agua residual al reactor por 7 horas de lunes a viernes, y por 2 horas los sábados.

2018 SEPTIEMBRE						
Domingo	Lunes	Martes	Miércoles	Jueves	Viernes	Sábado
				Inundación de la planta		1
2	Intento de arranque	3	4	5	Arranque con recirculación de agua al UASB	8
9	10	11	Arranque con recirculación a caja repartición	13	14	15
16	17	18	19	Tanque de CH ₄ llevado a la PTAR	Tanque de CH ₄ funcionando	Se vacía el tanque de CH ₄
23	24	Suministro de ~25kg azúcar al UASB	Suministro de ~25kg azúcar al UASB	Suministro de ~25kg azúcar al UASB	Suministro de ~25kg azúcar al UASB	29
30						

Figura 5.4. Calendarización de eventos ocurridos relacionados a operación de proceso piloto.

5.3.2. CH₄ disuelto en efluente de reactor UASB

En la figura 5.5 se muestran las concentraciones de CH₄ registradas en el efluente líquido del reactor UASB. Estas concentraciones se determinaron utilizando la metodología descrita en la sección 3.5.1.a. Las líneas verticales señalan las medidas tomadas para inducir la generación de CH₄ en el reactor UASB.

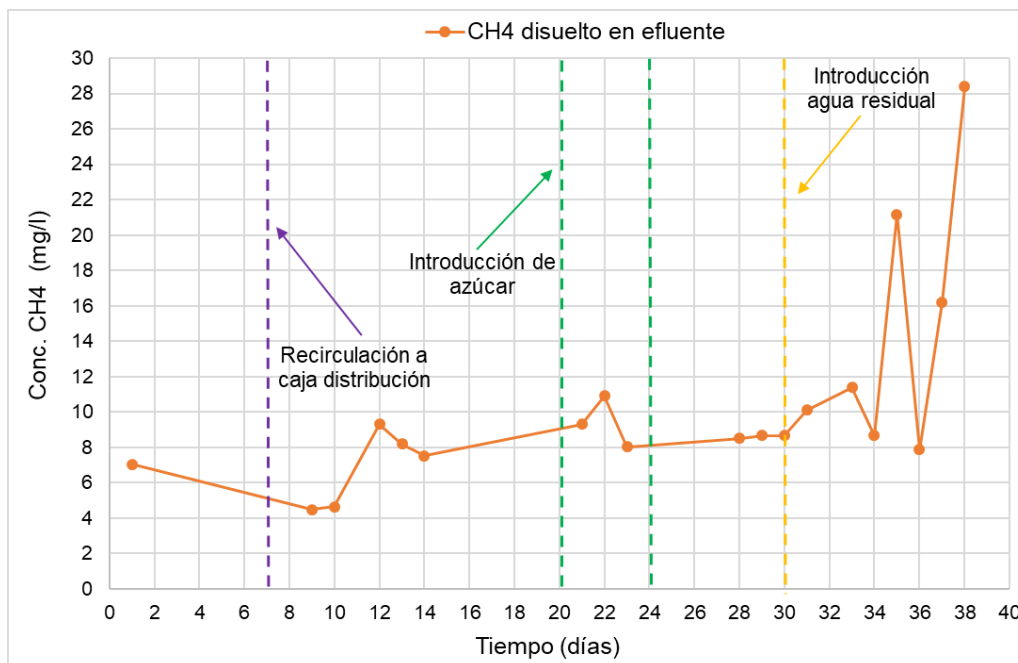


Figura 5.5. Concentración de CH_4 disuelto en efluente de reactor UASB con respecto al tiempo, con líneas horizontales que señalan medidas tomadas para inducir generación de CH_4 en reactor UASB.

A partir de estos resultados se puede concluir que las medidas tomadas para inducir generación de CH_4 en el reactor UASB no fueron suficientes para establecer condiciones similares a las observadas cuando la PTAR funciona de manera regular. A continuación, se discuten más a detalle los resultados obtenidos de cada una:

a) Recirculación de efluente de columna de desorción a caja de distribución

Al introducir un flujo de agua continuo al fondo del reactor se reanudó el movimiento ascendente del agua, haciendo que el CH_4 generado en los días anteriores al averío de la PTAR migrara de las partes más profundas y se lograra detectar su presencia en la superficie. Asimismo, esta medida ayudó a que se introdujera mayor cantidad de CH_4 disuelto a la torre de desorción y por lo tanto que entrara mayor cantidad de sustratos al biofiltro. Después de algunos días de operar el sistema de esta manera, se observó una disminución en las concentraciones de CH_4 detectadas, lo cual se debió al agotamiento de la cantidad de metano disuelto debido a la falta de alimentación materia biodegradable nueva al reactor.

b) Introducción de sacarosa a reactor UASB

La sacarosa, o azúcar de mesa, es un compuesto totalmente biodegradable. Se decidió alimentar 25 kg de azúcar al reactor UASB por 4 días para reactivar la actividad biológica de los lodos. Esta acción tuvo como efecto un ligero incremento en la generación de CH_4 en el reactor. De manera teórica, se esperaban concentraciones de alrededor de 20 mg/l, pero la máxima obtenida fue de 10.9 mg/l. Asimismo, se observó un notable incremento en las concentraciones de H_2S en el efluente de la torre de desorción (ver sección 5.3.3). A partir de estos resultados se puede concluir que la adición de azúcar, aunque sí induce mayor generación de CH_4 en el reactor, no fue capaz de reestablecer las condiciones de adicionar agua residual de manera continua.

c) Alimentación de agua residual

Una vez que los sistemas de control de bombas fueron reparados, fue posible volver a alimentar agua residual fresca al reactor UASB. Como se observa en la figura 5.5, este suceso hizo que las concentraciones de CH_4 disuelto en el efluente incrementaran por arriba de la saturación, lo cual comprueba que hay factores en el agua residual alimentada que ayudan a incrementar la solubilidad del CH_4 . Asimismo, se detectó que el agua residual alimentada contenía cantidades importantes de CH_4 disuelto. Una comparación de las concentraciones de CH_4 en el influente y efluente del reactor se muestran en la figura 5.6.

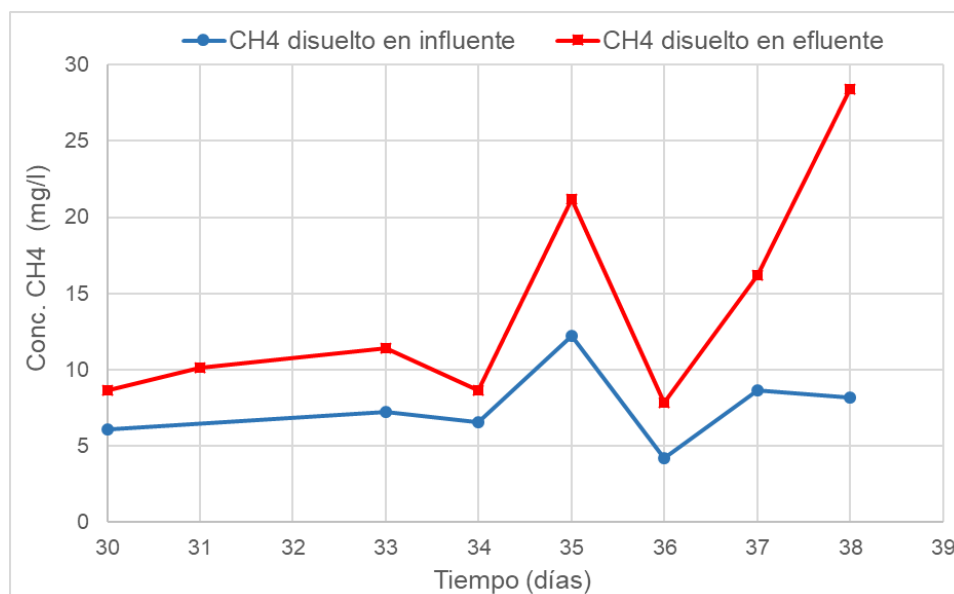


Figura 5.6. Concentración de CH₄ disuelto en influente y efluente del reactor UASB a partir del día 30 de operación (inicio de introducción de agua residual) hasta el término de la primera etapa experimental.

Al comparar las concentraciones de CH₄ mostradas en la figura 5.6, se puede asumir que inicialmente podría haber cierta influencia en la generación de CH₄ por parte del CH₄ disuelto en el influente, pero que eventualmente las concentraciones de ambos son independientes. Para poder hacer una conclusión concreta se debe obtener un mayor número de datos.

d) Características fisicoquímicas del agua

Como se puede observar en las figuras 5.7 a y b, después del día 30, cuando se comenzó a introducir agua residual fresca al reactor UASB, la cantidad de sólidos solubles y volátiles en el punto de muestreo 1 (caja de repartición), junto con ambos tipos de DQO incrementaron notablemente. Asimismo, durante estas fechas se observó el incremento de la concentración de CH₄ disuelto en el efluente del reactor UASB. Asimismo, se puede observar que al haber menor cantidad de sólidos y una menor DQO en el influente (como la observada en el día 28) había menor presencia de CH₄ disuelto en el efluente.

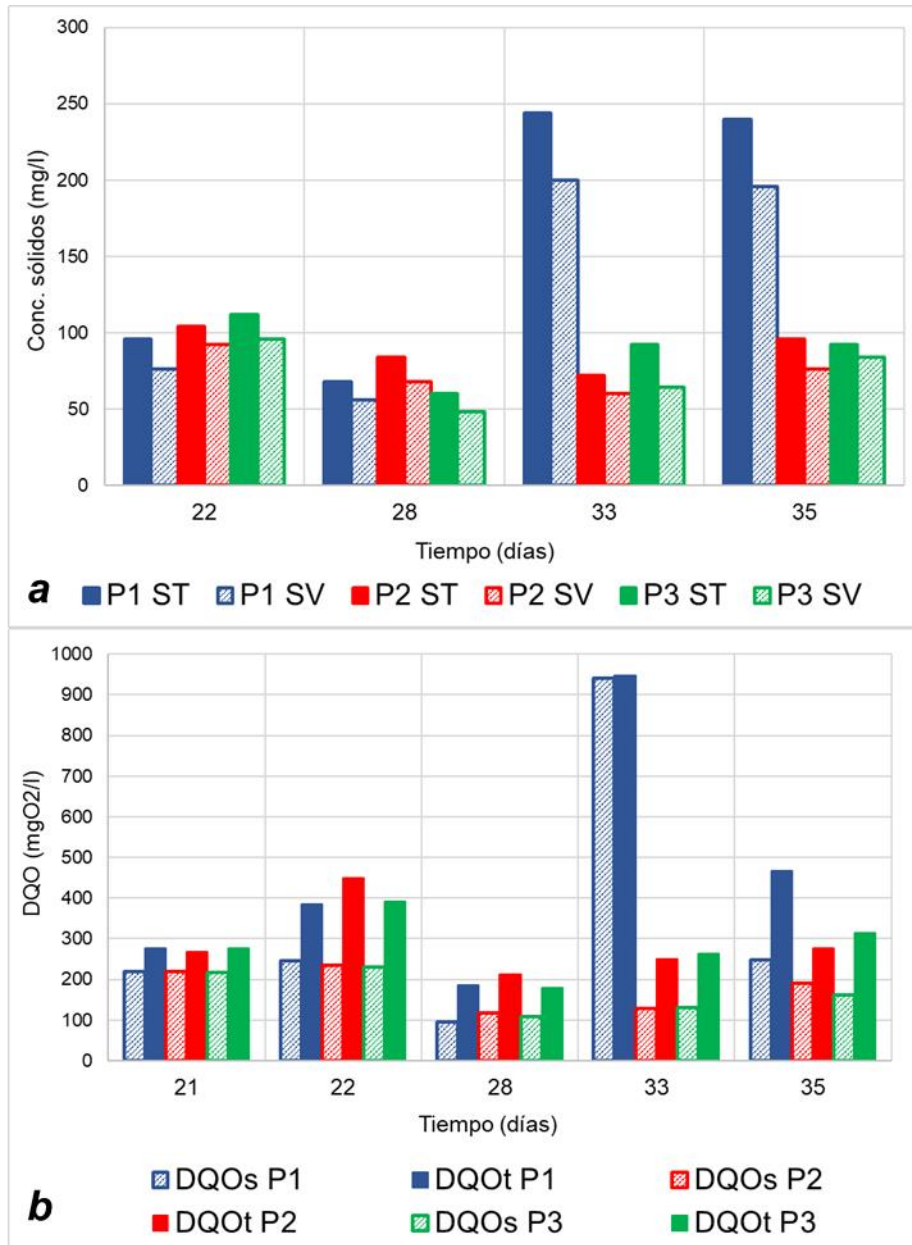


Figura 5.7. Resultados en P1 (caja de distribución), P2 (Efluente líquido de reactor UASB) y P3 (Efluente líquido de columna de desorción) de: a) Concentración de sólidos totales (ST) y volátiles (SV). b) DQO soluble (DQOs) y DQO total (DQOt).

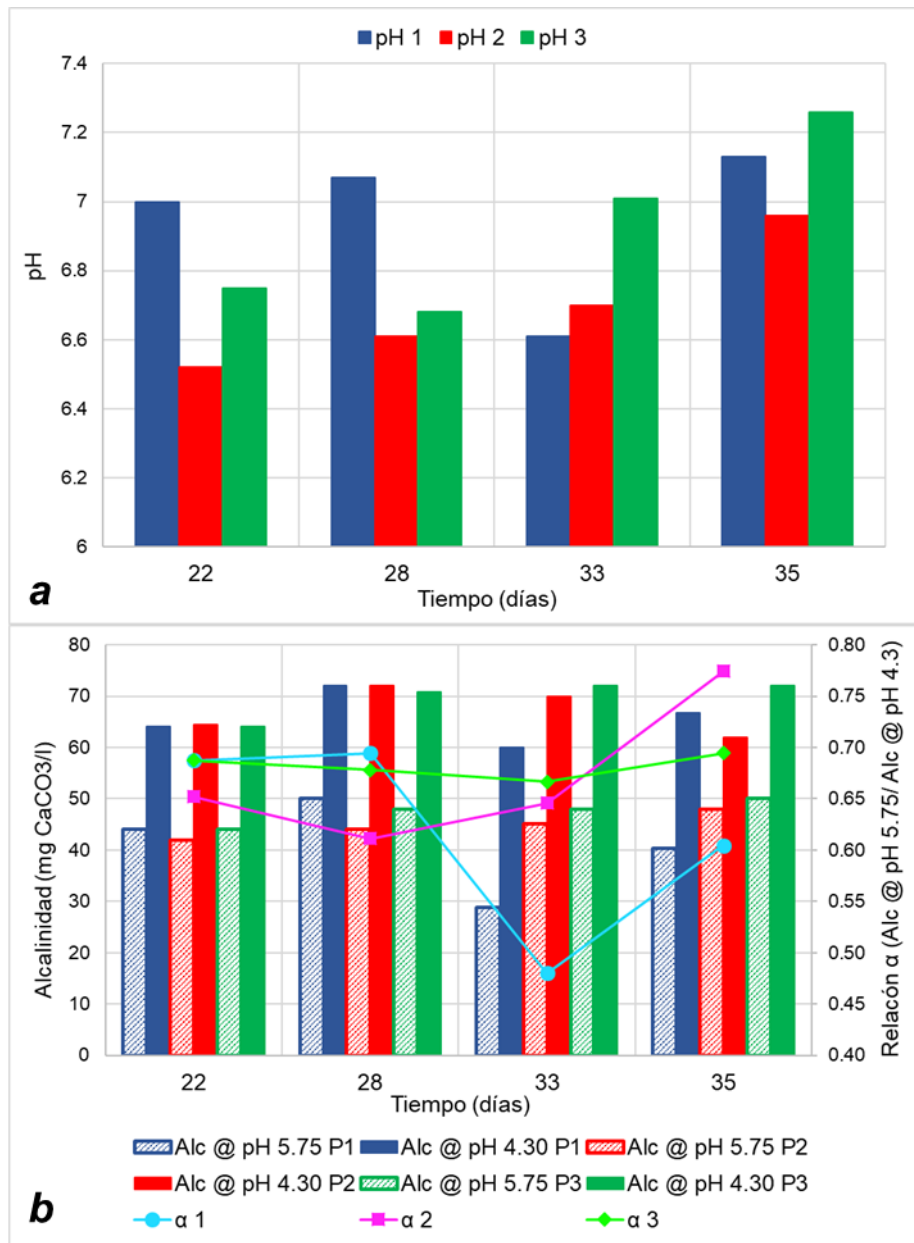


Figura 5.8. Resultados en P1 (caja de distribución), P2 (Efluente líquido de reactor UASB) y P3 (Efluente líquido de columna de desorción de: a) pH de agua, b) determinación de alcalinidad.

En la figura 5.8 a se puede observar que el pH en los tres puntos se mantuvo entre 6.3 y 7.3, lo cual indica que en los días que se realizaron estos muestreos, las especies de azufre disueltas en el agua estaban en una relación H_2S/HS^- cercana al 50%. En la figura 5.8 b se muestra que la alcalinidad del agua en los 3 puntos es entre 28 y 72 mg $CaCO_3/l$. Según la American Public Health Association (2012), estas condiciones de alcalinidad son bajas, lo cual indica una limitada capacidad

amortiguadora. Esto explica por qué el pH en los distintos puntos es relativamente variable.

5.3.3. Columna de desorción

a) Desorción de CH_4

En la figura 5.9 se muestran las concentraciones de CH_4 en el influente líquido (equivalentes a las concentraciones del efluente líquido del reactor UASB) y efluente gaseoso de la columna de desorción. Las concentraciones del efluente gaseoso se determinaron según la metodología descrita en la sección 4.5.2. Se decidió reportar estas concentraciones en mg/l en lugar de % v/v para facilitar su comparación con las concentraciones de CH_4 disuelto en el efluente líquido del reactor UASB. En la ecuación 1 del anexo A.1.A se muestra el cálculo realizado para convertir % v/v a mg/l¹.

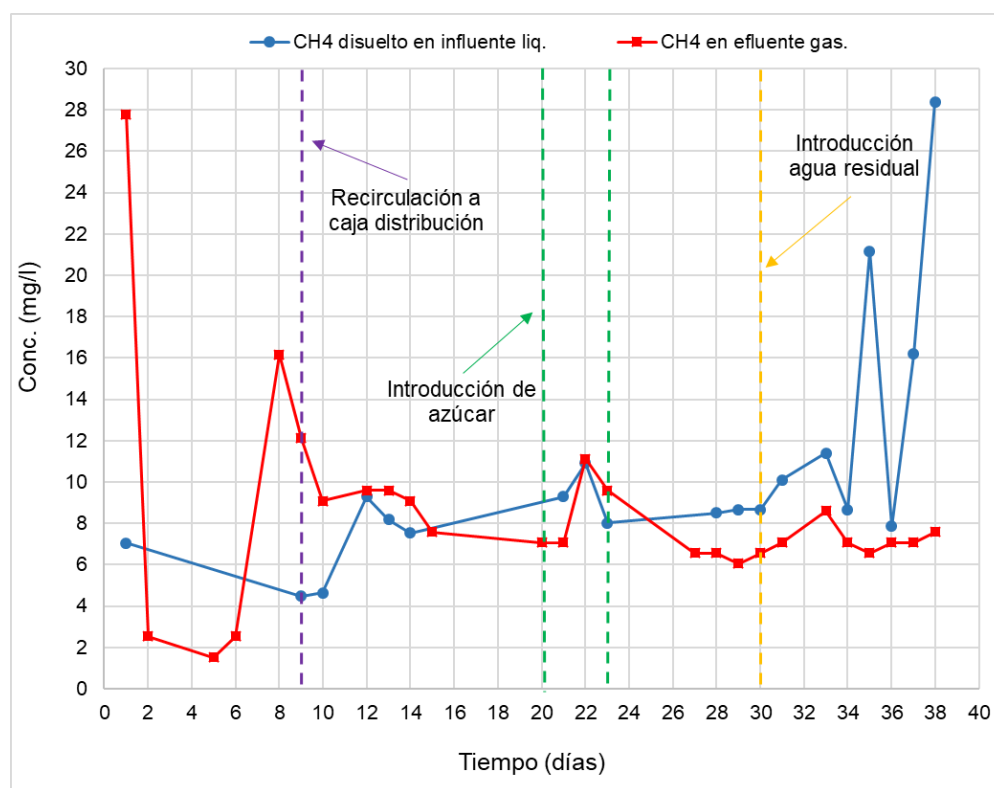


Figura 5.9. Concentración de CH_4 en el influente líquido y efluente gaseoso del sistema de desorción.

¹ A las condiciones usuales de la PTAR de la FCPyS (0.77 atm, 25°C) esta conversión está dada por: $C_{CH_4} = 5.053 \times \%v_{CH_4}$; donde C_{CH_4} es la concentración de CH_4 en mg/l y $\%v$ es en % v/v.

Inicialmente, se puede observar que la concentración de CH₄ en el efluente gaseoso es mayor al detectado en el influente líquido. Esto se debió a que inicialmente las muestras de agua se tomaban de la superficie del reactor UASB. Durante este periodo había poca presencia de CH₄ en esta sección debido a su estratificación en las partes más profundas del reactor, por lo tanto, no se lograba detectar CH₄ disuelto en las muestras tomadas. Posterior al día de operación 9 la toma de muestras se realizó de acuerdo con lo descrito en la sección 4.5.1.

Una vez que se comenzó a recircular el efluente de la columna de desorción a la caja de repartición se observa que las concentraciones en ambos puntos son muy similares hasta antes del día 27, lo cual indica una operación eficiente del sistema de desorción. A la vez, estas concentraciones son relativamente bajas, lo cual indica baja producción de CH₄ en el reactor. A partir del día de operación 28 las concentraciones en el influente líquido son mayores a las del efluente gaseoso. Esta tendencia incrementó aún más cuando se comenzó a introducir agua residual fresca al reactor UASB.

Es importante notar que, durante toda la operación, en el efluente líquido de la torre de desorción no se detectó presencia de CH₄. Por lo tanto, la porción de CH₄ que no fue transferida a la fase gaseosa, se pierde o consume de alguna otra manera. Una posible explicación sería que una porción de la columna de desorción funcionaba como un filtro aerobio percolador y sumergido (ver tabla 2.1). Esta hipótesis se apoya en que después de 3 meses de operación continua, se desarrolló una cantidad importante de biomasa sobre los empaques (figura 5.10). Sería necesario determinar en estudios posteriores si esta biomasa contiene una población microbiana metanótrofa para poder comprobar esta hipótesis.



Figura 5.10. Estado de empaques de columna de desorción 3 meses después de inicio de operación.

b) Desorción de H₂S

La figura 5.11 muestra que la concentración de H₂S desorbido se ve influenciada por la alimentación de materia biodegradable y el pH del efluente líquido del reactor UASB. Al comenzar la recirculación del efluente de la torre de desorción a la caja de distribución, se puede observar que la concentración de H₂S disminuye con el tiempo. Esto se debe a que, mientras que el H₂S presente se transfería a la fase gaseosa, no se estaba suministrando agua residual fresca al reactor y, por lo tanto, no se daba la descomposición de sulfatos a H₂S.

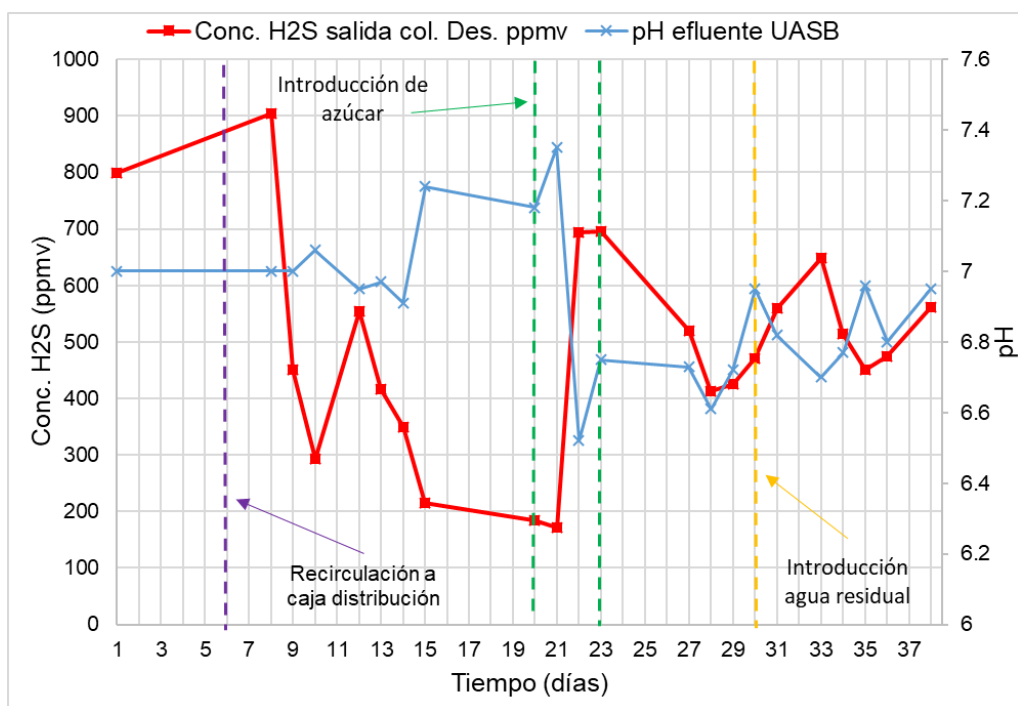


Figura 5.11. Concentración de H₂S en efluente gaseoso de sistema de desorción (eje izquierdo), pH del efluente líquido del reactor UASB.

Se presenta un incremento importante una vez que se comenzó a introducir sacarosa al reactor. Este compuesto no contiene sulfatos, por lo cual este incremento resulta inesperado. Una vez que se dejó de suministrar azúcar, volvieron a bajar las concentraciones de H₂S, por lo tanto, se puede asumir que esta acción sí tuvo un impacto en la generación de H₂S. Se notó otro incremento cuando se reanudó la alimentación de agua residual al reactor. Esto se debió a la descomposición de materia orgánica en condiciones anaerobias y por la posible presencia de sulfatos en el agua alimentada. Asimismo, en los periodos en los cuales se registraron pH más bajos en el efluente del reactor (exceptuando el día 28), se observa mayor cantidad de H₂S en el efluente gaseoso desorbido, lo cual obedece a lo mencionado en la sección 2.2.2.

5.3.4. Columnas de pretratamiento de H₂S (CPSH)

a) Eficiencia de remoción de H₂S y caídas de presión

En la figura 5.12 se muestran las concentraciones de H₂S en el influente y efluente de las CPSH, asimismo, se muestra la eficiencia de remoción.

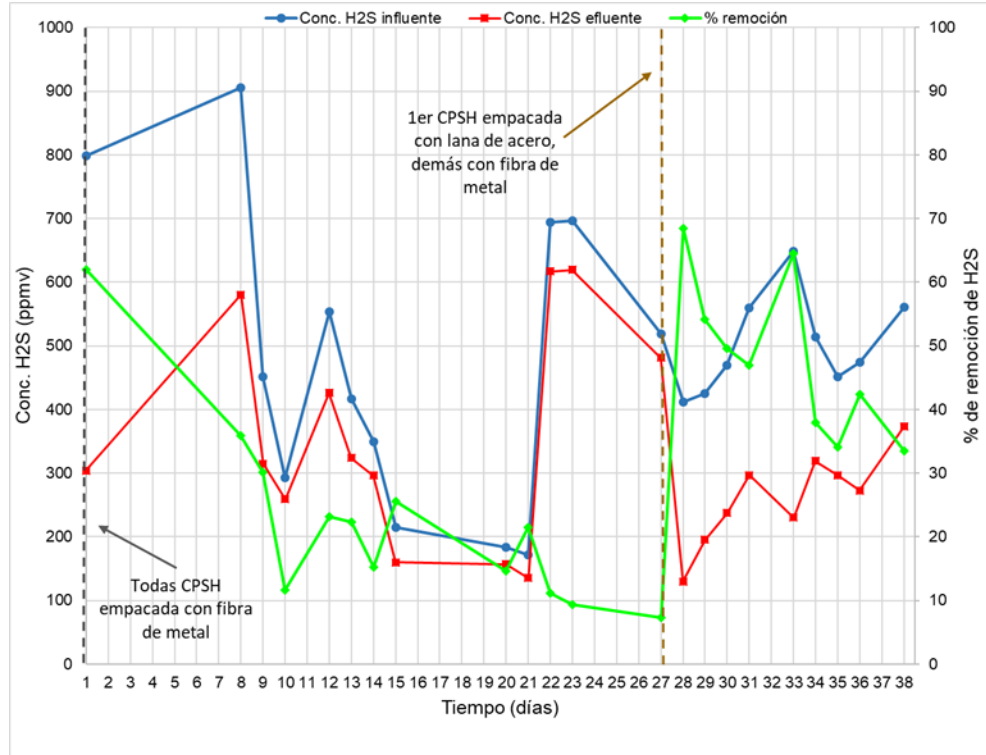


Figura 5.12. Concentración de H₂S en el influente y efluente de las CPSH a lo largo de la operación del proceso piloto (eje izquierdo). Eficiencia de remoción de H₂S por CPSH (eje derecho). Líneas verticales señalan cambios en los materiales de empaque.

Estos resultados muestran que, entre los días de operación 10 y 27 las concentraciones de H₂S en el efluente de las CPSH son casi equivalentes a las del efluente de la columna de desorción, lo cual indica una baja eficiencia de remoción por parte de las fibras de metal. Por esto, posterior a este periodo se optó por cambiar el material de empaque de la primera columna CPSH a lana de acero, dejando el resto con fibra de metal. Se decidió sólo introducir este material en la primera columna, ya que, como se reporta en la sección 5.1, se podría generar una caída de presión muy alta si se introducía lana de acero en todas las columnas. En la tabla 5.2 se muestran las remociones máximas y mínimas obtenidas en cada periodo de operación, además de datos estadísticos.

Tabla 5.2. Análisis de resultados de eficiencia de remoción de CPSH.

Material de empaque (Periodo implementado)	Fibras de metal en tres columnas. (6.SEP.2018- 2.OCT.2018)	Lana de acero en 1er columna. Resto con fibras de metal. (3.OCT.2018- 13.OCT.2018)
% Remoción máxima (fecha registrada)	61.95 (6.SEP.2018)	68.45 (3.OCT.2018)
% Remoción mínima (fecha registrada)	7.32 (2.OCT.2018)	33.51 (13.OCT.2018)
Promedio porcentaje de remoción.	22.29	46.76
Desviación estándar	14.55	16.76
Coefficiente de variación	65.3	35.85

En la figura 5.13 se reporta la caída de presión producida por las CPSH a lo largo de la operación del proceso piloto. Con excepción del primer día de operación en el cual se midió una caída de presión inusualmente alta, durante el resto del periodo en el cual se utilizó fibra de metal este parámetro se mantuvo relativamente bajo, llegando a generar hasta 15 cm de H₂O (1.47 kPa) de presión.

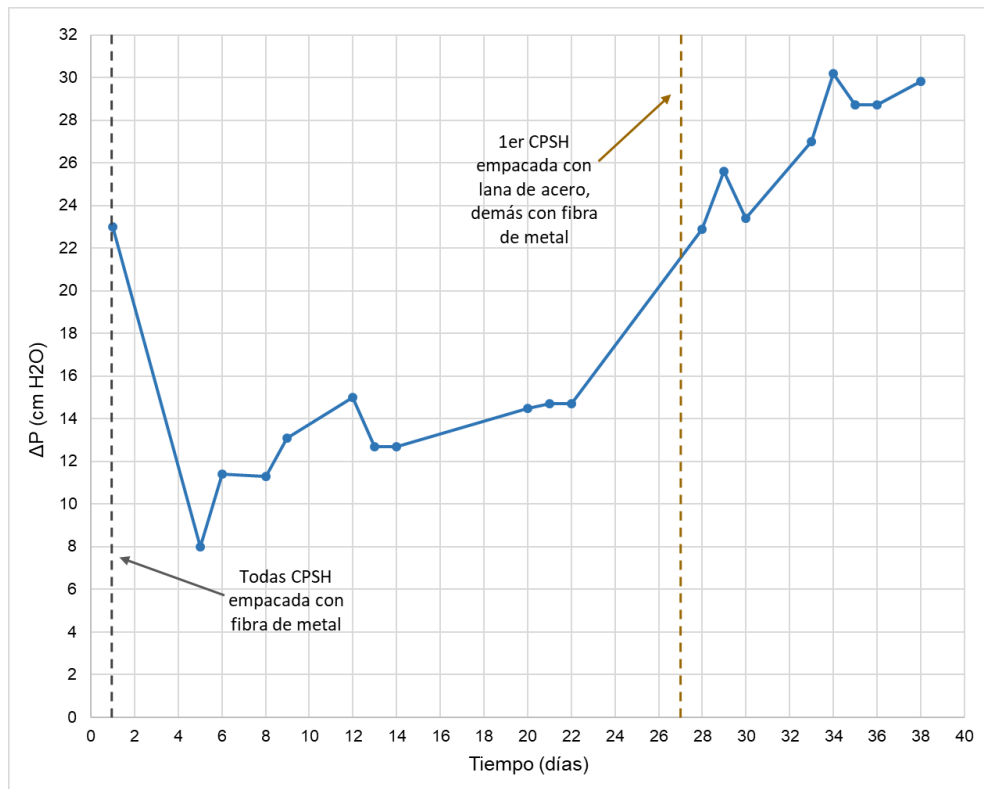


Figura 5.13. Caída de presión generada por CPSH a lo largo de la operación del proceso piloto. Líneas verticales señalan cambios en material de empaque.

Al cambiar el material de empaque de la primera columna a lana de acero, se observa un incremento importante en la caída de presión, la cual siguió aumentando con el paso del tiempo hasta alcanzar un máximo de 30.2 cm de H₂O (2.96 kPa). A la vez, utilizando este material se pueden observar eficiencias de remoción de H₂S mucho mayores que las obtenidas con la fibra de metal (Figura 5.12).

A partir de estos resultados se pueden hacer varias observaciones sobre las ventajas, desventajas y la eficiencia de remoción de H₂S por parte de cada material:

- Fibra de metal: Durante los primeros días de operación se obtuvieron eficiencias de remoción altas, pero a partir del día 10 hasta que se realizó el cambio de material permaneció en porcentajes entre 7 y 25%. Se puede concluir que esta baja eficiencia se debió al recubrimiento original de las fibras. Este material obstaculizaba el contacto entre H₂S y el hierro, lo cual impidió que se llevaran a cabo adecuadamente las reacciones de oxidación deseadas. Asimismo, evitaba que el oxígeno y humedad provenientes del efluente de la columna de desorción interactuaran con el material, haciendo que no fuera posible oxidarlo. La baja caída de presión también indica que no se estaban formando productos insolubles o finos debido a reacciones de oxidación o a la degradación del material. Por lo tanto, se concluyó que la fibra de metal sin tratamiento anterior no es un material adecuado para llevar a cabo la oxidación de H₂S.
- Lana de acero: Al cambiar el material de empaque de la primer CPSH se notó un notable incremento en la eficiencia de remoción. Esto se podría deber a que este material tiene mayor área superficial accesible y a que no cuenta con algún tipo de recubrimiento, por lo cual las reacciones de oxidación se pueden llevar a cabo de manera más eficiente. Con este material se llegaron a observar eficiencias de remoción cercanas al 70%, pero con el paso del tiempo disminuyeron hasta un mínimo del 33%. Esto se pudo deber a que el material se gastó o saturó con los productos de las reacciones de oxidación de H₂S, lo cual impide que se lleven a cabo

nuevamente. Asimismo, se puede observar una relación con la caída de presión, ya que mientras que esta aumenta, la eficiencia de remoción tiende a disminuir.

Se puede concluir que ambos materiales son poco eficientes para oxidar H_2S , ya que en el caso de la fibra de metal se obtuvieron eficiencias de remoción muy bajas, mientras que con la lana de acero inicialmente se obtienen buenas eficiencias, pero en pocos días éstas disminuyen de manera considerable mientras la caída de presión aumenta.

b) Sugerencias

Los resultados reportados en la sección anterior indican que los materiales utilizados no son los adecuados para oxidar la mayor cantidad posible de H_2S encontrado en el efluente líquido de un reactor UASB en operación prolongada. Por lo tanto, es necesario proponer alternativas que pudieran resultar más eficientes. Una de éstas es el uso de un proceso de oxidación catalítica con Fe^{3+} (mencionado en sección 2.5), con el cual ha sido posible limpiar corrientes de gas natural contaminado con H_2S (Hua et al., 2001). Es importante notar que la obtención y preparación del reactivo LO-CAT es costosa, y por lo tanto no sería tan accesible a PTAR de escala pequeña con recursos limitados.

Este proceso fue probado por un corto tiempo durante la operación del proceso. Se pudo observar que 350 ml fueron capaces de disminuir la concentración solo de H_2S de 825 a 696 ppm_v. Una vez terminada la etapa experimental que este trabajo cubre, se volvió a hacer uso del reactivo LO-CAT. Con 500 ml del reactivo, fue posible disminuir la concentración de H_2S de 418 a 14 ppm_v. En el anexo B.3.2 se presentan los cálculos necesarios para determinar la cantidad de reactivo LO-CAT necesario para oxidar cierta concentración de H_2S presente en un efluente gaseoso.

5.3.5. Biofiltro

a) Eficiencia de remoción de CH_4 y H_2S

En la figura 5.14 se muestran las concentraciones de CH_4 en el influente y efluente del biofiltro, determinadas según la metodología descrita en la sección 3.4.4.b.

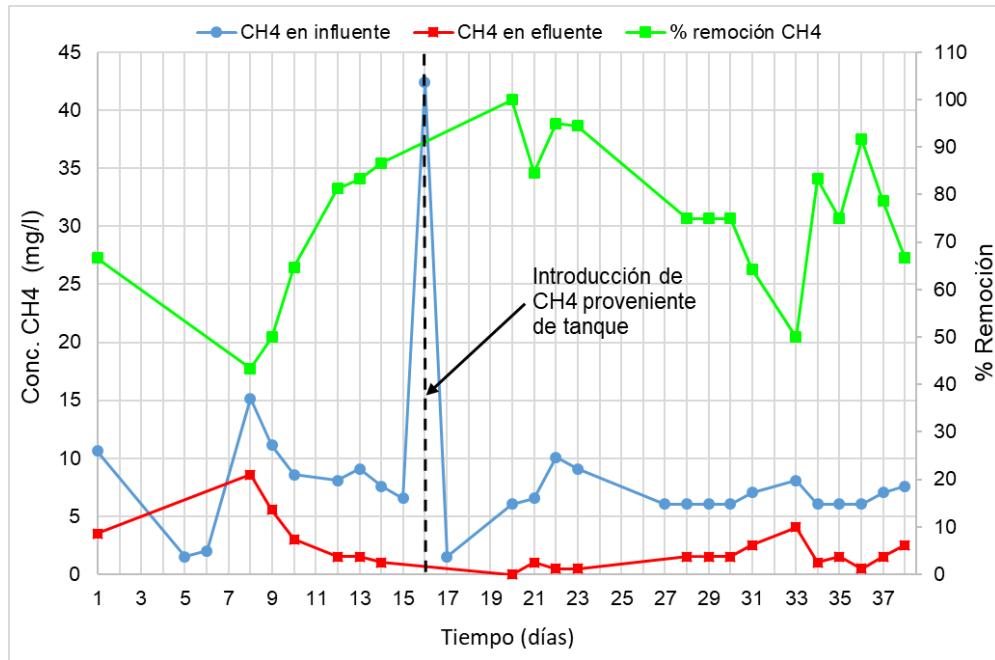


Figura 5.14. Concentración de CH_4 en el influente y efluente del biofiltro a lo largo de la operación del proceso. En el eje de la derecha se indica la eficiencia de remoción de CH_4 .

El promedio de remoción a lo largo de la operación fue de 75.4% con desviación estándar de 15.7%, dando un coeficiente de variación de 20.8. La máxima remoción obtenida fue del 100% (día 20), mientras la mínima fue de 43.3% (día 8), que se pudo deber a altas concentraciones de H_2S en el influente (ver figura 5.15). La concentración máxima de CH_4 en el influente del biofiltro fue de 42.4 mg/l, la cual se debió a la introducción de CH_4 proveniente de un tanque (ver sección 4.3.1.a.ii). Estos datos indican que el biofiltro tuvo una buena capacidad de remoción de CH_4 , aunque fuera irregular y muy variable, lo cual se pudo deber a la presencia no controlada de H_2S en el influente.

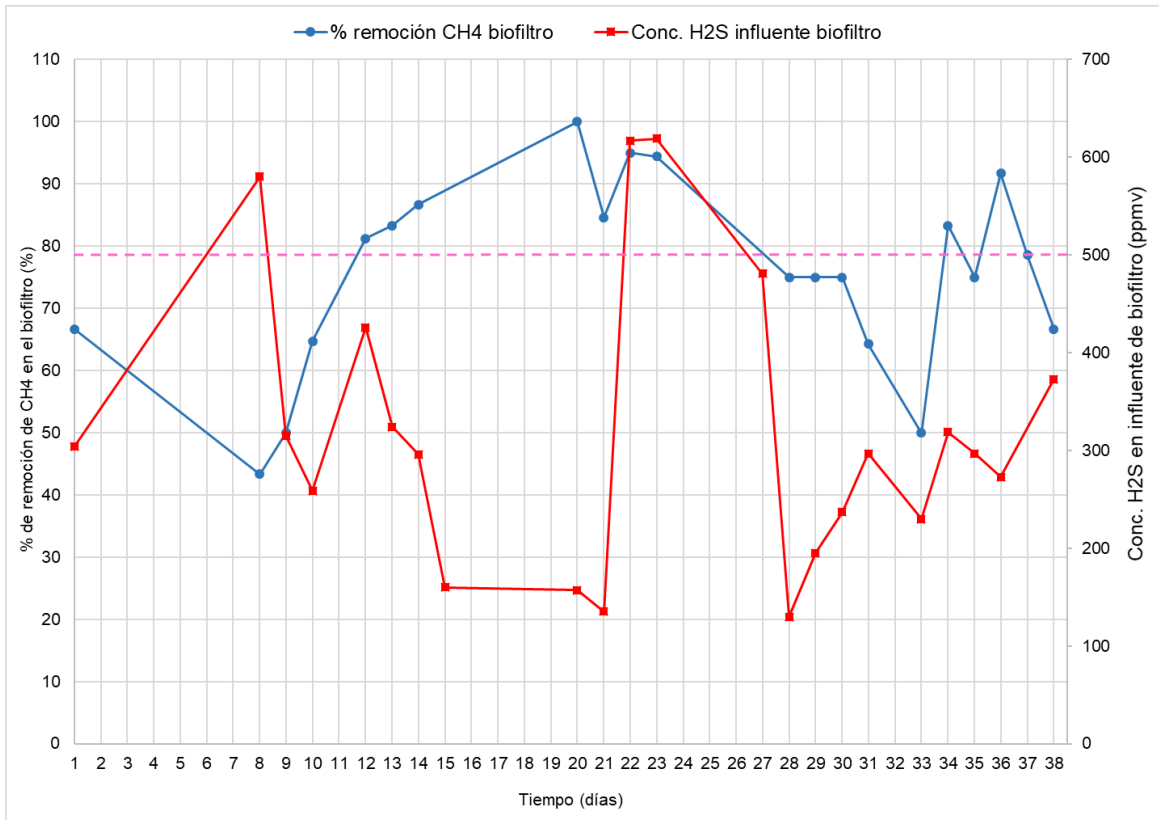


Figura 5.15. Eficiencia de remoción de CH₄ en el biofiltro a lo largo de la operación del proceso (eje izquierdo). Concentración de H₂S en el influente del biofiltro (eje derecho), línea horizontal indica concentraciones de H₂S mayores a 500 ppmv.

Al respecto, como se puede observar en la figura 5.15, las eficiencias de remoción de CH₄ más altas fueron alcanzadas durante periodos en los cuales la concentración de H₂S en el influente era más baja, con excepción de un breve periodo en que la concentración de H₂S se incrementó repentinamente, para después caer de nuevo (días 22 a 27). El efecto contrario se aprecia cuando las concentraciones de H₂S son mayores o cercanas a 500 ppm_v, ya que en días posteriores la eficiencia de remoción de CH₄ tendía a bajar. Por lo tanto, se puede concluir que la irregularidad en la remoción de CH₄ por parte del biofiltro se debe en parte a la introducción no controlada de H₂S a lo largo del periodo de operación. Es importante mencionar que la HR registrada en el aire dentro de todos los puntos de muestreo del biofiltro siempre fue de, o muy cercana a 100%. Asimismo, la HR del influente gaseoso siempre resultó ser del 100%.

En el caso de la oxidación biológica de H_2S , a lo largo de la operación el promedio de la eficiencia de eliminación fue 99.2%, con una desviación estándar de 0.3%, dando un coeficiente de variación de 0.3. En la figura 5.16 se observa que la concentración en el efluente se ve influenciada por la concentración en el influente, pero se logra eliminar la casi totalidad del H_2S introducido, comprobando que un biofiltro que usa composta como medio filtrante es muy eficiente para controlar bajas cantidades de H_2S generadas durante el tratamiento anaerobio de aguas residuales.

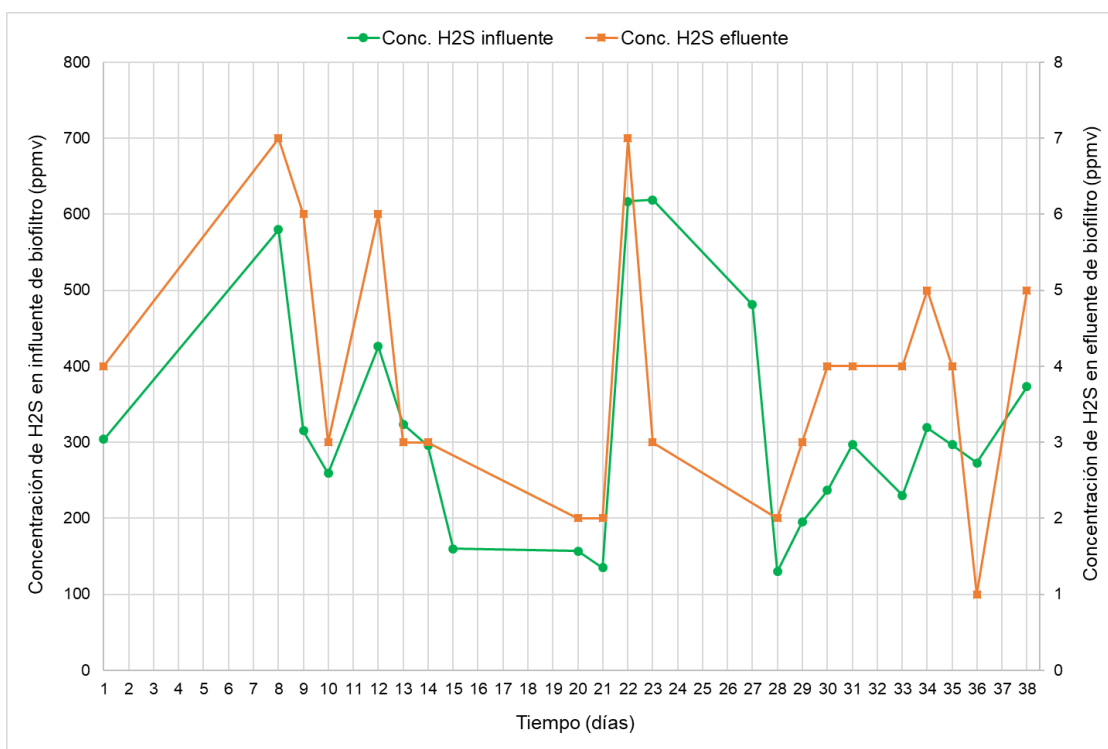


Figura 5.16. Concentración de H_2S en el influente (eje de la izquierda) y efluente (eje de la derecha) en el biofiltro a lo largo de la operación.

b) Temperatura dentro de biofiltro

Como se puede apreciar en la figura 5.17, la temperatura interna del biofiltro cambió considerablemente a lo largo del tiempo de operación y dependiendo del punto de muestreo en el que se midiera.

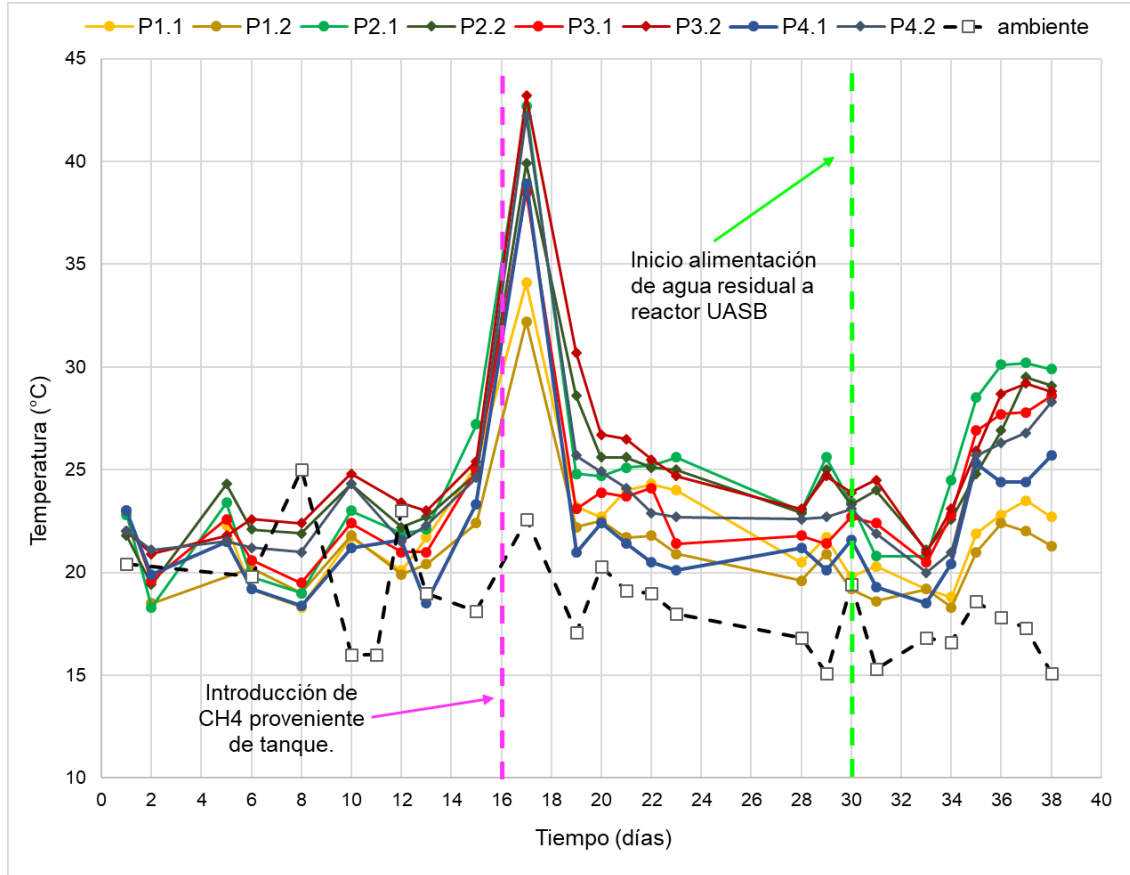


Figura 5.17. Temperaturas registradas dentro del biofiltro y en el ambiente a lo largo de la operación del proceso. En la figura 4.17 se muestra la clasificación de los puntos de muestreo.

En general, se puede observar que los puntos que alcanzaban temperaturas más altas fueron P2.1 y P3.2, mientras que las temperaturas más bajas se registraban en los puntos P1.1 y P1.2. Esto indica que había mayor actividad biológica en las zonas centrales del biofiltro, y menor en las partes más externas. Esto se pudo deber a una mayor presencia de H_2S en el estrato inferior del biofiltro, mismo lugar donde se pudo eliminar la mayor parte de este compuesto, permitiendo que hubiera mejores condiciones para la oxidación de CH_4 en las partes centrales. A la vez, a partir de estos resultados se puede considerar que se presentaron canalizaciones y rutas preferentes cercanas a los puntos P2.1 y P2.2.

Asimismo, se pueden observar periodos en los cuales la temperatura ambiente aparenta tener influencia sobre las temperaturas internas y otros en las

cuales son independientes. Durante los primeros días de operación la temperatura dentro y fuera del biofiltro fueron bastante similares, lo cual se puede deber a la baja concentración de CH_4 en el influente. Posterior a la introducción de CH_4 proveniente del tanque (día 16) las temperaturas internas se elevaron muy por encima de la del ambiente. Asimismo, posterior al comienzo de alimentación de agua residual fresca al reactor UASB (día 30) se comenzó a observar una elevación gradual de la temperatura interna del biofiltro.

En la figura 5.18 se muestran las temperaturas registradas dentro del biofiltro en comparación con las concentraciones de CH_4 y H_2S en el influente. En ambos casos se puede observar cierta relación entre la temperatura y las concentraciones de estos compuestos. En el caso del CH_4 se puede notar que en periodos en los cuales la concentración de entrada era mayor registraban mayores temperaturas internas. De manera contraria, al haber mayor cantidad de H_2S en el influente, las temperaturas tienden a ser más bajas. En la tabla 5.2 se presentan las temperaturas mínimas y máximas registradas en los distintos periodos de operación.

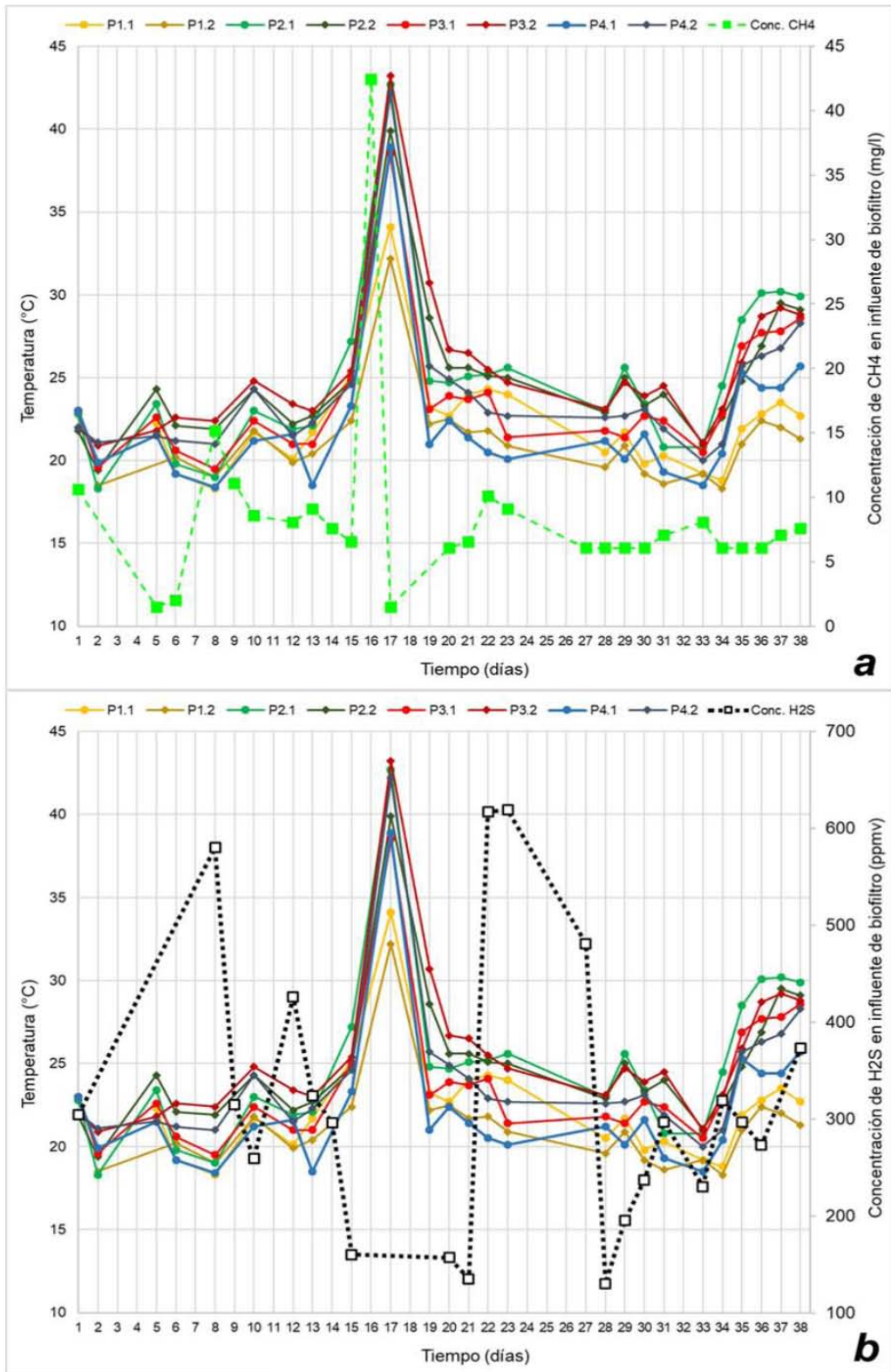


Figura 5.18. Temperatura interna de biofiltro a lo largo de la operación del proceso (eje izquierdo). (a) Concentración de CH₄ en el influente de biofiltro a lo largo de la operación (eje derecho). (b) Concentración

de H₂S en el influente del biofiltro (derecho). En la figura 4.17 se muestra la clasificación de los puntos de muestreo.

Tabla 5.3. Temperaturas máximas y mínimas registradas en distintos periodos de operación.

Periodo	Temp. Ambiente (°C)	Temp. máx/mín (°C)	Punto	Día operación	Fecha
Antes de introducción de tanque CH ₄	19	27.2	P2.1	13	18.SEP.18
	25	18.3	P1.1	8	13.SEP.18
Día posterior a introducción tanque CH ₄	22.6	43.2	P3.2	17	22.SEP.18
		32.2	P1.2		
Posterior a introducción tanque CH ₄	20.6	30.7	P3.2	19	24.SEP.18
	16.8	19.6	P1.2	28	3.OCT.18
Posterior a alimentación agua residual a reactor UASB	17.3	30.2	P2.1	37	12.OCT.18
	16.6	18.3	P1.1	34	9.OCT.18

c) Observaciones adicionales

La caída de presión generada por el biofiltro fue relativamente baja a lo largo de la operación del proceso. Como se observa en la figura 5.19, este parámetro fue aumentando a lo largo del periodo de experimentación, alcanzándose un máximo de 4.8 cm de H₂O (0.47 kPa). El aumento en caída de presión se puede deber a varias razones, entre ellas: generación de biomasa nueva, degradación del medio filtrante y acumulación de sulfatos.

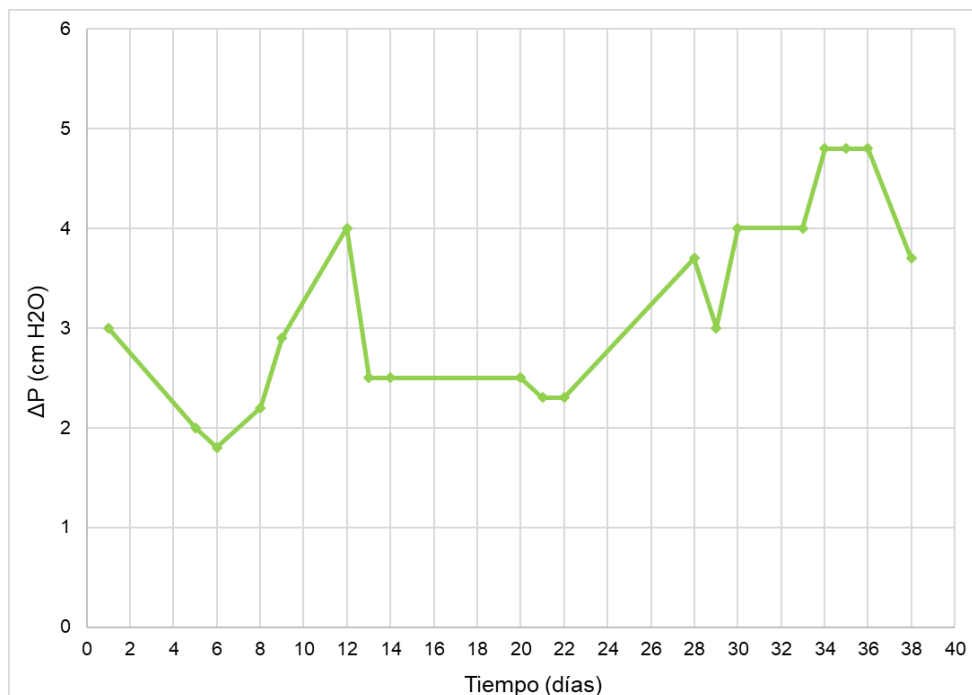


Figura 5.19. Caída de presión generada por el biofiltro a lo largo de la operación del proceso.

Por lo cual, posterior a 36 días de operación, se midió el grado de compactación del medio. Se observó que la altura de la superficie de la composta había disminuido entre 4 y 6 cm. Originalmente se había empacado una altura de 51 cm, por lo tanto, en ese tiempo hubo una compactación de alrededor del 10% en cuanto altura. En cuanto al volumen ocupado, éste originalmente era de 0.28 m³, por lo tanto, posterior a 36 días de operación fue de 0.25 m³. Estos resultados indican que hubo una compactación no despreciable del medio filtrante

Terminada la etapa de operación reportada, también se midieron el pH y porcentaje de humedad por gravimetría del medio filtrante en los distintos puntos de muestreo. Los resultados de estas determinaciones se muestran en la tabla 5.4.

Tabla 5.4. Porcentaje de humedad por gravimetría y pH de medio filtrante posterior a la etapa de operación reportada en este trabajo.

Punto de muestreo	% humedad en peso	pH
4	58.4	7.71
2	51.7	8.02
1	41.934	3.48

En el punto 1, las condiciones de pH resultan ser poco favorables para llevar a cabo la oxidación biológica de CH_4 . Aun así, la cantidad de agua presente está dentro del rango para poder llevar a cabo un proceso de biofiltración de manera óptima. En los puntos 2 y 4 el pH es mucho más favorable, además de que la cantidad de agua sigue siendo óptima para la biofiltración de ambos compuestos. El hecho de que ambos parámetros difirieran considerablemente en los diferentes estratos significa que había mayor actividad metanótrofa en la parte intermedia del biofiltro, y por lo tanto no había una eficiencia de remoción homogénea de CH_4 y H_2S a lo largo del medio filtrante. Una posible explicación sería la ya expresada en el inciso b) de esta sección, en el sentido que la degradación de H_2S se lleva a cabo casi en su totalidad en la parte inferior del biofiltro, por lo cual el pH en esta zona es mucho menor. Una vez que se elimina la mayor parte de este compuesto inhibitorio, se dan mejores condiciones para llevar a cabo la oxidación biológica del CH_4 en las secciones centrales del biofiltro.

6. Conclusiones

6.1. Conclusiones generales

Fue posible instalar un proceso piloto de biofiltración y desorción de gases en la PTAR de la FCPyS del campus CU de la UNAM, el cual incluyó los siguientes sistemas: bombeo y conducción de agua, desorción de gases, pretratamiento de H_2S y biofiltro empacado con composta.

En el caso del pretratamiento de H_2S , los dos materiales probados resultaron ser poco eficientes para la remoción de este compuesto, ya que la fibra de metal producía poca caída de presión, pero removía un porcentaje muy bajo del H_2S introducido. Por su parte, la lana de acero tenía una eficiencia de remoción inicial alta, pero ésta disminuía con el tiempo y se generaba una caída de presión importante, la cual también aumentaba con el paso del tiempo.

La eficiencia de remoción de H_2S por parte del biofiltro fue cercana al 100% de manera consistente a lo largo de la operación, mientras que la de CH_4 fue en promedio de 75.4%. Estos resultados comprueban la hipótesis propuesta, ya que sí

fue posible alcanzar las metas de remoción propuestas utilizando el proceso piloto instalado. Es importante mencionar que en el caso de la oxidación biológica de CH_4 , se presenta una notable variación a lo largo de la operación. Esto se debió a la presencia de concentraciones de H_2S muy variables en el influente, lo cual afectó la eficiencia de remoción durante algunos periodos, en especial cuando se introducían concentraciones mayores a 500 ppm_v. De manera contraria, cuando se introducían bajas concentraciones de H_2S , había una mayor eficiencia de remoción de CH_4 . Asimismo, el averío de la PTAR y la consecuente baja concentración de CH_4 disuelta en el efluente del reactor UASB hicieron que la cantidad de CH_4 que entraba al biofiltro no fuera representativa de la operación normal de una PTAR pequeña.

En cuanto a las temperaturas internas del biofiltro, al introducir concentraciones más altas de CH_4 se llegaron a registrar temperaturas de hasta 43°C, y de hasta 30°C cuando se regularizó el funcionamiento de la PTAR. Además, se debe mencionar que las temperaturas diferían de manera importante dependiendo del punto de muestreo, llegándose a registrar las más altas en las partes intermedias del recipiente, mientras que eran más bajas en las partes más externas. Un comportamiento similar se pudo observar en el pH del medio, ya que en las zonas inferiores se registró un pH mucho más bajo que en las zonas intermedias. Esto indica que la actividad biológica a lo largo de biofiltro no fue homogénea, por lo cual se puede concluir que la oxidación biológica del H_2S se llevaba a cabo en las partes inferiores, permitiendo el establecimiento de mejores condiciones para la oxidación de CH_4 en las zonas intermedias, aunado a la presencia de canalizaciones y rutas preferentes en los estratos con mayor actividad.

Por último, también es importante mencionar que al desarrollar un proyecto a escala piloto en conjunto a un proceso de escala real se presentan retos y dificultades adicionales que en muchas ocasiones están fuera de nuestro control, los cuales pueden llegar a afectar de manera importante y demorar considerablemente el progreso del proyecto.

6.2. Sugerencias y futuras investigaciones

La fase experimental reportada en este trabajo fue la primera etapa de un proyecto con el cual se plantea determinar el efecto del H_2S sobre la biofiltración de CH_4 a escala piloto. Las siguientes etapas consisten en introducir de manera controlada: altas concentraciones de H_2S proveniente del efluente del reactor UASB (sin pretratamiento) y concentraciones menores a 500 ppm_v. De esta manera se podrá cuantificar de manera más precisa el efecto del H_2S sobre la oxidación biológica del CH_4 y la población microbiana capaz de realizarla. Para esto es necesario tener un buen control sobre la concentración de H_2S en el influente.

Por lo tanto, se sugiere desarrollar un proyecto que profundice en la búsqueda y estudio de materiales asequibles para pretratamiento de H_2S . Es importante notar que a nivel investigación e industrial es posible utilizar tratamientos fisicoquímicos altamente eficientes como el proceso LO-CAT y catalizadores diseñados para oxidar H_2S , pero en general éstos son costosos o requieren de condiciones muy demandantes para poderse operar, por lo cual son inaccesibles a PTAR pequeñas con recursos limitados. Igualmente, para continuar con el desarrollo y validación del sistema de desorción mixto, se deben seguir realizando pruebas y mejoras en el diseño e instalación de esta tecnología.

Asimismo, se sugiere que en la futura operación del biofiltro se realicen actividades como riego y mezclado periódico del medio filtrante para poder proveer mejores condiciones en las cuales se pueda llevar a cabo la oxidación biológica de los compuestos indeseados. Finalmente, se deben continuar haciendo investigaciones y mejoras en general a todo el proceso, esto con el propósito de que eventualmente se pueda escalar e instalar en PTAR de escala real como parte del sistema de control de emisiones contaminantes.

7. Referencias

- American Public Health Association. (2012). *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*. (American Public Health Association, Ed.) (22nd ed.). Washington DC.
- Chernicharo, C. A. L., Lier, J. B., Noyola, A., & Ribeiro, T. B. (2015). Anaerobic sewage treatment : state of the art , constraints and challenges. *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology*, 14(4), 649–679. <https://doi.org/10.1007/s11157-015-9377-3>
- Daelman, M. R. J., van Voorthuizen, E. M., van Dongen, U. G. J. M., Volcke, E. I. P., & van Loosdrecht, M. C. M. (2012). Methane emission during municipal wastewater treatment. *Water Research*, 46(11), 3657–3670. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2012.04.024>
- Devanny, J. S., & Chitwood, D. E. (2000). Two-stage biofiltration of sulfides and VOCs from wastewater treatment plants. *Water Science and Technology*, 42(5–6), 411–418.
- Foust, A. S., Wenzel, L. A., Clump, C. W., Maus, L., & Andersen, L. B. (1983). *Principios de Operaciones Unitarias*. México D.F.: Editorial Continental.
- Gebert, J., & Gröngröft, A. (2006). Performance of a passively vented field-scale biofilter for the microbial oxidation of landfill methane. *Waste Management*, 26(4), 399–407. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2005.11.007>
- Heile, S., Chernicharo, C. A. L., Brandt, E. M. F., & McAdam, E. J. (2017). Dissolved gas separation for engineered anaerobic wastewater systems. *Separation and Purification Technology*, 189(August), 405–418. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2017.08.021>
- Hua, G. X., McManus, D., & Woollins, J. D. (2001). The evolution, chemistry and applications of homogeneous liquid redox sulfur recovery techniques. *Comments on Inorganic Chemistry*, 22(5), 327–351. <https://doi.org/10.1080/02603590108050874>
- Huete, A., de los Cobos-Vasconcelos, D., Gómez-Borraz, T., Morgan-Sagastume, J. M., & Noyola, A. (2018). Control of dissolved CH₄ in a municipal UASB reactor effluent by means of a desorption – Biofiltration arrangement. *Journal of Environmental Management*, 216, 383–391. <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2017.06.061>
- Huete Chevez, Á. F. (2017). *Eliminación biológica de metano y sulfuro de hidrógeno provenientes del tratamiento anaerobio de agua residual municipal*. Tesis de maestría. Universidad Nacional Autónoma de México.
- Jiang, H., Chen, Y., Murrell, J. C., Jiang, P., Zhang, C., Xing, X. H., & Smith, T. J. (2011). Methanotrophs: Multifunctional Bacteria with Promising Applications in Environmental Bioengineering. *Comprehensive Biotechnology*, Second Edition, 6(3), 249–262. <https://doi.org/10.1016/B978-0-08-088504-9.00374-3>

- Jørgensen, P. J. (2009). *Biogas-green energy*. (A. B. Nielsen & F. Bendixen, Eds.), *Process, Design, Energy supply, Environment. Faculty ...* (2nd ed.). Aarhus: Faculty of Agricultural Sciences, Aarhus University.
- Leson, G., & Winer, A. M. (1991). Biofiltration: An Innovative Air Pollution Control Technology For VOC Emissions. *Journal of the Air and Waste Management Association*, 41(8), 1045–1054. <https://doi.org/10.1080/10473289.1991.10466898>
- McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriot, P. (1998). *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química* (4th ed.). Madrid: McGraw-Hill.
- Millero, F. J. (1986). the Thermodynamics and Kinetics of the Hydrogen Sulfide System in Natural Waters*. *Marine Chemistry Elsevier Science Publishers B.V.*, 18(May 1984), 121–147.
- Morgan-Sagastume, J. M. (2003). *Biofiltración de H₂S con mezclado del empaque: efectos sobre su estructura física, la distribución de gas y la eficiencia de operación*. Tesis de Doctorado. Universidad Nacional Autónoma de México.
- Morgan-Sagastume, J. M., & Noyola, A. (2006). Hydrogen sulfide removal by compost biofiltration: Effect of mixing the filter media on operational factors. *Bioresource Technology*, 97(13), 1546–1553. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2005.06.003>
- Myhre, G., Huang, J., Mendoza, B., Daniel, J. S., Nielsen, C. J., Rotstayn, L., & Wild, O. (2013). Anthropogenic and natural radiative forcing. *Climate Change 2013 the Physical Science Basis: Working Group I Contribution to the Fifth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change*, 9781107057, 659–740. <https://doi.org/10.1017/CBO9781107415324.018>
- Nikiema, J., Dastous, P. A., & Heitz, M. (2007). Elimination of volatile organic compounds by biofiltration: A review. *Reviews on Environmental Health*, 22(4), 273–294. <https://doi.org/10.1515/REVEH.2007.22.4.273>
- Noyola, A., Capdeville, B., & Roques, H. (1988). Anaerobic treatment of domestic sewage with a rotating stationary fixed-film reactor. *Water Research*, 22(12), 1585–1592. [https://doi.org/10.1016/0043-1354\(88\)90172-8](https://doi.org/10.1016/0043-1354(88)90172-8)
- Noyola, A., Morgan-Sagastume, J. M., & Güereca, L. P. (2013). *Selección de tecnologías para el tratamiento de aguas residuales municipales* (1st ed.). Ciudad de México: Instituto de Ingeniería de la Universidad Nacional Autónoma de México.
- Noyola, A., Morgan-Sagastume, J. M., & López-Hernández, J. E. (2006). Treatment of biogas produced in anaerobic reactors for domestic wastewater: Odor control and energy/resource recovery. *Reviews in Environmental Science and Biotechnology*, 5(1), 93–114. <https://doi.org/10.1007/s11157-005-2754-6>
- 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(9), 926–932. <https://doi.org/10.1002/clen.201100707>
- Noyola, A., Paredes, M. 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(9), 1091–1098. <https://doi.org/10.1002/clen.201500084>
- Onda, K., Takeuchi, H., & Okumoto, Y. (1968). Mass transfer coefficients between gas and liquid phases in packed columns. *Journal of Chemical Engineering of Japan*, 1(1), 56–62.
- Sánchez Rodríguez, A. D. (2015). *Biofiltración de metano y sulfuro de hidrógeno de biogás diluido*. Tesis de maestría. UNAM.
- Sander, R. (1999). Compilation of Henry's Law Constants for Inorganic and Organic Species of Potential Importance in Environmental Chemistry. *Database*, 20(1), 107. <https://doi.org/10.1017/CBO9781107415324.004>
- Sander, R. (2015). Compilation of Henry's law constants (version 4.0) for water as solvent. *Atmospheric Chemistry and Physics*, 15(8), 4399–4981. <https://doi.org/10.5194/acp-15-4399-2015>
- Sarner, E. (1990). Removal of sulphate and sulphite in an anaerobic trickling (antric) filter. *Water Science and Technology*, 22(1–2), 395–404. <https://doi.org/10.1002/dev.20023>
- Souza, C. L., Chernicharo, C. A. L., & Aquino, S. F. (2011). Quantification of dissolved methane in UASB reactors treating domestic wastewater under different operating conditions. *Water Science and Technology*, 64(11), 2259–2264. <https://doi.org/10.2166/wst.2011.695>
- Souza, C. L., Chernicharo, C. A. L., & Melo, G. C. B. (2012). Methane and hydrogen sulfide emissions in UASB reactors treating domestic wastewater. *Water Science and Technology*, 65.7(April), 1229–1236. <https://doi.org/10.2166/wst.2012.854>
- Treybal, R. E. (1980). *Operaciones de Transferencia de Masa* (2nd ed.). McGraw-Hill.
- Vikrant, K., Kailasa, S. K., Tsang, D. C. W., Lee, S. S., Kumar, P., Giri, B. S., ... Kim, K. H. (2018). Biofiltration of hydrogen sulfide: Trends and challenges. *Journal of Cleaner Production*, 187, 131–147. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2018.03.188>
- Wubs, H. J., & Beenackers, A. (1993). Kinetics of the oxidation of ferrous chelates of EDTA and HEDTA in aqueous solution. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 32(11), 2580–2594. <https://doi.org/10.1021/ie00023a022>

8. Anexos

A. Memoria de cálculo

A.1. Ejemplo de cálculos de balance de materia

A continuación, se muestran los cálculos realizados para el balance de materia en el proceso piloto instalado en la PTAR de la FCPyS. La figura A.1 muestra un diagrama simplificado del proceso en el cual se nombran los distintos equipos y flujos involucrados en el proceso.

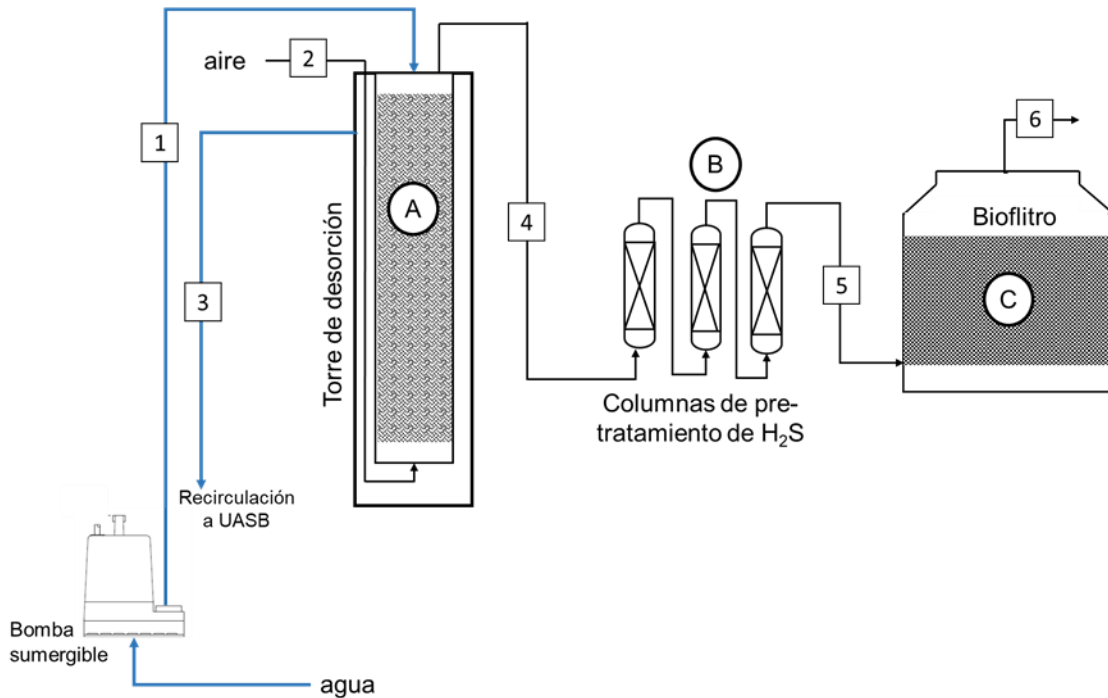


Figura A.1. Diagrama simplificado de proceso utilizado como referencia de balances de materia. Números corresponden a flujos de proceso. Letras mayúsculas a sistemas principales.

A.1.A. Balance de materia en torre de desorción.

- Flujos de entrada: 1,2.
 - Condiciones iniciales:

Tabla A.1. Condiciones iniciales propuestas para los flujos de entrada de la columna de desorción.

No. Flujo (fase)	1 (L)	2 (G)
Q (l/min)	15	15
Conc. CH ₄ (% v/v)	4.5	0
Conc. H ₂ S (ppm _v)	800	0

- Reacciones involucradas: N/A.
- Condiciones generales: Presión (P)=0.77 atm; temperatura ambiente (T)=298.15 K; Eficiencia desorción (η_d) =100%. Se considera que se genera

poca a nula caída de presión por elementos posteriores, por lo cual se mantiene un flujo de aire constante a lo largo del proceso.

- Incógnitas: Concentraciones de H₂S y CH₄ en 3 y 4.
- Procedimiento:
 - Conversión de concentración de CH₄ de %v/v a g/l:

$$\rho_{CH_4} C_{v\%} \times 0.01 = C_{CH_4} \quad (1)$$

Donde:

- $C_{v\%}$: Concentración de CH₄ en % v/v. Determinado con Biogás 5000.
- C_{CH_4} : Concentración de CH₄ (g/l).
- ρ_{CH_4} : densidad de CH₄ (g/l). Este parámetro se determinó utilizando la ley de gases ideales:

$$\frac{PM_{CH_4}}{RT} = \rho_{CH_4} \quad (2)$$

Donde:

- P: presión atmosférica (0.77 atm en la Ciudad de México).
- M_{CH_4} : Masa molecular de CH₄ (16.043 g/mol).
- R: Constante de gases ideales ($0.082 \frac{atm(l)}{molK}$)
- T: Temperatura ambiente (298.15 K)

- Conversión de concentración de H₂S en ppm_v a g/l.

$$\frac{C_{ppm_v} PM_{H_2S}}{(1 \times 10^6) RT} = C_{H_2S} \quad (3)$$

Donde:

- C_{ppm_v} : Concentración de H₂S en ppm_v, determinado con Biogás 5000.
- M_{H_2S} : Masa molecular de H₂S (34.076 g/mol).
- C_{H_2S} : Concentración de H₂S en g/l.

- Ecuación de balance de materia:

$$Q_L(L_1 - L_2) = Q_G(G_2 - G_1) \quad (4)$$

Donde:

- Q_L = Caudal de flujo de agua (l/min).
- L = Concentración de cierto compuesto gaseoso en la fase líquida (g/l). Los subíndices 1 y 2 indican la concentración en el influente y efluente respectivamente.
- Q_G = tasa de flujo de aire (l/min).
- G = Concentración en aire (g/l).
 - ❖ Tomando en cuenta que el caudal de agua y flujo de aire son equivalentes (15 l/min), L₁ es conocida y que la concentración en G₁=0, la ecuación 4 pasa a:

$$G_2 = L_1 - L_2 \quad (5)$$

Donde G₂ y L₂ siguen siendo incógnitas.

- Se hace uso de la eficiencia de desorción para resolver la ecuación 5:

$$\frac{L_1 - L_2}{L_1} \times 100 = \eta_d \quad (6)$$

- Si $\eta_d = 100\%$ la ecuación 6 da como resultado $L_2 = 0$. Por lo tanto, $G_2 = L_1$.

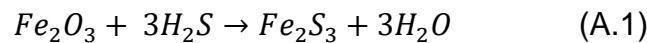
- Flujos de salida: 3, 4.
 - Tabla de balance final:

Tabla A.2. Tabla del balance final para sistema de desorción.

No. Flujo (fase)	1 (L)	2 (L)	3 (G)	4 (G)
Q (l/min)	15	15	15	15
Conc. CH ₄ (g/l)	0.023	0	0	0.023
Conc. H ₂ S (g/l)	8.5×10^{-4}	0	0	8.5×10^{-4}

A.1.B. Balance de materia en columnas de pretratamiento de H₂S.

- Flujo de entrada: 4
- Flujo de salida: 5
- Reacciones involucradas:



- Condiciones generales: P y T iguales que en sección anterior; Eficiencia de reacción A.1 (η_{r1}) = 50%; Fe₂S₃ es insoluble y permanece en columnas de pretratamiento. CH₄ no reacciona con Fe₂O₃.
- Incógnitas: Concentración de H₂S en 5.
- Procedimiento:
 - Conversión de concentraciones de CH₄ y H₂S en g/l a mol/l:

$$\frac{C_{CH_4}}{M_{CH_4}} = C_{MCH_4}; \quad \frac{C_{H_2S}}{M_{H_2S}} = C_{MH_2S}$$

Donde:

- C_{MCH_4} , C_{MH_2S} : Concentración de CH₄ y H₂S en mol/l.
- Utilizando la eficiencia de reacción para calcular concentración de H₂S en 5:

$$\eta_{r1} = \frac{C_{MH_2S_4} - C_{MH_2S_5}}{C_{MH_2S_4}} \times 100 \quad (7)$$

Donde:

- $C_{MH_2S_4}$: Concentración de H₂S en 4.
- $C_{MH_2S_5}$: Concentración de H₂S en 5.
- Conociendo $C_{MH_2S_4}$ y la eficiencia de reacción la ecuación 7 se reacomoda para dar:

$$C_{MH_2S_5} = C_{MH_2S_4} - \frac{\eta_{r1} C_{MH_2S_4}}{100} \quad (8)$$

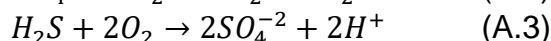
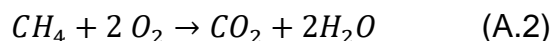
- Tabla de balance final:

Tabla A.3. Tabla del balance final para CPSH.

No. Flujo (fase)	4 (G)	5 (G)
Q (l/min)	15	15
Conc. CH ₄ (mol/l)	1.4x10 ⁻³	1.4x10 ⁻³
Conc. H ₂ S (mol/l)	2.5x10 ⁻⁵	1.25 x10 ⁻⁵

A.1.C. Balance de materia en biofiltro.

- Flujo de entrada: 5.
- Flujo de salida: 6.
- Reacciones involucradas:



- Condiciones generales: Eficiencia de reacción A.2 (η_{r2}) =75%; Eficiencia de reacción A.3 (η_{r3}) =100%; Productos de reacción A.3 permanecen en biofiltro.
 - Tabla de balance final:

Tabla A.4. Tabla del balance final para biofiltro.

No. Flujo (fase)	5 (G)	6 (G)
Q (l/min)	15	15
Conc. CH ₄ (mol/l)	1.4x10 ⁻³	3.5x10 ⁻⁴
Conc. CH ₄ (%)	4.5%	1.1 %
Conc. H ₂ S (mol/l)	1.25 x10 ⁻⁵	0
Conc. H ₂ S (ppmv)	400	0

A.2. Eficiencia de remoción

$$\frac{C_1 - C_2}{C_1} \times 100 = X\% \quad (9)$$

Donde:

- C₁: concentración en influente.
- C₂: concentración en efluente.
- X%: eficiencia de remoción en porcentaje.

A.3. Determinación de concentración de gases disueltos en efluente líquido de reactor UASB

Para calcular la concentración de gases disueltos en las muestras tomadas en el efluente líquido del reactor UASB se utilizó la siguiente ecuación:

$$\frac{\left(\frac{n_i}{v_i}\right) v_{ec} M_i}{v_l} = C_{di} \quad (10)$$

Donde

- n_i : cantidad de compuesto i en muestra inyectada a cromatógrafo (mmol). Determinado con cromatografía de gases.
- v_i : volumen de muestra inyectada a cromatógrafo (en este caso 0.5 ml).
- v_{ec} : volumen de espacio de cabeza (20 ml).
- M_i : masa molecular de compuesto i (g/mol).
- v_l : volumen de muestra líquida (60 ml).
- C_{di} : concentración de compuesto i en la fase líquida (g/l).

Se considera que todo el CH₄ disuelto en la fase líquida pasa a la fase gaseosa.

B. Cálculos adicionales.

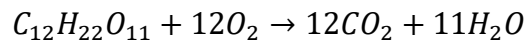
B.1. Mezcla metano aire

- Volumen de CH₄ necesario para obtener mezcla 5% v/v con flujo 15 l/min en 24 h:

$$15 \frac{l}{min} = 21.6 \frac{m^3}{día}$$

$$21.6 \frac{m^3}{día} \times 0.05 = 1.08 m^3 \frac{CH_4}{día}$$

B.2. Introducción de sacarosa



- Cálculo DQO teórica por gramo de sacarosa:

$$DQO_{teo} = (1g C_{12}H_{22}O_{11}) \left(\frac{1 mol C_{12}H_{22}O_{11}}{342.3 g C_{12}H_{22}O_{11}} \right) \left(\frac{12 mol O_2}{1 mol C_{12}H_{22}O_{11}} \right) \left(\frac{32 g O_2}{1 mol O_2} \right)$$

$$= \frac{1.12 g O_2}{g C_{12}H_{22}O_{11}} = \frac{1.12 kg O_2}{kg C_{12}H_{22}O_{11}} = 1.12 kg DQO$$

- Generación de CH₄ por kg de DQO consumida:

$$1.12 kg DQO \times R_{CH_4} = 0.168 m^3 CH_4$$

Donde R_{CH_4} es el rendimiento de generación de CH₄ por kg de DQO consumida. Se le asignó el valor de $\frac{0.15 m^3 CH_4}{kg DQO}$ de acuerdo a lo observado por Noyola et al. (1988).

- Considerando un flujo de 15 l/min, cantidad de sacarosa necesaria para obtener mezcla CH₄ 5%:

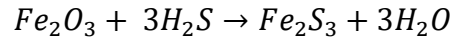
$$\frac{1.08 m^3 \frac{CH_4}{día}}{f} = 3.6 m^3 \frac{CH_4}{día}; \text{ Donde } f: \text{ factor de dilución de } CH_4 = 0.3. \text{ (30\%}$$

del CH₄ generado permanece disuelto en efluente).

$$\left(3.6 \text{ m}^3 \frac{\text{CH}_4}{\text{día}}\right) \left(\frac{1 \text{ kg } \text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}}{0.168 \text{ m}^3 \text{CH}_4}\right) = 21.43 \frac{\text{kg } \text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}}{\text{día}}$$

B.3. Tratamiento químico de H₂S

B.3.1. Con óxido de hierro (Fe₂O₃)

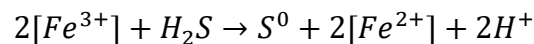


Estimación de masa de Fe₂O₃ necesaria para tratar H₂S generado en 1 día:

$$\frac{480Q(\text{C}_{\text{H}_2\text{S}})M_{\text{Fe}_2\text{O}_3}}{M_{\text{H}_2\text{S}}} = \frac{m_{\text{Fe}_2\text{O}_3}}{\text{día}} \quad (11)$$

- Q: Flujo de gases (l/min)
- C_{H₂S}: Concentración de H₂S en g/l.
- M_{Fe₂O₃}: Masa molecular de Fe₂O₃ (159.69 g/mol)
- M_{H₂S}: Masa molecular de H₂S (34.076 g/mol)
- $\frac{m_{\text{Fe}_2\text{O}_3}}{\text{día}}$: masa de Fe₂O₃ necesaria para tratar H₂S generado en 1 día (g/día)

B.3.2. Con solución LO-CAT



En la solución LO-CAT la relación molar de EDTA a Fe³⁺ es 1:1 (Wubs & Beenackers, 1993).

La solución LO-CAT utilizada tiene una concentración de EDTA (masa molecular 372.24 g/mol) de 31.5 g/l. Por lo tanto, la concentración de Fe³⁺ es de 0.0846 mol/l.

Para estimar el volumen de solución LO-CAT que se requiere para tratar el efluente gaseoso de la columna de desorción por cierta cantidad de tiempo:

$$\frac{2QtC_{\text{MH}_2\text{S}}}{C_{\text{MFe}^{3+}}} = V_{\text{LO.CAT}} \quad (12)$$

Donde:

- Q: flujo de efluente gaseoso de columna de desorción (l/min).
- t: Tiempo de se alimenta flujo de efluente gaseoso hacia solución LO-CAT (min).
- C_{MH₂S}: Concentración de H₂S (mol/l).
- C_{MFe³⁺}: Concentración de Fe³⁺ en solución LO-CAT (0.0846 mol/l).
- V_{LO-CAT}: volumen estimado de solución LO-CAT necesario para tratar efluente gaseoso de columna de desorción (litros).

C. Validación de diseño original de columna de desorción mixta.

Tomado de reporte realizado previo al inicio de este trabajo por integrantes del GIPA.

Primera sección. Columna empacada con anillos Pall.

Se siguió metodología descrita por Huete (2017) para diseñar una columna empacada: se utilizó el modelo de Onda et al., 1968 para calcular los coeficientes de transferencia de masa y se validó el modelo con el software comercial Berkeley Madonna. El modelo que se utilizó fue el de una columna empacada con anillos tipo pall, para permitir la desorción de metano disuelto a partir de una corriente líquida (efluente anaerobio) y aire en contraflujo, utilizando un balance de masa para los componentes. Los datos que se utilizaron para alimentar el modelo en el software Berkeley Madonna se muestran en la tabla C.1

Tabla C.1. Datos para el modelo de desorción de CH₄ en la primera sección.

Datos	Valor utilizado	Unidad
Constante de Henry a 20 °C	28.3	
Presión de entrada	0.76	atm
Flujo del líquido (influyente)	15	L min ⁻¹
Concentración de metano en el líquido (influyente)	13	mg L ⁻¹
Flujo de gas (influyente)	15	L min ⁻¹
Eficiencia de desorción	54	%
<i>Propiedades de la fase líquida a 20 °C (agua)</i>		
Tensión superficial	0.072764	kg s ⁻²
Viscosidad	0.0010042	kg m ⁻¹ s ⁻¹
Densidad	998.2	kg m ⁻³
Difusividad de metano en agua	2x10 ⁻⁹	m ² s ⁻¹
<i>Propiedades de la fase gaseosa a 20 °C (aire)</i>		
Viscosidad	0.00001773	kg m ⁻¹ s ⁻¹
Densidad	1.2046	kg m ⁻³
Difusividad de metano en aire	0.00002	m ² s ⁻¹
<i>Propiedades del empaque (anillos Pall)</i>		
Diámetro	0.025	m
Área específica	280	m ² m ⁻³
Tensión superficial	0.033	kg s ⁻²
Carga hidráulica	0.84	m ³ m ⁻²

Segunda sección. Tanque de burbujeo

Esta etapa corresponde a la sección sumergida de la columna mixta de desorción. Se calcularon los coeficientes de transferencia de masa de acuerdo con Treybal (1980) y se validó el modelo con el software comercial Berkeley-Madonna. El modelo que se utilizó fue el de un tanque de burbujeo para desorción de CH₄. Los datos utilizados para alimentar el modelo en el software Berkeley Madonna se muestran en la tabla C.2.

Tabla C.2. Datos para el modelo de desorción de CH₄ en la segunda sección.

Datos	Valor utilizado	Unidad
Diámetro del tanque	0.1524	m
Área transversal del tanque	0.0182	m ²
Altura del tanque	0.5	m
Volumen del tanque	0.0091	m ³
Constante gravitacional	9.81	m s ⁻²
Temperatura	293	K
Flujo del líquido	15	L min ⁻¹
Flujo del gas	15	L min ⁻¹
Eficiencia de desorción	46	%
<i>Propiedades de la fase líquida a 20 °C (agua)</i>		
Viscosidad	0.0010042	kg m ⁻¹ s ⁻¹
Peso molecular	0.01801	kg mol ⁻¹
Densidad	998.2	kg m ⁻³
Retención del líquido (adimensional)	1000	
Tensión superficial	0.072764	kg s ⁻²
<i>Propiedades de la fase gaseosa a 20 °C (aire)</i>		
Viscosidad	0.00001773	kg m ⁻¹ s ⁻¹
Peso molecular	0.02896	kg mol ⁻¹
Densidad	1.2046	kg m ⁻³
Volumen molar de un gas	22.4	L mol ⁻¹
<i>Características del difusor</i>		
Diámetro	0.1	m
Número de orificios	40	
Diámetro de orificios	0.005	m
<i>Propiedades del gas disuelto (metano)</i>		
Peso molecular	0.01604	kg mol ⁻¹
Difusividad de metano en agua	2x10 ⁻⁹	m ² s ⁻¹
Concentración de metano en el líquido (influyente)	Efluente de primera etapa	

Integración de las partes de la columna mixta de desorción

Las características de la sección no sumergida de la columna mixta se muestran en la tabla C.3. En la figura C.1 Se muestra una captura de pantalla del programa de Excel desarrollado para el cálculo y dimensionamiento de esta misma sección.

Tabla C.3. Características de sección no sumergida de columna de desorción mixta.

Características	Valor	Unidad
Altura total	0.5	m
Altura empacada	0.4	m
Diámetro	0.1524	m
Flujo de agua	15	L min ⁻¹
Flujo de aire	15	L min ⁻¹
Eficiencia global de desorción de CH ₄	54	%

	A	B	C	D	E	F	G	
1								
2			Símbolo	Valor	Unidades	Descripción		
3		<i>Desorbedor</i>	C_i	0.013	$\text{kgCH}_4 \text{ m}^{-3}$	13 mg L^{-1}		
4			T	293	K			
5			R	8.20575E-05	$\text{m}^3 \text{ atm mol}^{-1} \text{ K}^{-1}$			
6			PM_{CH_4}	0.01604	kg mol^{-1}			
7			ρ_{CH_4}					
8			FM_{CH_4}					
9			P_{CH_4}		atm			
10			H_a	28.3		A 20 °C		
11			P_T	0.76	atm	77 KPa		
12			η	0.54		53.5% de eficiencia		
13			R_{Lg}	1				
14			g	9.8	m s^{-2}			
15			<i>Agua</i>	ρ_L	0.072764	kg s^{-2}	A 20 °C	
16				μ_L	0.0010042	$\text{kg m}^{-1} \text{ s}^{-1}$	A 20 °C	
17		ρ_L		998.29	kg m^{-3}	A 20 °C		
18		ρM_L		55.6	kmol m^{-3}			
19		P_s		238.61	kg m^{-2}	A 20 °C		
20		PM_L		0.01801	kg mol^{-1}			
21		D_{mL}		0.000000002	$\text{m}^2 \text{ s}^{-1}$	A 20 °C		
22		<i>Aire</i>	μ_a	0.00001773	$\text{kg m}^{-1} \text{ s}^{-1}$	A 20 °C		
23			ρ_a	1.2046	kg m^{-3}	A 20 °C		
24			D_{ma}	0.00002	$\text{m}^2 \text{ s}^{-1}$	A 20 °C		
25		<i>Material de empaque</i>	ϕ_s	0.025	m			
26			A_s	280	$\text{m}^2 \text{ m}^{-3}$	280		
27			σ_s	0.032	kg s^{-2}	Polietileno		
28			$Q_{s\text{max}}$	0.00025	$\text{m}^3 \text{ s}^{-1}$			
29			$Q_{s\text{aire}}$	0.00025	$\text{m}^3 \text{ s}^{-1}$			
30			ϕ_c	0.15240	m	6 pulgadas		
31			r	0.0762	m			
32			A_s	0.0182	m^2			
33			CH	0.0137	$\text{m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ s}^{-1}$			
34			F_s	15				

Fase	Símbolo	Huete (2017)		Onda <i>et al.</i> (1968)		El-Behil <i>et al.</i> (2012)	
		Valor	Unidad	Valor	Unidad	Valor	Unidad
Líquida	C_s	0.0060	$\text{kgCH}_4 \text{ m}^{-3}$	0.0060	$\text{kgCH}_4 \text{ m}^{-3}$	0.0060	$\text{kgCH}_4 \text{ m}^{-3}$
	v_L	0.0137	m s^{-1}	0.0137	m s^{-1}	0.0137	m s^{-1}
	L	13.6816	$\text{kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$	13.6816	$\text{kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$	13.6816	$\text{kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$
	Re	48.6584		48.6584		665.72298	
	Fr	0.00536649		0.00536649		0.00536649	
	We	0.00093911		0.00920323		0.00920323	
	A_m	86.9848	$\text{m}^2 \text{ m}^{-3}$	124.3587	$\text{m}^2 \text{ m}^{-3}$	149.4231	$\text{m}^2 \text{ m}^{-3}$
Gaseosa	k_t	1.1109	m h^{-1}	0.8753	m h^{-1}	0.7745	m h^{-1}
	Y_{mL}	0.0189		0.0189		0.0189	
	v_{mL}	2.6E-04	m s^{-1}	0.00026	m s^{-1}	0.00026	m s^{-1}
	v_a	0.0039	m s^{-1}	0.0039	m s^{-1}	0.0039	m s^{-1}
	Q_a	0.00007	$\text{m}^3 \text{ s}^{-1}$	0.00007	$\text{m}^3 \text{ s}^{-1}$	0.00007	$\text{m}^3 \text{ s}^{-1}$
	G	0.0047	$\text{kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$	0.0047	$\text{kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$	0.0047	$\text{kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$
	k_g	1.8645	m h^{-1}	1.8645	$\text{mol m}^{-2} \text{ h}^{-1} \text{ atm}$	1.8645	m h^{-1}
Desorbedor	$K_L A_m$	94.6350	h^{-1}	108.8539	h^{-1}	115.7243	h^{-1}
	HTU	0.5214	m	0.4532	m	0.4263	m
	F_r	28.30		28.30		28.30	
	NTU	0.7740		0.7740		0.7740	
	Z	0.40	m	0.35	m	0.33	m
	V_d	0.0074	m^3	0.0064	m^3	0.0060	m^3
	h_r	0.40	m	0.35	m	0.3300	m
	V_r	0.0074	m^3	0.0064	m^3	0.0060	m^3
	TRH	29.44	s	25.60	s	24.08	s
	R_{Ls}	3.5265		4		4	
	FM_a	0.0079	mol s^{-1}	0.0079	mol s^{-1}	0.0079	mol s^{-1}
	FM_L	0.0139	mol s^{-1}	1.39E-02	mol s^{-1}	0.0139	mol s^{-1}
	Y_m	0.0122		0.0122		0.0122	
	FM_m	0.0001	mol s^{-1}	0.0001	mol s^{-1}	0.0001	mol s^{-1}
	F_m	5.57	$\text{g}_{\text{CH}_4} \text{ h}^{-1}$	5.57	$\text{g}_{\text{CH}_4} \text{ h}^{-1}$	5.57	$\text{g}_{\text{CH}_4} \text{ h}^{-1}$
$\%_{\text{CH}_4}$	1.21	%	1.21	%	1.21	%	

Figura C.1. Captura de pantalla de programa desarrollado en Excel para sección no sumergida de columna de desorción mixta.

En la tabla C.4 se muestran las características de la sección sumergida de la columna de desorción mixta. En la figura C.2 se muestra una captura de pantalla del programa desarrollado en Excel para el cálculo y dimensionamiento de la sección sumergida.

Tabla C.4. Características de la sección sumergida de columna de desorción mixta.

Características	Valor	Unidad
Altura total	0.5	m
Diámetro	0.1524	m
Flujo de agua	15	L min ⁻¹
Flujo de aire	15	L min ⁻¹
Eficiencia global de desorción de CH ₄	46	%

	A	B	C	D	E
1					
2	DATOS				
3				6*	
4		Tanque	$\phi_t =$	0.1524	m
5			$A_T =$	0.0182	m ²
6			$h_t =$	0.5	m
7			$V_T =$	0.0091	m ³
8			$g =$	9.81	m s ⁻²
9			$T =$	273	K
10			$T =$	293	K
11			$P_a =$	101.3	kN m ⁻²
12		Fase líquida (agua)	$\mu_L =$	0.0010042	kg m ⁻¹ s ⁻¹
13			$Q_L =$	0.00025	m ³ s ⁻¹
14			$v_L =$	0.01	m s ⁻¹
15			$TRH =$	36.48	s
16			$PM_L =$	0.01801	kg mol ⁻¹
17			$\rho_L =$	998	kg m ⁻³
18			$\phi_L =$	1000	kg m ⁻³
19			$\sigma =$	0.072	N m ⁻¹
20		Burbujeador	$\phi_b =$	0.1	m
21			$\#_{\text{orificios}} =$	40	
22			$\phi_o =$	0.005	m
23		Fase gaseosa (aire)	$\mu_G =$	0.00001773	kg m ⁻¹ s ⁻¹
24			$Q_G =$	0.00025	m ³ s ⁻¹
25			$FM_G =$	0.0003	kg s ⁻¹
26			$V_G =$	22.4	L mol ⁻¹
27			$\rho_G =$	1.2046	kg m ⁻³
28			$PM_G =$	0.02896	kg mol ⁻¹
29		Metano	$PM_{CH_4} =$	0.01604	kg mol ⁻¹
30			$D_L =$	0.000000002	m ² s ⁻¹
31			$C_{H_2} =$	0.006045	kg m ⁻³
--					

33	CALCULOS			
34				
35		$Q_{Ga} =$	6.250E-06	$m^3 s^{-1}$
36		$v_{Ga} =$	0.3183	$m s^{-1}$
37		$M_{Ga} =$	0.0000075	$kg s^{-1}$
38		$\phi_p =$	0.0021	m
39		$P_a =$	106.20	$kN m^{-2}$
40		$P_p =$	103.75	$kN m^{-2}$
41		$\rho_{Gr} =$	1.234	$kg m^{-3}$
42		$v_G =$	0.0134	$m s^{-1}$
43		$v_L =$	0.01371	$m s^{-1}$
44		$v_G / v_r =$	0.04	
45		$v_r =$	0.3345	$m s^{-1}$
46		$\varphi_G =$	0.0418	
47		$V_{GT} =$	0.0004	m^3
48		$V_{LT} =$	0.0087	m^3
49		TR	1.52	s
50		TRH	34.96	s
51		$\phi_p =$	0.0021	m
52		$A_w =$	120.2596	$m^2 m^{-3}$
53		Re	693.2832	
54		Sc	503.01	
55		b'	0.061	
56		Sh _L	749.37	
57		$P_{ML} =$	55.42	$kmol m^{-2}$
58		$F_L =$	39.8439	$mol m^{-4}$
59		$M_{mat} =$	4791.61	$mol m^{-2}$
60		$v_{mal} =$	0.0599	$mol s^{-1}$
61		CE	0.0913	mol
62		$M_{mi} =$	0.00329	mol
63		$M_{me} =$	0.0000	mol
64		%E _m	46.5	
65				

Figura C.2. Captura de pantalla de programa desarrollado en Excel para sección sumergida (burbujeo) de columna de desorción mixta.