



**UNIVERSIDAD MICHOACANA
DE SAN NICOLÁS DE HIDALGO**



**DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO
FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA**

**ESTUDIO DE LA REMOCIÓN DE SULFURO DE HIDRÓGENO Y
DE DIÓXIDO DE CARBONO PRESENTE EN EL BIOGÁS, POR
MEDIO DE UN REACTOR DE COLUMNA DE BURBUJEO
OPERADO A BAJA PRESIÓN**

TESIS presentada por:

OMAR CAMPUZANO CALDERÓN

**A la División de Estudios de Posgrado de la
Facultad de Ingeniería Química como requisito parcial para obtener el
grado de:**

**MAESTRO EN CIENCIAS
EN
INGENIERÍA QUÍMICA**

**DIRECTOR DE TESIS:
DOCTOR EN CIENCIAS Y TECNOLOGÍA AMBIENTAL
JOSÉ APOLINAR CORTÉS**

Morelia, Mich.

Febrero 2017

Agradecimientos

A Dios por darme la vida, permitirme ser quien soy y llegar a donde estoy ahora.

A mis padres por el apoyo incondicional que me han brindado desde el momento en que nací y que seguirán dándome sin exigir nada a cambio.

A mis hermanos por los momentos dulces y amargos que hemos vivido y que de algún modo u otro me han ayudado a enfrentar la vida

A mi asesor por la confianza y paciencia que me ha dado sin importar los errores que he cometido.

A mis compañeros de la maestría por las vivencias y el trabajo en equipo que me otorgaron durante estos dos años.

A mis compañeros del laboratorio por convertir a las incontables horas de trabajo en un rato ameno.

A usted, lector que se ha tomado el tiempo para leer esta tesis.

Febrero 2017

ÍNDICE

1	Introducción	1
1.1	Generalidades.....	2
1.1.1	Reactor UASB	3
1.1.2	Reactor de Columna de Burbujeo.....	4
1.2	Justificación.....	6
1.3	Hipótesis	7
1.4	Objetivos	8
1.4.1	Objetivo General.....	8
1.4.2	Objetivos Específicos	8
2	Marco Teórico	9
2.1	Sistemas de Tratamiento de Aguas Residuales.....	10
2.1.1	Tipos de Tratamientos de Aguas Residuales	10
2.1.2	Tratamientos Secundarios.....	11
2.1.3	Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente	13
2.1.4	Biogás.....	14
2.2	Sulfuro de hidrógeno	16
2.2.1	Características.....	16
2.2.2	Reactividad	16
2.3	Dióxido de carbono	18
2.3.1	Características.....	18
2.3.2	Reactividad	18
2.4	Sistemas de Tratamiento de Gases	20
2.4.1	Absorción.....	20

2.4.2	Adsorción.....	20
2.4.3	Oxidación Química	21
2.4.4	Oxidación Biológica	21
2.4.5	Membranas.....	22
2.5	Reactor de Columna de Burbujeo	23
2.5.1	Características y Funcionamiento.....	23
3	Metodología.....	26
3.1	Diseño y Construcción del Reactor de Burbujeo	27
3.1.1	Materiales	27
3.1.2	Diseño del Reactor de Burbujeo	27
3.1.3	Tanque de Medición de Gases.....	28
3.1.4	Tanque de Biogás.....	29
3.2	Experimentación en el Reactor de Columna de Burbujeo	31
3.2.1	Evaluación de los Parámetros del Reactor de Columna de Burbujeo	31
3.2.2	Operación General del Reactor	33
3.2.3	Operación con Agua	34
3.2.4	Operación con Hidróxido de Calcio	35
4	Discusión de Resultados	37
4.1	Construcción e Instalación del Reactor de Columna de Burbujeo.	38
4.2	Diámetro de burbuja.....	40
4.3	Operación con Agua.....	43
4.4	Operación con Hidróxido de Calcio	47
5	Conclusiones y Recomendaciones.....	51
5.1	Conclusiones.....	52
5.2	Recomendaciones.....	53

Bibliografía.....	54
A Anexo A	58
B Anexo B	61

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1 Esquema del reactor UASB	2
Figura 1.2 Diagrama del reactor de columna de burbujeo.	4
Figura 2.1 Diagrama del Reactor UASB.....	14
Figura 2.2 Equilibrio de disociación del CO ₂ en agua.	19
Figura 2.3 Regímenes de flujo en un reactor de columna de burbujeo	24
Figura 3.1 Diagrama del reactor de columna de burbujeo	28
Figura 3.2 Tanque de almacenamiento de gases.	29
Figura 3.3 Tanque de biogás. a) Vista frontal. b) Vista superior.....	30
Figura 3.4 Preparación de la solución de Ca(OH) ₂	36
Figura 4.1 Reactor de columna de burbujeo	38
Figura 4.2 Tanque de medición de gases	39
Figura 4.3 Instalación completa del reactor de columna de burbujeo	39
Figura 4.4 Burbujas dentro del reactor de columna de burbujeo.....	40
Figura 4.5 Distribución de diámetro de burbuja. Frecuencia relativa.....	41
Figura 4.6 Distribución del diámetro de burbuja. Frecuencia acumulada.	42
Figura 4.7 Valores de temperatura y pH para la prueba de Ca(OH) ₂	48
Figura 4.8 Caracterización del biogás tratado de la prueba de Ca(OH) ₂	49
Figura A.1 Altura de las columnas de líquido en el reactor y en el tanque	59
Figura B.1 Alícuotas del sobrenadante	62

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 2.1 Tipos de Tratamiento de Aguas Residuales	10
Tabla 2.2 Valores caloríficos del biogás y otros combustibles	15
Tabla 3.1 Equipo utilizado para la medición de diversos parámetros.....	31
Tabla 3.2 Pasos para la operación del reactor de columna de burbujeo.....	35
Tabla 4.1 Parámetros obtenidos de la prueba con agua.	43
Tabla 4.2 Parámetros calculados de las pruebas de agua.....	44
Tabla 4.3 Concentración del biogás tratado con agua.	45
Tabla 4.4 Valores de remoción usando agua.	46
Tabla 4.5 Parámetros calculados de la prueba con Ca(OH)_2	49
Tabla 4.6 Remoción de H_2S y CO_2 obtenido en la prueba de Ca(OH)_2	50
Tabla B.1 Diferencias de peso de las muestras calcinadas.	63

ABREVIATURAS

Anhidro: Que no contiene agua.

CaCO₃: Carbonato de calcio.

CaO: Óxido de Calcio o cal viva.

Ca(OH)₂: Hidróxido de calcio o cal apagada.

CH₄: Metano

CO: Monóxido de carbono.

CO₂: Dióxido de carbono.

Coalescencia: La unión de dos burbujas para formar una más grande.

CO_x: Monóxido de carbono y/o dióxido de carbono.

CPVC: Del inglés: *Chlorinated Polyvinyl Chloride*, Cloruro de policloruro de vinilo.

DQO: Demanda Química de Oxígeno

H₂O: Agua

H₂S: Sulfuro de hidrógeno.

Holdup: Fracción de gas contenida en un reactor de columna de burbujeo.

in: Del inglés: *inch*, pulgada.

NO₂: Dióxido de nitrógeno.

NO₃: Trióxido de nitrógeno.

NO_x: Dióxido de nitrógeno y/o Trióxido de nitrógeno.

osi: Del inglés: *Ounce per Square Inch*, onza por pulgada cuadrada.

pH: Potencial de hidrógeno.

psi: Del inglés: *Pound per Square Inch*, Libra por pulgada cuadrada.

PVC: Del inglés: *Polyvinyl Chloride*, Policloruro de vinilo.

Ruptura: La separación de una burbuja en dos más pequeñas.

SO₂: Dióxido de azufre.

SO₃: Trióxido de azufre.

SO_x: Dióxido de azufre y/o trióxido de azufre.

UASB: Del inglés: *Upflow Anaerobic Sludge Blanket*, Reactor anaerobio de flujo ascendente.

RESUMEN

ESTUDIO DE LA REMOCIÓN DE SULFURO DE HIDRÓGENO Y DE DIÓXIDO DE CARBONO PRESENTE EN EL BIOGÁS, POR MEDIO DE UN REACTOR DE COLUMNA DE BURBUJEO OPERADO A BAJA PRESIÓN

Por

Omar Campuzano Calderón

Febrero del 2017

Maestro en Ciencias en Ingeniería Química

Las aguas residuales con una alta cantidad de materia orgánica procedente de las actividades agrícolas, ganaderas y residenciales causan un gran impacto en el ecosistema donde se descargan. Uno de los sistemas que ha llamado la atención para el tratamiento de estos desechos es el reactor anaerobio de flujo ascendente (UASB), cuyo funcionamiento permite la degradación de la materia orgánica y genera como subproducto el biogás. Éste es una mezcla de gases que contiene hasta 70% de metano, lo cual lo convierte en una potencial fuente de energía renovable, sin embargo, la presencia de otros gases como el sulfuro de hidrógeno y el dióxido de carbono evitan que esta mezcla no pueda ser usada directamente ya que puede generar corrosión en equipos y tuberías, generar sustancias tóxicas y reducir su valor calorífico.

Es por ello que en este trabajo se realizaron pruebas para la remoción del dióxido de carbono y el sulfuro de hidrógeno por medio de un reactor de columna de burbujeo a una presión de 13 kPa, operado en régimen homogéneo, utilizando agua y una solución de 1.3 g/L $\text{Ca}(\text{OH})_2$.

Este sistema operado con agua permitió obtener 5 litros de biogás tratado con una remoción de 75%mol de CO_2 y 98%mol de H_2S , mientras que operado con la solución de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ se obtuvo 20 L de biogás tratado con una remoción de 96%mol de CO_2 y 100%mol de H_2S .

Palabras Clave: biogás, sulfuro de hidrógeno, dióxido de carbono, reactor de columna de burbujeo, purificación de metano.

ABSTRACT**EVALUATION OF HYDROGEN SULFIDE AND CARBON DIOXIDE'S REMOVAL
WITHIN BIOGAS BY THE USE OF A BUBBLE COLUMN REACTOR OPERATED AT
LOW PRESSURE.**

by

Omar Campuzano Calderón

February 2017

Master in Chemical Engineering's Sciences

Waste water produced with high amount of organic residues by agricultural, livestock and residential activities has a great impact in the ecosystem where it is throw out. A system which has attract the attention for treatment of these pollutants is the Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) reactor. This device degrades the organic matter from waste water and produces biogas as a sub product. This mixture contains up to 70% of methane which makes it in a potential renewable energy source however, the existence of other gases such as hydrogen sulfide and carbon dioxide prevent the direct use of the biogas since they can cause corrosion on pipes and equipment, produce other toxic substances and low the calorific its value.

Because of that, in this work, the removal of carbon dioxide and hydrogen sulfide from biogas was made by the use of a bubble column reactor at 13 kPa (2 psi), operated in a homogenous regime and using water and a 1.3 g/L- $\text{Ca}(\text{OH})_2$ solution as liquid phase.

This system using water produced 5 liters of treated biogas with a CO_2 and H_2S removal of 75%mol and 98%mol, respectively, meanwhile, using the $\text{Ca}(\text{OH})_2$ solution generated 20 Liters of treated biogas with a CO_2 and H_2S removal of 96%mol and 100%mol, respectively.

Keywords: biogas, hydrogen sulfide, carbon dioxide, bubble column reactor, methane purification.

Agradecimientos

A la Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo (UMSNH) por ser la institución en donde me permitió desarrollar este proyecto.

Al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACyT) por la beca otorgada que permitió mi manutención.

Al Posgrado de Ingeniería Química de la Facultad de Ingeniería Química por la aceptación al programa de Maestría en Ciencias en Ingeniería Química.

A la Facultad de Ingeniería Mecánica por su apoyo brindado en su Laboratorio de Automatización.

Capítulo 1

Introducción

1.1 Generalidades

El agua es el recurso más importante para todas las formas de vida en el planeta y gracias a todos los fenómenos físicos, químicos y biológicos que suceden en el medio ambiente es capaz de depurarse para que pueda ser aprovechada nuevamente.

El desarrollo que la humanidad ha logrado hasta nuestros días es gracias a las diferentes formas en que se ha aprovechado el agua, sin embargo, esto ha provocado que grandes cantidades de diferentes tipos de sustancias estén presentes dentro de los cuerpos hidrológicos en muchas partes del mundo, provocando graves daños y la desestabilización de los ecosistemas (Navarro Sierra, J.R., 2008).

Desde el inicio de la revolución industrial hasta nuestros días se han vertido al ambiente grandes cantidades de contaminantes como metales pesados, colorantes, compuestos tóxicos orgánicos e inorgánicos, pero con el paso de los años, se han desarrollado múltiples tecnologías capaces de retirar o disminuir estos contaminantes. Uno de los sistemas de tratamiento que ha cobrado gran importancia desde los años 90s es el Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente (UASB por sus siglas en inglés) que es un sistema de tratamiento de aguas residuales usado para la remoción de materia orgánica.

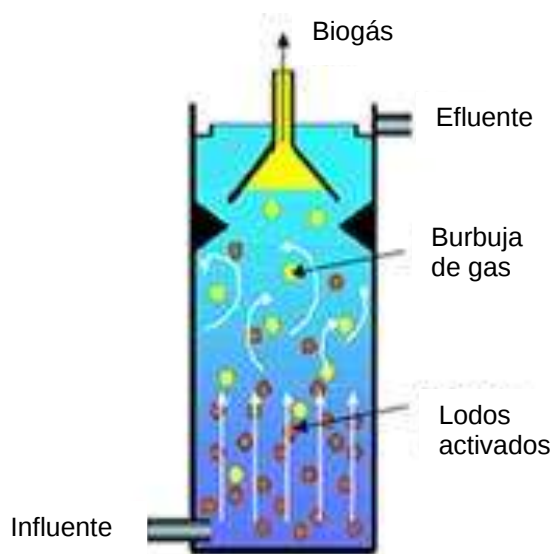
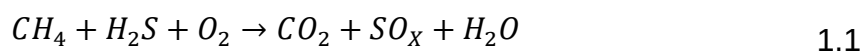


Figura 1.1 Esquema del reactor UASB

1.1.1 Reactor UASB

El Reactor UASB es empleado en el tratamiento de aguas residuales industriales, residenciales y municipales que presentan cargas orgánicas con una demanda química de oxígeno (DQO) mayor de 1000 mg/L (Bermúdez, J.J. y col., 1998) en donde se alcanzan remociones que van desde el 70% al 95% dependiendo de las condiciones del medio (Rodríguez, J. y col., 2002). Son equipos sencillos de operar y su funcionamiento consiste alimentar el flujo por la parte inferior de modo que el agua fluye hacia arriba a través un manto de lodos activados, los cuales son capaces de degradar de forma biológica los desechos orgánicos presentes en el influente, produciendo principalmente metano (CH_4), dióxido de carbono (CO_2) y sulfuro de hidrógeno o ácido sulfhídrico (H_2S) y algunos otros gases traza como el hidrógeno (H_2). Estos gases, cuando llegan a la superficie son atrapados en una cámara colectora de gases colocada en la parte superior del reactor (Palomares Rodriguez, C., 2013), de donde continuamente son removidos.

La mezcla de gases producidos por los lodos activados dentro del reactor UASB se conoce como biogás, el cual tiene concentraciones de hasta 70 % en CH_4 (Rasi, S. y col., 2011) lo que lo convierte en una potencial fuente de energía; sin embargo, para poder aprovechar el biogás es necesario remover los demás gases presentes, principalmente el H_2S y el CO_2 . En lo que respecta al H_2S , se sabe que es un gas tóxico y corrosivo (Tippayawong, N. y Thanompongchart, P., 2010) y que cuando entra en el proceso de combustión del metano, forma compuestos oxidados de azufre SO_x (reacción 1.1) cuyo efecto adverso directo sobre el ambiente es el de generar la lluvia ácida al estar en contacto con la humedad del aire. Para el CO_2 , se tiene que, al tener menos compresibilidad que el metano, el costo de compresión del biogás es de tal magnitud que se invierte más energía que la disponible, además, como el contenido de este gas puede ser considerable (20% - 40%) reduce la cantidad de energía que se puede aprovechar. (Gholampour, F. y Yeganegi, S., 2014, Tippayawong, N. y Thanompongchart, P., 2010)



A pesar de que el reactor UASB se utiliza en diferentes partes del mundo, principalmente en Europa y Asia, como sistema de tratamiento de aguas (Appels, L. y col., 2008, Conil, P., 2000, Gebrezgabher, S.A. y col., 2010, Narihiro, T. y Sekiguchi, Y., 2007) solo es costeable en escala industrial (de 30 m³ a 25,000 m³) provocando que este tipo de tecnología no sea aprovechada en pequeñas granjas, mataderos municipales o zonas residenciales en donde mantienen flujos de aguas residuales menores o con menor materia orgánica que en las grandes industrias.

1.1.2 Reactor de Columna de Burbujeo

El reactor de columna de burbujeo es un equipo utilizado para poner en contacto una fase líquida y una fase gaseosa que permita la transferencia de masa, generalmente

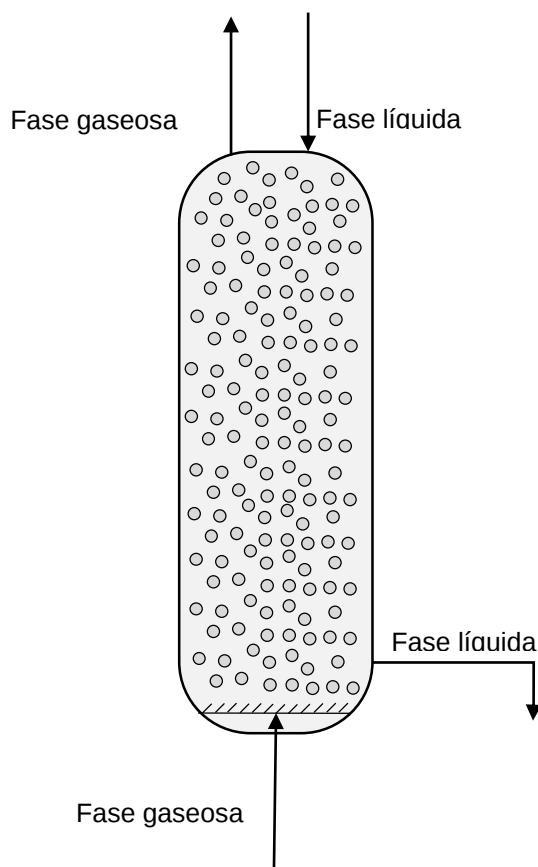


Figura 1.2 Diagrama del reactor de columna de burbujeo.

hacia la fase líquida, para producir una reacción química. Este tipo de reactor consiste en un tanque cilíndrico dentro del cual se alimenta la fase líquida por la parte superior y la fase gaseosa por la parte inferior por medio de un difusor, permitiendo que el gas se distribuya en forma de burbujas, mejorando así, el contacto entre ambas fases (Kantarci, N. y col., 2005). Este sistema es muy atractivo en la industria ya que es un equipo sencillo que no requiere de empaque o de algún sistema de mezclado por lo que su costo de operación es bajo. (Kennedy, N. y col., 2015). La mayoría de estos estudios sobre el reactor de columna de burbujeo están enfocados para procesos productivos industriales en los cuales se requieren altos volúmenes y presiones de operación.

En este trabajo se implementa el uso del reactor de columna de burbujeo para la remoción de H_2S y CO_2 presentes en el biogás, en un esquema de bajo costo (utilizando bajas presiones y reactivos de grado comercial) que permite generar un sistema eficiente de tratamiento del biogás.

1.2 Justificación

Para que la implementación el reactor UASB en pequeña escala (1000 L) en granjas, mataderos y zonas residenciales sea económicamente atractiva, es necesario aprovechar el biogás que se produzca combustible, lo cual es posible eliminando el H_2S y el CO_2 .

Los métodos actuales remoción del H_2S y del CO_2 solo son costeables a gran escala para altas presiones, por lo que es necesario desarrollar sistemas económicos capaces de reducir el costo de operación de los reactores UASB, convirtiendo esta tecnología en una más accesible e incentivar el tratamiento de aguas en todos los sectores productivos del estado y del país.

1.3 Hipótesis

El H_2S y el CO_2 presentes en el biogás podrán ser removidos completamente al ser inyectados dentro de un reactor de columna de burbujeo utilizando una solución saturada de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ en condiciones de baja presión.

1.4 Objetivos

1.4.1 Objetivo General

Obtener la remoción total de H_2S y CO_2 presentes en el biogás mediante el uso de una solución saturada de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ en condiciones de baja presión en un reactor de columna de burbujeo.

1.4.2 Objetivos Específicos

- Diseñar, construir e instalar el reactor de columna de burbujeo.
- Determinar de las condiciones de operación de la columna de burbujeo.
- Evaluar de la remoción de H_2S y CO_2 usando agua y una solución saturada de $\text{Ca}(\text{OH})_2$

Capítulo 2

Marco Teórico

2.1 Sistemas de Tratamiento de Aguas Residuales

Toda actividad que realiza el humano requiere de agua y su uso provoca se contamine. Disponer las aguas residuales en los cuerpos de agua genera un daño a la biota presente en el lugar, y el continuo flujo de contaminantes que diariamente ingresan a estos ecosistemas puede llegar a generar su pérdida total. Para evitar este tipo de consecuencias se han estado implementado diferentes tipos de tecnologías capaces de remover la variedad de sustancias perjudiciales que ingresan al ambiente de forma antropogénica.

2.1.1 Tipos de Tratamientos de Aguas Residuales

El tipo y grado de tratamiento requerido para un agua residual depende fundamentalmente de los contaminantes presentes y sus cantidades, así como de los límites y lineamientos que las autoridades ambientales designan, en México es la Secretaría del Medio Ambiente y Recursos Naturales (SEMARNAT).

Tabla 2.1 Tipos de Tratamiento de Aguas Residuales (adaptado de (Ramalho, R.S., 2003)

<i>Tratamiento Primario</i>	<i>Tratamiento Secundario</i>	<i>Tratamiento Terciario</i>
Cribado o desbrozo	Lodos activados	Microtamizado
Flotación	Aireación	Filtración con arenas y arcillas
Separación de aceites	Estabilización por contacto	Precipitación y coagulación
Homogeneización	Lagunaje con aireación	Adsorción con carbón activado
Neutralización	Filtros biológicos	Intercambio iónico
	Discos Biológicos	Ósmosis inversa
	Tratamientos Anaerobios	Electrodialisis
		Cloración y ozonización.

En la **tabla 2.1** se presenta una clasificación de los procesos de tratamiento de aguas residuales. El tratamiento primario se emplea para la eliminación de los contaminantes sólidos en suspensión, materia flotante, la neutralización del potencial de Hidrógeno (pH) y la homogeneización de todo el efluente; el tratamiento secundario comprende todos los tipos de tratamientos biológicos que son los encargados de degradar materia orgánica por medio del metabolismo de diferentes microorganismos; y el tratamiento terciario se encarga de eliminar el resto de contaminantes que no fueron removidos por el tratamiento secundario utilizando tratamientos químicos y sistemas de filtración por membranas.

2.1.2 Tratamientos Secundarios

El tratamiento secundario es el proceso complementario de la depuración de las aguas residuales consistente de una serie de operaciones y procesos biológicos al que son sometidos los efluentes después del tratamiento primario.

Durante el tratamiento primario de las aguas residuales se separa principalmente una gran parte de los sólidos suspendidos y sedimentables por medio de sistemas de rejillas, desarenadores, trituradores y los que tuvieron la capacidad de sedimentarse, pero el resto de los sólidos finos que quedan suspendidos y solubles deben de ser separados para obtener un agua apropiada para su disposición final (Martínez Herrera, G., 2012).

Estos tratamientos están basados en el uso de microorganismos que sean capaces de degradar las sustancias presentes en los efluentes por medio de su metabolismo, sin embargo, es necesario tomar en cuenta su crecimiento ya que es necesario que se encuentren dentro de las correctas condiciones de pH, temperatura y nutrientes para que lleven a cabo su ciclo de vida.

Dentro de los distintos tipos de tratamientos secundarios, estos se pueden separar en dos grandes grupos, los procesos aerobios y los procesos anaerobios.

2.1.2.1 Procesos aerobios

Los procesos aerobios se llevan a cabo por medio microorganismos aerobios que son aquellos que requieren del oxígeno para poder llevar a cabo sus funciones vitales. Dentro de su metabolismo, estas bacterias son capaces de utilizar el oxígeno para transformar el carbono presente en la materia orgánica en dióxido de carbono (CO_2).

2.1.2.2 Procesos anaerobios

En este tipo de procesos se degrada la materia orgánica por medio de microorganismos que actúan en ambientes libres de oxígeno (bacterias anaerobias) y tienen la capacidad de reducir los diferentes componentes de los desechos orgánicos en CH_4 , CO_2 y trazas de H_2S y otros compuestos.

La degradación de la materia orgánica se realiza principalmente en cuatro etapas consecutivas: Hidrólisis, Acidogénesis, Acetogénesis y Metanogénesis. En la primera, la materia orgánica se hidroliza y los compuestos orgánicos complejos se transforman en sustancias más simples como el ácido acético y el ácido propiónico. En la segunda etapa estos ácidos son metabolizados por los microorganismos generando así metano y dióxido de carbono (Martínez Herrera, G., 2012).

2.1.2.3 Ventajas de los procesos anaerobios.

Los procesos anaerobios presentan algunas ventajas que los vuelven más atractivos de implementar frente a los procesos aerobios y estos son (Ramalho, R.S., 2003):

- No necesita de un sistema de aireación ya que no los microorganismos no requieren del oxígeno.
- Se genera menor cantidad de lodos por lo que no es necesario purgar tan frecuentemente.
- Los microorganismos anaerobios requieren de menor cantidad de nutrientes para vivir (fósforo y nitrógeno).
- Se pueden operar con mayor concentración de materia orgánica en la alimentación.
- Se genera metano en como subproducto y que puede ser utilizado como combustible.

Sin embargo, es necesario resaltar que los procesos anaerobios requieren de mayor volumen, tiempo de residencia y temperatura que los aerobios (Ramalho, R.S., 2003) por lo que es necesario que se realice un estudio completo para determinar cuál de los dos es el más conveniente implementar.

2.1.3 Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente

El Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente (UASB por sus siglas en inglés) es un sistema de tratamiento de aguas residuales que utiliza bacterias anaerobias aglomeradas en los lodos activados para degradar la materia orgánica. Los lodos activados se encuentran aglomerados en el fondo del tanque (capa de lodos) y se dispersan cuando bombea la alimentación por el fondo del tanque formando el manto de lodos. En esta zona, los lodos activados tienen mejor contacto con el líquido a tratar por lo que es donde se produce la mayor parte de la degradación de la materia orgánica y la mayor producción del biogás. En la parte superior de del reactor se encuentra un cono colector que se encarga de captar los gases producidos, y la salida del agua tratada (García Castillo, C., 2012, Palomares Rodríguez, C., 2013).

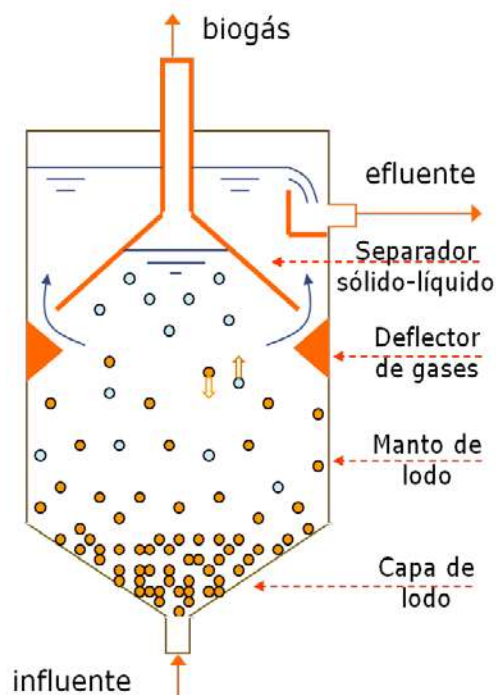


Figura 2.1 Diagrama del Reactor UASB (Garcia Castillo, C., 2012)

2.1.4 Biogás

El biogás es una mezcla de gases producido por los procesos metabólicos de varios microorganismos anaerobios y que está compuesto por CH_4 (50% - 70%), CO_2 (15% - 60%), agua (5% - 10%), H_2S (0.005 – 2%) y pequeñas cantidades de siloxanos, amoníaco, oxígeno, monóxido de carbono y nitrógeno (Ryckebosch, E. y col., 2011). La cantidad de cada uno de estos componentes dependerá del tipo de materia orgánica que sea degradada como lo puede ser desechos vegetales (paja, bagazo, cáscaras, sabia, fibras) o desechos animales (estiércol, sangre, sebo, pelaje, plumas) (Holm-Nielsen, J.B. y col., 2009, Poloncarzova, M. y col., 2011, Ryckebosch, E. y col., 2011). Tanto el H_2S como el CO_2 son solubles en agua, el primero se disocia en sulfuro e hidronio y el segundo reacciona con el agua para formar ácido carbónico (H_2CO_3).

Debido a su alto contenido en CH_4 el biogás tiene el potencial de ser usado como un combustible para calentamiento o para producción de energía eléctrica. Sin embargo, las pequeñas cantidades de CO_2 y H_2S reduce el valor calorífico del biogás (ver **tabla**

Tabla 2.2 Valores caloríficos del biogás y otros combustibles (Adaptado de Noyola, A. y col., 2006)

Combustible	MJ / kg	MJ/ m ³ *	Relación volumen al Metano
Metano	50.0	35.9	1
Biogás purificado (90%)	45.0	32.3	0.9
Biogás (70%)	35.0	25.1	0.7
Propano	46.4	90.9	2.5
Etanol	26.9	21.4 x 10 ³	596.1
Gasolina	45.0	33.3 x 10 ³	927.6

* Volumen a condiciones normales de temperatura y presión.

2.2) y aumenta los costos de licuefacción y transporte (Kennedy, N. y col., 2015); adicionalmente la presencia del H₂S, que es un gas corrosivo y tóxico, evita que el biogás pueda ser utilizado sin ningún tipo de tratamiento previo. Gholampour y Yeganegi (2014) mencionan que las cantidades mínimas permisibles para el CO₂ y el H₂S para tuberías de gas natural es de 1% y 4 ppm respectivamente.

2.2 Sulfuro de hidrógeno

2.2.1 Características

El sulfuro de hidrógeno o ácido sulfhídrico (H_2S) es un gas incoloro, inflamable, soluble en agua, con olor a huevo podrido y perceptible a concentraciones de 0.002 ppm, sin embargo, en concentraciones mayores de 500 ppm afecta la capacidad de percepción del nervio olfativo y con ello, impide su detección a través de este sentido, haciéndolo más peligroso. Se produce principalmente por la descomposición de la materia orgánica y se encuentra en los gases provenientes de volcanes, manantiales sulfurosos y agua estancada.

Es un compuesto muy tóxico por lo que una exposición prolongada puede generar efectos adversos a la salud. Los primeros síntomas de intoxicación son: náusea, vómito, diarrea, irritación de la piel, lagrimeo, falta de olfato, fotofobia y visión nublada. La exposición prolongada provoca problemas respiratorios falta de conciencia e incluso la muerte. Este compuesto en forma anhidra es corrosivo del cobre y latón, pero poco corrosivo de acero al carbón, aluminio y aceros inoxidables. La presencia de humedad aumenta su efecto corrosivo y puede provocar la ruptura de los materiales. (Facultad de Química de la UNAM, 2012)

El H_2S se utiliza en la producción de azufre elemental, ácido sulfúrico y en otros compuestos que son utilizados en la industria colorantes, hules, pesticidas, aditivos para plásticos y fármacos.

2.2.2 Reactividad

El sulfuro de hidrógeno es capaz de descomponerse por calor para producir compuestos más tóxicos como el dióxido y trióxido de azufre (reacción 1.1). Es soluble en agua a razón de 0.41g/ 100 ml a 20 °C para disociarse en los iones hidronio y sulfuro

como se muestra en la reacción 2.1. Debido a la liberación del ion hidronio el pH de la solución baja hasta valores entre 6 y 5.5.



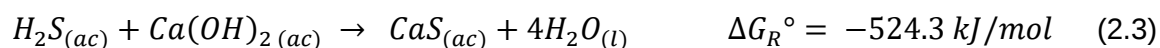
El sulfuro en solución acuosa es propenso a reaccionar con compuestos básicos para neutralizar el aumento del pH o con agentes oxidantes para transformarse en otras especies del azufre.

2.2.2.1 Neutralización con Hidróxido de Calcio

Uno de los compuestos básicos más comunes y baratos es el hidróxido de calcio o cal apagada ($Ca(OH)_2$) el cual puede formarse a partir del óxido de calcio o cal viva (CaO) al mezclarse con agua como se muestra en la siguiente reacción (Smith, J.M. y col., 2007):



Esta sustancia es capaz de reaccionar con el H_2S en solución acuosa:



El sulfuro de calcio (CaS) producido puede secarse y emplearse para la producción de abono u otros compuestos químicos derivados del azufre (Chang, R. y Goldsby, K.A., 2013).

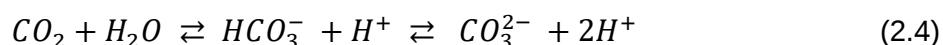
2.3 Dióxido de carbono

2.3.1 Características

El dióxido de carbono (CO₂) es un gas incoloro e inodoro que es producido principalmente por la respiración de los animales, explosiones volcánicas, ignición de combustibles y la degradación de materia orgánica. Es una sustancia importante para las plantas ya que es necesaria para su producción de nutrientes por medio de la fotosíntesis. Este gas se encuentra en la atmósfera, en algunos minerales como la pizarra o la dolomita y disuelto en pequeñas cantidades los cuerpos de agua del planeta (Mackenzie, L.D. y Masten. Susan, J., 2005).

2.3.2 Reactividad

El CO₂ se disuelve en el agua a razón de 1.45 g/L y se puede presentar en solución como dióxido de carbono, bicarbonato (HCO₃⁻) o carbonato (CO₃²⁻) como se muestra en la reacción 2.4:



Las proporciones de cada una de estas especies del carbono están en función del pH del medio. En la **figura 2.2** se observa que para pH menor de 6.3 la sustancia dominante es el CO₂, a pH mayor de 10.3 existe una mayor proporción de CO₃²⁻ y entre estos dos valores el HCO₃⁻ presenta la mayor concentración.

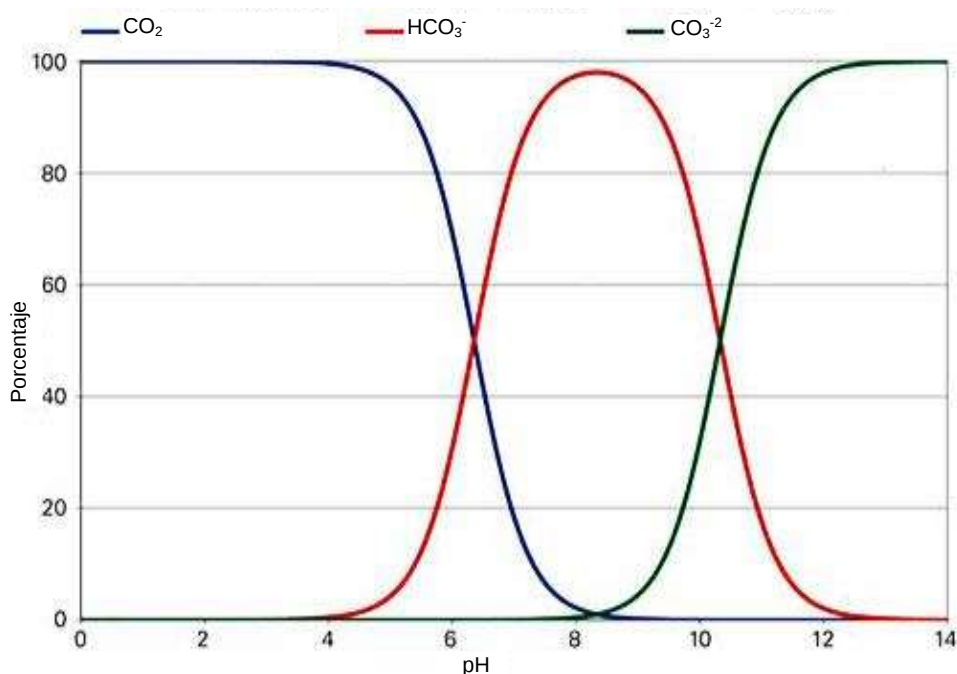
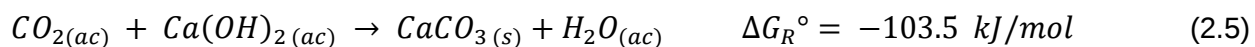


Figura 2.2 Equilibrio de disociación del CO_2 en agua.

2.3.2.1 Neutralización con el Hidróxido de Calcio

El CO_2 puede reaccionar con el hidróxido de sodio cuando estos se ponen en contacto en solución acuosa como se muestra en la **reacción 2.5** (Smith, J.M. y col., 2007):



El carbonato de calcio (CaCO_3) producido es insoluble en agua, por lo que puede precipitar.

2.4 Sistemas de Tratamiento de Gases

Los diversos contaminantes antropogénicos que se vierten a la atmósfera de han provocado diversos efectos perjudiciales tanto para el ambiente como para la salud pública por diversos fenómenos como la lluvia ácida, efecto invernadero, inversión térmica, destrucción de la capa de ozono, entre otros. Es por ello que se han implementado diversos procesos para la eliminación de sustancias peligrosas como óxidos de azufre (SO_x), óxidos de nitrógeno (NO_x), óxidos de carbono (CO_x), amoníaco (NH_3), sulfuro de hidrógeno (H_2S), cloruro de hidrógeno (HCl), benceno (C_6H_6) y otra gran cantidad de sustancias químicas.

2.4.1 Absorción

La absorción es un proceso de transferencia de masa en el cuál se trata de difundir un contaminante de la fase gaseosa a la fase líquida ya sea con o sin reacción química. Las columnas o torres son cilindros en los cuáles la fase líquida ingresa en la parte superior para que baje por efecto de la gravedad y entre en contacto con la fase gaseosa que se inyecta por la parte inferior por un difusor. La columna puede tener platos perforados instalados en su interior o empacada con anillos Rashig para aumentar el contacto entre la fase gaseosa y la fase líquida y aumentar la remoción del contaminante. Estos equipos son más eficientes que las cámaras de aspersion pero son muy sensibles a la presencia de partículas sólidas ya que estas se llegan a acumular en los platos, empaques o en los difusores de gas lo que reduce el contacto entre los fluidos y reduce su eficiencia (Mackenzie, L.D. y Masten. Susan, J., 2005).

2.4.2 Adsorción

La adsorción es un proceso de transferencia de masa en el cuál la fase gaseosa se presuriza para ponerla en contacto con a la superficie de un sólido y el contaminante

gaseoso se “adhiere” debido a la afinidad física (atracciones electrostáticas) o química (reacción química) que presente.

Los sólidos adsorbentes son materiales con muchos poros para aumentar el contacto con la fase gaseosa. Los más comunes son el carbón activado, las zeolitas, el gel de sílice y la alúmina activada. Estos materiales son muy utilizados para la remoción de sustancias como SO_x , NO_x , H_2S , e hidrocarburos.

A pesar de que la adsorción es un proceso eficiente, solo puede ser utilizado con gases anhidros debido a que los materiales sólidos adsorben al agua antes a cualquier contaminante por lo que es necesario implementar un sistema de eliminación de agua como pretratamiento al equipo de adsorción.

2.4.3 Oxidación Química

La oxidación química es un sistema en el cuál se pone en contacto la corriente gaseosa con una sustancia oxidante para que transforme el compuesto contaminante en una especie menos peligrosa. Los gases que son susceptibles a ser oxidados como son el sulfuro de hidrógeno (H_2S), amoníaco (NH_3), monóxido de carbono (CO) y cloro (Cl_2) pueden ser transformados en azufre (S) o sulfato (SO_4^{2-}), nitrato (NO_3^-), dióxido de carbono (CO_2) e hipoclorito (ClO^-) respectivamente. Los agentes oxidantes más comunes son el oxígeno (O_2), óxido de hierro III (Fe_2O_3), cloruro de hierro III (FeCl_3) y el óxido de zinc (ZnO). Las desventajas que esos procesos presentan son los altos costos de los agentes oxidantes (excepto el O_2) y su reactividad con el agua que puede estar presente en la corriente gaseosa.

2.4.4 Oxidación Biológica

Con el estudio de los microorganismos se han encontrado algunas bacterias que tienen la capacidad de alimentarse de sustancias consideradas como tóxicas y

transformarlas en otras sustancias menos perjudiciales. En los últimos años se han desarrollado sistemas de tratamientos de gases utilizando estos seres vivos principalmente *Acidithiobacillus Thiooxidans*, *Thiobacillus Thiopaus* y *Pseudonas* sp. Dos de las principales tecnologías disponibles son los biolavadores y los biofiltros. Los biolavadores son sistemas en donde primero se transfiere el gas contaminante a una fase de acuosa y posteriormente se lleva a un reactor biológico. Los biofiltros son empaques inorgánicos, en los cuales se inoculan bacterias, que son instalados en sistemas de aireación, de esta manera los compuestos tóxicos entran en contacto con el empaque para ser degradados por los microorganismos (de Arespacochaga, N. y col., 2014, Ho, K.L. y col., 2013, Lin, W.C. y col., 2013).

2.4.5 Membranas

Las membranas son películas microporosas capaces de separar las sustancias que tienen un tamaño molecular menor que las demás. El tamaño del poro puede ser controlado mientras se sintetiza el material para que sea capaz de remover una sustancia en específico. Estos materiales pueden ser producidos a base de silicona acetato de celulosa o poliimida (Poloncarzova, M. y col., 2011)

Estos materiales pueden ser utilizados en seco, inyectando directamente la corriente gaseosa, o en húmedo, agregando una solución (ácida, alcalina, polar, no polar) que evite el paso de algún componente a través de la membrana mejorando así su desempeño.

Estos sistemas son muy eficientes y se han utilizado para la remoción de CO_2 , SO_x , y NO_x , sin embargo, el costo de capital de las membranas es alto en comparación con otros sistemas de remoción de gases, se requieren de presiones entre 25-40 bar (Kapdi, S.S. y col., 2005) para la separación y pueden ser dañadas por gases agresivos que podrían requerir de un tratamiento preliminar (Faiz, R. y Al-Marzouqi, M., 2010, Harasimowicz, M. y col., 2007).

2.5 Reactor de Columna de Burbujeo

El reactor de columna de burbujeo es un equipo diseñado para poner en contacto una fase líquida y una fase gaseosa para que se pueda llevar a cabo la transferencia de masa de las sustancias presentes y transformarse en otras especies mediante una reacción química. Este reactor consiste en un recipiente cilíndrico con un distribuidor de gas en el fondo que permita la generación de pequeñas burbujas. Es una opción muy atractiva dentro del campo industrial ya que requiere de poco mantenimiento, presenta partes móviles y son equipos compactos. (Kantarci, N. y col., 2005).

Estos sistemas se han utilizado en la industria desde hace 30 años y sus usos más comunes son en reacciones de oxidación, cloración, alquilación y generación de combustibles sintéticos (Fisher-Tropsch) además, en los últimos años se han implementado sistemas biológicos para procesos aerobios para la elaboración de enzimas, proteínas y antibióticos (Bubzianowski, W., 2015, Kantarci, N. y col., 2005).

2.5.1 Características y Funcionamiento

Los reactores de burbujeo pueden operar, principalmente, de dos formas diferentes en Estado Estacionario, cuando la fase gaseosa y la fase líquida están entrando y saliendo constantemente del reactor, y en Estado Semiestacionario o Semibatch, cuando la fase líquida se carga por lotes mientras que el gas entra y sale continuamente del reactor. Así mismo, se presentan cuatro tipos de regímenes de flujo: Burbujeo perfecto, burbujeo turbulento, flujo tapón (*slug flow* en inglés) y burbujeo imperfecto o flujo de transición.

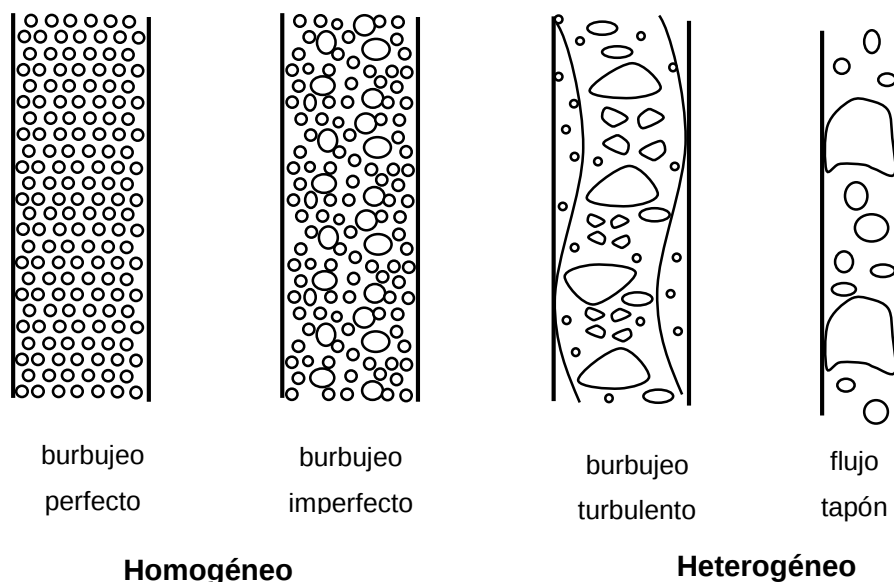


Figura 2.3 Regímenes de flujo en un reactor de columna de burbujeo. (adaptado de (Bouaifi, M. y col., 2001))

2.5.1.1 Burbujeo perfecto

El régimen de flujo de burbujeo perfecto o flujo homogéneo se presenta cuando la velocidad del gas es menor a 5 cm/s (Hills, J.H., 1989, Hyndman, C. y col., 1997) provocando que no se produzca ruptura o coalescencia (unión de dos burbujas para formar una más grande) de las burbujas observando su distribución uniforme a lo largo de toda la columna con una velocidad y diámetro similar.

2.5.1.2 Burbujeo turbulento

El burbujeo turbulento o flujo heterogéneo se presenta cuando la velocidad del gas es mayor a 5 cm/s, provoca que las burbujas choquen entre sí con lo que se genera una variedad mayor de diámetros de burbuja y de velocidades. Debido a que se genera un mezclado vigoroso dentro de la columna, se obtiene una mejor transferencia de masa permitiendo que estos equipos sean más pequeños, aunque sea necesario aplicar presiones mayores, por lo que este régimen de flujo es muy utilizado en la industria.

2.5.1.3 Burbujeo tapón

Cuando el flujo del gas que entra al reactor es muy grande las burbujas coalescen llegando a formar una burbuja tan grande como el diámetro de la columna, reduciendo el contacto de entre la fase gaseosa y la fase líquida y a su vez, el desempeño del reactor.

Capítulo 3

Metodología

3.1 Diseño y Construcción del Reactor de Burbujeo

3.1.1 Materiales

Debido al carácter corrosivo del H_2S , en lo posible, todos los componentes del reactor de columna de burbujeo que entren en contacto con el mismo serán de materiales inertes a los gases como lo son tuberías, válvulas y el cuerpo de reactor. Para el cuerpo del reactor se utilizaron partes hechas de polimetacrilato de metilo o acrílico ya que es un material transparente y con buena resistencia mecánica, las tuberías y accesorios que estén en contacto con la fase líquida fueron fabricadas de cloruro de policloruro de vinilo (CPVC por sus siglas en inglés), y para la fase gaseosa se utilizaron mangueras de polipropileno y accesorios de policloruro de vinilo (PVC por sus siglas en inglés).

3.1.2 Diseño del Reactor de Burbujeo

De acuerdo con Shah (1982), el valor del *holdup* en los reactores de columna de burbujeo es despreciable cuando el diámetro del reactor es mayor de 15 cm. Por otro lado, Kantarci (2005) menciona que la relación longitud/diámetro más usado en estos sistemas de reacción es 5.

Bajo las descripciones anteriores, se tomó como base un tubo de acrílico de 16 cm de diámetro, 95 cm de altura y espesor de $\frac{1}{2}$ in (0.64 cm) para el cuerpo del reactor. Se realizaron siete perforaciones a lo largo del tubo, una de $\frac{1}{4}$ in (0.64 cm) a 5 cm de la base para la entrada del gas, otras cinco de $\frac{1}{2}$ in (1.27 cm) separadas a 20 cm la una de la otra para puntos de muestreo del líquido, y la última de $\frac{1}{2}$ in (1.27 cm) a 5 cm del extremo superior para la alimentación de la fase líquida. Tanto los puntos de muestreo como de alimentación del líquido se instaló tubería y válvulas de esfera de $\frac{1}{2}$ in (1.27 cm) de CPVC. Para la alimentación gaseosa se instaló manguera de polipropileno, válvulas de esfera de PVC de $\frac{1}{4}$ in (0.64 cm) y un manómetro de Bourdon de 0-60 onzas por pulgada cuadrada u osi (0-25.8 kPa). Adicionalmente, se instaló un soporte de para colocar una

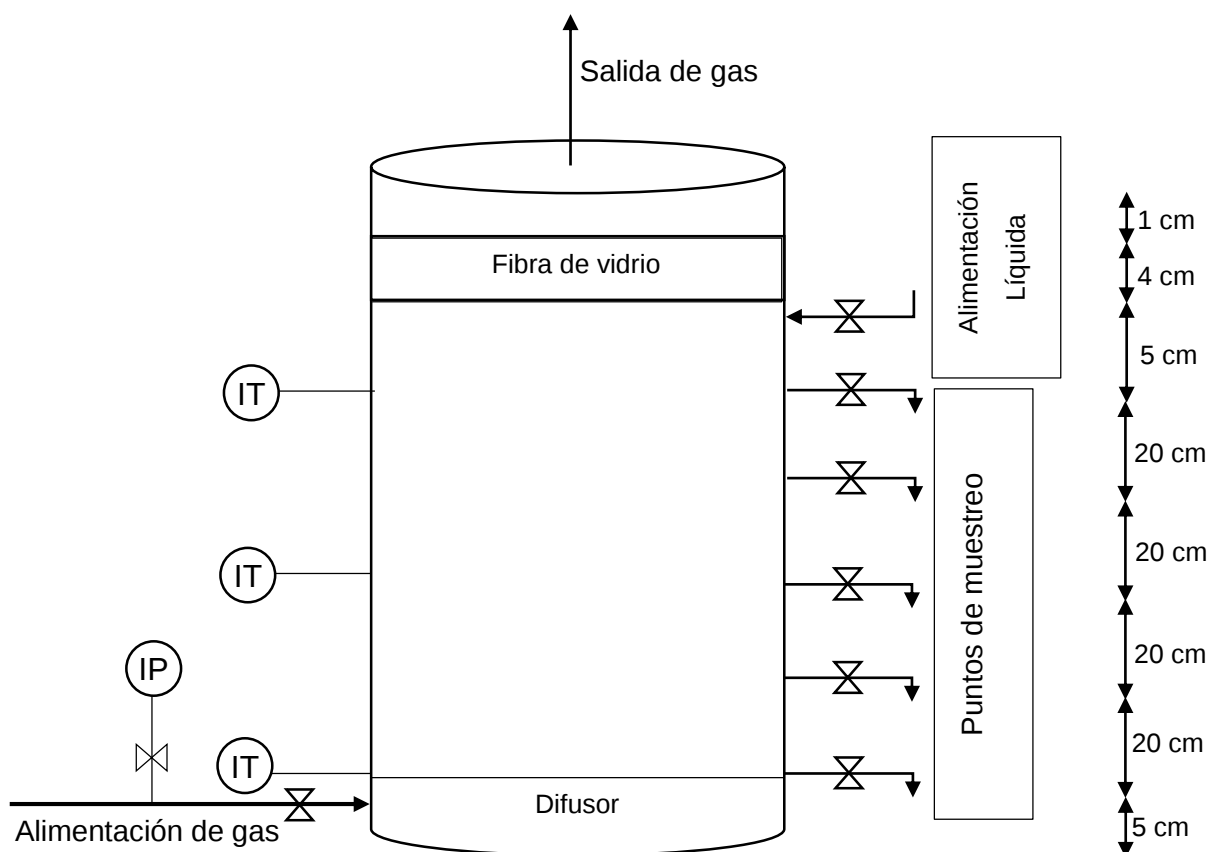


Figura 3.1 Diagrama del reactor de columna de burbujeo

capa de fibra de vidrio que permita retener la humedad que se arrastre por la fase gaseosa a un centímetro de la parte superior del tubo.

El tubo de acrílico se selló con dos pares de bridas de acrílico de 23 cm de diámetro y de 1.8 cm de grosor. La brida superior se perforó y se instaló una manguera de polipropileno de $\frac{1}{4}$ in (0.64 cm) para la salida del gas y en la brida inferior se instaló un difusor conectado a la entrada de gas. Además, se colocaron tres termómetros bimetálicos distribuidos a lo largo del tubo.

3.1.3 Tanque de Medición de Gases

Se construyó un tanque hermético de 20 L de capacidad para almacenar el gas que sale del reactor para, posteriormente, medir la concentración de sus componentes el cual cuenta con una entrada de gas, una salida de agua y un punto de medición del gas.

Dicho contenedor se llena de agua antes de iniciar con las pruebas y, una vez que el gas empieza a ingresar al tanque, el agua es desplazada hacia un recipiente graduado. De esta manera se almacena el gas tratado sin que entre en contacto con el aire exterior y, con el agua desplazada, se mide la cantidad de gas que ingresó al reactor.

3.1.3.1 Diseño del Tanque de Almacenamiento de Gases

El tanque se elaboró a partir de un bidón de 20 L de capacidad al cual se instaló una manguera de polipropileno con una válvula de esfera de PVC de $\frac{1}{4}$ in (0.64 cm) y un manómetro de Bourdon de 0-60 psi (0-25.8 kPa) para el ingreso del gas, dos tuberías y válvulas de esfera de $\frac{1}{2}$ in (1.27 cm) de CPVC para el punto de muestreo y para la salida del agua.

3.1.4 Tanque de Biogás

El biogás que se utilizó para el desarrollo de este trabajo es una mezcla modelo compuesta por 70%v/v de CH_4 , 28%v/v de CO_2 y 2%v/v de H_2S ya que son

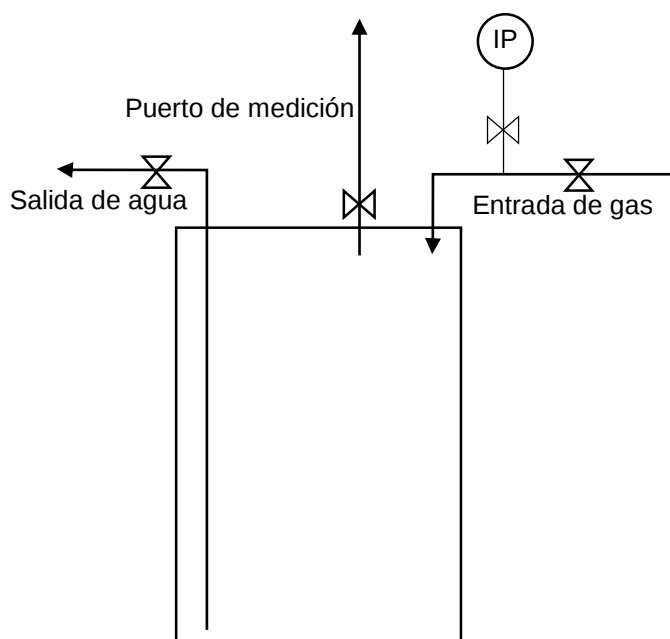


Figura 3.2 Tanque de almacenamiento de gases.

concentraciones comunes de estos gases que se encuentran en el biogás y la más alta que se ha reportado para el H_2S (Ryckebosch, E. y col., 2011). Esta mezcla modelo fue elaborada por Grupo INFRA®, la cual fue almacenada dentro de un tanque pasivado de 10 L de capacidad a una presión de 1,100 psi (7.58 MPa) con una válvula reguladora de presión marca CONCOA con una regulación de salida de 0 a 200 psi (0 - 1.38 MPa).

A la salida del tanque del biogás se instaló una válvula de esfera de PVC y una manguera de polipropileno, ambas de ¼ in (0.64 cm) para dirigir el biogás del tanque al interior del reactor de columna de burbujeo.



Figura 3.3 Tanque de biogás. a) Vista frontal. b) Vista superior

3.2 Experimentación en el Reactor de Columna de Burbujeo

3.2.1 Evaluación de los Parámetros del Reactor de Columna de Burbujeo

3.2.1.1 Parámetros de Operación

Los parámetros registrados en cada una de las pruebas experimentales fueron: temperatura, pH, volumen de biogás inyectado al reactor y concentración de los gases dentro del tanque de medición de gases. En la **tabla 3.1** se detallan los equipos utilizados para cada medición.

3.2.1.2 Diámetro de burbuja

Para la medición del diámetro de burbuja se tomaron varias fotografías mientras se operaba el reactor utilizando agua como fase líquida y aire como fase gaseosa. Dichas imágenes se ampliaron en la computadora y fueron medidas directamente del monitor con una regla graduada. Anticipadamente, se colocó una cinta graduada en el cuerpo del reactor que sirviera como referencia para la medición del diámetro.

Tabla 3.1 Equipo utilizado para la medición de diversos parámetros.

Parámetro	Equipo
Temperatura	Termómetro bimetálico digital instalado en el cuerpo del reactor.
pH	Medidor multiparamétrico CONDUCTRONIC Modelo: PC 18.
Concentración de gases	Medidor infrarrojo de gases marca COMB-IR.
Volumen del biogás	Recipiente graduado de 0 a 20 L.

3.2.1.3 Flujo de biogás inyectado

El flujo de biogás que es alimentado dentro del reactor de columna de burbujeo es evaluado con la siguiente ecuación:

$$Q = V/t \quad (3.1)$$

Donde Q es el flujo de biogás, V es el volumen de biogás medido por el agua desplazada del tanque de medición de gases y t es el tiempo que transcurre en desplazar dicha cantidad de agua.

3.2.1.4 Holdup

El *holdup* expresa la fracción del volumen del reactor que corresponde a la fase gaseosa cuando está en operación. Una forma de calcularlo es midiendo los niveles del líquido antes del arranque y durante la prueba, como se muestra en la siguiente ecuación:

$$\varepsilon = \frac{H - H_g}{H_g} \quad (3.2)$$

En donde ε es el *holdup*, H la altura del nivel de la fase líquida dentro del reactor antes del arranque y H_g es la altura del nivel del líquido durante la operación del reactor.

3.2.1.5 Tiempo de residencia

El tiempo de residencia es la cantidad de tiempo que cierta cantidad de la fase gaseosa está en contacto con la fase líquida antes de que salga del reactor. Dicho valor se puede calcular con la siguiente ecuación:

$$t_r = \frac{D^2 \pi H_g}{4Q} \quad (3.3)$$

En donde t_r es tiempo de residencia, D es el diámetro del reactor, H_g es la altura del nivel dentro del reactor durante la operación y Q el flujo de biogás que se inyecta al reactor.

3.2.2 Operación General del Reactor

Para todas las pruebas realizadas, el reactor se operó de forma semicontinua, (el líquido se alimenta por lotes) la fase líquida se alimentó hasta una altura de 80 cm para cumplir con la razón de operación (Kantarci, N. y col., 2005, van Baten, J.M. y Krishna, R., 2004):

$$\frac{H}{D} = 5 \quad (3.4)$$

En donde H es la altura de la fase líquida y D es el diámetro del reactor. Utilizado la ecuación para la presión hidrostática (**ecuación 3.5**) se estimó la presión de gas necesaria para vencer la presión dada por el líquido dentro del reactor y el líquido dentro del tanque de almacenamiento de gases (véase Anexo A):

$$P = gH_l\rho \quad (3.5)$$

En donde P es la presión del gas, g es la aceleración de la gravedad, H_l la altura total del líquido y ρ la densidad del líquido. La presión de entrada del gas que se utilizó en todas las pruebas fue de 13 kPa o 30 psi.

Cada prueba se realizó en cuatro partes de alimentación de 5 L de biogás resultando un total de 20 L de biogás por cada experimento. Al inicio de cada prueba se medía temperatura y pH de la fase líquida, posteriormente se abrían las válvulas del tanque del biogás, la entrada de gas del tanque de almacenamiento de gases y su salida de agua; después de que el gas se acumulaba dentro del tanque de almacenamiento de gases desplazara 5 L de agua hacia un recipiente graduado, se cerraba la alimentación del biogás, se registraba la temperatura del reactor, se medía la concentración del biogás colectado y se tomaron muestras de la fase líquida para medir el pH. Una vez terminadas todas las mediciones se volvía a abrir la alimentación del gas para alimentar 5 L más y realizar sus correspondientes mediciones. En la **tabla 3.1** se describen los pasos que se llevaron a cabo. Todo el biogás que terminaba de ser caracterizado se quemaba para evitar una mayor contaminación a la atmósfera. Todo el líquido del reactor se trataba para su correcta disposición al sistema de drenaje.

3.2.3 Operación con Agua

El reactor de columna de burbujeo se operó utilizando como fase líquida, agua de la red de agua potable de la ciudad de Morelia. Se realizaron tres pruebas en las cuales se obtuvieron 5 L de biogás tratado, sin embargo, la concentración del H₂S a la salida del reactor llegaba al límite de detección del medidor infrarrojo (200 ppm) por lo que se decidió realizar dos pruebas más en las cuales se obtuvo 4 L de biogás.

Tabla 3.2 Pasos para la operación del reactor de columna de burbujeo.

Paso	Actividad
1°	Llenar el tanque de almacenamiento de gases completamente con agua.
2°	Llenar el reactor con la fase líquida.
3°	Asegurarse que todas las válvulas estén cerradas (Tanque de biogás, reactor y tanque de almacenamiento de gases).
4°	Registrar la temperatura y pH del líquido dentro del reactor.
5°	Abrir la válvula del tanque de gases y regular la presión de salida a 30 psi (11.2 kPa).
6°	Abrir las válvulas de entrada de gas del reactor y del tanque de almacenamiento de gases, así como la salida de agua del mismo. Iniciar cronómetro.
7°	Después de desplazar 5 L de agua del tanque de almacenamiento de gases, cerrar todas las válvulas indicadas en el paso 6° y detener el cronómetro.
8°	Realizar las mediciones de temperatura, pH, concentración de gases y tiempo.
9°	Repetir el paso 6° a 8° hasta haber desplazado un total de 20 L de agua.
10°	Vaciar completamente el reactor y el tanque de almacenamiento de gases.
11°	Enjuagar de 2 a 5 veces el reactor con agua. Utilizar primero solución al 10% de H_2SO_4 si se utilizó $\text{Ca}(\text{OH})_2$ es necesario.

3.2.4 Operación con Hidróxido de Calcio

Se realizaron dos pruebas utilizando una solución de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ como fase líquida y se alimentó el biogás hasta obtener un total de 20 L de biogás tratado en cada una de ellas. Se evitó el uso de suspensiones de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ para evitar que las partículas bloquearan el difusor del gas.

3.2.4.1 Elaboración de la Solución Saturada de $\text{Ca}(\text{OH})_2$

El $\text{Ca}(\text{OH})_2$ tiene una solubilidad de 1.8 g/L (Skoog, D.A. y col., 2001), para asegurar una solución saturada de se mezclaron 70 g de CaO comercial con 20 L de agua (**reacción 2.3**), se agitó durante 10 min después, se dejó reposar durante 2 h para que todas las partículas insolubles en suspensión (CaCO_3) precipitaran. Finalmente, se retiró el sobrenadante por medio de un sifón y con él se alimentó el reactor. Una solución preparada de esta manera tendrá una concentración aproximada de 1.3 g/L de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ (véase Anexo B).



Figura 3.4 Preparación de la solución de $\text{Ca}(\text{OH})_2$. a) Antes de precipitar. b) Después de precipitar.

Capítulo 4

Discusión de Resultados

4.1 Construcción e Instalación del Reactor de Columna de Burbujeo.

En la **figura 4.1** se muestra el reactor de columna de burbujeo, en el cual se observa, que se colocaron diferentes puntos de muestreo, alimentación de líquido y alimentación de biogás, un aspecto importante que se consideró en la construcción del reactor es la colocación de un manómetro de baja presión de 0 a 60 psi el cual se ubicó en la alimentación de biogás al reactor.



Figura 4.1 Reactor de columna de burbujeo. a) entrada de gas. b) salida de gas. c) entrada de líquido.

En la **figura 4.2** se muestra el tanque de medición de gases ya construido, el cual tiene una capacidad de almacenamiento de biogás tratado de 20 litros. En este tanque de medición también se encuentra un manómetro de baja presión, similar al instalado en el reactor de burbujeo.

En la **figura 4.3** se muestra el sistema de reacción completo el cual consta del tanque de biogás, reactor de columna de burbujeo, tanque de medición de gases y tanque de recepción del agua proveniente del tanque de medición de gases.

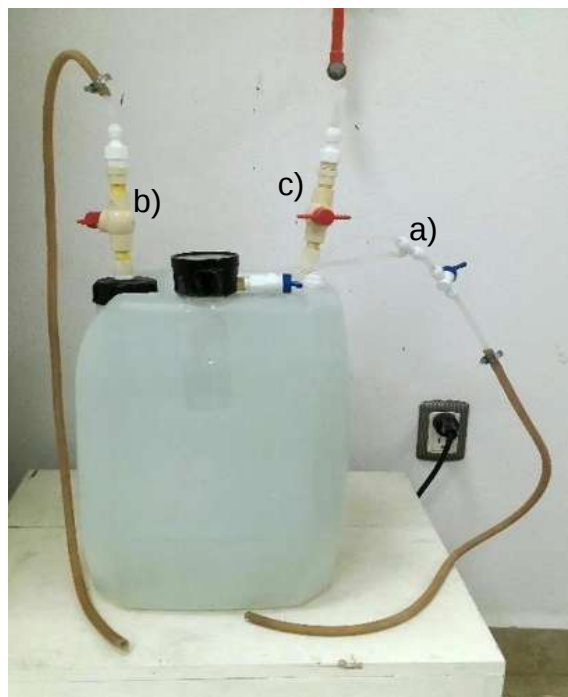


Figura 4.2 Tanque de medición de gases. a) entrada de gas b) salida de agua c) punto de muestreo.



Figura 4.3 Instalación completa del reactor de columna de burbujeo. a) Tanque de biogás. b) Reactor de columna de burbujeo. c) Tanque de almacenamiento de gases. d) tanque graduado.

4.2 Diámetro de burbuja

En la **figura 4.4** se muestra la imagen de los diámetros de burbuja y su distribución dentro del reactor a una presión de 30 psi (13 kPa); en lo que respecta a la distribución se puede considerar que a esta presión las burbujas se distribuyen de forma “homogénea”, esto con base en la teoría descrita por Bouaifi y col, (2001) ya que se observó que las burbujas tuvieron un ascenso regular y constante durante la prueba.



Figura 4.4 Burbujas dentro del reactor de columna de burbujeo.

En las **figuras 4.5 y 4.6** se muestran las frecuencias de distribuciones y de frecuencias acumuladas de las burbujas presentes dentro del reactor de burbujeo. En lo que respecta a las frecuencias de distribuciones se observa que el rango total de tamaño de burbuja se encuentra entre 0.1 y 4.5 mm, con una distribución Gauss sesgada hacia la izquierda. De las frecuencias relativas mostradas, se observa que el rango de 2.6 a 3 mm es la más importante al representar el 21% seguido del rango de 2.1 a 2.5 mm que representa el 20%, el rango de 3.1 a 3.5 mm representa el 15%, el rango de 1.6 a 2 mm

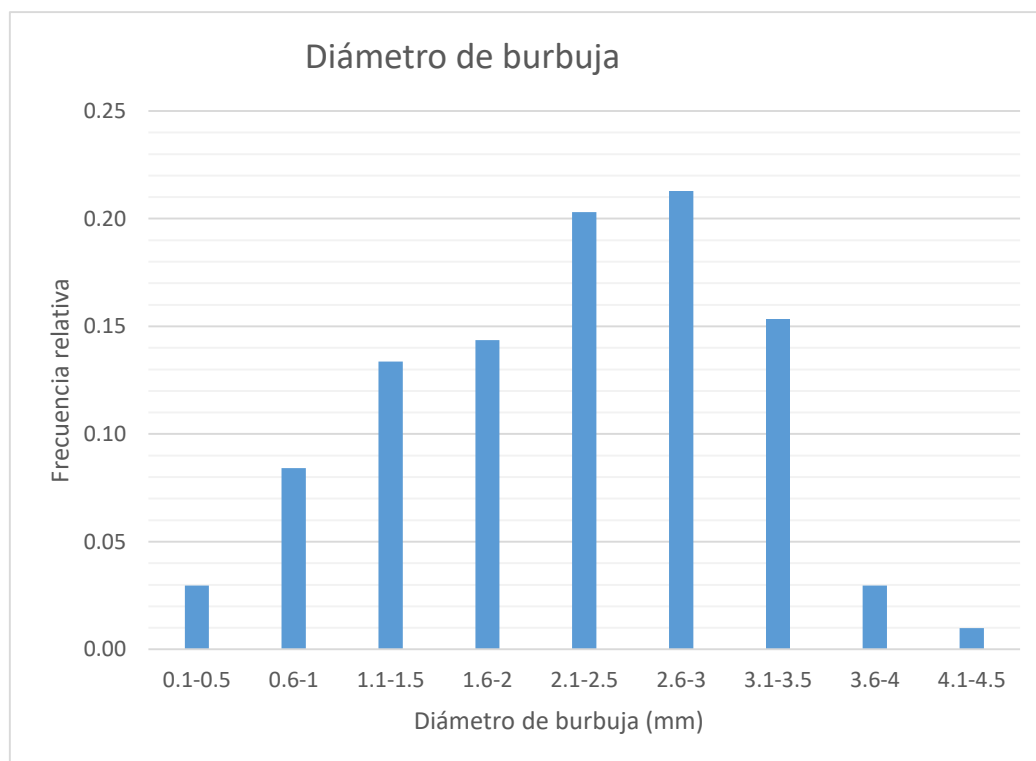


Figura 4.5 Distribución de diámetro de burbuja. Frecuencia relativa

representa el 14%, el rango de 1.1 a 1.5 mm representa el 13%, el rango de 0.6 a 1 mm representa el 8%, los rangos de 0.1 a 0.5 mm y de 3.6 a 4 mm representan el 3% cada uno y por último, el rango de 4.1 a 4.5 representa el 1%. También se observa que el 83% de las burbujas se encuentra en el rango de 1.1 a 3.5 mm.

Respecto a la frecuencia acumulada (**Figura 4.6**), se observa que el 80% de las burbujas presentan un diámetro que va de 0.1 a 3 mm. El 3% de las burbujas presentan un diámetro menor de 0.5 mm, el 11% presentan un diámetro menor de 1 mm, el 25% presentan un diámetro menor de 1.5 mm, el 39% presenta un diámetro menor de 2 mm, el 59 % presentan un diámetro menor de 2.5 mm, el 81% presentan un diámetro menor de 3 mm, el 96 % presentan un diámetro menor de 3.5 mm, el 99% presentan un diámetro menor 4 mm, y el 100 % presentan un diámetro menor de 4.5 mm.

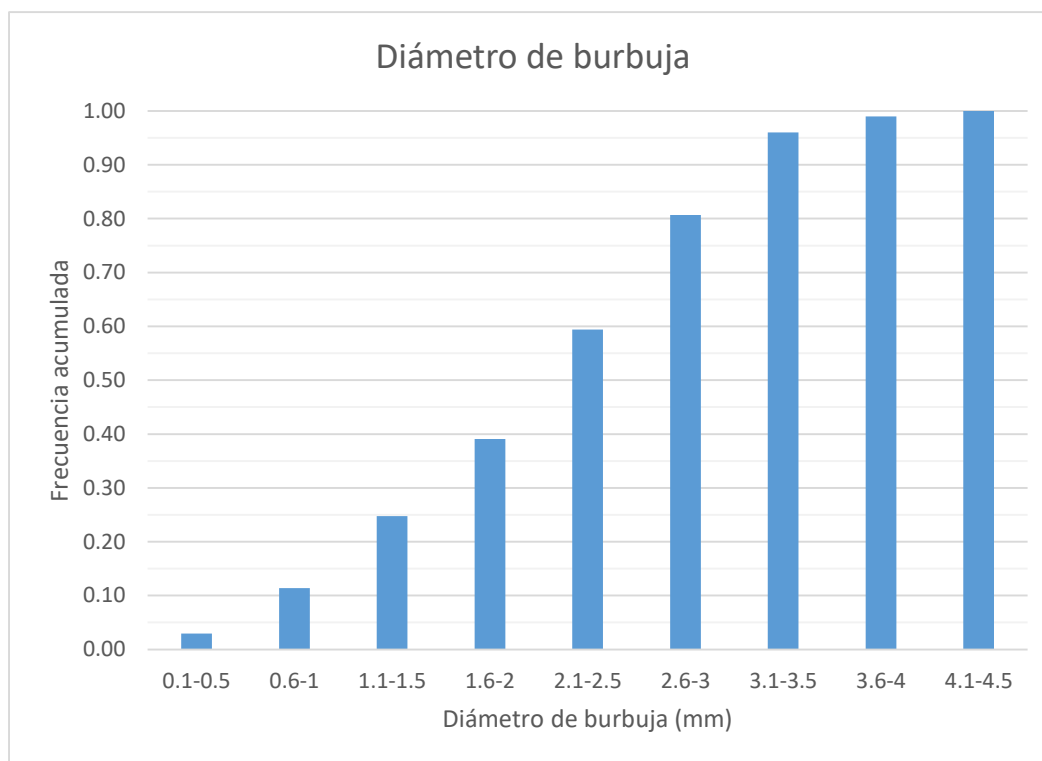


Figura 4.6 Distribución del diámetro de burbuja. Frecuencia acumulada.

4.3 Operación con Agua.

Debido a que el agua solo fue capaz de remover el H_2S de solo 5 L de biogás y el detector infrarrojo de gases tiene un límite máximo de detección de 200 ppm, solo se realizaron dos series de experimentales, la primera alimentando un total de 5 L de biogás y la segunda con 4 L. Todas las pruebas se realizaron con una presión de biogás de $13 \text{ kPa} \pm 1$ o $30 \text{ psi} \pm 3$.

4.3.1.1 Temperatura y pH

En la **tabla 4.1** se muestran los resultados del comportamiento del pH y la temperatura de dos pruebas independientes en las cuales se alimentó 5 litros y 4 litros respectivamente. Los resultados muestran que el ácido sulfhídrico se disuelve en el agua y disminuye el pH desde un valor 6.72 hasta 6.43 para 5 litros y 6.34 para 4 litros de biogás alimentado, esto se demuestra con la curva de solubilidad anexa, la cual fue construida con base en la Ley De Henry. Con respecto a la diferencia de pH que se observa al alimentar 5 L y 4 L respectivamente, donde se esperaría que la de 5 L presentara un menor pH (6.43) que la de 4 L (6.34), esto puede explicarse con los tiempos de residencia que se presentaron para cada prueba (**tabla 4.2**), ya que, al tener mayor tiempo de residencia dentro del reactor cuando se alimentaron 4 L, el tiempo de contacto es mayor, se disuelve una mayor cantidad de los gases y consecuentemente, se presenta un menor valor del pH.

Tabla 4.1 Parámetros obtenidos de la prueba con agua.

Parámetro	Valores iniciales	Prueba con 5 L de alimentación	Prueba con 4 L de alimentación
pH	6.72	6.43	6.34
Temperatura (°C)	24.6	25.0	25.0

En lo que respecta a la temperatura, no se muestra un incremento importante en la temperatura, ya que cambia de 24.6 °C a 25 °C, por lo que los calores de solución pueden ser despreciados.

4.3.1.2 *Holdup* y tiempo de residencia

De acuerdo con la **tabla 4.2**, se observa que el *Holdup* de la columna de líquido, es del orden de 0.024, para los casos de alimentación de biogás de 5 y 4 litros respectivamente; en ambos casos aún y cuando el flujo del biogás fue diferente (0.73 L/min para 5 L y 0.56 L/min para 4 L) el *Holdup* es similar en ambos casos, esto es atribuible a la baja presión y, de acuerdo a Kantarci, cuando el diámetro de la columna del reactor es mayor a 15 cm, el *Holdup* es mínimo, como es en este caso de estudio.

En lo que respecta al tiempo de residencia, la alimentación de 4 L fue de 29.44 s, mientras que para la alimentación de 5 L fue de 22.58 s, ésta variación es atribuible a que el flujo en la prueba de 4 L (0.56 L/min) fue menor que en la prueba de 5 L (0.73 L/min).

Tabla 4.2 Parámetros calculados de las pruebas de agua.

Parámetro	Prueba 5 L	Prueba 4 L
Tiempo total (min)	5.78	7.14
Flujo de biogás (L/min)	0.73	0.56
<i>Holdup</i>	0.0244	0.0244
Tiempo de residencia (s)	22.58	29.44

4.3.1.3 Concentración de los gases

En la **tabla 4.3** se muestran los resultados de los análisis realizados en el tanque de muestreo, después de haber alimentado 5 L y 4 L de biogás al reactor de burbujeo, cuando éste solo contiene agua. Un aspecto importante que se tiene que remarcar, es que en primera instancia se observa la presencia de oxígeno en el biogás tratado, esto

Tabla 4.3 Concentración del biogás tratado con agua.

Gas	Prueba 5 L	Prueba 4 L
O ₂ (% v/v)	10.96	12.6
CH ₄ (% v/v)	39.50	30.48
CO ₂ (% v/v)	4.39	2.93
H ₂ S (ppm)	199	48.5

es atribuible a que, en el inicio de la operación, dentro del reactor de burbujeo existe una cámara de 3 litros, en la cual se encuentra aire atmosférico. Los valores de 10.96 % volumen y 12.6 % volumen de O₂, para la alimentación de 5 L y 4 L respectivamente; la mayor concentración de O₂ se presenta en la alimentación de 4 L debido a que éste está mezclado con una menor cantidad de biogás que en la prueba 5 L.

Con respecto a los valores de concentración de metano se observa que obtuvo un 39.50% y 30.48% para las pruebas de 5 L y 4 L, respectivamente, dichos valores son menores que la concentración inicial en el biogás (70%) debido a que este gas se encuentra mezclado con los 3 litros de aire contenidos inicialmente dentro del reactor, lo cual provoca una dilución del mismo.

El dióxido de carbono presenta una reducción de la concentración, ya que inicialmente la concentración era de 28 % volumen y el valor en el tanque de medición fue de 4.39% y 2.93% para las pruebas de 5 L y 4 L respectivamente.

Para el ácido sulfhídrico, se presenta absorción del gas ya que del 2 % en volumen inicial, se tiene en el tanque de muestreo concentraciones de 199 y 48.5 ppm para las alimentaciones de 5 L y 4 L respectivamente.

En la **tabla 4.4** se muestran los datos de la cantidad de CO₂ y H₂S que fue alimentado y la remoción presentada para cada una de las pruebas. La cantidad alimentada de CO₂ fue de 60.87×10^{-3} y 48.70×10^{-3} mol para las pruebas de 5 L y 4 L, respectivamente, y la cantidad de este gas que fue removido fue de 74.85 % en la prueba de 5 L y de 81.65 % mol para la de 4 L. Dicha diferencia muestra que el agua tiene mayor capacidad de absorción del CO₂ cuando menor sea la cantidad alimentada.

Tabla 4.4 Valores de remoción usando agua.

Descripción	Prueba 5 L		Prueba 4 L	
	CO ₂	H ₂ S	CO ₂	H ₂ S
Cantidad alimentada ($\times 10^{-3}$ mol)	60.87	4.35	48.70	3.48
Cantidad no removida en el biogás ($\times 10^{-3}$ mol)	15.31	0.07	8.93	0.01
Remoción (%mol)	74.85	98.40	81.65	99.57

El total de H₂S alimentado fue 4.35×10^{-3} y 3.48×10^{-3} mol para las pruebas de 5 L y 4 L respectivamente. Con la concentración de H₂S medida dentro del tanque de medición se determinó la cantidad remanente en ambas pruebas la cual fue de 0.07×10^{-3} mol para la prueba de 5 L y 0.01×10^{-3} mol para la de 4 L. Con estos valores se calculó la cantidad de H₂S removido del biogás por el efecto del reactor el cuál fue de 99.51% y 99.88% para la prueba de 5 L y 4 L, respectivamente.

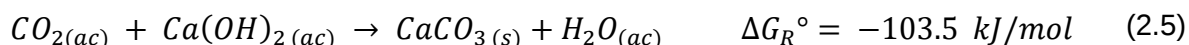
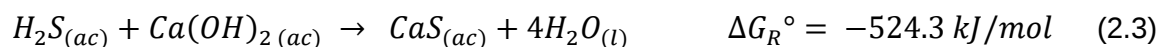
4.4 Operación con Hidróxido de Calcio

Se realizó una prueba (por duplicado) de utilizando como fase líquida una solución de 1.3 g/L Ca(OH)_2 (véase Anexo B) y alimentando biogás a una presión de 13kPa o 30 osi hasta obtener un volumen de 20 L gas tratado en el tanque de medición de. Se realizaron mediciones de temperatura, pH, flujo de biogás alimentado y concentración del biogás tratado cada vez que se obtenían 5 L de éste.

4.4.1.1 Temperatura y pH

La **figura 4.7** se muestran los datos de temperatura y pH durante la operación del reactor de columna de burbujeo, utilizando la solución de Ca(OH)_2 . Los valores fueron medidos al inicio de la operación. Respecto a la temperatura se puede observar el valor inicial fue de 21.83 °C y este fue aumentando conforme se alimentaba el biogás hasta llegar a 22.03 °C, el cambio total de la temperatura durante la operación del reactor fue de 0.8 °C, por lo que este se puede considerar a los efectos térmicos en el reactor como despreciables.

En lo que respecta al comportamiento del pH dentro del reactor, se observa que al inicio se encontraba a 11.9 y después de haberse obtenido 5 litros de biogás tratado se presentó un ligero incremento hasta 12.02, lo cual puede ser atribuido a la cantidad CO_2 que fue absorbida y transformada en CO_3^{2-} como se muestra en la **reacción 2.4**; al seguir alimentando biogás, el pH empezó a disminuir hasta a valores de 11.93, 11.7 y 11.32 a después de haber obtenido 10, 15 y 20 L de biogás tratado respectivamente, debido a que la cantidad del Ca(OH)_2 empezó a disminuir conforme fue reaccionando con el H_2S y el CO_2 (**reacciones 2.3 y 2.5**)



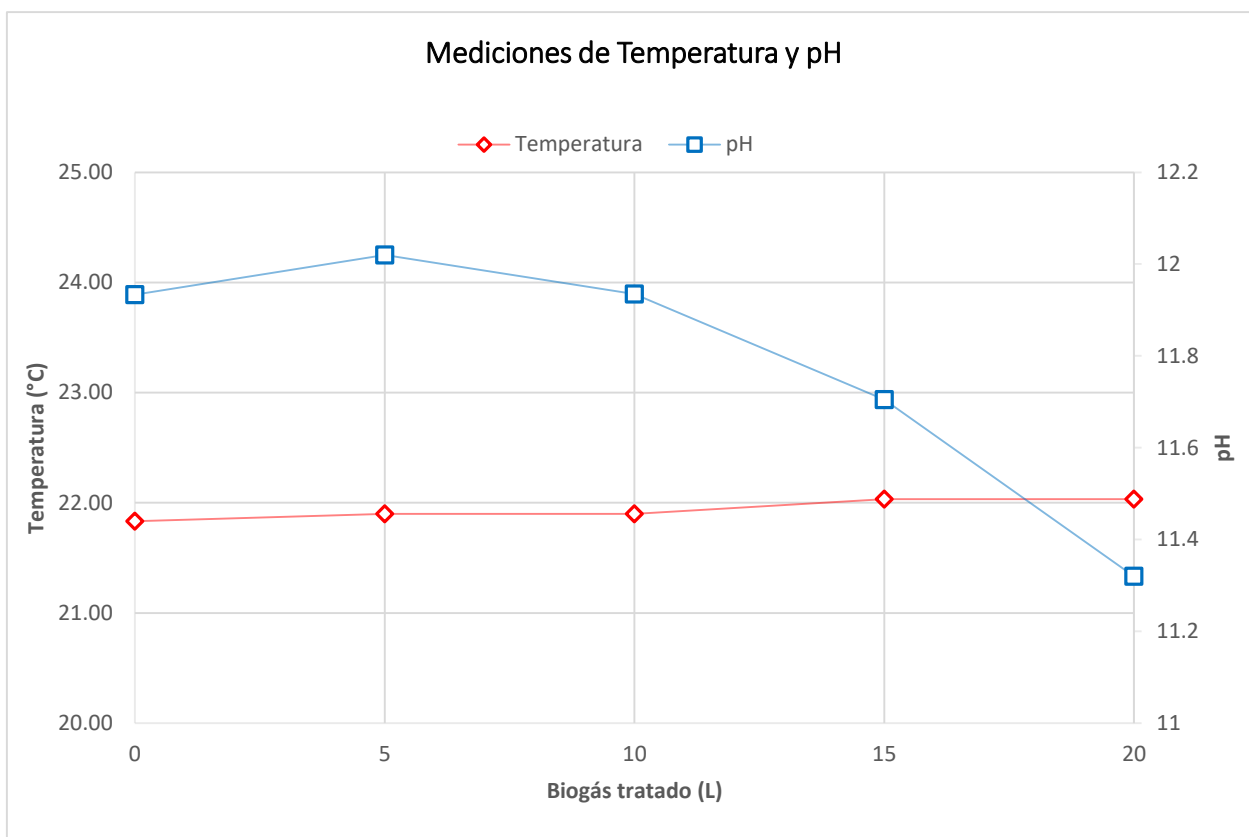


Figura 4.7 Valores de temperatura y pH para la prueba de Ca(OH)_2

4.4.1.2 *Holdup* y tiempo de residencia

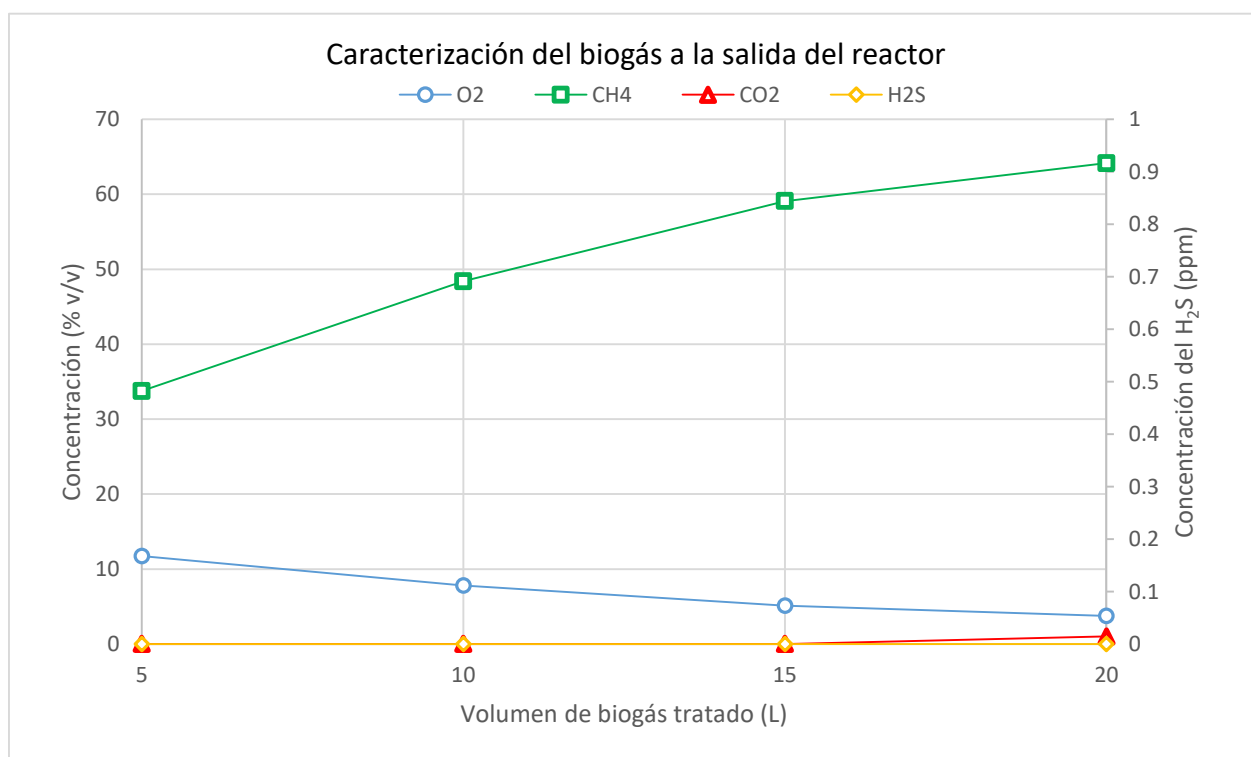
En la **tabla 4.6** se muestra el tiempo total de operación del reactor con Ca(OH)_2 , así como el flujo promedio de biogás tratado. El valor del *holdup* presentado durante la operación del reactor fue de 0.0476 el cuál es un valor bajo debido al del diámetro del reactor (16 cm) y la presión de operación (30 osi o 13 kPa) como lo describe Kantarci (2005). El tiempo de residencia presentado en caso es de 19.48 s, el cual es mayor que el obtenido al operar el reactor con agua (26 s $\pm$ 4 s) ya que la solución de Ca(OH)_2 tiene una mayor densidad que el agua lo que provoca que la velocidad de ascenso del gas sea mayor.

Tabla 4.5 Parámetros calculados de la prueba con $\text{Ca}(\text{OH})_2$

Parámetro	Prueba de $\text{Ca}(\text{OH})_2$
Tiempo total (min)	14.44
Flujo de biogás (L/min)	0.867
Holdup	0.0476
Tiempo de residencia (s)	19.48

4.4.1.3 Concentración de los gases

La **figura 4.8** muestra los resultados de los análisis de concentración de gases en el tanque de medición después de 5 L, 10 L, 15 L y 20 L de biogás tratado. Así como con la operación del reactor con agua (sección 4.1.2.3), se presenta cierta cantidad de oxígeno por la cámara de 3 L de aire presente dentro del reactor al inicio de la prueba. La concentración de oxígeno que se presentó fue de 11.9%, 8.7%, 5.1% y 3.6% para 5 L, 10 L, 15 L y 20 L de biogás tratado respectivamente, esta disminución se debe a la

Figura 4.8 Caracterización del biogás tratado de la prueba de $\text{Ca}(\text{OH})_2$.

acumulación del biogás dentro del tanque de medición durante toda la prueba.

Con respecto al CH_4 , se observa que, al obtener 5 L de biogás tratado, la concentración obtenida fue de 45.2% la cual es mayor que la presentada en la operación con agua ($35\% \pm 5\%$) ya que, en este caso existe una menor cantidad de CO_2 y de H_2S ; además, conforme aumenta la cantidad de biogás tratado, aumenta la concentración de CH_4 ya que, para 10 L, 15 L y 20 L, se obtiene 61.1%, 80.3% y 80.3% respectivamente.

La concentración de CO_2 obtenido en el tanque de medición fue de 0% al tratar 5 L, 10 L y 15 L, y al tratar 20 L aumentó a 1%. Estos valores obtenidos se deben a la capacidad de la solución del $\text{Ca}(\text{OH})_2$ para absorber y reaccionar con el CO_2 a las condiciones de operación presentadas; sin embargo, después de obtener 20 L de biogás tratado, la solución presente de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ pierde capacidad de absorber el CO_2 por lo que empieza a presentarse de manera evidente, en el tanque de medición.

El mismo efecto de remoción se presenta para el H_2S ya que, para cada una de las mediciones de concentración realizadas durante la operación del reactor, se presentó una concentración de 0 ppm. Además, como la solubilidad del H_2S en el agua es mayor que la del CO_2 y su concentración inicial en el biogás es menor (H_2S : 2%, CO_2 : 28%), no se presenta ningún aumento de la concentración del H_2S durante la operación del reactor.

En la **tabla 4.7** se describe la cantidad total de CO_2 y H_2S alimentados y removidos para obtener 20 L de biogás tratado. Para el CO_2 , se alimentó 25.98×10^{-3} moles de los cuales 0.78×10^{-3} moles no fueron removidos dando como resultado una remoción del 97.21%. Con respecto al H_2S , la cantidad total alimentada al reactor fue de 1.85×10^{-3} moles y, como se describió anteriormente, el 100 % de este gas fue removido.

Tabla 4.6 Remoción de H_2S y CO_2 obtenido en la prueba de $\text{Ca}(\text{OH})_2$

Descripción	CO_2	H_2S
Gas total alimentado ($\times 10^{-3}$ mol)	245.96	17.56
Gas restante en el biogás ($\times 10^{-3}$ mol)	10.10	≈ 0
Remoción del gas (% mol)	95.89%	$\approx 100\%$

Capítulo 5

Conclusiones y Recomendaciones

5.1 Conclusiones

- Los gases H_2S y CO_2 presentes en el biogás fueron completamente removidos en el reactor de columna de burbujeo a una baja presión de operación utilizando una solución de $\text{Ca}(\text{OH})_2$.
- Se diseñó y construyó el sistema de reacción de columna de burbujeo para remoción del H_2S y CO_2 presentes en el biogás.
- Los diámetros de las burbujas dentro del reactor de columna de burbujeo una distribución de 0.1 a 4.5 mm de las cuales el 80% de ellas están por debajo de 3 mm de diámetro.
- La operación del sistema de reacción utilizando agua y una presión de operación de 11.3 kPa remueve 74.85%mol de CO_2 y el 98.4%mol de H_2S para tratar 5 L de biogás, y 81.65%mol de CO_2 y 99.57%mol H_2S para tratar 4 L.
- La operación del sistema de reacción utilizando una solución de 1.3 g/L $\text{Ca}(\text{OH})_2$ y una presión de operación de 11.3 kPa se remueve el 95.89%mol de CO_2 y el 100% de H_2S de 20 L de biogás tratados.

5.2 Recomendaciones

- Continuar con pruebas de reacción utilizando diferentes concentraciones de Ca(OH)_2 .
- Continuar con pruebas de reacción utilizando diferentes presiones de operación.
- Realizar pruebas operando el reactor de forma continua.

Bibliografía

Appels, L., Baeyens, J., Degrève, J. y Dewil, R., (2008), "Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge","Progress in Energy and Combustion Science" Vol. 34, págs. 755-781

Bermúdez, J. J., Canovas, M., Manjon, A., Iborra, J. L. y Howell, J. A., (1998), "La digestión anaerobia","Universidad de Murcia Secretariado de publicaciones." Vol. págs.

Bouaifi, M., Hebrad, G., Bastoul, D. y Roustan, M., (2001), "A comparative study of gas holdup, bubble size, interfacial area and mass transfer coefficients in stirred gas-liquid reactors and bubble columns.,""Chemical Engineering Process" Vol. 40, págs. 97-111

Bubzianowski, W., (2015), "A review of potential innovations for production, conditioning and utilization of biogas with multiple-criteria assessment","Renewable and Sustainable Energy Reviews" Vol. 54, págs. 1148-1171

Conil, P., (2000), "La tecnología anaerobia UASB en el tratamiento de aguas residuales domésticas: 10 años de desarrollo y maduración en América Latina","Biotec" Vol. págs.

de Arespachaga, N., Valderrama, C., Mesa, C., Bouchy, L. y Cortina, J. L., (2014), "Biogas biological desulphurisation under extremely acidic conditions for energetic valorisation in Solid Oxide Fuel Cells","Chemical Engineering Journal" Vol. 255, págs. 677-685

Faiz, R. y Al-Marzouqi, M., (2010), "H₂S absorption via carbonate solution in membrane contactors: Effect of species concentrations","Journal of Membrane Science" Vol. 350, págs. 200-210

García Castillo, C., (2012), "Evaluación de la remoción de materia orgánica de las aguas residuales de los rastros en un reactor UASB","Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo" Vol. págs.

Gebrezgabher, S. A., Meuwissen, M. P. M., Prins, B. A. M. y Lansink, A. G. J. M. O., (2010), "Economic analysis of anaerobic digestion—A case of Green power biogas plant in The Netherlands","NJAS - Wageningen Journal of Life Sciences" Vol. 57, págs. 109-115

Gholampour, F. y Yeganegi, S., (2014), "Molecular simulation study on the adsorption and separation of acidic gases in a model nanoporous carbon","Chemical Engineering Science" Vol. 117, págs. 426-435

Harasimowicz, M., Orluk, P., Zakrzewska-Trznadel, G. y Chmielewski, A. G., (2007), "Application of polyimide membranes for biogas purification and enrichment","J Hazard Mater" Vol. 144, págs. 698-702

Hills, J. H., (1989), "Radial non-uniformity of velocity and voidage in a bubble column.", "Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev." Vol. 20, págs. 540-545

Ho, K. L., Lin, W. C., Chung, Y. C., Chen, Y. P. y Tseng, C. P., (2013), "Elimination of high concentration hydrogen sulfide and biogas purification by chemical-biological process","Chemosphere" Vol. 92, págs. 1396-1401

Holm-Nielsen, J. B., Al Seadi, T. y Oleskowicz-Popiel, P., (2009), "The future of anaerobic digestion and biogas utilization","Bioresour Technol" Vol. 100, págs. 5478-5484

Hyndman, C., Larachi, F. y Guy, C., (1997), "Understanding gas-phase hydrodynamics in bubble columns: a convective model bases on kinetic theory.", "Chemical Engineering Science" Vol. 52, págs. 63-77

Kantarci, N., Borak, F. y Ulgen, K. O., (2005), "Bubble column reactors","Process Biochemistry" Vol. 40, págs. 2263-2283

Kapdi, S. S., Vijay, V. K., Rajesh, S. K. y Prasad, R., (2005), "Biogas scrubbing, compression and storage: perspective and prospectus in Indian context","Renewable Energy" Vol. 30, págs. 1195-1202

Kennedy, N., Zhao, Q.-B., Ma, J., Chen, C. y Frear, G., (2015), "<Kennedy, 15.pdf>", "Separation and Purification Technology" Vol. págs. 240-247

Lin, W. C., Chen, Y. P. y Tseng, C. P., (2013), "Pilot-scale chemical-biological system for efficient H₂S removal from biogas","Bioresour Technol" Vol. 135, págs. 283-291

- Martínez Herrera, G., (2012),** "Ingeniería Ambiental Para Ingenieros","Facultad de Ingeniería Química, Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo" Vol. págs. 209
- Narihiro, T. y Sekiguchi, Y., (2007),** "Microbial communities in anaerobic digestion processes for waste and wastewater treatment: a microbiological update","Curr Opin Biotechnol" Vol. 18, págs. 273-278
- Navarro Sierra, J. R., (2008),** "Tratamiento de aguas congénitas de extracción de pozos mediante ferrato de potasio. Planta de dos Bocas, Tabasco","UNAM" Vol. págs.
- Palomares Rodriguez, C., (2013),** "Evaluación de la producción de biogás bajo condiciones controladas de temperatura en un reactor UASB con alimentación intermitente de agua residual de rastro ", "Tesis de Maestría. Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo".
- Poloncarzova, M., Vejrazka, J., Vesely, V. y Izak, P., (2011),** "Effective purification of biogas by a condensing-liquid membrane","Angew Chem Int Ed Engl" Vol. 50, págs. 669-671
- Rasi, S., Läntelä, J. y Rintala, J., (2011),** "Trace compounds affecting biogas energy utilisation – A review","Energy Conversion and Management" Vol. 52, págs. 3369-3375
- Rodríguez, J., Sosa, G. J. y Garza, Y., (2002),** "Bioconversión anaerobia como una alternativa para la remoción de DQO contenido en aguas residuales del rastro municipal de la Ciudad de Saltillo, Coahuila, México","Journal of the Mexican Chemical Society" Vol. 46, págs. 185-188
- Ryckebosch, E., Drouillon, M. y Vervaeren, H., (2011),** "Techniques for transformation of biogas to biomethane","Biomass and Bioenergy" Vol. 35, págs. 1633-1645
- Tippayawong, N. y Thanompongchart, P., (2010),** "Biogas quality upgrade by simultaneous removal of CO₂ and H₂S in a packed column reactor","Energy" Vol. 35, págs. 4531-4535
- van Baten, J. M. y Krishna, R., (2004),** "CFD Modelling of Bubble Column Reactor Including the Influence of Gas Contraction","Chemical Engineering Technology" Vol. 27, págs. 1302-1308

Anexo A

A.1 Cálculo de la presión de operación.

La presión a la cual la fase gaseosa deberá de alimentarse al reactor de columna de burbujeo deberá ser la mínima necesaria para que pueda superar la presión que ejerce el líquido dentro del reactor y el agua contenida en el tanque de almacenamiento de gases. Para calcular esta presión utilizamos la ecuación de la presión hidrostática (ecuación 3.5):

$$P = gH_l\rho \quad (3.5)$$

Donde P es la presión hidrostática, g es la aceleración de la gravedad (9.8 m/s^2), H_l es la altura total del líquido y ρ es la densidad del líquido que, para este trabajo, se consideró el valor que presenta el agua (1000 kg/m^3). En la **figura A.1** se muestra que el líquido

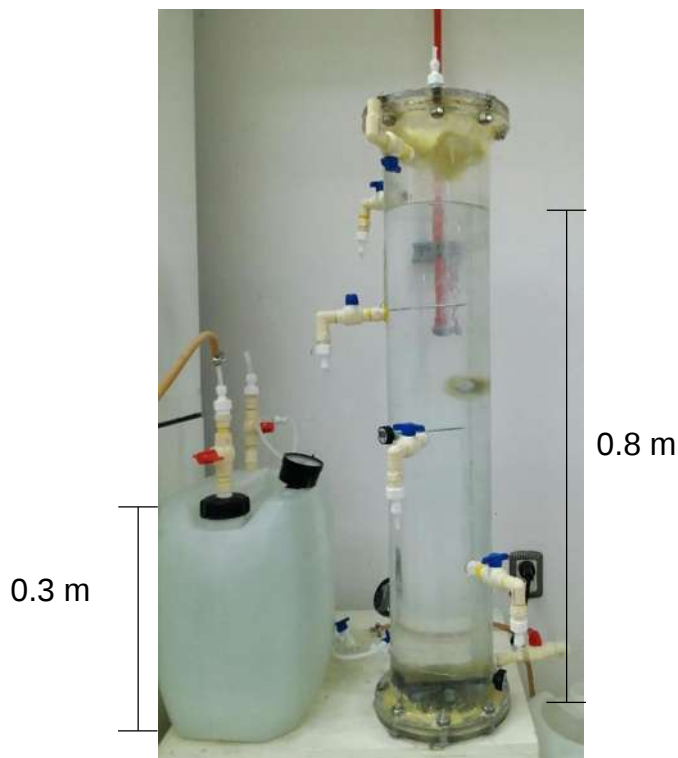


Figura A.1 Altura de las columnas de líquido en el reactor y en el tanque

dentro del reactor llega a una altura de 0.8 m y el agua dentro del tanque llega hasta 0.38 m de altura, las cuales sumados resultan en 1.18 m.

Sustituyendo los valores anteriores en la ecuación 3.5 se obtiene:

$$P = \left(9.8 \frac{m}{s^2}\right) (1.18 m) \left(1000 \frac{kg}{m^3}\right) = 11564 \frac{kg}{m s^2} = 11.6 kPa$$

Además, se agregó un factor de 10% más a la presión obtenida para asegurar que la presión de alimentación del gas siempre pueda superar la presión hidrostática de todo el sistema de reacción:

$$11.6 kPa (1.1) = \underline{12.7 kPa}$$

Como el manómetro instalado en el reactor está graduado en onzas por pulgada cuadrada (osi), se realizó la conversión de unidades y el redondeo correspondiente para facilitar la operación del reactor:

$$12.4 kPa \left| \frac{14.696 psi}{101.325 kPa} \right| \left| \frac{16 osi}{1 psi} \right| = 29.5 osi \approx \underline{30 osi}$$

Anexo B

B.1 Determinación gravimétrica de la concentración de la solución de Ca(OH)_2 .

De la solución preparada en el apartado 3.2.4.1 se tomaron nueve alícuotas de 20 mL y se colocaron en cápsulas de porcelana previamente pesadas, se calentaron a 105 °C por dos horas para remover la humedad, posteriormente se calcinaron a 550 °C por seis horas para transformar el Ca(OH)_2 a CaO (Oates, J.A.H., 2007). Después de la calcinación, las cápsulas se dejaron enfriar por 30 min dentro de un desecador para, después, volver a ser pesadas. Adicionalmente, se tomaron seis alícuotas de 20 mL de agua del sistema de agua potable de la ciudad de Morelia que se sometieron a los mismos tratamientos térmicos para ser utilizadas como blanco.

En la **tabla B.1** se muestra la diferencia de peso de las cápsulas de porcelana antes de adicionar las alícuotas y después de la calcinación, para cada una de las



Figura B.1 Alícuotas del sobrenadante. a) Antes del secado b) Después de la calcinación

Tabla B.1 Diferencias de peso de las muestras calcinadas.

	Blanco (g)	Solución de cal (g)
	0.0048	0.0189
	0.0048	0.0187
	0.005	0.0233
	0.0047	0.0307
	0.0047	0.0226
	0.0048	0.0220
		0.0269
		0.0264
Promedio	0.0048	0.0243

muestras, así como el valor del peso obtenido de las muestras tomadas como blanco. La concentración de Ca(OH)_2 puede calcularse con la **ecuación B.1**.

$$C_{\text{Ca(OH)}_2} = \frac{(m - m_b) 1000 \text{ mL}}{20 \text{ mL}} \frac{PM_{\text{Ca(OH)}_2}}{PM_{\text{CaO}}} \quad \text{B.1}$$

Donde $C_{\text{Ca(OH)}_2}$ es la concentración en g/L, m es el peso promedio obtenida de las alícuotas, m_b es el peso promedio del blanco, $PM_{\text{Ca(OH)}_2}$ es el peso molecular del Ca(OH)_2 (74.09 g/mol) y PM_{CaO} es el peso molecular del CaO (56.08 g/mol). Sustituyendo los valores tenemos:

$$C_{\text{Ca(OH)}_2} = \frac{(0.0243 \text{ g} - 0.0048 \text{ g}) 1000 \text{ mL}}{20 \text{ mL}} \frac{(74.09 \text{ g/mol})}{(56.08 \text{ g/mol})}$$

$$C_{\text{Ca(OH)}_2} = 1.2881 \text{ g/L}$$