

UNIVERSIDAD DE EL SALVADOR  
FACULTAD DE INGENIERIA Y ARQUITECTURA  
ESCUELA DE POSGRADOS



**DISEÑO Y DESARROLLO DE UN SISTEMA DE  
REMOCIÓN DE H<sub>2</sub>S PRESENTE EN BIOGÁS A UTILIZAR  
EN GENERACIÓN TERMOELÉCTRICA**

PRESENTADO POR:

**MARILYN OLINDA IDALIA DELEÓN CASTRO**

**YID-LAÍ MARÍA ZELADA QUÁN**

PARA OPTAR AL TITULO DE:

**MAESTRA EN ENERGÍAS RENOVABLES Y MEDIO  
AMBIENTE**

CIUDAD UNIVERSITARIA, JULIO 2019

**UNIVERSIDAD DE EL SALVADOR**

RECTOR:

**MSc. ROGER ARMANDO ARIAS ALVARADO**

SECRETARIO GENERAL:

**MSc. CRISTOBAL HERNAN RIOS BENITEZ**

**FACULTAD DE INGENIERIA Y ARQUITECTURA**

DECANO:

**ING. FRANCISCO ANTONIO ALARCON SANDOVAL**

SECRETARIO:

**ING. JULIO ALBERTO PORTILLO**

**ESCUELA DE POSGRADOS**

DIRECTOR:

**MSc. PATRICIA HAYDÉE ESTRADA DE LÓPEZ**

UNIVERSIDAD DE EL SALVADOR  
FACULTAD DE INGENIERIA Y ARQUITECTURA  
ESCUELA DE POSGRADOS

Trabajo de Graduación previo a la opción al Grado de:  
**MAESTRA EN ENERGÍAS RENOVABLES Y MEDIO AMBIENTE**

Título:

**MAESTRA EN ENERGÍAS RENOVABLES Y MEDIO  
AMBIENTE**

Presentado por:

**MARILYN OLINDA IDALIA DELEÓN CASTRO**

**YID-LAÍ MARÍA ZELADA QUÁN**

Trabajo de Graduación Aprobado por:

Docente Asesor:  
**Dra. Tania Torres Rivera**

CIUDAD UNIVERSITARIA, JULIO 2019

Trabajo de Graduación Aprobado por:

Docente Asesor:

**Dra. Tania Torres Rivera**

# Resumen

La gestión de los residuos sólidos urbanos y afluentes líquidos, constituyen uno de los mayores problemas ambientales, económicos y sociales a nivel mundial, principalmente porque el volumen de residuos crece más rápido que la población mundial. El Salvador enfrenta problemas ambientales graves, debido a una inadecuada gestión de sus residuos sólidos y de similar manera tiene grandes retos en torno a la descontaminación de ríos urbanos, el más significativo, el río Acelhuate, Las tecnologías disponibles de biodigestión suponen una alternativa viable y bastante conocida que benefician, por una parte a nivel ambiental con una adecuada gestión de los residuos y por otra generan el consecuente beneficio de la revalorización energética de los mismos.

El proyecto de ingeniería que se propone, surge como necesidad de una empresa con planes de instalar una planta de generación de energía eléctrica a partir de biogás, proveniente de dos sistemas de biodigestión, los cuales son alimentados por una parte con aguas residuales provenientes del río Acelhuate y por otra parte de restos agrícolas y ganaderos que son generados en la localidad. En específico se plantea la necesidad de diseño de un sistema de remoción de sulfuro de hidrógeno para dicha planta generadora, atendiendo a consideraciones técnicas, según la carga contaminante probable, la escala de producción de biogás, los requerimientos de calidad de combustible según la tecnología de termogeneración y finalmente en cumplimiento del marco normativo vigente en materia de emisiones de fuentes fijas.

La determinación de la composición del biogás, fue el primer punto a resolver ya que la información brindada era en extremo general y no ha proyectado la carga de contaminantes, esta etapa se sustentó en una investigación secundaria, concluyéndose que se prevén para el biogás proveniente de los sistemas de tratamiento de aguas residuales una concentración de sulfuro de hidrógeno de **63 ppm**, y de hasta **1,000 ppm** en el biogás generado de residuos agrícolas y pecuarios.

Para el establecimiento de la calidad del biogás en términos del contenido de sulfuro de hidrógeno, se retomaron los requerimientos de calidad de combustible específicos para los motores de combustión interna Jenbacher, modelo JGC 312 GS-B.L de 12 cilindros, el fabricante requiere concentraciones inferiores a 266.92 ppm de azufre, correspondiente a **222 ppm de sulfuro de hidrógeno**, ambas dadas para biogás con poder calorífico de 5 kWh/Nm<sup>3</sup>.

A efectos de garantizar observancia del marco normativo nacional, se revisó lo dispuesto en la normativa vigente, infiriéndose una concentración límite de azufre en el combustible **superior a 10,000 ppm**. Bajo estas condiciones, al garantizar el cumplimiento del límite establecido por el fabricante, se garantiza el cumplimiento de la normativa de emisiones fuentes fijas.

La selección de la tecnología incluyó un tamizaje, a efectos de garantizar la viabilidad técnica de las tecnologías sometidas al proceso de selección, respecto a la aplicación propuesta. Luego se realizó la selección de la tecnología óptima, haciendo uso de un análisis con múltiples criterios, resultado como tecnología elegible los sistemas de remoción seca, basados en óxidos de hierro conocidos como **Iron Sponge**. La versatilidad de los medios de soporte, y sus propiedades impidieron contar con información consistente para la caracterización de los fenómenos de transporte y cinéticos, que describen el sistema y que se requiere para la fase de diseño, por lo que se optó trabajar con un sistema de remoción basado en óxidos de hierro, de fórmula patentada, conocido como **Sulfatreat 410 HP**.

El diseño del reactor se basó por una parte en la metodología propuesta por Fogler (2008) y por otra en los lineamientos para el diseño de reactores de tipo Iron Sponge publicada por McKinsey, S. (2003), citado en Siefers (2010). La metodología de cálculo seguida se basa en el diseño de reactores de lecho empacado, con la que se determinó que para tratar el flujo diario de biogás que proviene de los biodigestores lagunares (1,000 ppm de sulfuro de hidrógeno) y alcanzar una conversión de H<sub>2</sub>S de 0,65, es necesario una masa de lecho de 10 kilogramos. Tomando como base los lineamientos de diseño, se determina que las dimensiones del reactor que garantizan una **vida útil del lecho de casi 8 meses son diámetro de 2.47 m, una altura de 3.0 m, con una masa de medio de 14 toneladas**.

# Índice de Contenidos

Introducción.....	1
Capítulo 1 Alcances y planteamiento del problema .....	3
1.1 Contexto .....	3
1.1.1 Consideraciones socioambientales. ....	3
1.1.2 El desarrollo de las energías renovables en El Salvador.....	6
1.2 Definición del problema.....	9
1.3 Objetivos .....	10
1.3.1 Objetivo General.....	10
1.3.2 Objetivos Específicos.....	10
1.4 Justificación del proyecto de ingeniería.....	11
1.5 Beneficios esperados.....	12
1.6 Delimitación y limitaciones del proyecto de ingeniería.....	12
1.7 Planteamiento metodológico .....	13
1.7.1 Resultados esperados.....	14
1.8 Antecedentes.....	14
<b>Primera parte. Marco teórico</b>	
Capítulo 2 Sistemas anaeróbicos y composición del biogás .....	22
2.1 Tipos de biodigestores .....	23
2.2 Sistema de biodigestión al cual se adaptará la propuesta de remoción .....	24
2.3 Composición del biogás .....	31
2.4 Contaminantes en el biogás y sus efectos .....	38
2.4.1 Sulfuro de hidrógeno.....	39
Capítulo 3 Requerimientos de calidad de combustible.....	43
3.1 Sistema de conversión energética al cual se adaptará la propuesta de remoción de gases.....	43
3.2 Marco normativo en materia de calidad de combustible .....	45
3.2.1 Calidad de combustible.....	45
3.2.2 Restricciones de contaminantes emitidos a la atmosfera. ....	50

3.3	Límites de diseño. Calidad de combustible.....	53
3.3.1	Restricciones respecto a la normativa de emisiones.....	53
3.3.2	Requerimientos del sistema de conversión.....	54
3.3.3	Restricciones expresadas como contenido de sulfuro de hidrógeno.....	57
Capítulo 4 Tecnologías de limpieza y “upgrading” de biogás .....		60
4.1	Remoción seca.....	60
4.2	Remoción con absorbente líquido .....	63
4.3	Método biológico para eliminar el sulfuro de hidrógeno de una corriente de gas.....	64
4.4	Descripción de la alternativa seleccionada: Adsorbente a base de óxido de hierro, Sulfatreat 410 CHP.....	68
Capítulo 5 Reactores isotérmicos no catalíticos de lecho empacado.....		71
5.1	Estructura de diseño para reactores isotérmicos.....	72
5.1.1	Balance de Moles.....	73
5.1.2	Ecuación de velocidad.....	75
5.1.3	Balance de moles para la Reacción.....	75
5.1.4	Combinación de resultados.....	76
5.2	Flujo a través de un lecho empacado .....	77
<b>Segunda parte. Método empírico para la selección de tecnología y diseño del sistema de remoción</b>		
Capítulo 6 Caracterización de afluente y efluente del sistema de remoción de H <sub>2</sub> S.....		86
6.1	Definición de las variables de entrada y salida del sistema a diseñar.....	86
6.2	Condiciones termodinámicas de las corrientes de biogás a la entrada y a la salida del sistema de depuración de gases .....	89
6.3	Contenido de Humedad en el Biogás.....	90
6.4	Composiciones y variables termodinámicas de las corrientes de interés .....	93
Capítulo 7 Evaluación de tecnologías para la remoción de H <sub>2</sub> S en biogás.....		99
7.1	Descripción de la metodología de selección .....	99
7.1.1	Método de preselección de tecnologías.....	100
7.1.2	Método de selección de tecnologías.....	101
7.1.3	Escala de evaluación y priorización de criterios.....	102
7.1.4	Evaluación en matriz de desempeño.....	103

7.2	Implementación de proceso de selección de tecnología .....	104
7.2.1	Identificación de las tecnologías a evaluar.....	104
7.2.2	Valoración de las alternativas tecnológicas. ....	105
7.2.3	Consideraciones posteriores a la selección tecnológica.....	122
<b>Tercera parte. Resultados y discusión</b>		
Capítulo 8	Diseño del reactor isotérmico no catalítico .....	126
8.1	Estructura de diseño para reactores isotérmicos.....	126
8.2	Balance de Sulfuro de Hidrógeno.....	127
8.2.1	Cálculo de grado de avance requerido.....	133
8.2.2	Cálculo de fracción molar de sulfhídrico a la entrada del reactor. ....	134
8.3	Diseño del Reactor de Lecho Empacado .....	135
8.3.1	Definición de condiciones de operación en base a lineamientos generales de diseño de sistemas Iron Sponge.....	136
8.3.2	Proceso de diseño para reactor de lecho empacado.....	137
8.3.3	Cálculo del peso del medio absorbente.....	142
8.3.4	Dimensionamiento de Reactor de Iron Sponge – Sulfatreat. ....	153
Capítulo 9	Consideraciones Ambientales .....	158
9.1	Identificación, cuantificación y valoración de impactos ambientales .....	158
9.1.1	Evaluación de características de peligrosidad de Sulfatreat 410 HP.....	159
9.1.2	Evaluación de características de peligrosidad del lecho agotado.....	162
9.1.3	Valoración de impactos ambientales. ....	164
9.2	Evaluación de alternativas.....	165
9.3	Definición de medidas ambientales ambientales relativas al manejo, reúso y disposición de la tecnología seleccionada .....	166
9.3.1	Gestión de Residuos y Desechos.....	167
9.3.2	Uso de equipo de protección personal. ....	172
Conclusiones.....		173
Trabajo Futuro .....		177
Glosario de símbolos frecuentes.....		179
Referencias bibliográficas .....		180

## Índice de Tablas

Tabla 1.1	<i>Síntesis de resultados esperados y estrategias para su obtención</i>	17
Tabla 2.1	<i>Producción de energía por línea y total en Subsistema 1 Digestores UASB (Empresa del Sector Energético de El Salvador, 2012)</i>	28
Tabla 2.2	<i>Datos básicos de diseño en Subsistema 2 Digestores tipo Laguna. Sustrato para la alimentación del biodigestor (Empresa del Sector Energético de El Salvador, 2012)</i>	28
Tabla 2.3	<i>Producción de Biogás y de Metano de los sistemas lagunares para tratamiento de biomasa. (Empresa del Sector Energético de El Salvador, 2012)</i>	29
Tabla 2.4	<i>Producción de energía por el biogás generado de los sistemas lagunares para tratamiento de biomasa (Empresa del Sector Energético de El Salvador, 2012)</i>	30
Tabla 2.5	<i>Resumen de variables en la corriente de salida del sistema de biodigestores de aguas residuales y de biomasa (Empresa del Sector Energético de El Salvador, 2012)</i>	30
Tabla 2.6	<i>Composición de biogás reportada para diferentes sustratos A: (Delsinne, 2010); B: (Naskeo Environnement, 2009); C: Lamp (2006), citado en Bailon &amp; Hinge (2012); D: El-Fadel, Findikakis &amp; Leckie (1997) citado en Bailon &amp; Hinge (2012); E: Person &amp; Lunds (2003) citado en Bailon &amp; Hinge (2012); F: (Rasi, 2009)</i>	32
Tabla 2.7	<i>Selección de fuente bibliográfica de referencia para determinar composición de biogás a utilizar según similitud entre el sustrato analizado en el documento de referencia y el sustrato considerado en el proyecto en análisis</i>	36
Tabla 2.8	<i>Composición de las corrientes de biogás a la salida de cada batería de biodigestores (A: (Delsinne, 2010); F: (Rasi, 2009))</i>	37
Tabla 2.9	<i>Síntomas y efectos por exposición a corto plazo de sulfuro de hidrógeno (United States Department of Labor, 2017)</i>	40
Tabla 3.1	<i>Especificaciones de motores Jenbacher JGC 312 GS-B.L. Biogas 526 kWel. Jenbacher Gas Engines. Technical Specifications, 1-4. (GE Jenbacher GmbH &amp; Co, 2006)</i>	44
Tabla 3.2	<i>Parámetros en propuesta armonizada de especificaciones de la Unión Europea para H-gas en redes de transporte (16726:2016+A1:2019, 2019)</i>	46
Tabla 3.3	<i>Especificaciones de calidad de gas natural conforme Reglamento Técnico Salvadoreño RTS 75.01.01:16 Hidrocarburos. Gas natural. Especificaciones de calidad (RTS 75.01.01:16, 2016)</i>	49

Tabla 3.4	<i>Límites máximos permisibles para generadores de energía eléctrica, motores de combustión interna (NSO 13.11.02:11, 2011)</i>	52
Tabla 3.5	<i>Límites estimados de azufre en el combustible, estimados en base a los límites máximos permisibles de emisión para generadores de energía eléctrica, motores de combustión interna, parámetro SO<sub>2</sub> (NSO 13.11.02:11, 2011)</i>	54
Tabla 3.6	<i>Condiciones generales del combustible requeridas por los motores de combustión (GE Jenbacher GmbH &amp; Co, 2013)</i>	55
Tabla 3.7	<i>Límites aceptables de contenido de azufre total en el combustible que alimenta a los motores de combustión (GE Jenbacher GmbH &amp; Co, 2013)</i>	56
Tabla 3.8	<i>Límites de contenido de azufre total a diferentes poderes caloríficos</i>	57
Tabla 3.9	<i>Límites estimados de sulfuro de hidrógeno en base al contenido de azufre total</i>	59
Tabla 4.1	<i>Comparación de procesos de remoción de sulfuro de hidrógeno basados en óxidos de hierro (Wang, 2008)</i>	62
Tabla 5.1	<i>Parámetros de diseño de sistemas Iron Sponge (McKinsey, 2003, citados Siefers (2010))</i>	72
Tabla 5.2	<i>Ecuaciones de balance de materia para el diseño de reactores de lecho empacado (Fogler, 2008)</i>	74
Tabla 5.3	<i>Ecuaciones de balance de moles para diseño reactores de lecho empacado en función de la conversión (Fogler, 2008)</i>	75
Tabla 5.4	<i>Concentraciones de la especie A en un sistema reaccionante de flujo gaseoso de volumen variable (Fogler, 2008)</i>	76
Tabla 6.1	<i>Definición de variables de interés de afluentes y efluente del sistema de remoción de gases ácidos</i>	87
Tabla 6.2	<i>Comparación entre digestión Termofílica y Mesofílica (Dhar, Elbeshbishy, Nakhla, &amp; Ray, 2012)</i>	89
Tabla 6.3	<i>Condiciones termodinámicas a la salida de los biodigestores y a la entrada de los Motores de Combustión Interna (Empresa del Sector Energético, 2012; Jenbacher, 2013)</i>	90
Tabla 6.4	<i>Condiciones termodinámicas y de composición de las corrientes de flujo de biogás (Delsinne S., 2010; Rasi S., 2009; Empresa del Sector Energético, 2012; Jenbacher, 2013).</i>	94
Tabla 7.1	<i>Tasas de remoción de sulfuro de sulfuro de hidrógeno requeridas</i>	100
Tabla 7.2	<i>Escala de evaluación de tecnologías</i>	102
Tabla 7.3	<i>Escala de evaluación de tecnologías aplicadas a criterio “Minimiza los costos e inversiones”</i>	103

Tabla 7.4	<i>Valoración para la preselección de la alternativa tecnológica Remoción seca – adsorción, subcategoría Óxidos de hierro, Iron sponge</i>	106
Tabla 7.5	<i>Valoración para la preselección de la alternativa tecnológica Remoción seca – adsorción, subcategoría Óxidos de hierro, Diseños patentados de Iron Sponge (SulfaTreat, Sulfur-Rite, Sulfa-Bind, SOXSIA, etc.)</i>	107
Tabla 7.6	<i>Valoración para la preselección de la alternativa tecnológica Remoción seca – adsorción, subcategoría Óxidos de zinc</i>	108
Tabla 7.7	<i>Valoración para la preselección de la alternativa tecnológica Remoción seca, subcategoría Sólidos alcalinos</i>	109
Tabla 7.8	<i>Valoración para la preselección de la alternativa tecnológica Remoción seca, subcategoría Adsorción - zeolitas</i>	110
Tabla 7.9	<i>Valoración para la preselección de la alternativa tecnológica Remoción seca, subcategoría Adsorción – Carbón activado granular (GAC)</i>	111
Tabla 7.10	<i>Valoración para la preselección de la alternativa tecnológica Remoción con absorbente líquido, subcategoría Procesos de absorción – desorción</i>	112
Tabla 7.11	<i>Valoración para la preselección de la alternativa tecnológica Remoción biológica, subcategoría Filtro Biopercolador</i>	113
Tabla 7.12	<i>Valoración para la preselección de la alternativa tecnológica Remoción biológica, subcategoría Filtro Bioscrubber</i>	113
Tabla 7.13	<i>Resumen de preselección de tecnologías de limpieza de biogás</i>	114
Tabla 7.14	<i>Selección de la tecnología – Evaluación de la alternativa tecnológica Remoción seca – adsorción, subcategoría Óxidos de hierro, Iron sponge</i>	116
Tabla 7.15	<i>Selección de la tecnología – Evaluación de la alternativa tecnológica Remoción seca – adsorción, subcategoría Óxidos de hierro - Diseños patentados (SulfaTreat, Sulfur-Rite, Sulfa-Bind, SOXSIA, etc.)</i>	117
Tabla 7.16	<i>Selección de la tecnología – Evaluación de la alternativa tecnológica Remoción seca, subcategoría Adsorción – Carbón activado granular (GAC)</i>	118
Tabla 7.17	<i>Selección de la tecnología – Evaluación de la alternativa tecnológica Remoción con absorbente líquido</i>	119
Tabla 7.18	<i>Selección de la tecnología – Evaluación de la alternativa tecnológica Remoción biológica, subcategoría Filtro Biopercolador (Biopuric)</i>	120
Tabla 7.19	<i>Resumen de selección de tecnologías para la remoción de sulfuro de hidrógeno presente en biogás</i>	121
Tabla 8.1	<i>Características de las corrientes de proceso B y D</i>	128
Tabla 8.2	<i>Caudales y concentraciones de Sulfuro de Hidrógeno (H<sub>2</sub>S) en A, B y D</i>	130

Tabla 8.3	<i>Resumen de resultados del balance de H<sub>2</sub>S: Global (Corrientes A, B y D) y en el subsistema Reactor (B y C)</i>	133
Tabla 8.4	<i>Condiciones termodinámicas a la salida de los biodigestores Lagunares o Corriente B</i>	134
Tabla 8.5	<i>Recomendaciones de diseño de sistemas Iron Sponge McKinsey (2003), citados en Siefers (2010)</i>	136
Tabla 8.6	<i>Condiciones de operación a la entrada del sistema Iron Sponge en diseño, corriente B'</i>	137
Tabla 8.7	<i>Datos del medio y dato complementario del biogás (Troung &amp; Abotzoglou, 2005).</i>	143
Tabla 8.8	<i>Propiedades de los componentes de biogás para el cálculo de viscosidad (Michelsen &amp; Mollerup, 2004)</i>	144
Tabla 8.9	<i>Propiedades de los componentes de biogás para el cálculo de viscosidad</i>	146
Tabla 8.10	<i>Resumen de parámetros de diseño del reactor tipo "Iron sponge", para remoción de sulfuro de hidrógeno</i>	157
Tabla 9.1	<i>Volúmenes de generación de desechos con el sistema diseñado</i>	159
Tabla 9.2	<i>Composición del medio absorbente Sulfatreat 410 HP (Schlumberger Limited, 2018)</i>	159
Tabla 9.3	<i>Propiedades toxicológicas de los componentes del medio absorbente Sulfatreat 410 HP (Schlumberger Limited, 2018)</i>	161
Tabla 9.4	<i>Cálculo del Valor de Impacto Ambiental</i>	165
Tabla 9.5	<i>Costos del material de relleno (lecho del reactor tipo "Iron Sponge")</i>	167
Tabla 9.6	<i>Matriz comparativa de alternativas de reúso del material de relleno (lecho del reactor tipo "Iron Sponge") (Adaptado, Buccellato, 2010)</i>	169
Tabla 9.7	<i>Equipo de protección personal según hoja de seguridad del material de relleno (lecho del reactor tipo "Iron Sponge")</i>	172

## Índice de Figuras

Figura 1.1	<i>Esquema de contenido del documento, clasificado en marco teórico y método empírico.</i>	19
Figura 2.1	<i>Reactores anaeróbicos de flujo ascendente (UASB) por fabricante a) Paques B.V., b) Biothane B.V. (International Water Association, 2018).</i>	24
Figura 2.2	<i>Esquema de Generación Eléctrica general. De arriba hacia abajo: Subsistema 1: reactores UASB y motores de combustión interna cómo sistema de conversión; Subsistema 2: motores de combustión interna, a base de búnker; Subsistema 3: reactor anaeróbico lagunar y motores de combustión interna (Empresa del Sector Energético de El Salvador, 2012).</i>	26
Figura 2.3	<i>Subsistema 1: Tratamiento Biológico Anaerobio Mediante Reactores UASB para tratamiento de aguas residuales. Instalaciones complementarias para el tratamiento del efluente líquido: Filtro percolador, decantador lamelar, lecho de secado de lodos. Instalaciones complementarias para la gestión del efluente gaseoso: gasómetro, antorcha, motores de combustión interna (Empresa del Sector Energético de El Salvador, 2012).</i>	27
Figura 2.4	<i>Datos básicos de diseño en Subsistema 2 Digestores tipo Laguna. Sustrato para la alimentación del biodigestor (en base a datos de Empresa del Sector Energético de El Salvador, 2012).</i>	29
Figura 2.5	<i>Efectos del sulfuro de hidrógeno sobre elementos no ferrosos. Asientos de válvulas, engrane de bronce y cabezas de pistón (Salazar, 2012).</i>	42
Figura 2.6	<i>Sistema típico de ciclo de potencia de biogás Lampe (2006) citado en (Bailón &amp; Hinge, 2012).</i>	44
Figura 2.7	<i>Diagrama de flujo de proceso de sistema de remoción mediante biofiltro percolador (Biopuric) (Lampe, 2006).</i>	66
Figura 2.8	<i>Diagrama de flujo de proceso de sistema de bioscrubber (biodepurador) (Lampe, 2006).</i>	68
Figura 2.9	<i>Asignación de elementos por Microscopio Electrónico de Barrido (SEM) en partículas adsorbentes (activas + de soporte); azufre adsorbido en puntos. (Truong &amp; Abatzoglou, 2005).</i>	69
Figura 2.10	<i>Representación esquemática de una partícula Sulfatreat: el pellet está compuesta por finos granos de óxido de hierro (puntos negros) unidos a la superficie de un soporte inerte. (Di Felice &amp; Pagliai, 2015).</i>	69
Figura 2.11	<i>Representación esquemática del proceso de producción de biogás, remoción de sulfuro de hidrógeno y uso del biogás.</i>	87
Figura 2.12	<i>Representación esquemática del proceso de producción de biogás, remoción de sulfuro de hidrógeno con tecnología Sulfatreat y uso del biogás en motores de combustión interna.</i>	127

Figura 2.13	<i>Volumen de control para determinar el flujo másico de H<sub>2</sub>S que debe ser eliminado.</i>	129
Figura 2.14	<i>Volumen de control para determinar la concentración de Sulhídrico en la corriente C.</i>	131
Figura 2.15	<i>Volumen de control bajo análisis para el diseño del reactor</i>	136
Figura 8.5.	<i>Diagrama de fases generalizado para viscosidad de gases (Poling, Prausnitz, &amp; O'Connell, 2001)</i>	145
Figura 8.6.	<i>Acercamiento de diagrama de fases generalizado para viscosidad de gases (Poling, Prausnitz, &amp; O'Connell, 2001)</i>	146
Figura 8.7	<i>Región donde Z reside entre 0.98 y 1.02, y la ecuación del gas ideal es una aproximación razonable (Van Ness, Smith, &amp; Abbot, 2014)</i>	148

# Introducción

Existen diferentes contaminantes en las corrientes de biogás, entre ellos vapor de agua, compuestos de azufre reducidos (RSH), siloxanos, compuestos orgánicos volátiles, aire, etc., los cuales deberán ser atendidos en función de la aplicación o método de conversión que se desee implementar para su aprovechamiento.

El presente trabajo de graduación consiste en el diseño de un sistema de remoción de sulfuro de hidrógeno ( $H_2S$ ), presente en biogás a utilizar en motores de combustión interna, teniendo como punto de partida, las características de un proyecto de generación eléctrica de referencia, el cual proporcionó información base, como el tipo de sistemas de biodigestión, las características de los residuos a tratar y el flujo de biogás proyectado. Cabe mencionar que El sulfuro de hidrógeno induce procesos corrosivos en los sistemas de transporte y aprovechamiento, por lo que se requiere la implementación de sistemas que garanticen la atenuación de las concentraciones hasta niveles tolerables.

El proyecto de ingeniería se desarrolló en tres etapas, atendiendo a los objetivos específicos planteados: en la primera se definieron las variables de entrada y salida del sistema, las cuales corresponden por una parte, a las concentraciones esperadas a la salida de los sistemas de biodigestión, y por otra, a los requerimientos de calidad del combustible expresos por el fabricante y límites establecidos en el marco normativo Salvadoreño; en la segunda etapa, se realizó un proceso de priorización y selección de tecnología, resultado del cual, se definió como tecnología óptima los procesos de remoción seca con óxidos de hierro. Para la fase de diseño, se tomaron datos cinéticos y termodinámicos de un lecho patentado, denominado Sulfatreat, y en base a los mismos, se estimó el volumen del medio de soporte, y otros parámetros operativos.

El método empleado en las tres fases, consistió en investigación secundaria.

El documento se divide en tres partes, en la primera se presenta el marco teórico, el cual provee un cuerpo conceptual y normativo que se utilizará durante el desarrollo del método

empírico (parte 2), para finalmente presentar la discusión de resultados y conclusiones del proyecto de ingeniería en la parte 3.

Cómo parte del método empírico, se desarrollará un capítulo para cada uno de los resultados esperados del presente proyecto de ingeniería, los cuales se resumen en: i) Caracterización del afluente y efluente del sistema de remoción de sulfuro de hidrógeno, ii) Selección de tecnología para la resolución del problema planteado, y iii) Dimensionamiento del sistema de remoción de sulfuro de hidrógeno y definición de condiciones operativas.

Se documentan las composiciones esperada de biogás, y requerimientos de calidad de combustible, soportando con ello, los planteamientos presentados en el proceso de selección de la tecnología más apropiada para la remoción del sulfuro de hidrógeno, congruente con las características del proyecto de generación eléctrica de referencia. Se hace una descripción de las tipologías de tecnologías para la remoción de gases ácidos, los cuales se retoman durante el proceso de selección de tecnología. Una vez realizado esto, se introduce a los conceptos cinéticos, termodinámicos y de transferencia de masa, que se utilizaran para el diseño del sistema, tomando como base la metodología propuesta por Fogler (2008), para el diseño del reactor lecho empacado. Una vez realizado el diseño y dimensionamiento del sistema para la remoción de sulfuro de hidrógeno, se introducen algunas consideraciones operativas y ambientales para el manejo del material, y alternativas de disposición y reúso de subproductos del proceso, dando con esto, cumplimiento a los objetivos planteados.

# Capítulo 1 Alcances y planteamiento del problema

A efectos de proveer la información básica que enmarca y contextualiza el presente proyecto de ingeniería y en apego al marco metodológico aplicable, en los siguientes acápite se desarrolla el contexto, definición del problema, alcances, objetivos, justificación, beneficios esperados, limitaciones, planteamiento metodológico, resultados esperados y antecedentes.

## 1.1 Contexto

El proyecto de ingeniería que se propone, surge a iniciativa de una empresa con planes de instalar una planta de generación de energía eléctrica a partir de biogás, proveniente de dos sistemas de biodigestión, los cuales son alimentados por una parte con aguas residuales provenientes de uno de los ríos urbanos más contaminados e importantes del Área Metropolitana de San Salvador (AMSS), el río Acelhuate y por otra parte de restos agrícolas y ganaderos que son generados en la localidad (Empresa del Sector Energético de El Salvador, 2012). En específico se plantea la necesidad de diseño de un sistema de remoción de sulfuro de hidrógeno para dicha planta generadora. En lo sucesivo, se contextualizará el proyecto en términos socio ambientales y energéticos.

### 1.1.1 Consideraciones socioambientales.

La gestión de los residuos sólidos urbanos y afluentes líquidos, constituyen uno de los mayores problemas ambientales, económicos y sociales a nivel mundial, principalmente porque el volumen de residuos crece más rápido que la población mundial (Universidad Nacional del Mar de Plata, 2016).

El manejo y la eliminación de residuos sólidos domésticos son problemas críticos en las áreas urbanas de América Latina. En la mayor parte de países, el destino final de estos residuos es su disposición en rellenos sanitarios, que a su vez genera riesgos a la salud pública y al medio

ambiente en general cuando se da un inadecuado tratamiento de los lixiviados, puesto que estos son líquidos altamente contaminantes que pueden arrastrar todo tipo de sustancia nociva y contaminar suelos, aguas superficiales y subterráneas (Morales, 2007). Una de las principales causas de la contaminación de los diferentes cuerpos de agua es la cantidad de nutrientes y materia orgánica que son vertidos en ellos como resultado de las diferentes actividades antropogénicas. El exceso de nutrientes en el agua, principalmente nitrógeno y fósforo, genera un deterioro del recurso hídrico y en general de los ecosistemas acuáticos debido a la afectación de la calidad fisicoquímica del agua. Dicha contaminación es generada principalmente por las aguas residuales que no reciben un tratamiento adecuado dado que en la mayoría de los casos se necesitan sistemas de tratamiento eficientes para el manejo de las aguas residuales que requieren inversiones sustanciales de capital. El tratamiento de las aguas residuales es una cuestión prioritaria a nivel mundial, ya que es importante disponer de agua de calidad y en cantidad suficiente, lo que permitirá una mejora del ambiente, la salud y la calidad de vida.

Para El Salvador, el manejo de residuos sólidos es una problemática grave que supera por mucho la capacidad de tratamiento o adecuada disposición de los mismos, lo que ha llevado al Ministerio de Medio Ambiente y Recursos Naturales (MARN) a tomar medidas como la creación de la Comisión Presidencial para el Manejo Integral de los Desechos Sólidos y el lanzamiento del Programa Nacional para el Manejo Integral de los Desechos Sólidos en 2010 (Ministerio de Ambiente y Recursos Naturales, 2010a), en cumplimiento del Art. 52 de la Ley del Medio Ambiente, el cual se ha implementado a través de tres planes:

- a. El Plan de Mejoramiento: Orientado a ampliar la capacidad instalada del país, a través de la construcción de tres nuevos rellenos sanitarios y la organización de una red de más de 30 plantas de compostaje a escala municipal;
- b. El Plan de Recuperación: Enfocado en el fortalecimiento de la separación de residuos en el sitio de generación (hogares, industrias, comercio, etc.), la formalización de los sistemas de recolección selectiva y el establecimiento de sistemas de aprovechamiento de residuos.

- c. El Plan de Sensibilización: Que establece las acciones de educación y sensibilización que permitan el cambio de hábitos y prácticas de la población respecto al manejo de residuos.

En relación a los niveles de contaminación de cuerpos acuáticos superficiales, el MARN ha desarrollado desde 2015 el Plan de Descontaminación de Ríos Urbanos (Ministerio de Medio Ambiente y Recursos Naturales, 2015a), que tiene como objetivo reducir la contaminación del río Acelhuate en un 80% a través de la atención de cuatro de sus principales afluentes: río Sumpa, Las Cañas, Tomayate y la quebrada El Piro. El plan contempla la construcción de dos plantas de tratamiento de aguas en el río Sumpa y Las Cañas; la rehabilitación de dos plantas de tratamiento existentes en la quebrada El Piro y río Tomayate; medidas de permeabilización urbana; la conformación del Observatorio de Ríos Urbanos y el Reglamento técnico de aguas residuales (RTS 13.05.01:18, 2018).

Estas acciones se concentrarán en esas áreas debido a que el 26.3% de la población del país vive en el área urbana del río Acelhuate (Ministerio de Medio Ambiente y Recursos Naturales, Plan de recuperación de ríos urbanos, 2016). Además, representa el 3% del territorio de El Salvador y genera una carga biológica al humedal del Cerrón Grande, lo que ha generado la “eutrofización” del mismo, es decir el aumento de la biomasa y el empobrecimiento de la diversidad. El río es altamente contaminado por vertidos de industrias alimenticias, textiles y papeleras, empresas de agroquímicos, lácteos y harinas, entre otras, lo que contribuye a más del 40% de toda la contaminación del Acelhuate, las cuales deben ser tratadas previamente a su descarga.

El Plan de Descontaminación de Ríos Urbanos se enmarca dentro de los Planes Nacionales Hídrico y de Saneamiento Ambiental y busca reducir la contaminación del río Acelhuate en un 80% en un plazo de 10 años como mínimo (Ministerio de Medio Ambiente y Recursos Naturales, 2016).

Asimismo, MARN y Administración Nacional de Acueductos y Alcantarillados (ANDA) firmaron un convenio de cooperación interinstitucional a fin de concentrar y aunar esfuerzos administrativos, técnicos y operativos para articular acciones con la finalidad de apoyar la

gestión integrada de los recursos hídricos y tener un mejor control y seguimiento de los mismos; evitando duplicidad y dispersión de esfuerzos institucionales, con la posibilidad de delegar funciones definiendo alcances y específicos previamente (Ministerio de Medio Ambiente y Recursos Naturales, 2010b).

### **1.1.2 El desarrollo de las energías renovables en El Salvador.**

El Salvador, al igual que la mayoría de países de Centroamérica, se ha propuesto diversificar la matriz energética, disminuir los costos de la energía, incrementar la capacidad de generación y sustituir las unidades de generación ineficientes; en este apartado, se documentan los esfuerzos del Gobierno de El Salvador para la diversificación de la matriz energética y reducción de emisiones de Gases Efecto Invernadero (GEI), así mismo se pone en contexto las perspectivas de desarrollo de proyectos de generación a partir de biogás.

Bajo esta consideración, La Política Energética de El Salvador para el período 2010-2014 (PE), elaborada por el Consejo Nacional de Energía (CNE), en uso de las facultades conferidas en su Ley de creación, impulsa un escenario energético de mediano y largo plazo (2010-2024), que posibilita la ampliación de la capacidad y cobertura eléctrica a través de factores de eficiencia, optimización y ahorro, así como diversificación de la matriz energética hacia un desarrollo sostenible y una adecuada integración con otros sectores del país (Consejo Nacional de Energía, 2011).

El Consejo Nacional de Energía, como rector de las políticas energéticas en El Salvador realizó en el año 2012 un Plan Maestro para el Desarrollo de las Energías Renovables en El Salvador el cual, está enmarcado dentro del primer lineamiento estratégico de la Política Energética Nacional que plantea la diversificación de la matriz energética y el fomento a las fuentes renovables de energía. Plan Maestro para el Desarrollo de las Energías Renovables en El Salvador y biogás, al respecto de la introducción de tecnologías de Biogás, el Plan Maestro analiza casos antecedentes tanto nacionales como internacionales, dentro de los que destacan a nivel de El Salvador los a continuación listados (Consejo Nacional de Energía, 2012).

- a. El aprovechamiento del biogás producido por el relleno sanitario ubicado en el Municipio de Nejapa, que es un sistema de generación de energía de biogás, con una capacidad instalada de 6.3 MW. Existe en la actualidad (2012), el potencial para incrementar su capacidad hasta 10 MW y hasta 25 MW en el futuro. La capacidad total de desarrollo es de alrededor de 7.9 MW, excluyendo Nejapa (Consejo Nacional de Energía, 2012)..
- b. La capacidad estimada de producción de energía usando estiércol de ganado es de alrededor de 84 MW en total. En el caso de los desechos de cerdo se estima un aproximado de 2.4 MW y de los desechos de aves de corral se estima de alrededor de 96 MW (Consejo Nacional de Energía, 2012).
- c. Existen algunas industrias que están usando sus desechos para la generación de biogás, tales como los beneficios de café y las cervecerías. Las condiciones actuales del uso del biogás a partir de los recursos en estas industrias fueron estudiadas de manera autónoma (Consejo Nacional de Energía, 2012).
- d. Existen 66 plantas de tratamiento de aguas residuales administradas por ANDA (Administración Nacional de Acueductos y Alcantarillados). La producción de biogás a partir de las aguas residuales no se encontraba definida a la fecha de finalización del documento (Consejo Nacional de Energía, 2012).
- e. Los Sistemas de generación eléctrica en pequeña escala han sido introducidos debido a que los recursos de biogás son limitados y están distribuidos por todo el país. El documento expone casos de digestores de biogás en pequeña escala, el biogás a partir de aguas residuales y generación eléctrica a partir de desechos sólidos (Consejo Nacional de Energía, 2012).

Para todos los casos existe un déficit de información sobre estimación de potencial y personal adecuadamente capacitado para el diseño y la operación de sistemas de mayor escala, para el aprovechamiento de residuos de las granjas de ganado vacuno, porcino y aves de corral, aunque existen antecedentes de instalación de sistemas de pequeña escala.

Por otra parte, en el marco de los esfuerzos globales para la reducción de GEI legalmente vinculantes para El Salvador; el doce de diciembre de dos mil quince, durante la vigésimo

primera Conferencia de las Partes de Naciones Unidas sobre Cambio Climático (COP 21), El Salvador firmó el Acuerdo de París (Convención Marco de las Naciones Unidas para el Cambio Climático, 2015), el cual entró en vigencia el cuatro de noviembre de dos mil dieciséis, al haberse cumplido en dicha fecha las condiciones establecidas por la Conferencia de las Partes para tales fines. El Salvador firmó su adhesión a este instrumento el veintidós de abril de dos mil dieciséis y presentó, ante la entidad depositaria de Naciones Unidas, el instrumento Forma de Ratificación el pasado veintisiete de marzo de dos mil diecisiete, habiéndose convertido en parte del mismo un mes después, el veintiséis de abril de este mismo año.

De acuerdo a las disposiciones establecidas en las correspondientes conferencias de las partes, El Salvador comunicó sus contribuciones previstas determinadas a nivel nacional el quince de noviembre de dos mil quince (Ministerio de Medio Ambiente y Recursos Naturales, 2015b), las que una vez ratificado el Acuerdo pasaron a constituir la primera contribución del país a ese instrumento. En esa contribución está incluida, como parte de los esfuerzos nacionales de reducción de emisiones de gases efecto invernadero:

“3.6.1. Antes de la COP 22, el sector de generación de energía definirá una meta de reducción de emisiones de Gas Efecto Invernadero (GEI) con respecto a un crecimiento sin acciones concretas de mitigación o “Business As Usual” (BAU) para el año 2025” (Ministerio de Medio Ambiente y Recursos Naturales, 2015b).

A efecto de dar cumplimiento a lo antes expuesto, en octubre de dos mil dieciséis, el Consejo Nacional de Energía emitió el documento “Contribución determinada a nivel nacional de El Salvador, en el Marco de la Política Energética Nacional y la Estrategia de Eficiencia Energética” (Consejo Nacional de Energía, 2016), en el cual se establece al respecto: “Con el desarrollo de nuevos proyectos de generación asociados a la implementación de la Política Energética Nacional 2010 – 2024, El Salvador tendrá una meta del 46% de reducción de emisiones de GEI con respecto a un crecimiento sin acciones concretas de mitigación o “Business As Usual” (BAU) para el año 2025”.

En línea a lo dispuesto en la Política Energética Nacional (Consejo Nacional de Energía, 2011), y los compromisos de país establecidos como Contribuciones Nacionalmente Determinadas (NDC's) (Ministerio de Medio Ambiente y Recursos Naturales, 2015b), nuevos proyectos de generación de energía eléctrica con base en biogás, co-ayuda, a la diversificación de la matriz energética, utilizando un recurso natural y disponible localmente, favoreciendo a la independencia de los mercados internacionales de combustibles fósiles (sujeto a la escala del proyecto), y con ello, indirectamente, a la reducción del costo de energía, así mismo, co-ayuda a reducir la emisión de gases de efecto invernadero, puesto que el metano que se genera de forma natural contribuye al incremento de emisiones de GEI más significativamente, por tener un índice de potencial de calentamiento global 21 veces mayor que la del dióxido de carbono que es emitido luego de su combustión, con lo que este tipo de proyectos y su integración al sistema eléctrico nacional, va en línea con los compromisos reflejados en el Acuerdo de París sobre Cambio Climático (COP21) y a los compromisos establecidos para El Salvador durante la COP22.

La iniciativa del Gobierno de El Salvador de diversificación de la matriz de energía eléctrica se ha venido materializando mediante varios Procesos de Libre Concurrencia en conjunto con las empresas distribuidoras como AES y DELSUR, en los que ya se han adjudicado 1.55 MW de generación con base en biogás (Dinero, 2019), en apego a lo dispuesto en la Ley General de Electricidad y las políticas impulsadas por el Consejo Nacional de Energía.

## **1.2 Definición del problema**

Los sistemas de biodigestión como alternativa de tratamiento de residuos, tanto sólidos como los contenidos en afluentes líquidos, son una alternativa tecnológica madura, viable de implementarse para amplia variedad de sustratos. El posterior aprovechamiento de biogás para generación de energía eléctrica, queda entonces sujeto a la escala de producción de los contaminantes y su potencial de metanogénesis.

El Salvador dispone de experiencia en la generación de biogás con fines de termogeneración, el caso más emblemático y de mayor potencia es el del relleno sanitario ubicado en el Municipio de Nejapa, con una capacidad instalada de 6.3 MW (AES El Salvador, 2019).

Se plantea el proyecto de construcción de una planta de termogeneración a base de biogás, el cual será generado tras el tratamiento de aguas residuales provenientes del río Acelhuate, y desechos sólidos provenientes de rastros de la localidad, se cuenta con el informe de factibilidad de dicho proyecto, el cual aporta insumos generales en particular flujo diario de biogás y alguna caracterización general del mismo, adicionalmente aporta elementos de ingeniería básica sobre la tecnología de termogeneración a instalar.

Como premisa básica de dicho proyecto, se tiene que el biogás tendrá que ser purificado a fin de evitar los efectos de la corrosión debida a la inevitable presencia de sulfuro de hidrógeno en el biogás a producirse.

Se plantea como problemática a resolver, primero, la definición de la tecnología de eliminación de sulfuro de hidrógeno más adecuada, según la carga contaminante probable, la escala de producción de biogás, los requerimientos de calidad de combustible según la tecnología de termogeneración y finalmente en cumplimiento del marco normativo vigente en materia de emisiones de fuentes fijas; en segundo lugar, y a manera complementaria, se requiere una propuesta de ingeniería que dé solución según los parámetros previstos para el proyecto y atendiendo a criterios técnicos, económicos, ambientales, legales y de seguridad industrial.

### **1.3 Objetivos**

#### **1.3.1 Objetivo General.**

Desarrollar una investigación aplicada en un proyecto de ingeniería, para la selección y diseño de un sistema remoción de sulfuro de hidrógeno (H<sub>2</sub>S) de una corriente de biogás proveniente de dos sistemas de digestión anaeróbica, atendiendo criterios técnicos, económicos, ambientales, legales y de seguridad industrial.

#### **1.3.2 Objetivos Específicos.**

- a. Delimitar condiciones frontera del proceso de remoción de gases ácidos, siendo la corriente de entrada el biogás proveniente de dos sistemas de bioreacción anaeróbica, y

la corriente de salida, el biogás de alimentación de motores de combustión interna para generación eléctrica.

- b. Seleccionar en base a criterios técnicos, económicos, ambientales, legales y de seguridad industrial la tecnología óptima y aplicable al sistema objeto del presente proyecto de ingeniería.
- c. Diseñar el sistema de remoción de gases ácidos, en base a la tecnología óptima previamente seleccionada, haciendo uso de metodologías publicadas, considerando aspectos cinéticos y fenómenos de transporte.

#### **1.4 Justificación del proyecto de ingeniería**

El sulfuro de hidrógeno en su estado gaseoso induce procesos corrosivos en componentes con partes metálicas no ferrosas, tales como reguladores de presión, medidores de gas, válvulas, etc., que requieren ser atendidos a efectos de garantizar la integridad de los sistemas de transporte, almacenamiento y utilización (calderas, motores de combustión interna, etc.).

A los procesos de remoción de contaminantes en combustibles, se le conoce como “limpieza” o “purificación”. En el caso del biogás, se considera que existen muchos métodos de purificación en la industria y en el mercado, desde comerciales hasta artesanales, sin embargo, muchos de ellos presentan poca eficiencia, altos costos de inversión y operación, por la utilización de reactivos y materiales consumibles; por tal razón, para la selección del método idóneo, se requiere desarrollar inicialmente una investigación teórica orientada a detallar la gama de métodos de purificación existentes, para analizar y evaluar sus principios de funcionamiento, eficiencias, costos, viabilidad de implementación y durabilidad; seleccionar el método que se considere más conveniente en términos técnicos, económicos, legales y de seguridad ambiental e industrial; y que resulte aplicable para los requerimientos técnicos de la aplicación en la cual se implementará.

Posterior a ello se requiere realizar el diseño del sistema más efectivo y con menores costos de inversión y operación, y de menor impacto ambiental potencial.

## **1.5 Beneficios esperados**

El proyecto de construcción de una planta de termogeneración a base de biogás, recibirá el diseño de un sistema de remoción de sulfuro de hidrógeno, acorde a sus necesidades técnicas, económicos, ambientales, legales y de seguridad industrial.

Se garantizará la prolongación de la vida útil de la tecnología de termogeneración y sus sistemas de transporte, mediante el ajuste del contenido de sulfuro de hidrogeno en el combustible que le alimentará, lo que abonará a garantizar el retorno de la inversión, en términos de que las tasas de desgates y por lo tanto las inversiones de mantenimiento y sustitución serán realizadas en periodos mayores.

La carga contaminante de gasees ácidos a liberarse en la atmósfera será reducida, lo que tendrá un efecto positivo en términos de reducción de la lluvia ácida.

La propuesta será retomable para proyectos de similar escala, en los que se requiera la remoción de sulfuro de hidrógeno, producto de la metanogénesis a partir de sustratos tales como afluentes líquidos y principalmente del proveniente de residuos orgánicos, que son los que tienen mayor potencial de generación de gases ácidos como contaminantes.

Dos análisis importantes se dejarán para consideración de trabajos futuros, el primero de ellos consiste en la valoración de diversas tecnologías disponibles para la remoción de gases ácidos, a la luz de consideraciones técnicas, económicas y ambientales, en particular para la aplicación prevista, la generación de energía eléctrica a partir de biogás generado con residuos sólidos orgánicos; el segundo, consiste en las consideraciones técnicas y la metodología seguida para el diseño del reactor que servirá para la remoción del contaminante de interés.

## **1.6 Delimitación y limitaciones del proyecto de ingeniería**

Las tres estrategias de consecución de objetivos antes planteadas, se basan en un proceso de revisión de la literatura científica denominado **investigación secundaria**, orientado, en

primera instancia, al establecimiento de criterios metodológicos y posteriormente, a la selección de estudios cuantitativos que den respuesta a problemáticas específicas.

La implementación de investigación secundaria, se ejemplifica en las actividades **A8**. *Definición de metodologías y criterios para la priorización de tecnologías, en la base de aspectos de gestión tecnológica, económicos, ambientales, legales y de seguridad industrial,* y **A9**. *Valoración de cada una de las alternativas tecnológicas, en base a la metodología y criterios propuestos.* A través de las mismas, se formulan criterios de evaluación, los cuales permiten orientar la investigación documental y definir las variables que sea preciso cuantificar, por ejemplo los rangos de concentraciones de sulfuro de hidrógeno recomendables por tecnología, o los costos de operación para cada uno de los sistemas.

Asimismo, la delimitación de la composición esperada del biogás (Actividad **A2**) y la caracterización de aspectos cinéticos y fenómenos de transporte (Actividades **A13** y **A14**), se basa en una investigación secundaria, mediante la cual se sintetiza, discute y concluye de forma cuantitativa sobre los resultados de las investigaciones primarias disponibles. En estos casos, los resultados cuantitativos, se retoman como insumo para cálculos posteriores, tales como estimación de tasas de remoción requeridas, en el caso de **A2** y dimensionamiento de reactor, en caso de **A13** y **A14**.

En ausencia de una fase experimental específica para el diseño, el proyecto de ingeniería supone aproximaciones teóricas derivadas de los alcances de las investigaciones primarias, y que las autoras consideramos como válidas de aplicación al diseño objeto de esta investigación. Tales consideraciones se documentarán en forma debida en los capítulos correspondientes.

## **1.7 Planteamiento metodológico**

Cómo componente inicial del marco metodológico se utiliza una Estructura de Desglose de Objetivos (Goal Breakdown Structure, GBS), la cual permite desagregar el proyecto en los objetivos necesarios para alcanzar las metas, asegurando la ejecución efectiva sin

sobreesfuerzos. Bajo este enfoque se identificaron objetivos generales y específicos, y sobre la base de los mismos, los resultados esperados.

### **1.7.1 Resultados esperados**

Con la ejecución de este proyecto se desea proveer una propuesta tecnológica para la remoción de gases ácidos en una corriente de biogás, ampliamente sustentada, con vistas a su posterior implementación; que no comprometa la operación y/o el medio ambiente, y contribuya a la generación de energía renovable en El Salvador.

Los resultados esperados del presente proyecto de ingeniería y estrategias para la obtención de las mismas, se presentan en la Tabla 1.1 y se presentan de forma capitular en la Figura 1.1.

## **1.8 Antecedentes**

En El Salvador, se reportan varias investigaciones orientadas a determinar la viabilidad de proyectos de aprovechamiento de residuos para la producción de biogás, tanto con fines de generación eléctrica como fuente de energía primaria, tales investigaciones remarcan la importancia de eliminación de sulfuro de hidrógeno y proponen de manera breve tecnologías asequibles y métodos a disposición, sin embargo, a la fecha no se dispone de ningún antecedente que realice un abordaje analítico para la selección de la tecnología más apropiada, tampoco se tiene dentro de los antecedentes locales un estudio que dentro de su experimentación o de sus consideraciones teóricas diseñe un reactor del tipo Iron Sponge para la remoción de sulfuro de hidrogeno proveniente de biogás.

La empresa interesada en el presente proyecto de ingeniería reporta dentro de su perfectibilidad la necesidad de instalación de un sistema de remoción de sulfuro de hidrógeno, sin embargo, no se ha especificado el sistema a instalar. La misma no cuenta con experiencia previa en el diseño, instalación o uso de un sistema destinado a tal fin, ya que es su primer proyecto de generación a base de biogás.

Se tiene importantes antecedentes en la literatura internacional, la cual brinda información sobre las metodologías y tecnologías disponibles, así mismo, antecedentes teóricos y

experimentales de varias de las tecnologías disponibles. Dentro de los más relevantes y de utilidad a los fines de este proyecto se pueden mencionar:

- a. El reporte sobre procesos de mejora para biogás y gas de síntesis y el reporte sobre mejora de biogás evaluación de metodologías de remoción de sulfuro de hidrógeno, elaborados ambos por el Instituto Tecnológico Danés, el cual aporta un compendio de resultados experimentales de proyectos de generación de biogás y de tecnologías disponibles para la mejora en la calidad del biogás producido. Brinda referencia para una importante cantidad de estudios antecedentes, que resultan de gran utilidad para la caracterización de biogás y para la selección de la tecnología más apropiada, puesto que en varios casos aporta elementos técnicos, consideraciones económicos y ambientales para la evaluación de las tecnologías de remoción de sulfuro de hidrógeno.
- b. Uno de los estudios antecedentes de importante aporte a esta investigación es el desarrollado por Truong & Abatzoglou (2005), denominado, Un proceso de absorción reactiva de sulfuro de hidrógeno para la purificación de biogás previo a su uso como vector bioenergético, publicado por la revista Biomasa y bioenergía. Su contribución más importante es, además de consideraciones teóricas de los fenómenos de transporte involucrados, la ecuación cinética del sistema reaccionante entre el sulfuro de hidrógeno y el óxido de hierro, información que se toma como base para el diseño del sistema que este proyecto propone.
- c. McKinsey (2003), citado en Siefers (2010), con su publicación de tesis de maestría en ciencias, denominada Remoción de sulfuro de hidrógeno de biogás usando compost de estiércol de ganado bobino, aporta elementos importantes sobre aspectos generales para el diseño de sistemas del tipo Iron Sponge, basado en la experiencia de instalación de este tipo de tecnologías.
- d. Sobre aspectos ambientales y de seguridad relacionados al aprovechamiento de biogás se cuenta con antecedentes como el marco normativo nacional e internacional en materia de calidad de gases de combustión provenientes de fuentes fijas.
- e. Fichas técnicas publicadas por el fabricante de motores de conversión de energía a base de biogás, GE Jenbacher GmbH &Co (GE Jenbacher GmbH & Co, 2013) sobre

especificaciones de calidad de combustible. Puesto que es el proveedor preseleccionado acorde al estudio de pre factibilidad de instalación de la planta de biodigestión para generación de energía eléctrica.

Finalmente, y no menos importante están los antecedentes teóricos sobre los fenómenos de transporte y cinéticos a considerar, así mismo las metodologías generales de cálculo para el diseño de reactores. Al respecto ha sido de referencia el libro Elementos de ingeniería de las reacciones químicas, sección sobre Diseño de reactores isotérmicos, (Fogler, 2008).

Tabla 1.1

*Síntesis de resultados esperados y estrategias para su obtención*

<b>Objetivos específicos</b>	<b>Resultado esperado</b>	<b>Estrategia de obtención del resultado</b>	<b>Actividades</b>	<b>Referencia en el documento</b>
O1. Delimitar condiciones frontera del proceso de remoción de gases ácidos, siendo la corriente de entrada el biogás proveniente de dos sistemas de bioreacción anaeróbica, y la corriente de salida, el biogás de alimentación de motores de combustión interna para generación eléctrica	<b>R1.</b> Caracterización del afluente y efluente del sistema (Definición de elementos de entrada y salida).	<b>E1.</b> Caracterizar el afluente y efluente, en la base del Informe de factibilidad de un proyecto de generación de energía a base de biogás, e investigación bibliográfica, sobre las concentraciones de H <sub>2</sub> S: i) esperadas a la salida del sistema de digestión, ii) concentraciones máximas permisibles, establecidas en las especificaciones técnicas de los motores de combustión interna y iii) en el marco normativo aplicable.	A1. Revisar el informe de factibilidad de un proyecto de generación de energía a base de biogás específico e identificar insumos para la definición de las variables de entrada y salida del sistema a diseñar.	Capítulo 2. Sección 2.2 Capítulo 3. Sección 3.1
			A2. Delimitar la composición esperada en el biogás, atendiendo a las tipologías de biodigestores propuestos, y el sustrato a alimentar a los mismos, haciendo uso de bibliografía disponible.	Capítulo 2. Sección 2.1 Capítulo 2. Sección 2.3
			A3. Establecer los requerimientos de calidad de combustible en motores de combustión interna que utilicen biogás, en términos de concentraciones de sulfuro de hidrógeno.	Capítulo 3. Sección 3.1
			A4. Identificar normativa nacional y de referencia en materia de calidad de biogás y de emisión de contaminantes atmosféricos en motores de combustión interna.	Capítulo 3. Sección 3.2
			A5. Establecer umbrales máximos permisibles de concentraciones de sulfuro de hidrógeno en la corriente de combustible a la salida del sistema de tratamiento, retomando los resultados de A3 y A4.	Capítulo 3. Sección 3.3
			A6. Caracterización de afluente y efluente.	Capítulo 6

Tabla 1.1 (Continuación)

*Síntesis de resultados esperados y estrategias para su obtención*

<b>Objetivos específicos</b>	<b>Resultado esperado</b>	<b>Estrategia de obtención del resultado</b>	<b>Actividades</b>	<b>Referencia en el documento</b>
O2. Seleccionar en base a criterios técnicos, económicos, ambientales, legales y de seguridad industrial la tecnología óptima y aplicable al sistema objeto del presente proyecto de ingeniería.	<b>R2.</b> Selección de la tecnología más apropiada para la resolución del problema planteado.	<b>E2.</b> Priorizar tecnologías, bajo criterios de gestión tecnológica, técnicos, económicos, ambientales, legales y de seguridad industrial. La información para la priorización se soportará en investigación bibliográfica.	A7. Identificación de tecnologías de limpieza y “ <i>upgrading</i> ” de biogás.	Capítulo 4
			A8. Definición de metodologías y criterios para la priorización de tecnologías, con base en aspectos de gestión tecnológica, económicos, ambientales, legales y de seguridad industrial.	Capítulo 7. Sección 7.1
			A9. Valoración de cada una de las alternativas tecnológicas, en base a la metodología y criterios propuestos.	Capítulo 7. Sección 7.2
			A10 Corrección y ajuste del proceso en base a limitantes.	Capítulo 7. Sección 7.2.3
			A11. Descripción de la alternativa seleccionada.	Capítulo 4. Sección 4.4
O3. Diseño del sistema de remoción de gases ácidos, en base a la tecnología óptima previamente seleccionada, haciendo uso de metodologías publicadas, considerando aspectos cinéticos y fenómenos de transporte.	<b>R3.</b> Dimensionamiento del sistema de remoción de gases ácidos y definición de condiciones operativas.	<b>E3.</b> Identificar metodología de diseño, para el sistema seleccionado, e implementar. Caracterizar las variables cinéticas y transporte del sistema.	A12. Identificación de metodología para el diseño de reactores (en base a la alternativa tecnológica seleccionada).	Capítulo 5
			A13. Caracterización de aspectos cinéticos.	Capítulo 8
			A14. Caracterización de fenómenos de transporte.	Capítulo 8
			A15. Dimensionamiento del sistema y condiciones operativas.	Capítulo 8



Figura 1.1 Esquema de contenido del documento, clasificado en marco teórico y método empírico.

## **PRIMERA PARTE. MARCO TEÓRICO**

---

En esta sección, en los capítulos del 1 al 5, se desarrollan los antecedentes, consideraciones teóricas, cuerpo conceptual y normativo que se utilizará durante el desarrollo del método empírico (capítulos 6 y 7).

Con base en las etapas consideradas para el desarrollo de este proyecto de ingeniería y objetivos específicos planteados, el marco teórico contempla:

- Sistemas aneróbicos y composición del biogás.
- Requerimientos de calidad de combustible.
- Tecnologías de limpieza y “*upgrading*” de biogás.
- Reactores isotérmicos no catalíticos de lecho empacado.

Lo expuesto en los siguientes capítulos, resume la revisión de las investigaciones previas; que de manera directa o indirecta, abordan la caracterización de biogás y tecnologías de limpieza, y recopilan las consideraciones normativas que deberán ser tomados de base para el análisis legal e integral del proyecto.

Las consideraciones teóricas documentadas en esta sección, buscan crear un cuerpo unificado de criterios que sirva para comprender y analizar la problemática existente y las potenciales alternativas de abordaje; en este contexto, al documentar los estudios que proponen las composiciones esperadas en el biogás y las múltiples tecnologías prácticas disponibles, se pone de manifiesto la necesidad de desarrollo del presente proyecto de ingeniería, a efectos de sistematizar la selección y dimensionamiento del sistema óptimo. Asimismo, y de forma introductoria, se presenta la descripción general de la alternativa seleccionada, cuyo proceso de selección se documenta en el Capítulo 7, cómo parte del método empírico.

En el último capítulo de esta sección se profundiza sobre la teoría de diseño de reactores, a efectos de reducir las imprecisiones teóricas que pudiesen derivar en imprecisiones metodológicas durante la etapa de diseño.

# Capítulo 2 Sistemas anaeróbicos y composición del biogás

La digestión anaeróbica es un proceso biológico complejo y degradativo en el cual parte de los materiales orgánicos de un substrato (residuos animales y vegetales), son convertidos en biogás, que es una mezcla de dióxido de carbono y metano con trazas de otros elementos, por la acción de un consorcio de bacterias que son sensibles o completamente inhibidas por el oxígeno o sus precursores (MINENERGIA / PNUD / FAO / GE, 2011).

Utilizando el proceso de digestión anaeróbica es posible convertir gran cantidad de residuos, residuos vegetales, estiércoles, efluentes de la industria alimentaria y fermentativa, y de algunas industrias químicas, en subproductos útiles.

Los principales productos del proceso de digestión anaerobia, en sistemas de alta carga orgánica y en mezcla completa, son el **biogás** y un **bioabono** que consiste en un efluente estabilizado.

El biogás es una mezcla gaseosa formada principalmente de metano y dióxido de carbono (MINENERGIA / PNUD / FAO / GE, 2011), pero también contiene diversas impurezas. La composición del biogás depende del material digerido y del funcionamiento del proceso. La composición del biogás varía dependiendo:

- De la materia orgánica degradada,
- Condiciones del sistema, y
- Procesos utilizados para la producción del mismo.

Por ello, en este capítulo abordará generalidades de los sistemas de biodigestión a los cuales se adaptará la propuesta de remoción y composición de biogás, en términos de ocurrencia de sulfuro de hidrógeno y otros componentes de interés.

Este proyecto de ingeniería ha tomado como base de diseño algunos datos generales sobre el posible dimensionamiento del proyecto de construcción de una planta generadora de biogás,

cuyo sistema de biodigestión, se denominará en adelante “el sistema”. El proyecto de construcción de la planta de generación de biogás se encuentra en la etapa de prefactibilidad, por lo que la información vertida en este capítulo extrae algunos datos que contienen los estudios desarrollados para la ingeniería conceptual, a los cual se hará referencia. A efectos de complementar la información no provista en los estudios de prefactibilidad, se presentan las composiciones de biogás esperadas en función de los sistemas y sustratos alimentados a los mismos, documentados en bibliografía.

## **2.1 Tipos de biodigestores**

Dentro del concepto de desarrollo del proyecto de construcción de la planta de biogás, se contempla la utilización de biodigestores de los siguientes tipos: digestores anaeróbicos del tipo reactor anaerobio de flujo ascendente (UASB, por sus siglas en inglés) y digestores tipo lagunar (Empresa del Sector Energético de El Salvador, 2012).

El mencionado proyecto considera el tratamiento de aguas residuales de origen doméstico u ordinario y el tratamiento de Residuos Sólidos Urbanos (RSU), que mediante diferentes tecnologías de biodigestión será capaz de reducir la carga orgánica del afluente y estará destinado a la producción de biogás.

Los reactores anaeróbicos de flujo ascendente, UASB son una forma de digestor anaeróbico que se utiliza en el tratamiento de aguas residuales, que se caracteriza por formar una capa de lodo granular posteriormente procesada por los microorganismos anaeróbicos. El reactor UASB se basa en el denominado separador trifásico, que permite al reactor separar mezclas de gas, agua y lodo en condiciones de alta turbulencia (International Water Association, 2018).

El reactor tiene múltiples campanas de gas para la separación de biogás, permitiendo tasas de carga relativamente altas, el afluente es bombeado al reactor UASB desde la parte inferior y se mueve hacia arriba entrando en contacto con la biomasa en el lecho de lodo, luego continúa moviéndose hacia arriba a través de los sustratos restantes, lo que se esquematiza en la Figura 2.1-

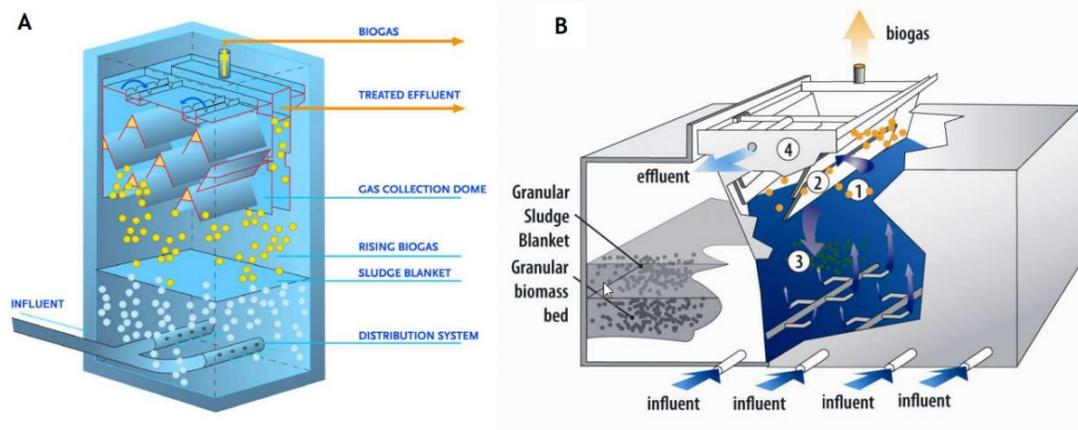


Figura 2.1 Reactores anaeróbicos de flujo ascendente (UASB) por fabricante a) Paques B.V., b) Biothane B.V. (International Water Association, 2018).

Las tecnologías lagunares se usan para tratar y producir biogás a partir de afluentes líquidos o sólidos con un alto porcentaje de humedad. En general, se requieren grandes volúmenes de la laguna. Esta tecnología es compatible con climas cálidos. Las lagunas cubiertas pueden usarse en climas fríos para la recuperación estacional de biogás y aprovechamiento de biogás. Entre las ventajas de los sistemas UASB, respecto a los sistemas lagunares, se encuentra que implica una reducción significativa en el área requerida, y por ende en la huella ambiental del proyecto, sin embargo, implica mayores costos de inversión (U.S. Environmental Protection Agency, 2004).

Dada la configuración del sistema biodigestor-sistema de remoción de gases ácidos-sistema de conversión energético, se espera que la corriente de salida de biogás desde los biodigestores, sean las condiciones físicas, químicas y termodinámicas de la corriente de suministro al sistema de remoción de gases ácidos a diseñar. En el acápite 2.2 se resumen los datos de interés del sistema de biodigestión.

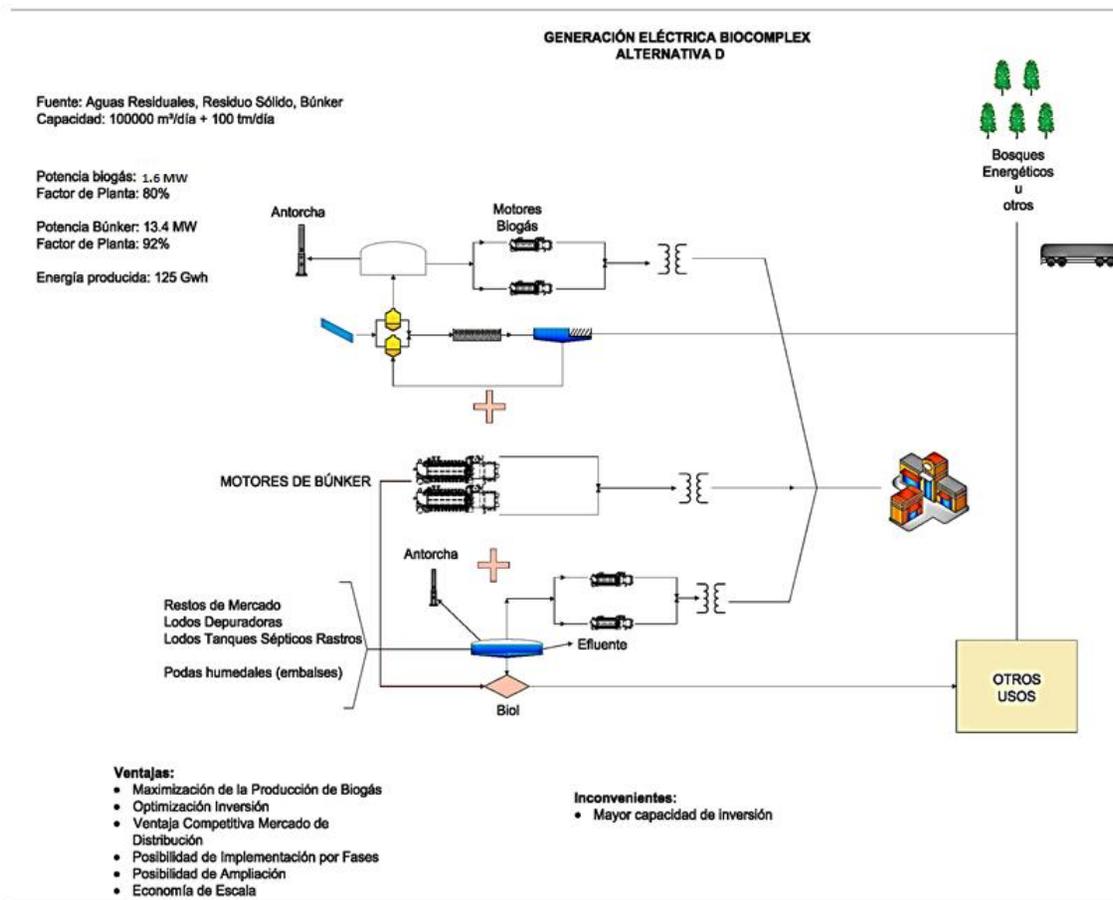
## 2.2 Sistema de biodigestión al cual se adaptará la propuesta de remoción

El sistema de biodigestión al cual se adaptará la propuesta de remoción de gases ácidos, consiste en 2 subsistemas de biodigestores (UASB y lagunas fermentativas, respectivamente) y la posterior conversión energética mediante motores de combustión

interna, y un subsistema adicional de motores de combustión interna alimentados por búnker. El sistema completo se esquematiza en la Figura 2.2.

En la Figura 2.3, se presenta el esquema de reactores UASB. La planta estará formada por 10 líneas dispuestas en paralelo con una capacidad unitaria de tratamiento de  $10,000 \text{ m}^3/\text{día}$ . Cada línea se compone de: 2 reactores anaeróbicos UASB, 1 biofiltro percolador y 1 decantador, en la Tabla 2.1, se presenta el detalle de la capacidad de generación por línea y total (Empresa del Sector Energético de El Salvador, 2012).

La Figura 2.4 muestra los datos básicos de diseño en Subsistema 2 (Digestores tipo Laguna. Sustrato), para la alimentación del biodigestor.



*Figura 2.2* Esquema de Generación Eléctrica general. De arriba hacia abajo: Subsistema 1: reactores UASB y motores de combustión interna cómo sistema de conversión; Subsistema 2: motores de combustión interna, a base de búnker; Subsistema 3: reactor anaeróbico lagunar y motores de combustión interna (Empresa del Sector Energético de El Salvador, 2012).

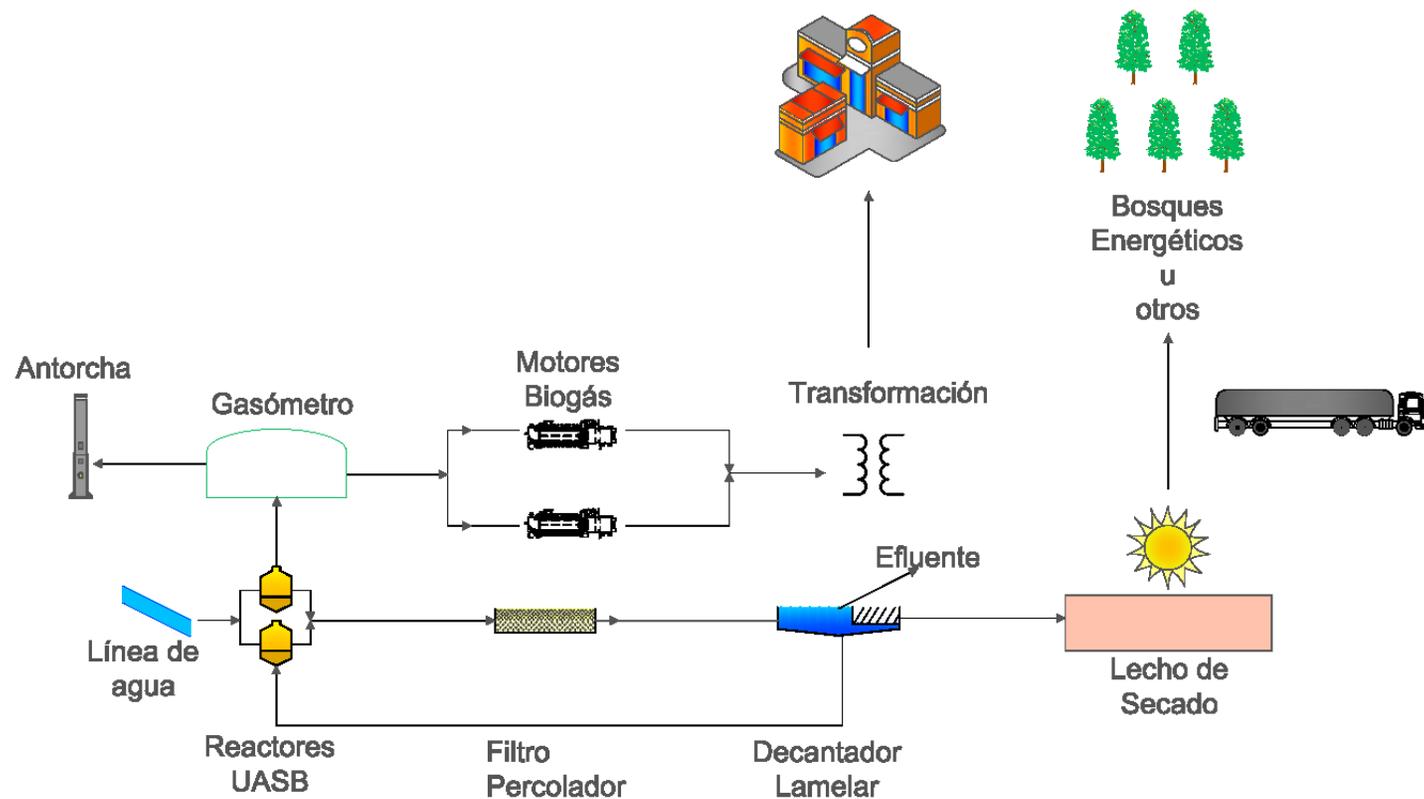


Figura 2.3. Subsistema 1: Tratamiento Biológico Anaerobio Mediante Reactores UASB para tratamiento de aguas residuales. Instalaciones complementarias para el tratamiento del efluente líquido: Filtro percolador, decantador lamelar, lecho de secado de lodos. Instalaciones complementarias para la gestión del efluente gaseoso: gasómetro, antorcha, motores de combustión interna (Empresa del Sector Energético de El Salvador, 2012).

Tabla 2.1

*Producción de energía por línea y total en Subsistema 1 Digestores UASB (Empresa del Sector Energético de El Salvador, 2012)*

Parámetro	Unidad	Producción por línea	Producción total (10 líneas)
Producción de biogás	(m <sup>3</sup> /día)	1,291	12,910
Producción de metano	(m <sup>3</sup> /día)	839	8,390
Producción de metano	(t/año)	219	2190
Porcentaje de gas metano	(% v/v)	65.00	65.00
Toneladas equivalentes de dióxido de carbono	(t/año)	4,599	45,990
Producción de energía total bruta	(kWh/día)	4,458	44,580
Generación de energía eléctrica	(kWh <sub>el</sub> /día)	1,560	15,600
Potencia eléctrica nominal unidad de generación	(kW <sub>el</sub> )	65	650
Producción de energía calorífica	(kWh <sub>th</sub> /día)	2,898	28,980
Potencia térmica	(kW <sub>th</sub> )	121	1,210

Tabla 2.2

*Datos básicos de diseño en Subsistema 2 Digestores tipo Laguna. Sustrato para la alimentación del biodigestor (Empresa del Sector Energético de El Salvador, 2012)*

N°	Biomasa	BM (t/día)*	MS (kg/día)**	MV (kg/día)***	% p/p de Biomasa
1	Forraje de pasto	20.00	1,400.00	1,260.00	23%
2	Lodos de depuradoras, flotantes. Natas	1.00	180.00	151.20	1%
3	Mataderos, restos cárnicos, grasas	25.00	18,750.00	15,937.50	29%
4	Mercados – restos de mercados, verduras, frutas	36.00	5,760.00	5,184.00	42%
5	Lodos de tanque sedimentación	4.00	1,600.00	1,120.00	5%
	<b>Subtotal</b>	86.00	27,690.00	23,652.70	100%

**Nota:** \*BM: Biomasa; \*\*MS: Materia Seca; \*\*\*MV: Materia Volátil.

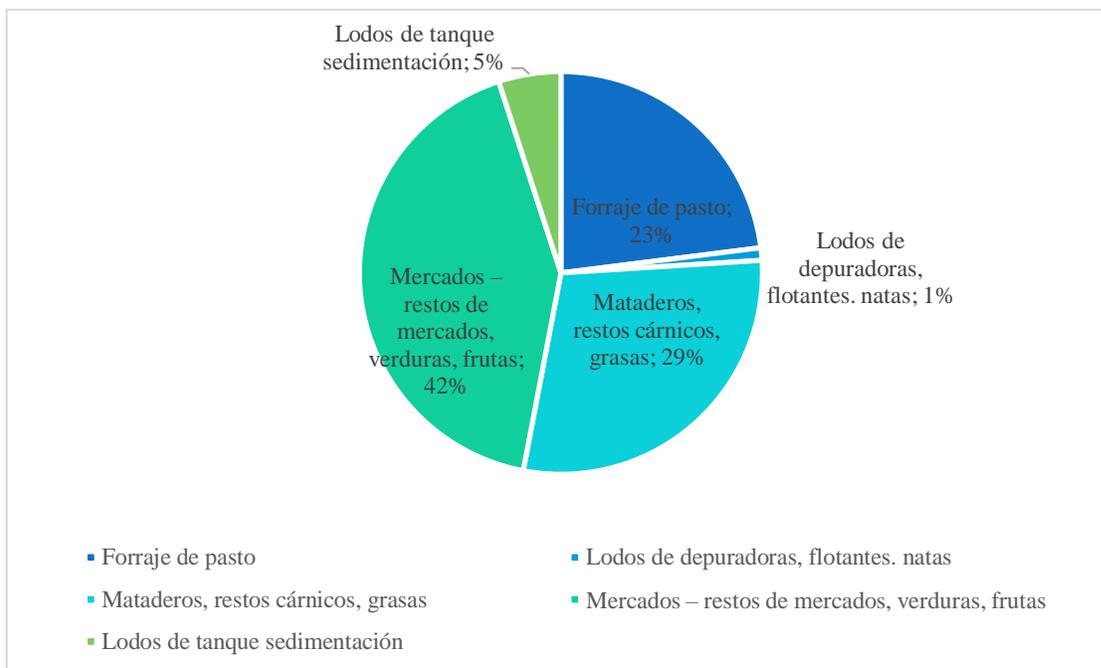


Figura 2.4 Datos básicos de diseño en Subsistema 2 Digestores tipo Laguna. Sustrato para la alimentación del biodigestor (en base a datos de Empresa del Sector Energético de El Salvador, 2012).

El sistema considera la construcción de cuatro unidades lagunares, de las cuales se obtendrá un caudal de biogás de 12,162.47 m<sup>3</sup>/día, y un caudal de metano asociado de 7,635.60 m<sup>3</sup>/día. En la Tabla 2.3 y Tabla 2.4 se presenta el detalle de los caudales generados, y las potencias térmicas y eléctricas asociadas (Empresa del Sector Energético de El Salvador, 2012).

Tabla 2.3

*Producción de Biogás y de Metano de los sistemas lagunares para tratamiento de biomasa. (Empresa del Sector Energético de El Salvador, 2012)*

Producción	Caudal (m <sup>3</sup> /día)	Caudal (m <sup>3</sup> /año)
Producción de biogás	12,162.47	4,439,302
Producción de metano	7,635.60	2,786,994

Tabla 2.4

*Producción de energía por el biogás generado de los sistemas lagunares para tratamiento de biomasa* (Empresa del Sector Energético de El Salvador, 2012)

<b>Parámetros</b>	<b>Valores</b>	<b>Unidad</b>
Toneladas equivalentes CO <sub>2</sub>	41,937.00	(t CO <sub>2</sub> /año)
Potencia a instalar	941	(kW <sub>el</sub> )
Potencia calorífica	1,747	(kW <sub>th</sub> )
Producción de electricidad	8,241,536	(kWh <sub>el</sub> /año)

De manera preliminar, y sólo a nivel conceptual, el proyecto de construcción de la planta de biogás ha considerado la adquisición de un sistema denominado “Filtro de remoción de H<sub>2</sub>S”, el cual se colocaría en la corriente del biogás obtenido de los sistemas lagunares. Se estima un caudal de 507.0 m<sup>3</sup>/h de biogás a tratar. Cabe mencionar que de la Tabla 2.3, se deduce que la concentración proyectada de metano en dicha corriente de biogás es 62.78% (Empresa del Sector Energético de El Salvador, 2012). Dentro de la información incluida en el informe de factibilidad, no se mencionan composiciones estimadas de sulfuro de hidrógeno, por lo que se tomarán datos de referencias bibliográficas, los cuales se presentan en la sección 2.3.

Cómo parte de los alcances del presente proyecto de ingeniería se validará si el sistema de remoción de sulfuro de hidrógeno debe de colocarse para el tratamiento sólo de las corrientes de salida de los sistemas lagunares o si debe tratar la corriente de salida de los UASB.

En la Tabla 2.5, se resumen las variables de las corrientes de salida del sistema completo.

Tabla 2.5

*Resumen de variables en la corriente de salida del sistema de biodigestores de aguas residuales y de biomasa* (Empresa del Sector Energético de El Salvador, 2012)

<b>Parámetro</b>	<b>Unidad</b>	<b>UASB</b>	<b>Sistema Lagunar</b>	<b>Total</b>
Producción de biogás	(m <sup>3</sup> /día)	12,910.00	12,162.47	25,072.47
Producción de metano	(m <sup>3</sup> /día)	8,390.00	7,635.60	16,025.6

Tabla 2.5 (Continuación)

*Resumen de variables en la corriente de salida del sistema de biodigestores de aguas residuales y de biomasa (Empresa del Sector Energético de El Salvador, 2012)*

<b>Parámetro</b>	<b>Unidad</b>	<b>UASB</b>	<b>Sistema Lagunar</b>	<b>Total</b>
Porcentaje de gas metano	(% v/v)	65.00	62.78	64
Toneladas equivalentes de dióxido de carbono	(t/año)	45,990.00	41,937.00	87,927.00
Producción de energía total bruta	(kWh/día)	44,580.00	N/D	N/D
Generación de energía eléctrica	(kWh/día)	15,600	N/D	N/D
Potencia eléctrica nominal unidad de generación	kW <sub>el</sub>	650.00	941.00	1,591.00
Producción de energía calorífica	(kWh <sub>th</sub> /día)	28,980.00	N/D	N/D
Potencia calorífica	(kW <sub>th</sub> )	1,210.00	N/D	N/D

Como último elemento en la línea de salida de los biodigestores se encuentra proyectada la instalación de un gasómetro. El biogás que sea producido en el interior de los digestores anaeróbicos se enviará a través de compresores por una red de tubería hasta el interior del gasómetro, donde quedará almacenado bajo una triple membrana presurizada a la presión de diseño, la cual aún no ha sido definida. La capacidad de almacenamiento de biogás dependerá de las instalaciones, se ha previsto un gasómetro de 5,000 m<sup>3</sup> y la presión de salida desde los biodigestores se proyecta que varíe entre los 10 y los 40 milibares (Empresa del Sector Energético de El Salvador, 2012).

En cuanto a la temperatura del biogás no se cuenta con información de referencia, por lo que se utilizarán datos reportados por la bibliografía.

### **2.3 Composición del biogás**

Las especies de mayor interés para la determinación de sus concentraciones son Metano (CH<sub>4</sub>), Sulfuro de Hidrógeno (H<sub>2</sub>S) y Dióxido de Carbono (CO<sub>2</sub>). Para el caso de las concentraciones a la entrada del sistema de limpieza, se sabe que la composición del biogás

es sensitiva al sustrato sometido al proceso de digestión, temperatura y parámetros característicos de proceso (Renewable Academy, 2013)

, sin embargo, se espera que el constituyente prioritario sea metano (CH<sub>4</sub>). Gases tales como nitrógeno (N<sub>2</sub>), vapor de agua (H<sub>2</sub>O), amonio (NH<sub>3</sub>), sulfuro de hidrógeno y otros compuestos de azufre, siloxanos, hidrocarburos halogenados y compuestos orgánicos volátiles pueden ser encontrados.

Por lo anterior se tomará como referencia datos que brinda la bibliografía relacionados a la concentración promedio de estos gases producidos en un biodigestor anaeróbico para depuración de aguas residuales domésticas u ordinarias y para residuos orgánicos, los cuales se citan en la Tabla 2.6 ya que como se indicó anteriormente, los sistemas de producción de biogás utilizarán esos sustratos.

En la Tabla 2.6, se detallan composiciones de biogás reportadas en función de diferentes sustratos utilizados para el proceso de generación de biogás.

Tabla 2.6

*Composición de biogás reportada para diferentes sustratos A: (Delsinne, 2010); B: (Naskeo Environnement, 2009); C: Lamp (2006), citado en Bailon & Hinge (2012); D: El-Fadel, Findikakis & Leckie (1997) citado en Bailon & Hinge (2012); E: Person & Lunds (2003) citado en Bailon & Hinge (2012); F: (Rasi, 2009)*

Parámetro	Unidad	Residuos municipales	Agua residual	Residuos agrícolas y pecuarios	Residuos agroindustriales	Relleno sanitario
Metano	% Vol	50-60 <sup>B</sup>	61-65 <sup>A</sup>	55-58 <sup>A</sup>	68 <sup>B</sup>	47-57 <sup>A</sup>
	% Vol		60-75 <sup>B</sup>	60-75 <sup>B</sup>	50-75 <sup>C</sup>	45-70 <sup>C</sup>
	% Vol		55-77 <sup>C</sup>	50-70 <sup>C</sup>		40-70 <sup>D</sup>
	% Vol		55-65 <sup>F</sup>	60-70 <sup>F</sup>		35-65 (prom. 45) <sup>E</sup>
	% Vol					45-55 <sup>F</sup>

Tabla 2.6 (Continuación)

*Composición de biogás reportada para diferentes sustratos A: (Delsinne, 2010); B: (Naskeo Environnement, 2009); C: Lamp (2006), citado en Bailon & Hinge (2012); D: El-Fadel, Findikakis & Leckie (1997) citado en Bailon & Hinge (2012); E: Person & Lunds (2003) citado en Bailon & Hinge (2012); F: (Rasi, 2009).*

Parámetro	Unidad	Residuos municipales	Agua residual	Residuos agrícolas y pecuarios	Residuos agroindustriales	Relleno sanitario
<b>Dióxido de carbono</b>	% Vol	34-38 <sup>B</sup>	36-38 <sup>A</sup>	37-38 <sup>A</sup>	26 <sup>B</sup>	37-41 <sup>A</sup>
	% Vol		19-33 <sup>B</sup>	19-33 <sup>B</sup>		35-40 <sup>C</sup>
	% Vol		30-45 <sup>C</sup>	30-50 <sup>C</sup>		30-60 <sup>D</sup>
	% Vol		35-45 <sup>F</sup>	30-40 <sup>F</sup>		15-50 (prom. 40) <sup>E</sup>
	% Vol					30-40 <sup>F</sup>
<b>Nitrógeno</b>	% Vol	0-5 <sup>B</sup>	<2 <sup>A</sup>	<1 <sup>B</sup>		<1-17 <sup>A</sup>
	% Vol		<1 <sup>B,F</sup>	<1-2 <sup>A</sup>		<3 <sup>C</sup>
	% Vol			<3 <sup>C</sup>		3-5 <sup>D</sup>
	% Vol					5-40 (promedio 15) <sup>E</sup>
	% Vol					5-15 <sup>F</sup>
<b>Oxígeno</b>	% Vol	0-1 <sup>B</sup>	<1 <sup>A</sup>	<1 <sup>A</sup>		<1 <sup>A</sup>
	% Vol		<0.5 <sup>B</sup>	<0.5 <sup>B</sup>		<0.2 <sup>C</sup>
	% Vol					0-3 <sup>D</sup>
	% Vol					0-5 (promedio 1) <sup>E</sup>
<b>Agua</b>	% Vol	100% (saturado a la temperatura de salida del biodigestor) <sup>C</sup>	100% (saturado a la temperatura de salida del biodigestor) <sup>C</sup>	100% (saturado a la temperatura de salida del biodigestor) <sup>C</sup>	100% (saturado a la temperatura de salida del biodigestor) <sup>C</sup>	100% (saturado a la temperatura de salida del biodigestor) <sup>C</sup>
<b>Hidrógeno</b>	% Vol					0-5 <sup>D</sup>
	% Vol					0-3 <sup>E</sup>
<b>Monóxido de carbono</b>	% Vol					0-3

Tabla 2.6 (Continuación)

Composición de biogás reportada para diferentes sustratos A: (Delsinne, 2010); B: (Naskeo Environnement, 2009); C: Lamp (2006), citado en Bailon & Hinge (2012); D: El-Fadel, Findikakis & Leckie (1997) citado en Bailon & Hinge (2012); E: Person & Lunds (2003) citado en Bailon & Hinge (2012); F: (Rasi, 2009).

Parámetro	Unidad	Residuos municipales	Agua residual	Residuos agrícolas y pecuarios	Residuos agroindustriales	Relleno sanitario
<b>Sulfuro de Hidrógeno</b>	ppm	760-650 <sup>B</sup>	700-2,800 <sup>B</sup>	2,100-7,000 <sup>B</sup>	280 <sup>B</sup>	36-115 <sup>A</sup>
	ppm		150-3,000 <sup>C</sup>	32-169 <sup>A</sup>	<21,500	10-200 <sup>C</sup>
	ppm		63 <sup>F</sup>	3-1,000 <sup>A</sup>		0-20,000 <sup>D</sup>
	ppm					<100 <sup>E</sup>
	ppm					15-427 <sup>F</sup>
<b>Compuestos aromáticos</b>	mg/Nm <sup>3</sup>	0-200 <sup>B</sup>				30-1,900 <sup>D</sup>
<b>Amoníaco</b>				50-100 mg/Nm <sup>3</sup> <sup>B</sup>		5 ppm
<b>Compuestos halogenados</b>	mg/Nm <sup>3</sup>	100-800 <sup>B</sup>				1-2,900 <sup>D</sup>
<b>Benceno</b>	mg/Nm <sup>3</sup>		0.1-0.3 <sup>A</sup>	0.7-1.3 <sup>A</sup>		0.6-2.3 <sup>A</sup>
<b>Tolueno</b>	mg/Nm <sup>3</sup>		2.8-11.8 <sup>A</sup>	0.2-0.7 <sup>A</sup>		1.7-5.1 <sup>A</sup>
<b>Siloxanos</b>	ppmv		2-15 <sup>C</sup>	<0.4 <sup>F</sup>		0.1-3.5 <sup>C</sup>
	ppmv		1.5-10.6 <sup>F</sup>			0.7-4 <sup>F</sup>
<b>Compuestos orgánicos no metano</b>	% peso seco					0-0.25 <sup>C</sup>
<b>Compuestos orgánicos volátiles</b>	% peso seco					0-0.1 <sup>C</sup>

Con base a lo indicado en la Tabla 2.2, los biodigestores de tipo Lagunar estarán alimentados principalmente de residuos agrícolas y residuos animales, cuya composición porcentual en masa es como se muestra en la Tabla 2.4, por lo que para futuros cálculos se tomarán los datos reportados en la columna de Residuos Agrícolas y Pecuarios de la Tabla 2.6.

Como composición referencial para el biogás de salida de los biodigestores UASB, se considerará la columna de Aguas Residuales de la Tabla 2.6.

La Tabla 2.6 muestra rangos para cada variable, por lo que es necesario analizar cada una de las referencias bibliográficas y determinar cuáles son las más apropiadas según el caso en estudio. Para el biogás generado a partir de ambos sustratos se analizan las referencias A: (Delsinne, 2010); B: (Naskeo Environnement, 2009); C: Lamp (2006), citado en Bailon & Hinge (2012); y F: (Rasi, 2009).

La Tabla 2.7 muestra un comparativo entre el sustrato considerado en cada una de las publicaciones de referencia y los sustratos considerados por tipo de biodigestor, que básicamente se resume a lo siguiente:

- Biodigestor UASB: Aguas Residuales de tipo Doméstico.
- Biodigestores Lagunares: Residuos agrícolas y pecuarios, principalmente restos biodegradables de mercados (frutas, verduras, residuos animales), restos cárnicos de mataderos, forraje de pasto.

Tabla 2.7

*Selección de fuente bibliográfica de referencia para determinar composición de biogás a utilizar según similitud entre el sustrato analizado en el documento de referencia y el sustrato considerado en el proyecto en análisis*

<b>Fuente Bibliográfica</b>	<b>Sustratos considerados en la referencia bibliográfica</b>	<b>¿Existe similitud con el sustrato considerado en Biodigestores UASB?</b>	<b>¿Existe similitud con el sustrato considerado en Biodigestores Lagunares?</b>
<b>A</b>	Plantas de tratamiento de aguas residuales municipales con lodos activados mesofílicos. Mezcla de residuos de granjas.	Si	Si
<b>B</b>	Lodos de planta de tratamiento de aguas ordinarias (No aguas residuales). Desechos de plantas alimenticias agroindustriales (Agrícolas no agropecuarios)	No	No
<b>C</b>	Lodos de planta de tratamiento de aguas residuales de la ciudad de Los Ángeles California Residuos animales de proceso lácteo	No	No
<b>F</b>	Plantas de tratamiento de aguas residuales municipales con lodos activados mesofílicos. Mezcla de residuos de granjas: Estiércol de cerdo, estiércol de vaca, residuos de producción de azúcar, uvas, residuos de ensaladas y vegetales, pasto, lodos de depuradoras.	Si	Si

Se concluye que los datos reportados por las fuentes A: (Delsinne, 2010) y F: (Rasi, 2009), en los casos de Aguas Residuales y de Residuos agrícolas y pecuarios, respectivamente, son datos referenciales aceptables para estimar las composiciones del biogás que se producirá en los biodigestores UASB y lagunares del proyecto en estudio. Cabe recordar que estas fuentes bibliográficas aportan rangos y no de valores puntuales.

En la Tabla 2.8, se resumen los datos que serán utilizados en futuros cálculos. En base al sustrato:

- Biodigestor UASB, alimentados con Aguas Residuales de tipo Doméstico, se prevén concentraciones de sulfuro de hidrógeno en el biogás de 63 ppm.
- Biodigestores Lagunares: Residuos agrícolas y pecuarios, principalmente restos biodegradables de mercados (frutas, verduras, residuos animales), restos cárnicos de mataderos, forraje de pasto, se prevén concentraciones de sulfuro de hidrógeno en el biogás de hasta 1,000 ppm.

Tabla 2.8

*Composición de las corrientes de biogás a la salida de cada batería de biodigestores (A: (Delsinne, 2010); F: (Rasi, 2009))*

<b>Parámetro</b>	<b>Unidad</b>	<b>Biodigestores UASB</b>	<b>Valor de Referencia Biodigestores UASB</b>	<b>Biodigestores Lagunar</b>	<b>Valor de referencia Biodigestores Lagunares</b>
<b>Metano</b>	% Vol	61-65 <sup>A</sup>	<b>55%</b>	55-58 <sup>A</sup>	<b>55%</b>
	% Vol	55-65 <sup>F</sup>	<b>(Dato más conservador, fuente F)</b>	60-70 <sup>F</sup>	<b>(Dato más conservador, fuente A)</b>
<b>Dióxido de carbono</b>	% Vol	36-38 <sup>A</sup>	<b>45%</b>	37-38 <sup>A</sup>	<b>45%</b>
	% Vol	35-45 <sup>F</sup>	<b>(Dato más conservador, fuente F)</b>	30-40 <sup>F</sup>	<b>(Dato más conservador, fuente A)</b>
<b>Nitrógeno</b>	% Vol	<2 <sup>A</sup>	<b>&lt;2</b>	<1-2 <sup>A</sup>	<b>&lt;2</b>
	% Vol	<1 <sup>B,F</sup>	<b>(Caso extremo, fuente A)</b>		<b>(Caso extremo, fuente A)</b>
<b>Oxígeno</b>	% Vol	<1 <sup>A</sup>	<b>&lt;1</b>	<1 <sup>A</sup>	<b>&lt;1</b>
<b>Agua</b>	% Vol	100% (saturado a la temperatura de salida del biodigestor) <sup>C</sup>	<b>100% (saturado a la temperatura de salida del biodigestor)</b>	100% (saturado a la temperatura de salida del biodigestor) <sup>C</sup>	<b>100% (saturado a la temperatura de salida del biodigestor)</b>

Tabla 2.8 (Continuación)

Composición de las corrientes de biogás a la salida de cada batería de biodigestores (A: (Delsinne, 2010); F: (Rasi, 2009))

Parámetro	Unidad	Biodigestores UASB	Valor de Referencia Biodigestores UASB	Biodigestores Lagunar	Valor de referencia Biodigestores Lagunares
Sulfuro de Hidrógeno	ppm	63 <sup>F</sup>	63	32-169 <sup>A</sup>	1,000 (Caso más extremo)
	ppm			3-1,000 <sup>A</sup>	
Benceno			0.3 (Caso extremo, fuente A)	0.7-1.3 <sup>A</sup>	1.3 (Caso extremo, fuente A)
	mg/Nm <sup>3</sup>	0.1-0.3 <sup>A</sup>			
Tolueno			11.8 (Caso extremo, fuente A)	0.2-0.7 <sup>A</sup>	0.7 (Caso extremo, fuente A)
	mg/Nm <sup>3</sup>	2.8-11.8 <sup>A</sup>			
Siloxanos			10.6 (Caso extremo, fuente F)	<0.4 <sup>F</sup>	0.4 (Caso extremo, fuente A)
	ppmv	1.5-10.6 <sup>F</sup>			

## 2.4 Contaminantes en el biogás y sus efectos

Respecto a contaminantes en el biogás, Lamp S. (2006), citado en Bailon & Hinge (2012) describe los a continuación listados:

- a. **Humedad (vapor de agua):** Los procesos biológicos que producen el biogás son procesos húmedos. Por lo tanto, el gas producto se saturará con vapor de agua a la temperatura y presión del gas que sale del digestor o del vertedero. El vapor de agua en el combustible puede condensarse a medida que la temperatura disminuye y / o aumenta la presión. Este es un problema crónico en las líneas de transporte de gas y durante los ciclos de compresión, que dañan los componentes de las tuberías y las piezas móviles.
- b. **Compuestos reducidos de azufre:** El azufre en las corrientes de desechos a partir de las cuales se produce el biogás generalmente se convierte en sulfuro de hidrógeno (H<sub>2</sub>S) con pequeñas cantidades de compuestos orgánicos de azufre. El mismo, se considera tóxico,

corrosivo, y al quemarse se convierte en dióxido de azufre, un contaminante comúnmente regulado.

- c. **Siloxanos:** Los siloxanos son una familia de compuestos artificiales que contienen silicio derivados de la descomposición de la silicona que se encuentra en el cuidado personal y en productos industriales. Se encuentran comúnmente en el biogás de las plantas de tratamiento de aguas residuales y de rellenos sanitarios. Se convierten en sílice sólida en llamas que se deposita en superficies expuestas a productos de combustión. Con el tiempo, estos depósitos pueden acumularse y dañar las palas de la turbina y las piezas internas del motor. Las partículas de sílice también pueden erosionar los componentes en las boquillas y otras rutas de gas de alta velocidad en las turbinas.
- d. **Compuestos orgánicos volátiles,** asociados a gases provenientes de relleno sanitario, en función de los desechos vertidos al mismo. Al quemarse pueden formar ácido clorhídrico (HCl) y ácido fluorhídrico (HF). La combustión de compuestos halogenados en presencia de hidrocarburos también puede conducir a la formación posterior de dioxinas (FCDD) y furanos (PCDF). Los solventes y lubricantes desechados en vertederos también se volatilizarán en el gas de vertedero. Esto generalmente resulta en concentraciones elevadas (mayor a 1,000 ppmv) de benceno / tolueno / xileno e hidrocarburos alifáticos.
- e. **Dióxido de carbono,** si bien este es un componente mayoritario, al tener un poder calorífico nulo, disminuye el poder calorífico del biogás por lo que su reducción es deseable en múltiples aplicaciones para mejorar la potencia del sistema de generación.

Cómo parte de los alcances del presente proyecto de ingeniería, el punto central es la eliminación de sulfuro de hidrógeno de una corriente de biogás.

#### **2.4.1 Sulfuro de hidrógeno.**

El sulfuro de hidrógeno (H<sub>2</sub>S) es un gas incoloro, altamente inflamable y extremadamente tóxico con un olor característico a huevos podridos. El umbral para humanos es tan bajo como 0.01 a 1.5 ppm.

La exposición a sulfuro de hidrógeno se asocia a dolor de cabeza, náuseas, nerviosismo, tos, irritación ocular e insomnio. Las dosis altas pueden causar pérdida del conocimiento, parálisis respiratoria y muerte.

Los límites de exposición recomendados en lugares de trabajo para sulfuro de hidrógeno son de 10 ppm (límite techo, durante 10 minutos, NIOSH REL), mientras que los límites de exposición permisibles, máximos son de 20 ppm (OSHA PEL) (Centers for Disease Control and Prevention, 2018). Se considera un peligro inmediato para la vida y la salud a niveles que interfieren con la capacidad de escapar, concentraciones de 100 ppm (NIOSH IDLH) (Centers for Disease Control and Prevention, 2018). En la Tabla 2.9 se presentan los síntomas y efectos asociados a la exposición a corto plazo. Información detallada sobre las propiedades peligrosas, se presentan en la Hoja de Seguridad del sulfuro de hidrógeno publicada por Linde (Linde Colombia, S.A., 2010)

Tabla 2.9

*Síntomas y efectos por exposición a corto plazo de sulfuro de hidrógeno (United States Department of Labor, 2017)*

<b>Concentración (ppm)</b>	<b>Síntomas / efectos</b>
0,00011 a 0,00033	Concentraciones de fondo típicas
0,01-1,5	Umbral de olor (olor a huevo podrido cuando es primero perceptible para algunos). Olor vuelve más ofensiva a 3-5 ppm. Por encima de 30 ppm, olor descrito como dulce o dulzón.
2- 5	La exposición prolongada puede causar náuseas, lagrimeo de los ojos, dolores de cabeza o pérdida de sueño. La vía aérea problemas (constricción bronquial) en algunos pacientes de asma.
20	Posible fatiga, pérdida de apetito, dolor de cabeza, irritabilidad, falta de memoria, mareos.
50-100	Conjuntivitis leve e irritación de las vías respiratorias después de 1 hora, puede causar malestar digestivo y pérdida de apetito.

Tabla 2.9 (Continuación)

*Síntomas y efectos por exposición a corto plazo de sulfuro de hidrógeno (United States Department of Labor, 2017)*

<b>Concentración (ppm)</b>	<b>Síntomas / efectos</b>
100	Tos, irritación ocular, pérdida del olfato después de 2-15 minutos (fatiga olfativa). Respiración alterada, somnolencia después de 15-30 minutos. Irritación de la garganta después de 1 hora. Aumento gradual de la gravedad de los síntomas durante varias horas. La muerte puede ocurrir después de 48 horas.
100-150	Pérdida del olfato (fatiga olfativa o parálisis).
200-300	Conjuntivitis Marcado e irritación de las vías respiratorias después de 1 hora. Edema pulmonar puede ocurrir a partir de una exposición prolongada.
500-700	Colapso en 5 minutos. Graves daños a los ojos en 30 minutos. La muerte después de 30-60 minutos.
700-1000	Inconsciencia rápida, "knockdown" o colapso inmediato dentro de 1 a 2 respiraciones, la respiración se detiene, la muerte dentro de minutos.
1000-2000	Muerte casi instantáneo

En el contexto de concentraciones en combustibles, se considera que el sulfuro de hidrógeno en su estado gaseoso presenta propiedades corrosivas en contra de partes metálicas.

El sulfuro de hidrógeno destruye metales no ferrosos o aparatos con partes metálicas no ferrosas, tales como reguladores de presión, medidores de gas, válvulas y griferías. La corrosión inducida por la presencia de sulfuro de hidrógeno se presenta cuando el metal entra en contacto con el gas y reacciona formando sulfuros de hierro e hidrógeno atómico provocando desgaste sobre la pieza, opacando su color y formando grietas en la superficie como se muestra en los dientes de la parte inferior del engrane de bronce que se muestra en la Figura 2.5 (Salazar, 2012).



*Figura 2.5* Efectos del sulfuro de hidrógeno sobre elementos no ferrosos. Asientos de válvulas, engrane de bronce y cabezas de pistón (Salazar, 2012).

Para evitar estos efectos adversos, por lo general, se considera que las concentraciones de sulfuro de hidrógeno deben reducirse a entre 200 y 500 ppm (Waterton & Slack, 2013), sin embargo, deberán retomarse las consideraciones de cada fabricante.

En todo caso, se considera que la limpieza de biogás, entendida como la reducción de sulfuro de hidrógeno para la protección del equipo, es un proceso menos oneroso que comprometer el estado y el funcionamiento del sistema de generación.

Los requerimientos de calidad del combustible en términos del contenido de sulfuro de hidrógeno se evalúan en el Capítulo 3.

# Capítulo 3 Requerimientos de calidad de combustible

Los motores de combustión, generalmente, no poseen altos requerimientos de calidad de gas, y suelen ser más tolerantes a concentraciones de contaminantes, respecto a otros sistemas de conversión, sin con ello implicar que sea prescindible el monitoreo de la calidad del combustible y/o la instalación de sistemas de tratamiento (Bailón & Hinge, 2014). Para evitar efectos adversos en motores de combustión interna, es necesario atender a los requerimientos de calidad de combustible específicos para las unidades de generación de energía, y a los parámetros y límites que establezca el marco normativo nacional.

## **3.1 Sistema de conversión energética al cual se adaptará la propuesta de remoción de gases**

Para fines de generación de energía eléctrica, diferentes tecnologías de conversión de energía se encuentran disponibles, entre ellas, motores de combustión, turbinas de gas, microturbinas, y celdas de combustible. El equipo comúnmente utilizado para la conversión energética son motores de combustión (Bailón & Hinge, 2012), los cuales queman el combustible para generar movimiento lineal alternativo en los pistones, el cual es transmitido por medio de la biela al cigüeñal, donde se convierte en movimiento rotativo; finalmente, un generador convierte la energía mecánica en eléctrica, y equipos auxiliares se encargan de distribuirla.

Los motores de combustión empleados pueden ser Gas-Otto, Gas-Diesel o motores diésel de encendido por compresión. Para el caso, la planta de digestión anaeróbica de referencia del presente proyecto de ingeniería, menciona el posible uso de motores de combustión interna, de la marca Jenbacher, siendo la alternativa propuesta el modelo JGC 312 GS-B.L de 12 cilindros, ciclo Otto (Empresa del Sector Energético de El Salvador, 2012). Bajo el concepto de modularidad, el diseño preliminar considera la instalación de dos unidades idénticas, con potencia eléctrica de 546 kWe (Empresa del Sector Energético de El Salvador, 2012). Las especificaciones técnicas se retoman de (GE Jenbacher GmbH & Co, 2006)

Además del aprovechamiento eléctrico, una parte de la energía térmica producida se propone sea utilizada para facilitar el proceso de digestión anaerobia, precalentando la masa de residuo a tratar antes de su ingreso en los digestores, así mismo, manteniendo en sus límites adecuados la temperatura de procesado por medio de aporte de calor a las camisas de los digestores. En la Figura 3.1, se presenta un diagrama de bloques simplificado de un sistema de cogeneración.

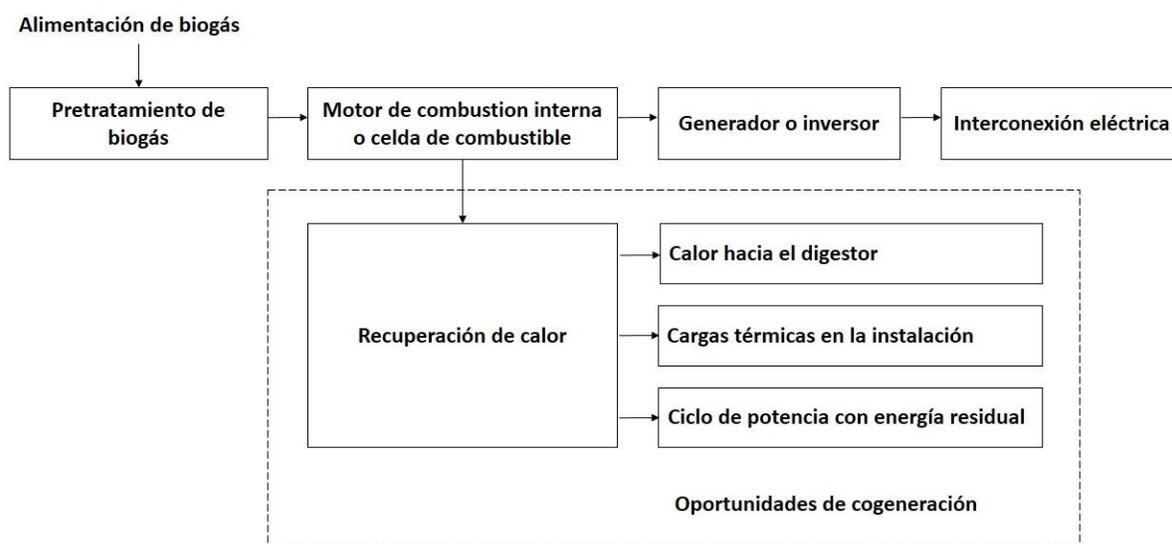


Figura 3.1 Sistema típico de ciclo de potencia de biogás Lampe (2006) citado en (Bailón & Hinge, 2012).

Las unidades propuestas cuentan con dispositivo de carburación adaptado al tipo de gas a quemar. El consumo de combustible, y los rendimientos esperados para la unidad en mención, se presentan en la Tabla 3.1.

Tabla 3.1

*Especificaciones de motores Jenbacher JGC 312 GS-B.L. Biogas 526 kWel. Jenbacher Gas Engines. Technical Specifications, 1-4. (GE Jenbacher GmbH & Co, 2006)*

Especificación	Unidad de medida	Cantidad
Potencia eléctrica de salida	kWe	526
Energía térmica recuperable (180°C)	kW	558

Tabla 3.1 (Continuación)

*Especificaciones de motores Jenbacher JGC 312 GS-B.L. Biogas 526 kWel. Jenbacher Gas Engines. Technical Specifications, 1-4. (GE Jenbacher GmbH & Co, 2006)*

<b>Especificación</b>	<b>Unidad de medida</b>	<b>Cantidad</b>
Energía de entrada	kW	1301
Consumo de combustible basado en el poder calorífico inferior a 5 kWh/Nm <sup>3</sup>	Nm <sup>3</sup> /h	260
Eficiencia eléctrica	%	40.4
Eficiencia térmica	%	42.9
Eficiencia total	%	83.3
Calor a ser disipado	kW	24
Flujo de gas	Mbar	80-200

El suministro de biogás desde los digestores se realizará mediante tuberías independientes hasta un colector situado en la sala de motores. La conexión entre este colector y el punto de alimentación de cada motor considera la instalación de un soplador para aumentar la presión del biogás, desde un estado inicial entre 10 y 40 mbar a la salida de los digestores (Empresa del Sector Energético de El Salvador, 2012), hasta el rango de presiones requerido por el fabricante.

En las siguientes secciones se profundizan los requerimientos del fabricante, en lo relativo al combustible a emplear.

### **3.2 Marco normativo en materia de calidad de combustible**

#### **3.2.1 Calidad de combustible.**

Tal y como se mencionaba anteriormente, la calidad del combustible, se encuentra supeditada a los requerimientos de sus aplicaciones, de este modo, el gas natural transportado a través de gasoductos, debe cumplir con las normas de calidad especificadas por los propietarios de las líneas, siendo variables, y atendiendo al diseño de cada sistema de tuberías y usuarios del mismo. Estos esfuerzos normativos, establecen los requerimientos de un gas natural, comercialmente aceptable.

En el contexto internacional, las normativas definen: i) rango específico de poder calorífico, ii) punto de rocío de hidrocarburos especificado a la temperatura, a efectos de prevenir condensación dentro de la línea, iii) concentraciones máximas de sulfuro de hidrógeno, dióxido de carbono, mercaptanos, nitrógeno y oxígeno, entre otros, iv) rangos límite de humedad, para evitar la corrosión y formación de gas hidratados, v) límite de partículas.

La Unión Europea, desarrolló una propuesta armonizada de especificaciones de calidad de gas natural de alto poder calorífico identificada como FprEN 16726 Gas infrastructure - Quality of gas - Group H (16726:2016+A1:2019, 2019), aplicable en operaciones de transfronterizas, bajo mutuo acuerdo de las partes, a efectos de garantizar el libre flujo de gas, sin comprometer la seguridad, integridad y operatividad del suministro, tomando en cuenta los impactos potenciales desde el suministro hasta los usuarios finales. En la Tabla 3.2 se indican los parámetros que forman parte de la especificación armonizada, junto con los valores límite.

Tabla 3.2

*Parámetros en propuesta armonizada de especificaciones de la Unión Europea para H-gas en redes de transporte (16726:2016+A1:2019, 2019)*

Parámetro	Unidades	Límite basado en condiciones estándar de referencia 15/15		Límite basado en condiciones normales de referencia 25/0		Referencia a método estándar <sup>d</sup> (information)
		Min.	Max.	Min.	Max.	
Densidad relativa	Sin unidades	0.555	0.700	0.555	0.700	EN ISO 6976, EN ISO 15970
Azufre total sin odorizante	mg/m <sup>3</sup>	No aplicable	20 <sup>a</sup>	No aplicable	21 <sup>a</sup>	EN ISO 6326-5, EN ISO 19739
Para azufre en redes de alta presión y en puntos de interconexión, el contenido de azufre corresponderá al máximo aceptable. El contenido para el transporte es 20 mg/m <sup>3</sup> , donde en las redes de alta presión el gas no odorizado es una práctica común, sin embargo, conforme prácticas actuales para la transmisión de gas odorizado en redes de alta presión, puede aceptarse un mayor contenido de azufre de hasta 30 mg/m <sup>3</sup> .						
NOTA: la distribución se considera un problema de seguridad nacional						

Tabla 3.2 (Continuación)

*Parámetros en propuesta armonizada de especificaciones de la Unión Europea para H-gas en redes de transporte (16726:2016+A1:2019, 2019)*

Parámetro	Unidades	Límite basado en condiciones estándar de referencia 15/15		Límite basado en condiciones normales de referencia 25/0		Referencia a método estándar <sup>d</sup> (information)
		Min.	Max.	Min.	Max.	
Sulfuro de hidrógeno + Sulfuro de carbonilo (como azufre)	mg/m <sup>3</sup>	No aplicable	5 <sup>a</sup>	No aplicable	5 <sup>a</sup>	EN ISO 6326-1, EN ISO 6326-3, EN ISO 19739
Mercaptanos sin odorizante (como azufre)	mg/m <sup>3</sup>	No aplicable	6 <sup>a</sup>	No aplicable	6 <sup>a</sup>	EN ISO 6326-3, EN ISO 19739
Oxígeno	mol/mol	No aplicable	0.001% or 1%	No aplicable	0.001% or 1%	EN ISO 6974-3, EN ISO 6974-6, EN ISO 6975
<p>En los puntos de entrada de la red y los puntos de interconexión, la cantidad de oxígeno no debe ser mayor que 0.001%, expresada como un promedio móvil de 24 h. Sin embargo, donde se puede demostrar que el gas no fluye a instalaciones sensibles a niveles más altos de oxígeno, p. sistemas de almacenamiento subterráneo, se puede aplicar un límite superior de hasta 1%.</p>						
Dióxido de carbono	mol/mol	No aplicable	2.5 % o 4 %	No aplicable	2.5 % o 4 %	EN ISO 6974 parts 1 to 6, EN ISO 6975
<p>En los puntos de entrada de la red y los puntos de interconexión, la fracción molar de dióxido de carbono no será superior al 2.5%, Sin embargo, donde se puede demostrar que el gas no fluye a instalaciones sensibles a niveles más altos de dióxido de carbono, p. sistemas de almacenamiento subterráneo, se puede aplicar un límite superior de hasta 4%.</p>						

Tabla 3.2 (Continuación)

*Parámetros en propuesta armonizada de especificaciones de la Unión Europea para H-gas en redes de transporte (16726:2016+A1:2019, 2019)*

Parámetro	Unidades	Límite basado en condiciones estándar de referencia 15/15		Límite basado en condiciones normales de referencia 25/0		Referencia a método estándar <sup>d</sup> (information)
		Min.	Max.	Min.	Max.	
Punto de rocío de hidrocarburos <sup>b,c</sup>	°C	No aplicable	-2	No aplicable	-2	ISO 23874, ISO/TR 12148
A cualquier presión desde 0.1 to 7MPa (70 bar) Presión absoluta						
Punto de rocío del agua <sup>b,c</sup>	°C	No aplicable	-8	No aplicable	-8	EN ISO 6327, EN ISO 18453, EN ISO 10101 parts 1 to 3
A 7 MPa (70 bar) o, si la presión es menor a 7 MPa (70 bar), a la presión máxima de operación del sistema en el que fluye el gas.						
Número de metano	Sin unidades	65	No aplicable	65	No aplicable	Ver Anexo A del estándar
Contaminante	El gas no debe contener constituyentes distintos a los enumerados en la Tabla 1 (del estándar), a niveles que lo impidan. Transporte, almacenamiento y / o utilización sin ajuste de calidad o tratamiento.					

a. Se indica sin dígitos posteriores a la coma debido a la incertidumbre analítica.

b. En condiciones climáticas dadas, se puede aceptar un punto de rocío de agua y un punto de rocío de hidrocarburo más altos a nivel nacional.

c. Para obtener más información sobre el punto de rocío del agua y el punto de rocío de hidrocarburos, consulte el Anexo C del estándar.

d. Se pueden aplicar métodos de prueba distintos de los enumerados en las normas de referencia indicadas en la Tabla 1, siempre que se pueda demostrar su idoneidad para el propósito.

En el caso de El Salvador, existen iniciativas de regulación de calidad de gas natural, tales como el Reglamento Técnico Salvadoreño RTS 75.01.01:16 Hidrocarburos. Gas Natural. Especificaciones de calidad (RTS 75.01.01:16, 2016), el mismo establece dentro de sus alcances, las características físico-químicas que debe cumplir el gas natural que se maneje en los sistemas de almacenamiento, transporte por ductos y distribución por redes en El Salvador, y el procedimiento para la evaluación de la conformidad. Los límites y parámetros allí establecidos se detallan en la Tabla 3.3.

A diferencia del estándar europeo, la propuesta de normativa nacional establece un rango de valores del índice de Wobbe. Dicho índice, conforme lo establecido por Borrás (1987), viene definido por la relación entre la potencia calorífica superior del gas, y la raíz cuadrada de su densidad respecto al aire, citado en (United States Patent No. US6896707B2, 2002).

Respecto a los valores límite de sulfuro de hidrógeno propuestos, son similares para ambas normativas.

Tabla 3.3

*Especificaciones de calidad de gas natural conforme Reglamento Técnico Salvadoreño RTS 75.01.01:16 Hidrocarburos. Gas natural. Especificaciones de calidad (RTS 75.01.01:16, 2016)*

<b>Característica</b>	<b>Unidades</b>	<b>Método</b>	<b>Valores</b>
<b>Composición del gas natural</b>		<b>ASTM o en</b>	
		<b>(árbitro)</b>	
Contenido de oxígeno (O <sub>2</sub> )	fracción de volumen (% vol.)	D 1945	0,002 (0,20) máx.
Contenido de nitrógeno (N <sub>2</sub> )	fracción de volumen (% vol.)	D 1945	0,030 (3,00) máx.
Contenido de dióxido de carbono (CO <sub>2</sub> )	fracción de volumen (% vol.)	D 1945	0,030 (3,00) máx.
Contenido de gases inertes totales (N <sub>2</sub> y CO <sub>2</sub> )	fracción de volumen (% vol.)	D 1945	0,060 (6,00) máx.
Variación diaria del contenido de nitrógeno	fracción de volumen (% vol.)	Calculado	± 0,015 (1,5) máx.
Contenido de metano (CH <sub>4</sub> )	fracción de volumen (% vol.)	D 1945	0,840 (84,00) mín.
Contenido de etano (C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> )	Fracción de volumen (% vol.)	D 1945	0,12 (12,00) máx.
Humedad (H <sub>2</sub> O)	mg/m <sup>3</sup>	D 1142	97,00 máx.

Tabla 3.3 (Continuación)

*Especificaciones de calidad de gas natural conforme Reglamento Técnico Salvadoreño RTS 75.01.01:16 Hidrocarburos. Gas natural. Especificaciones de calidad (RTS 75.01.01:16, 2016)*

<b>Característica</b>	<b>Unidades</b>	<b>Método ASTM o en (árbitro)</b>	<b>Valores</b>
<b>Composición del gas natural</b>			
Contenido de sulfuro de hidrógeno (H <sub>2</sub> S)	mg/m <sup>3</sup>	D 5504	6,00 máx.
Contenido de azufre total (S)	mg/m <sup>3</sup>	D 5504	30,00 máx.
Temperatura o punto de rocío de hidrocarburos	K (°C)	D 1142	271,15 (-2) máx.
Poder calorífico superior (PCS)	MJ/m <sup>3</sup>	D 3588	36,80 – 43,60
Índice Wobbe (W)	MJ/m <sup>3</sup>	D 3588	47,30 – 53,20
Variación diaria del Índice Wobbe (W)	%	Calculado	± 5 máx.
Temperatura o punto de rocío del agua	K (°C)	--	Reportar
Densidad relativa	--	D 3588	0,65 máx.
Mercurio	µg/m <sup>3</sup>	D 5954	0,01 máx.
Número de metano	--	EN 16726	70 mín.

### **3.2.2 Restricciones de contaminantes emitidos a la atmosfera.**

La composición del combustible impacta directamente las concentraciones de contaminantes en los gases exhaustos de escape a la salida de los motores de combustión, por lo que se requiere atender a las normativas en materia de emisiones y calidad de aire ambiente existentes. Para tales efectos debe considerarse entre la legislación salvadoreña aplicable la a continuación detallada:

- Ley de Medio Ambiente (Decreto No 233, 1998)
- Reglamento Especial de Normas Técnicas de Calidad Ambiental (Decreto Ejecutivo No. 40, 2000)
- Norma Salvadoreña Obligatoria NSO 13.11.01:01, Calidad del Aire Ambiental, Inmisiones Atmosféricas (NSO 13.11.01:01, Calidad del aire ambiental. Inmisiones atmosféricas., 2001)
- Proyecto de Reglamento Técnico NSO 13.11.02:11, Emisiones Atmosféricas por Fuentes Fijas Puntuales (NSO 13.11.02:11, 2011)

El artículo 44 de la Ley del Medio Ambiente, faculta a Ministerio de Medio Ambiente y Recursos Naturales a velar por el cumplimiento de las normas técnicas de calidad ambiental. Asimismo, establece que las mismas deberán estar contenidas en un reglamento especial aprobado por el órgano ejecutivo.

En concordancia a lo dispuesto en el artículo 44 de la Ley del Medio Ambiente, se emite Decreto No 40 de la presidencia de la República de El Salvador, publicado en Diario Oficial, No 101, tomo No 347, del 1 de junio de 2000, el cual contiene el Reglamento Especial de Normas Técnicas de Calidad Ambiental (Decreto Ejecutivo No. 40, 2000). Dicho reglamento, en el artículo 9 especifica las cantidades de los diferentes contaminantes tolerables en una zona determinada, para periodos de exposición instantáneos y prolongados. Por definición, los límites expuestos, corresponden a los aceptables para la salud y la vida humana y silvestre en general. Los parámetros considerados dentro del alcance de la normativa son *dióxido de azufre, monóxido de carbono, óxidos de nitrógeno, ozono, partículas inhalables PM 10 y PM 2.5, partículas totales suspendidas y plomo*.

Asimismo, la Norma Salvadoreña Obligatoria NSO 13.11.01:01 Calidad del Aire Ambiental, Inmisiones Atmosféricas, retoma los parámetros y límites expuestos en el Reglamento Especial de Normas Técnicas de Calidad Ambiental, y especifica la metodología de medición, muestreo y determinación analítica que habrán de considerarse para los efectos de la normativa (NSO 13.11.01:01, 2001).

La evaluación del cumplimiento de los límites expuestos en el Reglamento Especial de Normas Técnicas de Calidad Ambiental y en la Norma Salvadoreña Obligatoria NSO 13.11.01:01 Calidad del Aire Ambiental, Inmisiones Atmosféricas, para nuevas fuentes, requiere se determinen las características fisicoquímicas del medio receptor, en este caso, dadas por la línea base de calidad de aire en el área de influencia directa, junto con las concentraciones esperadas de contaminante asociadas a la nueva fuente, las cuales podrán estimarse mediante el uso de modelos de dispersión de contaminantes (NSO 13.11.01:01, 2001).

El proyecto de Reglamento Técnico NSO 13.11.02:11, Emisiones Atmosféricas Fuentes Fijas Puntuales, por su parte, establece límites máximos permisibles de concentraciones de las emisiones de contaminantes descargados por las fuentes fijas<sup>1</sup>, tipificando por tipo de fuente (NSO 13.11.02:11, 2011).

Para las categorías expuestas, no existe alguna, directamente vinculada a las emisiones de motores de combustión interna que operan mediante biogás, sin embargo, para efectos de referencia pueden considerarse los límites expuestos para las corrientes “Generadores de energía eléctrica con motores de combustión interna utilizando búnker C”, en cuanto corresponde a la tecnología de la unidad de conversión energética propuesta. En dicha sección, se establecen límites para los parámetros partículas totales suspendidas, dióxido de azufre y óxidos de nitrógeno.

La sección “**Generadores de energía eléctrica con motores de combustión interna utilizando búnker C**”, define límites máximos permisibles de concentraciones para generadores de energía que operen con motores de combustión interna cuya potencia sea superior a 300 kW (NSO 13.11.02:11, 2011). La Tabla 3.4 presenta los parámetros y límites para la corriente en mención.

Tabla 3.4

*Límites máximos permisibles para generadores de energía eléctrica, motores de combustión interna (NSO 13.11.02:11, 2011)*

Contaminante	Símbolo	Unidad	Actividades	
			En funcionamiento	Nuevas
Dióxido de azufre	SO <sub>2</sub>	mg/Nm <sup>3</sup>	3,695	2,500
Monóxido de carbon	CO	mg/Nm <sup>3</sup>	Reportar	Reportar
Dióxido de carbon	CO <sub>2</sub>	%	Reportar	Reportar
Óxidos de nitrógeno	NOx	mg/Nm <sup>3</sup>	4,342	2,700
Partículas totales suspendidas	PTS	mg/Nm <sup>3</sup>	647	100

<sup>1</sup> Fuente fija puntual: fuente fija cuyas emisiones son descargadas a la atmósfera a través de un ducto o chimenea

### **3.3 Límites de diseño. Calidad de combustible**

El Reglamento Técnico RTS 75.01.01:16 Hidrocarburos. Gas natural. Especificaciones de calidad, no es vinculante a la planta de generación de biogás a la que atiende el presente proyecto de ingeniería, en cuanto dicho proyecto no contempla dentro de sus alcances la entrega de gas natural a sistemas de transporte por ductos, almacenamiento o distribución por redes externos al complejo (RTS 75.01.01:16, 2016).

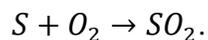
Por su parte, la normativa salvadoreña en materia de emisiones (NSO 13.11.02:11, 2011), incorpora restricciones para el dióxido de azufre, obtenido en el proceso de combustión, y por ende para el contenido de azufre en el combustible.

Para los efectos del presente proyecto de ingeniería, los límites de contenido de azufre establecidos por la normativa en materia de emisiones (NSO 13.11.02:11, 2011), y recomendaciones del fabricante (GE Jenbacher GmbH & Co, 2013), serán expresados como concentraciones de sulfuro de hidrógeno.

#### **3.3.1 Restricciones respecto a la normativa de emisiones.**

Las unidades generadoras convierten la energía química del combustible en energía eléctrica, mediante un proceso oxidativo mediante el cual, el carbono contenido en el combustible se convierte en dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), paralelamente, el azufre se convierte en dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>); para ello, se requiere exista un volumen mínimo (estequiométrico) de aire más un cierto exceso para asegurar la utilización total del combustible.

La reacción de oxidación del azufre contenido en el combustible, se describe a continuación:



Se ha estimado la concentración límite de azufre en el combustible, requerida para el cumplimiento de los límites de emisión, los cálculos parten del límite máximo permisible para el parámetro dióxido de azufre en gases de combustión (NSO 13.11.02:11, 2011), la

estequiometría de la reacción de oxidación, el volumen de gases exhaustos y el consumo de combustible, establecidos por el fabricante; y además asumiendo combustión completa. La Tabla 3.5 presenta el resumen con los límites estimados de contenido de azufre en el combustible.

Tabla 3.5

*Límites estimados de azufre en el combustible, estimados en base a los límites máximos permisibles de emisión para generadores de energía eléctrica, motores de combustión interna, parámetro SO<sub>2</sub> (NSO 13.11.02:11, 2011)*

<b>Parámetro</b>	<b>Unidades</b>	<b>Cantidad</b>
Límites máximos permisibles de emisión parámetro SO <sub>2</sub> (NSO 13.11.02:11)	mg/Nm <sup>3</sup>	2,500
Volumen de gases exhaustos <sup>1</sup>	Nm <sup>3</sup> /h	2,797
Volumen de gases exhaustos (base seca)	Nm <sup>3</sup> /h	2,773
Contenido SO <sub>2</sub>	g de SO <sub>2</sub> /h	6,932.5
Contenido SO <sub>2</sub>	mol de SO <sub>2</sub> /h	108.2
Contenido de S en combustible asociado	g de SO <sub>2</sub> /h	3,469.7
Consumo de combustible (5 kWh/Nm <sup>3</sup> ) <sup>1</sup>	Nm <sup>3</sup> /h	260
Contenido de azufre en combustible asociado	g/Nm <sup>3</sup>	13.35
<b>Contenido de azufre en combustible asociado</b>	<b>mg/Nm<sup>3</sup></b>	<b>13,345.1</b>
<b>Contenido de azufre en combustible asociado</b>	<b>ppm</b>	<b>10,175.7</b>

<sup>1</sup>GEJenbacher GmbH &Co. (2013).

### 3.3.2 Requerimientos del sistema de conversión.

Para los motores de combustión interna propuestos, los requerimientos del combustible, están indicadas por el fabricante (GE Jenbacher GmbH & Co, 2013), en orden de determinar las características relevantes del mismo vinculadas a la operación del motor. En la Tabla 3.6 se presentan los requerimientos generales del combustible, referidos a presión, temperatura, humedad y variaciones en las propiedades del combustible.

Tabla 3.6

*Condiciones generales del combustible requeridas por los motores de combustión (GE Jenbacher GmbH & Co, 2013)*

<b>Parámetro</b>	<b>Límite</b>	<b>Comentarios</b>
Explosividad		El combustible no deberá ser potencialmente explosivo
Presión de gas		De acuerdo a especificaciones del proyecto
Presión de gas, Tasa de fluctuación máxima	10 mbar/seg	
Temperatura de gas	$0^{\circ}\text{C} < T < 40^{\circ}\text{C}$	Otras temperaturas deberán de ser revisadas en casos individuales.
Contenido de humedad de gas	< 80 % relativa	Se sugiere usar un filtro de carbón activado. Sin embargo, no se espera condensado en el tren de gas hasta el mezclador de gas.
	< 50 % relativa	Un requisito cuando se aplica un sistema de carbón activado GE Jenbacher en la entrada del filtro de carbón activado. Aplica a cualquier temperatura de gas.
	Punto de rocío < 18 °C	Sistema complementario de combustión Cloro-Aire. Puntos de rocío más altos son requeridos.
	< 0.2 % vol	Para cámara de precombustión en motores tipo 6
Condesado, sublimado	0	Ni condensado o sublimado en los componentes debe entrar en contacto con el gas o mezcla.
Tasa de fluctuación en el poder calorífico (Hu)	1%/30 seg	
Velocidad de fluctuación en valor de metano	10 MN/30 seg	
Contenido de oxígeno	< 3% vol	Cuando se utiliza un sistema de limpieza de gases de adsorción por cambio de temperatura (TSA)

Jenbacher establece niveles máximos de tolerancia para algunos elementos traza, en orden de prevenir daños en los componentes del motor expuestos al gas. En la Tabla 3.7, se

presentan los valores límite para contenido de azufre total. En presencia de agua, los compuestos de azufre pueden provocar la corrosión en los motores de combustión, asimismo en los sistemas de transporte y almacenamiento de combustible, por lo que su remoción es deseable.

Tabla 3.7

*Límites aceptables de contenido de azufre total en el combustible que alimenta a los motores de combustión (GE Jenbacher GmbH & Co, 2013)*

<b>Concentración</b>	<b>Descripción</b>
<700 mg/10 kWh	Sin convertidor catalítico
<1,200 mg/10 kWh	Sin convertidor catalítico, garantía limitada
<200 mg/10 kWh	Con catálisis de CO
<20 mg/10 kWh	Con catálisis de formaldehído
<500 mg/10 kWh	Límite no se asocia a la composición de la corriente de salida de filtro carbón activado

Conforme lo presentado en la Tabla 3.7, los límites varían en función de la adición de convertidores catalíticos al sistema. Los límites más restrictivos, consideran que los motores de combustión interna operarán con reducción del contenido de formaldehído y/o monóxido de carbono en los gases exhaustos de escape, mediante oxidación catalítica directa.

Los límites expuestos en la Tabla 3.8, consideran combustible con poder calorífico de 10 kWh/Nm<sup>3</sup>, sin embargo para una concentración medida de metano de 50% volumen, el poder calorífico asociado es de 5 kWh/Nm<sup>3</sup> (MWM GmbH, 2008), dicho poder calorífico corresponde al recomendado por el fabricante para las unidades en evaluación (GE Jenbacher GmbH & Co, 2006). En la Tabla 3.8 se presentan los contenidos de azufre total expresados en [mg/Nm<sup>3</sup>] y [ppm]. Para efectos de conversión se utilizó la ecuación detallada en la sección 3.3.1.

Tabla 3.8

*Límites de contenido de azufre total a diferentes poderes caloríficos*

Condición	Poder calorífico 10 kWh/Nm <sup>3</sup>			Poder calorífico 5kWh/Nm <sup>3</sup>	
	mg/10kWh	mg/Nm <sup>3</sup>	ppm	mg/Nm <sup>3</sup>	Ppm
Sin convertidor catalítico	<700	<700	<533.84	<350	<266.92
Sin convertidor catalítico, garantía limitada	<1200	<1200	<915.15	<600	<457.58
Sin catálisis de CO	<200	<200	<152.53	<100	<76.26
Sin catálisis de formaldehído	<20	<20	<15.25	<10	<7.63
Límite no se asocia a la composición a la salida utilizando carbón activado	<500	<500	<381.31	<250	<190.66

Del documento Proyecto de Reglamento Técnico NSO 13.11.02:11, Emisiones Atmosféricas por Fuentes Fijas Puntuales (NSO 13.11.02:11, 2011), se tiene que:

$$\left[ \frac{\text{mg}}{\text{Nm}^3} \right] = [\text{ppm}] \times P.M. \times 0.0409$$

Dónde:

$\left[ \frac{\text{mg}}{\text{Nm}^3} \right]$  Concentración expresada en miligramos por metro cúbico normal.

$[\text{ppm}]$  Concentración expresada en partes por millón.

$P.M$  Peso molecular del gas (S: 32.07 mg/mmol)

Obsérvese, que al garantizar el cumplimiento del límite establecido por el fabricante (266.92 ppm, para biogás con poder calorífico de 5 kWh/Nm<sup>3</sup>), se garantiza el cumplimiento de la normativa de emisiones, fuentes fijas, siendo esta última, mucho menos restrictiva.

### 3.3.3 Restricciones expresadas como contenido de sulfuro de hidrógeno.

El compuesto de azufre principal en biogás es el sulfuro de hidrógeno, sin embargo, otros compuestos reducidos de azufre, como sulfuros, disulfuros y tioles, también pueden ser

encontrados. En biogás, en condiciones anaeróbicas sulfuro de hidrógeno y otros compuestos de sulfuro se originan a lo largo de diferentes vías. Por ejemplo, metanotiol ( $\text{CH}_4\text{S}$ ) y dimetil sulfuro (DMS), se forman a partir de la degradación de aminoácidos que contenidos en el biogás y de la metilación anaeróbica de sulfuro. Cuando se reduce DMS, después de la conversión metanogénica, se forma metano y metanotiol. Posteriormente el metanotiol forma metano, dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno (Rasi, 2009).

Para inferir un valor límite de contenido de sulfuro de hidrógeno, en la base al límite de azufre total establecido por Jenbacher, se requiere definir una relación entre ambos parámetros. Gaj, K., Cybulska, H. y Knop, F. (2011), establecen una relación de 66% a 98%, con un valor promedio de 83% de sulfuro de hidrógeno, respecto a azufre total en biogás, en base a un monitoreo realizado entre 2004 y 2010, en plantas de tratamiento de aguas ordinarias polacas.

Al comparar los valores límite de contenido de sulfuro de hidrogeno y azufre total establecidos por Motoren Werke Mannheim (MWM GmbH, 2008) para motores de combustión interna, los cuales ascienden a 1,500 ppm/10kWh y 2,200 mg/10kWh [equivalente a 1,678 ppm/10kWh], respectivamente, la relación entre sulfuro de hidrógeno, respecto a azufre total en biogás, corresponde a 89%.

Retomando los límites expresados como contenido de azufre, expuestos en la Tabla 3.8 y la relación expuesta por Gaj, K., Cybulska, H. y Knop, F., se calculan los límites expresados como contenido de sulfuro de hidrógeno, presentados en la Tabla 3.9.

Obsérvese que se requieren concentraciones inferiores a **222 ppm/5kWh de sulfuro de hidrógeno** para unidades que operan sin convertidor catalítico.

Tabla 3.9

*Límites estimados de sulfuro de hidrógeno en base al contenido de azufre total*

Parámetro	Poder calorífico 5 kWh/Nm <sup>3</sup>	
	mg/Nm <sup>3</sup>	ppm
Sin convertidor catalítico	<291	<222
Sin convertidor catalítico, garantía limitada	<498	<380
Sin catálisis de CO	<83	<63

Tabla 3.9 (Continuación)

*Límites estimados de sulfuro de hidrógeno en base al contenido de azufre total*

<b>Parámetro</b>	<b>Poder calorífico 5 kWh/Nm<sup>3</sup></b>	
	<b>mg/Nm<sup>3</sup></b>	<b>ppm</b>
Sin catálisis de formaldehído	<8	<6
Límite no se asocia a la composición a la salida utilizando carbón activado	<208	<158

Para los fines del presente proyecto de ingeniería, se considerará como valor límite de contenido de azufre total el que prescinde de la instalación de convertidor catalítico.

Si bien la reducción de formaldehído y/o monóxido de carbono, son tecnologías factibles, el marco normativo nacional, tal y como fue descrito el acápite 3.3.1, no regula las concentraciones de formaldehído en emisiones y en calidad de aire ambiente. Para el caso del monóxido de carbono, la normativa nacional en materia de emisiones, si bien requiere el monitoreo del parámetro, no establece límites para el mismo.

En todo caso, alternativas de ajuste de parámetros de operación para la mejora de la eficiencia de combustión, modificaciones el sistema de mezcla y relaciones aire combustible, presión de suministro de combustible, entre otros, pueden ser valorados previa instalación de convertidores catalíticos a las unidades.

# Capítulo 4 Tecnologías de limpieza y “upgrading” de biogás

Las tecnologías disponibles para la remoción de sulfuro de hidrógeno ( $H_2S$ ) se pueden dividir en procesos de sorción secos, con absorbente líquido y biológicos. En el presente capítulo, se desarrollan las generalidades de dichos procesos, y las tecnologías disponibles, bajo estos principios. Asimismo, en el acápite final, se presenta una descripción de la tecnología seleccionada, resultado de la implementación del método de selección descrito en el Capítulo 7.

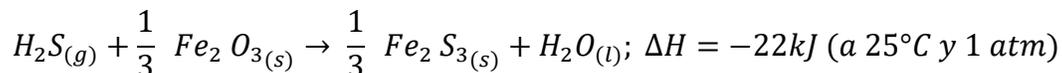
## 4.1 Remoción seca

Un lecho fijo de partículas sólidas puede ser utilizado para la remoción de gases ácidos, a través de reacción química o enlace iónico.

Las técnicas de eliminación de sulfuro de hidrógeno secas implican el uso de adsorbentes secos en torres que permiten que el flujo de gas pase a través de los medios. Los procesos de adsorción en seco pueden clasificarse en dos subgrupos: adsorción física y adsorción química. Los procesos de adsorción química se rigen por la reacción de un adsorbente con sulfuro de hidrógeno para formar un compuesto (Lamp, 2006)

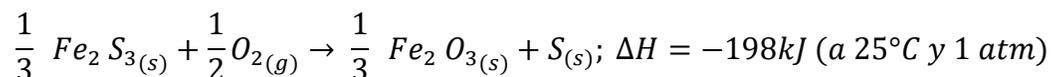
Muchos óxidos metálicos de elementos tales como hierro, molibdeno, zinc, calcio, bario, estroncio, cobre, wolframio y cobalto pueden usarse como adsorbentes adecuados para la eliminación de sulfuro de hidrógeno (Wang, 2008). La remoción con óxidos de hierro, por su parte, se considera como uno de los métodos más antiguos de eliminación de azufre. Los adsorbentes de óxido de hierro eliminan el azufre formando sulfuros de hierro insolubles. Los adsorbentes usados pueden regenerarse mediante la oxidación de los sulfuros de hierro con aire. Eventualmente los medios se obstruyen con azufre elemental y deben ser reemplazados después de varios reciclajes, por ello se les considera parcialmente reciclables.

La reacción de eliminación de azufre utilizando la adsorción de óxido de hierro (Wang, 2008) se presenta a continuación:



Esta reacción se lleva a cabo mejor a temperatura ambiente, de lo contrario el complejo de óxido de hierro se deshidrata, reduciendo en gran medida las velocidades de reacción o descomponiendo sulfuro de hierro III ( $Fe_2S_3$ ) a disulfuro de hierro II ( $FeS_2$ ) y  $Fe_8S_9$  que son difíciles de regenerar (Wang, 2008).

La reacción de regeneración de adsorbentes usados es:



Debido a la naturaleza altamente exotérmica de la reacción de regeneración, los adsorbentes usados pueden ser pirofóricos cuando se exponen al aire y, por lo tanto, la atención debe enfocarse en los aspectos de seguridad durante la regeneración.

Arnold & Stewart (1999), recomienda que la regeneración se realice introduciendo lentamente el flujo de aire, a efectos de que el calor de reacción sea disipado. Si el aire es introducido rápidamente el calor de reacción puede favorecer la ignición del lecho (Citado en Speight, 2019).

Parte del azufre elemental producido en el paso de regeneración se mantiene en el lecho. Después de varios ciclos, el azufre se apelmazará sobre el óxido de hierro, reduciendo la reactividad del lecho.

Los productos activos de óxido de hierro se venden bajo varias marcas comerciales que utilizan diferentes medios de soporte, como Iron Sponge, SulfaTreat, Sulphur-Rite, Media-G2, y CG-4. Información detallada de los mismos, se presenta en la Tabla 4.1.

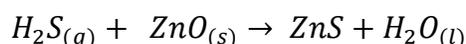
Tabla 4.1

*Comparación de procesos de remoción de sulfuro de hidrógeno basados en óxidos de hierro (Wang, 2008)*

Proceso	Condiciones de operación	Regenerables	Notas
Iron Sponge	20 – 23 °C Tiempo de residencia: 60 segundos	2 – 3 veces en modo batch	Operación intensiva
Sulfa Treat	20 – 23 °C Tiempo de residencia: 60 segundos	No	No pirofórico y de fácil manejo
Sulfur Rite	20 – 23 °C Tiempo de residencia: 60 segundos	No	Módulos pre empacado; forma pirita de hierro
Media – G2	20 – 23 °C Tiempo de residencia: 60 segundos	15 veces en modo batch	Requiere múltiples regeneraciones para obtener la eficiencia de remoción deseada
CG-4	20 – 23 ° Tiempo de residencia: 60 segundos	2 – 3 veces en modo batch	Altas cargas de azufre y fácil manejo

El proceso de óxido de zinc es similar al proceso de iron sponge, en cuanto utiliza una cama sólida de zinc granular para reaccionar con el sulfuro de hidrógeno, y formar agua y sulfuro de zinc durante el proceso (Arnold & Stewart, 1999 citado en Speight, 2019).

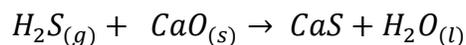
Conforme Arnold & Stewart (1999) citado en Speight (2019), el proceso de reacción es controlado por un proceso de difusión, donde el ion sulfuro inicialmente debe difundirse a la superficie del óxido de zinc para reaccionar. Altas temperaturas (>250 °F/121 °C), incrementan la tasa de difusión y son normalmente utilizadas para favorecer la reacción.



Las sustancias alcalinas, como la cal hidratada, por su parte, reaccionan con gases ácidos como sulfuro de hidrógeno, dióxido de azufre, dióxido de carbono, sulfuro de carbonilo y mercaptanos en reacciones de neutralización. Usualmente se usan depuradores de base líquida, pero los lechos fijos de sólido granular alcalino también se pueden usar en una

disposición estándar de caja seca con flujo ascendente de gas. este producto está principalmente dirigido a la eliminación de dióxido de carbono (Lamp, 2006).

Wang (2008) propone la reacción con óxido de calcio (CaO).



Conforme Arnold & Stewart (1999), citado en Speight, 2019, los tamices moleculares (zeolitas) son silicatos naturales o sintéticos con tamaños de poros y altos volúmenes de poro que los hacen ideales para la adsorción. Los poros en la estructura cristalina crean un número largo de cargas polares, denominados sitios activos, las moléculas polares como el sulfuro de hidrógeno y el agua, entran en los poros y forman enlaces iónicos débiles en los sitios activos, mientras que las moléculas no polares como los hidrocarburos, no forman enlace con los sitios activos. Los tamices moleculares deshidratan el gas a la vez que remueven gases ácidos.

La adsorción, usualmente ocurre a presiones moderadas, aunque los enlaces iónicos presentan un desempeño óptimo a presiones cercanas a 450 psig. Los tamices moleculares generalmente se utilizan en operaciones de pulido, posterior a un proceso de deshidratación del gas, en cuanto bajas concentraciones de vapor de agua son requeridas.

El carbón activado granular (GAC) se fabrica calentando materiales que contienen carbono para expulsar los componentes volátiles, formando una superficie de adsorción altamente porosa. Wang (2008), señala que el método es preferible para la eliminación de COV (compuestos orgánicos volátiles) de corrientes de gas.

## **4.2 Remoción con absorbente líquido**

Las tecnologías basadas en absorbente líquido suelen consistir en una columna contactor gas-líquido en la que un líquido alcalino pobre absorbe todos los gases ácidos (incluido el dióxido de carbono) y una segunda columna en la que los gases ácidos se desorben del líquido que se recicla a la columna de absorción. El gas a la salida de la segunda columna puede ser tratado para convertir el sulfuro de hidrógeno en azufre sólido para comercialización.

Dado que el sulfuro de hidrógeno es un ácido cuando se disuelve en agua, si se agregan productos químicos a la solución que puedan consumir ion hidrógeno ( $H^+$ ) o ion bisulfuro ( $HS^-$ ), se puede lograr disolver más sulfuro de hidrógeno en la solución, por ejemplo, soluciones alcalinas, que sean fuente de grupos hidroxilo ( $OH^-$ ).

Las opciones más comunes de álcali para la eliminación de sulfuro de hidrógeno son etanolaminas (monoetanolamina, dietanolamina, trietanolamina) y sodio o potasio sales de ácidos débiles como ácido carbónico o ácido fosfórico. monoetanolamina reacciona con sulfuro de hidrógeno para formar un sulfuro de amina e hidrosulfuro (Wang, 2008).

Entre las ventajas que ofrece la tecnología, es que no hay materiales consumibles que capturen el azufre y deban reemplazarse cuando se agoten, asimismo, abre la posibilidad de recuperación de azufre elemental, sin embargo, los costos de instalación son más altos que las tecnologías de adsorción secas.

En general, se considera que las tecnologías de absorción-desorción, por lo general, no se han aplicado a las corrientes de biogás de volumen moderado (Lamp, 2006).

#### **4.3 Método biológico para eliminar el sulfuro de hidrógeno de una corriente de gas.**

Bajo esta categoría se identifican biofiltros, biofiltros percoladores (biotrickling) y bioscrubbers.

En los sistemas de biofiltros el biogás se fuerza a través de una cama húmeda y compacta que contiene microorganismos, los cuales crecen en la superficie y las grietas del soporte, formando una biopelícula. El sulfuro de hidrógeno en el biogás se transfiere de la fase gaseosa al biofilm, donde los microorganismos lo utilizan como fuente de energía produciendo principalmente azufre si la oxidación es parcial o sulfato si es total.

La principal diferencia entre los biofiltros y los biofiltros percoladores es la naturaleza del material de soporte, orgánica en biofiltros e inerte en percoladores. Por lo tanto, como los nutrientes no están disponibles en el material portador de los biofiltros percoladores, estos se suministran a los microorganismos recirculando continuamente una fase líquida, en

contracorriente al flujo de gas, a través del reactor. La fase líquida continua, previene la acidificación de los medios de soporte (asociado a la formación de ácido sulfúrico por la degradación del sulfuro de hidrogeno)

Los parámetros que influyen en el proceso incluyen medio de lecho, contenido de humedad, temperatura, pH, tiempo de contacto, niveles de nutrientes y oxígeno. Las bacterias normalmente utilizadas para la eliminación de sulfuro de hidrogeno son aeróbicas y, por lo tanto, requieren oxígeno. La forma convencional de suministrar oxígeno a un filtro biofiltro/biofiltro percolador es inyectar directamente aire (4 - 10%) en la corriente de gas (Bailón & Hinge, 2014)

Varios sistemas comerciales están disponibles sistema Biopuric es un biofiltro percolador que trabaja en un rango de pH de 1 a 3, temperaturas mesófilas y bajo condiciones microaerófilas.

El agua circulante suministra nutrientes a los microorganismos y mantiene el pH del proceso deseado y los niveles de temperatura dentro del reactor. El exceso de azufre se vacía periódica y automáticamente sin requerir paro de unidades. En un escenario típico, más de dos tercios del sulfuro de hidrógeno eliminado en el sistema Biopuric se convierte en azufre elemental. La mayor parte de este azufre se acumula en la biopelícula en los medios del reactor. Un diagrama esquemático del sistema es presentado por Lampe (2006), y se presenta en la Figura 4.1.

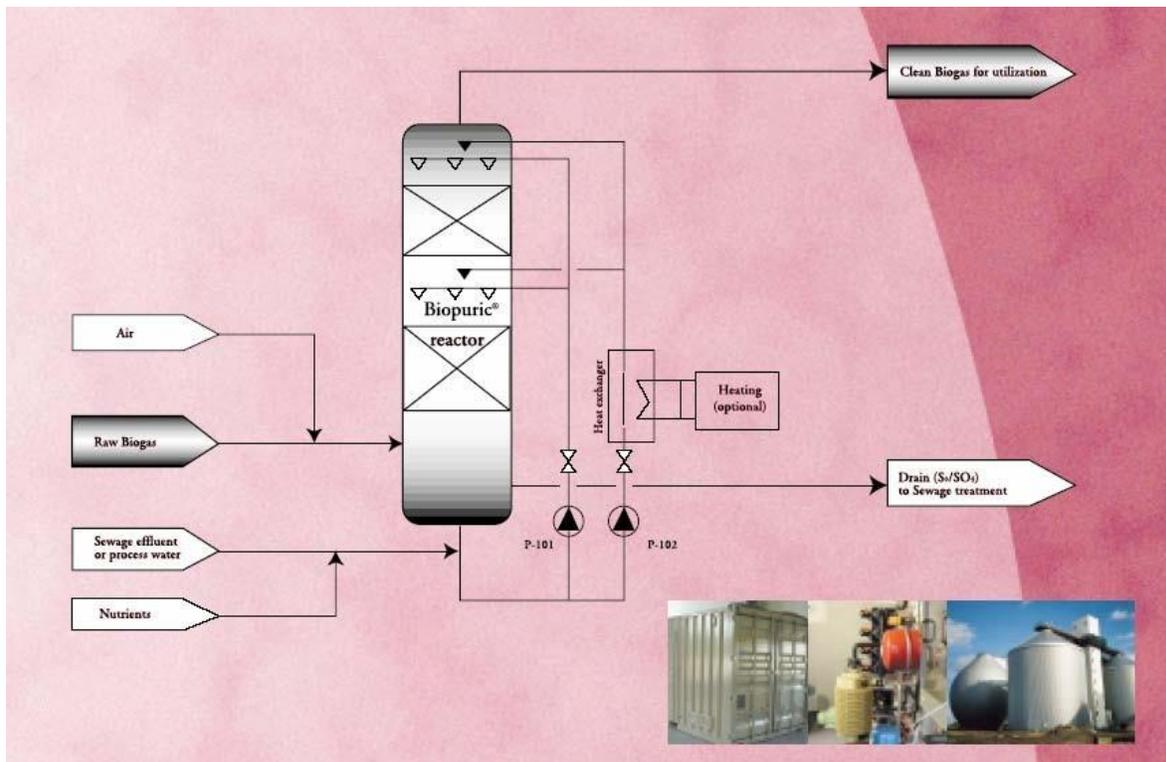


Figura 4.1. Diagrama de flujo de proceso de sistema de remoción mediante biofiltro percolador (Biopuric) (Lampe, 2006).

En otros sistemas, como bioscrubbers, la corriente de biogás que contiene sulfuro de hidrógeno se pone en contacto con una solución de soda acuosa que contiene bacterias *Thiobacillus* en un absorbedor. La soda absorbe el sulfuro de hidrógeno y es transferida a un tanque atmosférico aireado donde las bacterias convierten biológicamente el sulfuro de hidrógeno en azufre elemental, en la corriente de salida, el gas tratado puede satisfacer fácilmente una especificación sulfuro de hidrógeno menos de 100 ppmv o tan bajo como 5 ppmv (Lampe, 2006).

El sistema consiste en dos reactores: la primera parte es una torre de absorción, donde los contaminantes se absorben en una fase líquida, esta fase líquida va a un segundo reactor, que es un tipo de unidad de lodo activado. El exceso de biomasa y subproductos se purgan continuamente del sistema.

El sistema de depuración más conocido para la eliminación de sulfuro de hidrógeno del biogás es el proceso THIOPAQ™ con licencia de Paques. El sistema THIOPAQ™ puede considerarse como un depurador cáustico en el que la solución cáustica gastada se regenera continuamente en un biorreactor por microorganismos naturales. En el depurador, el sulfuro de hidrógeno que contiene biogás se lleva en un modo a contracorriente con el líquido alcalino del biorreactor (pH que varía de 8.2 a 9), lo que hace que el sulfuro de hidrógeno en el biogás se absorba en la fase líquida. La solución de sulfhidrato de sodio (NaHS) que sale del depurador se dirige al biorreactor. El biorreactor opera cerca de la presión atmosférica y está aireado (mezcla constante) con un flujo controlado de aire ambiente. Las bacterias reaccionan con la solución depuradora agotada y convierten el sulfuro disuelto en azufre elemental sólido. Se espera que una pequeña porción del sulfuro disuelto (menos del 5%) se oxide completamente a sulfato. De acuerdo con esto, la alcalinidad de la solución se regenera parcialmente durante la producción de azufre elemental y para mantener el pH por encima de 8.2 se debe agregar menos del 5% de hidróxido de sodio (NaOH) en comparación con un depurador químico cáustico convencional. Se requiere una corriente de purga continua para evitar la acumulación de sulfato y el azufre elemental producido se elimina del sistema. Esto se puede utilizar como materia prima en fábricas de producción de ácido sulfúrico o se desecha. Se afirma que la eficacia de eliminación de sulfuro de hidrógeno es típicamente de aproximadamente el 99% para sistemas operados correctamente (Bailón & Hinge, 2014).

Una ventaja de este proceso con respecto a los filtros biofiltros / biotrickling es que no hay inyección de oxígeno o nitrógeno en la corriente de biogás. Las desventajas son un costo específico más alto (Bailón & Hinge, 2014).

Un diagrama esquemático del sistema bajo enfoque de bioscrubbers (biodepurador), se presenta en la Figura 4.2.

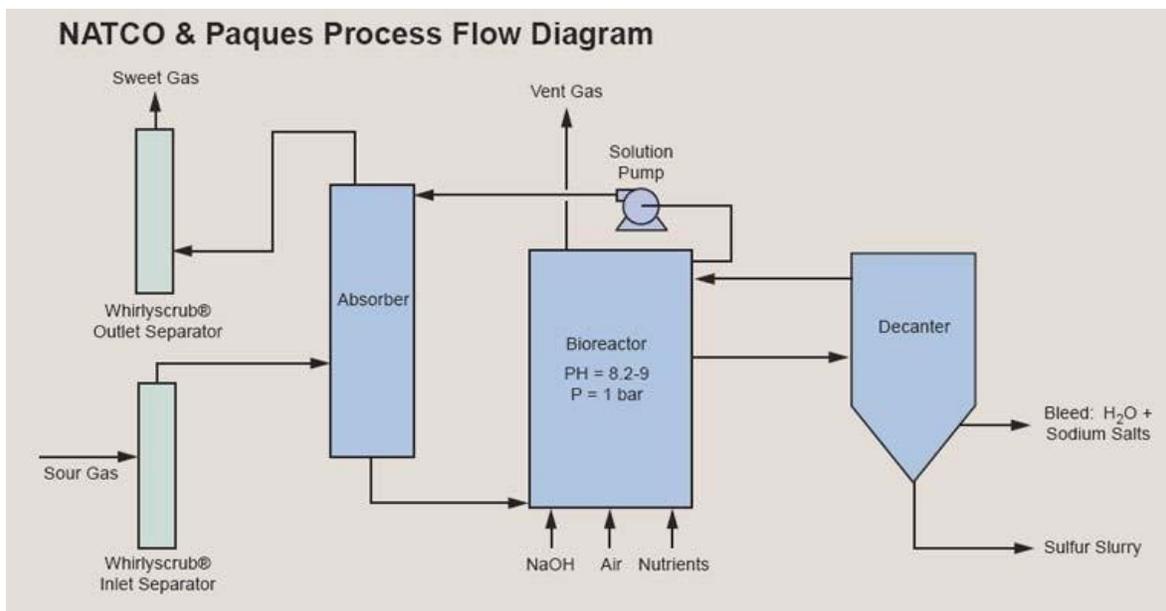


Figura 4.2. Diagrama de flujo de proceso de sistema de bioscrubber (biodepurador) (Lampe, 2006).

#### 4.4 Descripción de la alternativa seleccionada: Adsorbente a base de óxido de hierro, Sulfatreat 410 CHP

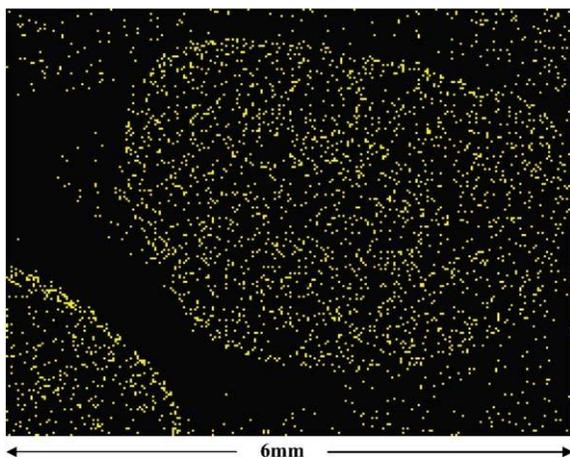
El proceso de selección de tecnologías se respalda en el Capítulo 7, sin embargo, para los efectos de este capítulo, se desarrollan generales de la alternativa seleccionada.

Respecto a composición, los ingredientes activos del Sulfatreat son una combinación de óxidos de hierro (óxido de hierro (III) y óxido de hierro (II, III)) y un óxido activador unido a una matriz de montmorillonita calcinada; se cree que este último mejora catalíticamente el fenómeno de adsorción reactiva.

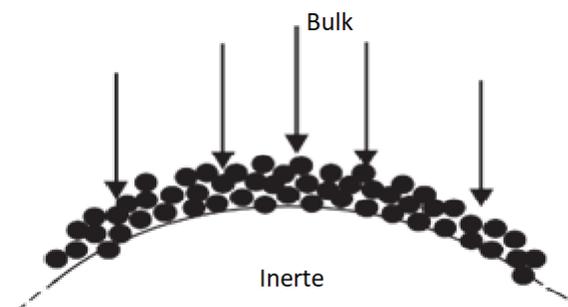
En base a los datos disponibles del fabricante, se sabe que la cantidad de activador es 0.125-5% p/p del adsorbente. El activador está constituido por uno o más óxidos de un grupo de metales que consta de platino, oro, plata, cobre, cadmio, níquel, paladio, plomo, mercurio, estaño y cobalto. Los ingredientes activos se soportan en una matriz de sílice no porosa ( $\text{SiO}_2$ ) que contiene pequeñas cantidades de alúmina ( $\text{Al}_2\text{O}_3$ ), un aluminosilicato procedente de montmorillonita. (Truong & Abatzoglou, 2005).

Conforme Truong & Abatzoglou, 2005 el diámetro de las partículas de sílice varía entre 4.0-6.5 mm, los datos se corroboran con imágenes de microscopio electrónico de barrido (SEM, por sus siglas en inglés) (Ver Figura 4.3), y el material de soporte (aluminosilicato) es una partícula esférica que no reacciona (Ver Figura 4.4).

Di Felice & Pagliai (2015), esbozan los gránulos de Sulfatreat como una serie de granos individuales (óxidos de hierro) que están separados por una red de poros y empaquetados aleatoriamente para formar una capa activa semihomogénea alrededor de la superficie del gránulo inerte. Esta capa representa la fracción sólida activa del pellet entero. Los huecos entre los gránulos se definen aquí como porosidad intergranular, que se origina por el tratamiento industrial empleado para unir físicamente los granos a la superficie externa del soporte inerte.

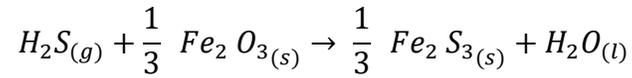


*Figura 4.3.* Asignación de elementos por Microscopio Electrónico de Barrido (SEM) en partículas adsorbentes (activas + de soporte); azufre adsorbido en puntos. (Truong & Abatzoglou, 2005).



*Figura 4.4.* Representación esquemática de una partícula Sulfatreat: el pellet está compuesta por finos granos de óxido de hierro (puntos negros) unidos a la superficie de un soporte inerte. (Di Felice & Pagliai, 2015).

La reacción que describe el proceso de eliminación del Sulfatreat, es reportada por Rojas (2013), y corresponde a la representativa de procesos de adsorción con óxido de hierro.



En el siguiente capítulo, se presenta la metodología de diseño de reactores de lecho empacado, aplicable para la caracterización del proceso de adsorción haciendo uso de Sulfatreat.

# Capítulo 5 Reactores isotérmicos no catalíticos de lecho empacado

Tal y como se expuso en el capítulo anterior, existen tecnologías maduras para la remoción de sulfuro de hidrógeno, para las cuales se han publicado criterios de diseño, tal es el caso de McKinsey (2003) citados en Siefers (2010).

Si bien, criterios como los expuestos por McKinsey (2003) citados en Siefers (2010), pueden ser utilizados como valores pivote para el diseño, o bien para el análisis de resultados; los problemas de ingeniería de reactores deben resolverse mediante razonamiento considerando el número de situaciones físicas asociadas a cada caso específico, tal y como lo expresa (Fogler, 2008), en todo caso, se requiere aplicar una metodología para el diseño de reactores acorde a la alternativa seleccionada.

En el presente capítulo se desarrolla una metodología para el diseño de reactores isotérmicos de lecho empacado, aplicable al sistema adsorción con lecho de óxidos de hierro considerado para la remoción. Si bien en el Capítulo 4, se relaciona el contenido de un óxido activador unido a una matriz de montmorillonita calcinada, que opera como catalizador, el sistema se considera como no catalítico, en cuanto los datos cinéticos disponibles reflejan el aporte del catalizador en el proceso de reacción, asimismo, no se considera parte de los objetivos del proyecto de ingeniería, sensibilizar resultados, en función de variaciones en las concentraciones del catalizador, al tratarse de la implementación de un lecho de composición estándar.

Este capítulo constituye el capítulo final del marco teórico y abre paso a la sección de implementación del método empírico

El compendio de pautas de diseño desarrollado por McKinsey (2003) citado en Siefers (2010), para sistemas Iron Sponge, se presenta en la Tabla 5.1.

Tabla 5.1

*Parámetros de diseño de sistemas Iron Sponge (McKinsey, 2003, citados Siefers (2010))*

<b>Parámetro</b>	<b>Lineamientos de diseño</b>
<b>Contenedores</b>	Se recomiendan geometrías de caja o torre de acero inoxidable para facilitar el manejo y evitar la corrosión. Se sugieren dos recipientes, dispuestos en serie para garantizar una longitud de lecho suficiente y facilidad de manejo.
<b>Flujo de gas</b>	Se recomienda un flujo de gas hacia abajo para mantener la humedad de la cama. El gas debe fluir primero a través de la cama más sucia.
<b>Tiempo de residencia del gas</b>	Se recomienda un tiempo de residencia de más de 60 segundos, calculado con el volumen de lecho vacío y el flujo total de gas.
<b>Temperatura</b>	La temperatura debe mantenerse entre 18 ° C y 46 ° C para mejorar la cinética de la reacción sin reseca los medios.
<b>Altura de la cama</b>	Se recomienda una altura mínima de la cama de 3 m (10 pies) para una eliminación óptima de H <sub>2</sub> S. Se sugiere un lecho de 6 m si hay mercaptanos. Estimaciones más conservadoras recomiendan una altura de la cama de 1.2 a 3 metros.
<b>Velocidad de gas superficial</b>	El rango óptimo para la velocidad lineal se informa como 0.6-3 m/ minuto.
<b>Carga másica</b>	La carga de contaminantes en la superficie debe mantenerse por debajo de 10 g S / min / m <sup>2</sup> de lecho.
<b>Contenido de humedad</b>	Para mantener la actividad, es necesario un contenido de humedad del 40%, más o menos 15%. Saturar el gas de entrada ayuda a mantener esto.
<b>pH:</b>	La adición de carbonato de sodio puede mantener el pH entre 8-10. Algunas fuentes sugieren la adición de 16 kg de carbonato de sodio por m <sup>3</sup> de esponja inicialmente para asegurar un ambiente alcalino.
<b>Presión:</b>	Aunque no siempre se practica, 140 kPa es la presión mínima recomendada para una operación consistente.

## 5.1 Estructura de diseño para reactores isotérmicos

Para el desarrollo de este capítulo, se parte de la estructura lógica para el diseño de reactores isotérmicos, propuesta por Fogler (2008), el cual considera los niveles a continuación listados.

Nivel 1. Determinación de la Ecuación General de Balance de Moles.

Nivel 2. Determinación de las Ecuaciones de Diseño de Reactores.

Nivel 3. Determinación de la Ecuación de Velocidad en Términos de Concentración de las especies que reaccionan.

Nivel 4. Determinación de la Ecuación de Velocidad en Términos de grado de avance de las especies que reaccionan.

Nivel 5. Uso de la estequiometría de la Reacción para expresar la concentración en función de la conversión.

Nivel 6. Combinación de las Ecuaciones.

Nivel 7. Determinación del volumen de reactor y tiempo de procesamiento, de forma numérica o analítica.

Se incluye también la definición de conceptos que serán empleados para el desarrollo del Capítulo 8.

### 5.1.1 Balance de Moles.

Un balance de moles de la especie A en cualquier instante “t” da la siguiente ecuación, dónde  $N_A$  representa el número total de moles de la especie A en el sistema.

[Velocidad de flujo de A hacia el Sistema de (moles/tiempo)]	+	[Velocidad de generación de A por reacción química dentro del sistema (moles/tiempo)]	-	[Velocidad de flujo de A desde el sistema (moles/tiempo)]	=	[Velocidad de acumulación de A dentro del sistema (moles/tiempo)]
Entrada	+	Generación	-	Salida	=	Acumulación
$F_{A0}$	+	$G_A$	-	$F_A$	=	$\frac{dN_A}{dT}$

Si todas las variables del sistema son espacialmente uniformes dentro del volumen del sistema, la velocidad de generación será solo el producto del volumen de reacción por la velocidad de formación de la especie. La velocidad total de generación dentro del volumen del sistema es la suma de todas las velocidades de generación en cada uno de los sub-volumenes que componen el sistema. Bajo este contexto, la generación vendrá dada por:

$$G_A = \int^V r_A dV$$

Sustituyendo, la velocidad de generación por su forma integral, la **ecuación general de balance de moles**, vendrá dada por la siguiente expresión:

$$F_{A0} - F_A + \int^V r_A dV = \frac{dN_A}{dT}$$

Por otra parte, la conversión de una especie A ( $X_A$ ), corresponderá al número de moles de A que han reaccionado por mol de A alimentado al sistema:

$$X_A = \frac{\text{moles de A que reaccionaron}}{\text{moles de A alimentados}}$$

Dada la ecuación general de balance de moles deberá atenderse a las ecuaciones de diseño por tipo de reactor, y la definición de conversión, a efectos de reescribir las ecuaciones de diseño en términos de conversión. Las ecuaciones de diseño se presentan en la Tabla 5.2.

Para el caso del presente proyecto de ingeniería, el reactor a caracterizar corresponde a un **reactor de lecho empacado (PBR, por sus siglas en inglés)**.

Tabla 5.2

*Ecuaciones de balance de materia para el diseño de reactores de lecho empacado (Fogler, 2008)*

<b>Forma diferencial</b>	<b>Forma Integral</b>
$\frac{dF_A}{dW} = -r'_A$	$W = \int_{F_{A0}}^{F_A} \frac{dF_A}{-r'_A}$

Para los reactores en los que intervienen reacciones heterogéneas fluido-sólido, la velocidad de reacción se basa en la masa de catalizador sólido (W).

La deducción de la ecuación de balance de moles para un reactor de lecho empacado en forma diferencial e integral propuesta por Fogler (2001), en términos del peso del catalizador y de la conversión de la especie A en la reacción, se presenta en la Tabla 5.3.

Tabla 5.3

*Ecuaciones de balance de moles para diseño reactores de lecho empacado en función de la conversión (Fogler, 2008)*

Forma diferencial	Forma Integral
$F_{A0} \frac{dX}{dW} = -r'_A$	$W = F_{A0} \int_0^x \frac{dX}{-r'_A}$

### 5.1.2 Ecuación de velocidad.

La ecuación de velocidad o expresión cinética, da la relación entre la velocidad de reacción y la concentración de las diversas especies que participan en la reacción.

$$-r_A = [k_A(T)][fn(C_A, C_B, \dots)]$$

Dónde k, es la constante de velocidad de reacción específica, la cual no es una verdadera constante, sólo es independiente de las concentraciones de las especies que intervienen en la reacción. La dependencia de la constante respecto a la temperatura se describe en la Ecuación de Arrhenius.

Para la determinación de ecuación de velocidad, se puede realizar experimentalmente en el laboratorio, o bien mediante investigación secundaria.

La ecuación de velocidad para una reacción irreversible de primer orden vendrá dada por la siguiente ecuación:

$$-r_A = kC_A$$

### 5.1.3 Balance de moles para la Reacción.

Una vez establecida la ecuación de velocidad, basta con usar la estequiometría de la reacción y conocer o establecer las condiciones del sistema (p. ej., volumen constante o variable, temperatura, etc.), para expresar la concentración en función de la conversión.

La Tabla 5.4 contiene las diferentes formas de expresar la concentración de la especie A, para un sistema de flujo con variación de volumen, cuya reacción en fase gaseosa podría expresarse de manera general de acuerdo a la siguiente estequiometría:

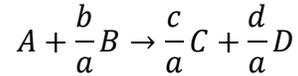


Tabla 5.4

*Concentraciones de la especie A en un sistema reaccionante de flujo gaseoso de volumen variable (Fogler, 2008)*

$C_A = \frac{F_A}{v} = \frac{F_{A0}(1-X)}{v}$
$C_A = \frac{F_{A0}}{v_0} \frac{(1-X) P T_0}{(1+\varepsilon X) P_0 T}$
$C_A = C_{A0} \frac{(1-X) P T_0}{(1+\varepsilon X) P_0 T}$

Las ecuaciones presentadas en la Tabla 5.4, consideran comportamiento de gas ideal, y que las temperaturas y presiones son tales que el factor de compresibilidad no cambia de forma significativa durante el curso de la reacción. La velocidad de flujo volumétrico viene dada por la siguiente expresión:

$$v = v_0(1 + \varepsilon X) \frac{P_0 T}{P T_0}$$

Dónde:

$$\varepsilon = \frac{\text{cambio en el número total de moles para la conversión total}}{\text{número total de moles alimentados al reactor}}$$

#### 5.1.4 Combinación de resultados.

Sustituyendo la concentración de la especie A, la ecuación de velocidad podrá escribirse de la siguiente forma:

$$-r'_A = k \left[ \frac{C_{A0}(1-X) P T_0}{1 + \varepsilon X P_0 T} \right]$$

Combinando con la ecuación de balance de moles presentado en la Tabla 5.3:

$$F_{A0} \frac{dX}{dW} = k \left[ \frac{C_{A0}(1-X) P T_0}{1 + \varepsilon X P_0 T} \right]$$

Y despejando para el diferencial de conversión respecto al peso, y sustituyendo para la ecuación de flujo, se obtiene:

$$\frac{dX}{dW} = k \left[ \frac{C_{A0} (1-X) P T_0}{F_{A0} 1 + \varepsilon X P_0 T} \right]$$

$$\frac{dX}{dW} = k \left[ \frac{1 (1-X) P T_0}{v_0 1 + \varepsilon X P_0 T} \right]$$

Suponiendo operación isotérmica ( $T=T_0$ ) se obtiene:

$$\frac{dX}{dW} = k \left[ \frac{1 (1-X) P}{v_0 (1 + \varepsilon X) P_0} \right]$$

El miembro derecho de esta expresión solo es función de la conversión y la presión, por lo que se requiere de otra ecuación, bajo estas mismas variables para resolver el sistema. Para tales efectos, se relacionará la caída de presión con el peso de catalizador para determinar la conversión en función del peso de catalizador.

$$\frac{dX}{dW} = F_1(X, P)$$

## 5.2 Flujo a través de un lecho empacado

La mayoría de las reacciones en fase gaseosa se catalizan haciendo pasar el reactivo a través de un lecho empacado de partículas de catalizador. La ecuación que más se usa para calcular la caída de presión en lechos porosos empacados es la **Ecuación de Ergun**:

$$\frac{dP}{dz} = - \frac{G}{\rho g_c D_p} \left( \frac{1 - \phi}{\phi^3} \right) \left[ \frac{150(1 - \phi)\mu}{D_p} + 1.75G \right]$$

Dónde:

$$P = \text{presión}, \frac{lb}{ft^2}$$

$$\phi = \text{porosidad} = \frac{\text{volumen de huecos}}{\text{volumen total del lecho}}$$

$$1 - \phi = \frac{\text{volumen de sólido}}{\text{volumen total del lecho}}$$

$$g_c = 32.174 \text{ lb}_m \cdot \frac{ft}{s^2} \cdot \text{lb}_f (\text{Factor de conversión}) = 4.17 \cdot 10^8 \text{ lb}_m \cdot \frac{ft}{h^2} \cdot \text{lb}_f$$

(recuerde que en el sistema métrico  $g_c = 1.0$ )

$D_p$  = diámetro de las partículas del lecho, ft

$\mu$  = viscosidad del gas que pasa por el lecho,  $lb_m/ft \cdot h$

$z$  = longitud a lo largo del tubo de lecho empacado, ft

$u$  = velocidad superficial = flujo volumétrico ÷ área de sección transversal del tubo, ft/h

$\rho$  = densidad del gas,  $lb/ft^3$

$G = \rho u$  = masa velocidad superficial ( $g/cm^2 \cdot s$ )

Al calcular la caída de presión usando la Ecuación de Ergun, el único parámetro que varía con la presión en el miembro derecho de la ecuación es la densidad del gas,  $\rho$ . Ahora vamos a calcular la caída de presión a través del lecho.

Puesto que el reactor se opera en estado estacionario, la velocidad de flujo másico en cualquier punto a lo largo del reactor,  $m$  (kg/s) es igual a la velocidad de flujo másico entrante,  $m_0$  (es decir, la ecuación de continuidad),

$$m_0 = m$$

$$\rho_0 v_0 = \rho v$$

Para un reactor por lotes de volumen variable, si queremos deducir las concentraciones de las especies en términos de conversión para un sistema de flujo de volumen variable, Fogler (2001), propone la siguiente ecuación:

$$v = v_0 \frac{F_T}{F_{T0}} \frac{P_0}{P} \frac{T}{T_0}$$

Expresando en términos de la densidad, resulta:

$$\rho = \rho_0 \frac{v_0}{v} = \rho_0 \frac{F_{T0}}{F_T} \frac{P}{P_0} \frac{T_0}{T}$$

Combinando la Ecuación de Ergún, con la expresión de la densidad resulta:

$$\frac{dP}{dz} = -\frac{G(1-\phi)}{\rho_0 g_c D_p \phi^3} \left[ \frac{150(1-\phi)\mu}{D_p} + 1.75G \right] \frac{F_T}{F_{T0}} \frac{P_0}{P} \left( \frac{T}{T_0} \right)$$

Simplificando,

$$\frac{dP}{dz} = -\beta_0 \frac{P_0}{P} \left( \frac{T}{T_0} \right) \frac{F_T}{F_{T0}}$$

Dónde:

$$\beta_0 = \frac{G(1-\phi)}{\rho_0 g_c D_p \phi^3} \left[ \frac{150(1-\phi)\mu}{D_p} + 1.75G \right]$$

En el caso de reactores tubulares de lecho empacado nos interesa más el peso del catalizador que la distancia  $z$  a lo largo del reactor. El peso del catalizador hasta una distancia  $z$  corresponde a la ecuación siguiente:

$$W = (1-\phi)A_c z \times \rho_c$$

$$[\text{peso del catali}] = [\text{volumen de solidos}] \times [\text{densidad del catal}]$$

Dónde:

$A_c$  es el área de sección transversal

$\rho_c$  es la densidad del catalizador sólido

Esta última relación entre Z y W, permite reexpresar la ecuación de Ergun en términos de peso del catalizador.

$$\frac{dP}{dW} = -\frac{\beta_0}{(1-\phi)A_c\rho_c} \frac{P_0}{P} \left(\frac{T}{T_0}\right) \frac{F_T}{F_{T0}}$$

Si simplificamos todavía más obtenemos:

$$\frac{dP}{dW} = -\frac{\alpha}{2} \frac{P_0}{P} \left(\frac{T}{T_0}\right) \frac{F_T}{F_{T0}}$$

Dónde:

$$\alpha = \frac{2\beta_0}{A_c\rho_c(1-\phi)P_0}$$

La misma expresión puede ser planteada en función de  $\varepsilon$

$$\frac{dP}{dW} = -\frac{\alpha}{2} \frac{P_0}{P/P_0} \left(\frac{T}{T_0}\right) (1 + \varepsilon X)$$

Considerando operación isotérmica, la caída de presión respecto al peso del catalizador vendría dada por la siguiente expresión:

$$\frac{dP}{dW} = -\frac{\alpha}{2} \frac{P_0}{P/P_0} (1 + \varepsilon X)$$

Dónde:

$$\frac{dP}{dW} = F_2(X, P)$$

Con esta ecuación, se complementa el sistema de ecuaciones planteado en la sección 5.1.4, teniendo dos ecuaciones diferenciales de primer orden acopladas, se puede plantear una resolución simultánea

Si  $\varepsilon=0$ , o si podemos despreciar ( $\varepsilon X$ ) en comparación con 1, es decir  $1 \gg \varepsilon X$ , podemos obtener una solución analítica de la caída de presión bajo operación isotérmica:

$$\frac{dP}{dW} = -\frac{\alpha}{2} \frac{P_0}{P}$$

Reacomodando e integrando:

$$\frac{P}{P_0} = (1 - \alpha W)^{1/2}$$

Término que puede ser sustituido en la Ecuación diferencial obtenida en la sección 5.1.4. Recordar que se ha considerado una ecuación de velocidad de primer orden, para la cual es válido el siguiente análisis:

$$\frac{dX}{dW} = k \left[ \frac{1 - X}{v_0 (1 + \varepsilon X)} \frac{P}{P_0} \right]$$

Sustituyendo y teniendo en cuenta que estamos analizando el caso en que  $\varepsilon=0$ , o casos en los que podemos despreciar ( $\varepsilon X$ ) en comparación con 1, es decir  $1 \gg \varepsilon X$ :

$$\frac{dX}{dW} = \frac{k}{v_0} (1 - X) (1 - \alpha W)^{1/2}$$

Separando variables:

$$\frac{v_0}{k (1 - X)} dX = (1 - \alpha W)^{1/2} dW$$

Si integramos con límites  $X=0$  cuando  $W=0$ , obtenemos:

$$\int_0^X \frac{v_0}{k (1 - X)} dX = \int_0^W (1 - \alpha W)^{1/2} dW$$

$$-\frac{v_0}{k} \ln |X - 1| = \frac{(1 - \alpha W)^{1/2} (2\alpha W - 2)}{3\alpha} + \frac{2}{3\alpha}$$

Factorizando y reordenando términos obtenemos:

$$-\frac{v_0}{k} \ln |X - 1| = \frac{(1 - \alpha W)^{1/2} 2(\alpha W - 1)}{3\alpha} + \frac{2}{3\alpha}$$

$$-\frac{v_0}{k} \ln |X - 1| = \frac{2}{3\alpha} \left[ (1 - \alpha W)^{\frac{1}{2}} (\alpha W - 1) + 1 \right] * \frac{-1}{-1}$$

$$-\frac{v_0}{k} \ln |X - 1| = \frac{2}{-3\alpha} \left[ (1 - \alpha W)^{\frac{1}{2}} (1 - \alpha W) - 1 \right]$$

$$-\frac{v_0}{k} \ln |X - 1| = -\frac{2}{3\alpha} \left[ (1 - \alpha W)^{\frac{3}{2}} - 1 \right]$$

$$-\frac{v_0}{k} \ln |X - 1| = \frac{2}{3\alpha} \left[ 1 - (1 - \alpha W)^{\frac{3}{2}} \right]$$

En este punto la variable de interés es W, por lo que despejando obtenemos:

$$-\frac{v_0}{k} \ln |X - 1| \frac{3\alpha}{2} = \left[ 1 - (1 - \alpha W)^{\frac{3}{2}} \right]$$

$$-\frac{v_0}{k} \ln |X - 1| \frac{3\alpha}{2} - 1 = -(1 - \alpha W)^{\frac{3}{2}}$$

$$\frac{v_0}{k} \ln |X - 1| \frac{3\alpha}{2} + 1 = (1 - \alpha W)^{\frac{3}{2}}$$

$$\left[ \frac{v_0}{k} \ln |X - 1| \frac{3\alpha}{2} + 1 \right]^{\frac{2}{3}} = 1 - \alpha W$$

$$\left[ \frac{v_0}{k} \ln |X - 1| \frac{3\alpha}{2} + 1 \right]^{\frac{2}{3}} - 1 = -\alpha W$$

$$1 - \left[ \frac{v_0}{k} \ln |X - 1| \frac{3\alpha}{2} + 1 \right]^{\frac{2}{3}} = \alpha W$$

$$W = \frac{1 - \left[ \frac{v_0}{k} \ln |X - 1| \frac{3\alpha}{2} + 1 \right]^{\frac{2}{3}}}{\alpha}$$

Donde  $\alpha$  y  $\beta_0$  se calculan mediante:

$$\alpha = \frac{2\beta_0}{A_c \rho_c (1 - \phi) P_0}$$

$$\beta_0 = \frac{G (1 - \phi)}{\rho_0 g_c D_p \phi^3} \left[ \frac{150(1 - \phi)\mu}{D_p} + 1.75G \right]$$

Las definiciones de cada uno de estos términos fueron detalladas al inicio de esta sección.

Conocidas la composición del biogás, los requerimientos de calidad, los sistemas de remoción disponibles y la metodología de diseño de reactores adecuada a la aplicación, se finaliza la etapa de marco teórico y se procede a la aplicación del método empírico. En el siguiente capítulo se detalla la composición de las corrientes de entrada y salida del sistema, considerando los requerimientos de calidad del combustible.

**SEGUNDA PARTE. MÉTODO EMPÍRICO PARA LA SELECCIÓN DE TECNOLOGÍA Y  
DISEÑO DEL SISTEMA DE REMOCIÓN**

---

En los siguientes capítulos (Capítulo 6 y 7) se desarrolla el marco metodológico del proyecto de ingeniería, en base a las consideraciones teóricas descritas previamente. Para el caso, se desarrolla la caracterización del afluente y efluente y evaluación de tecnologías.

La caracterización de afluente y efluente, consistió en la identificación de entradas y salidas del sistema, corrientes y composiciones (ver Capítulo 6), sin embargo los balances de masa para los compuestos de interés se presentan en el Capítulo 8.

En el Capítulo 7, por su parte, se presenta la evaluación de tecnologías, dónde se describe e implementa la metodología propuesta para los procesos de preselección y selección, en base a las tecnologías descritas en el Capítulo 4. Para cada uno de los procesos, se definieron los criterios a considerar a efectos de sustentar la toma de decisión. En el caso del proceso de preselección la metodología propuesta propone una evaluación de carácter booleano o binaria, sobre los criterios previamente definidos. La selección, por su parte, contempla un proceso de priorización mediante matriz de desempeño, dónde se define una escala de evaluación por criterio. Atendiendo a las limitaciones del proyecto de ingeniería, en lo referente a la ausencia de caracterizaciones consistentes de los fenómenos de transporte y cinéticos para la alternativa inicialmente seleccionada, en la sección 7.2.3 se desarrolla una discusión sobre consideraciones posteriores al proceso de selección.

El diseño de reactores isotérmicos es abordado cómo parte de los resultados de la investigación en la Parte 3 de este documento.

# Capítulo 6 Caracterización de afluente y efluente del sistema de remoción de H<sub>2</sub>S

Según se ha mencionado en el Capítulo 2 el sistema a diseñar será alimentado por el biogás de un sistema de biodigestión para el cual, en este punto, sólo se conocen algunos parámetros, detallados en el mencionado capítulo; es por ello, que esta sección está dedicada a la definición de todos los parámetros, termodinámicos y de concentración, del biogás que alimentará al sistema de remoción de gases ácidos. De similar manera en este capítulo se retoman los resultados del Capítulo 3 relativo a los Requerimientos de calidad de combustible, para definir las condiciones termodinámicas y de concentración a la salida del sistema de remoción de gases ácidos.

## 6.1 Definición de las variables de entrada y salida del sistema a diseñar

En este punto aún no se conoce la tecnología que se recomendará, de hecho su selección estará sujeta de la caracterización de las corrientes de entrada y de salida del sistema de remoción de gases ácidos a utilizar, es decir, de las características del biogás a la salida de los sistemas de biodigestión y de los requerimientos de calidad de combustible a la entrada de los motores de combustión; es por ello, y por su importancia en la etapa de diseño, que este capítulo se dedica a la caracterización de las corrientes de biogás a la entrada y a la salida del sistema de remoción de sulfuro de hidrógeno.

La Figura 6.1 muestra un esquema general que servirá para identificar y nombrar cada una de las corrientes del sistema, en el mismo, el volumen de control se circunscribe al sistema de eliminación de gases ácidos. Las corrientes representadas, corresponden a:

- A: Corriente de biogás en las condiciones de salida de los biodigestores de tipo UASB.

- B: Corriente de biogás en las condiciones de salida de los biodigestores de tipo Lagunar.
- D: Corriente de biogás en las condiciones de entrada a los motores de combustión interna.

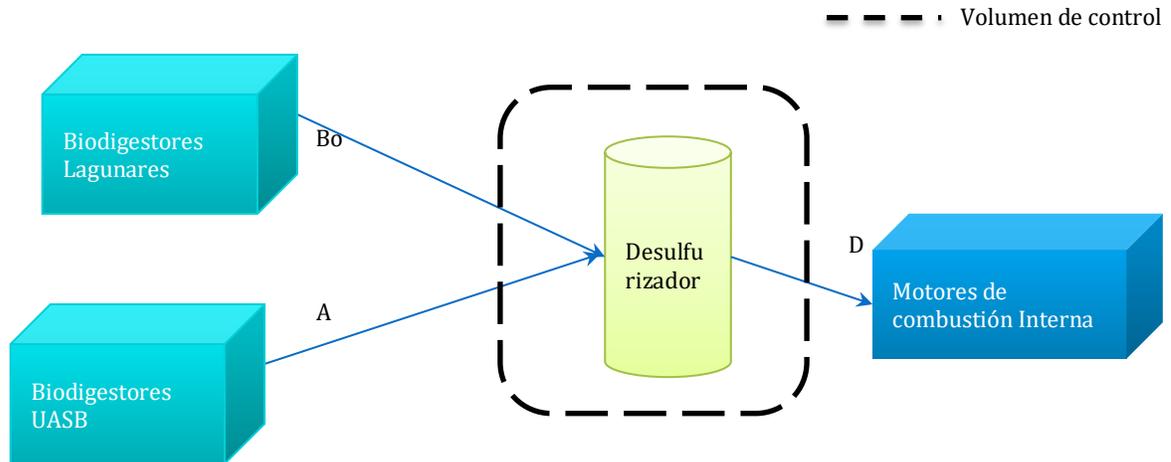


Figura 6.1 Representación esquemática del proceso de producción de biogás, remoción de sulfuro de hidrógeno y uso del biogás.

En la Tabla 6.1 se describe cada una de las variables que serán definidas en este capítulo.

Tabla 6.1

*Definición de variables de interés de afluentes y efluente del sistema de remoción de gases ácidos*

Identificación de la variable	Descripción de la variable
$Q_A$	Caudal de Biogás a la salida de los biodigestores de tipo UASB.
$Q_B$	Caudal de Biogás a la salida de los biodigestores de tipo Lagunar.
$Q_D$	Caudal de Biogás a la salida del sistema de remoción de gases ácidos.
$Q_{MA}$	Caudal de metano a la salida de los biodigestores de tipo UASB.
$Q_{MB}$	Caudal de metano a la salida de los biodigestores de tipo Lagunar.
$Q_{MD}$	Caudal de metano a la salida del sistema de remoción de gases ácidos.

Tabla 6.1 (Continuación)

*Definición de variables de interés de afluentes y efluente del sistema de remoción de gases ácidos*

<b>Identificación de la variable</b>	<b>Descripción de la variable</b>
<b>[CH<sub>4</sub>]<sub>A/B</sub><sup>2</sup></b>	Concentración de Metano (CH <sub>4</sub> ) a la salida de los sistemas de biodigestión (condición de entrada del sistema de remoción de gases ácidos).
<b>[CH<sub>4</sub>]<sub>D</sub></b>	Concentración de Metano (CH <sub>4</sub> ) a la entrada de los motores de combustión interna (condición de salida del sistema de remoción de gases ácidos).
<b>[N<sub>2</sub>]<sub>A/B</sub></b>	Concentración de Nitrógeno (N <sub>2</sub> ) a la salida de los sistemas de biodigestión (condición de entrada del sistema de remoción de gases ácidos).
<b>[N<sub>2</sub>]<sub>D</sub></b>	Concentración de Nitrógeno (N <sub>2</sub> ) a la entrada de los motores de combustión interna (condición de salida del sistema de remoción de gases ácidos).
<b>[O<sub>2</sub>]<sub>A/B</sub></b>	Concentración de Oxígeno (O <sub>2</sub> ) a la salida de los sistemas de biodigestión (condición de entrada del sistema de remoción de gases ácidos).
<b>[O<sub>2</sub>]<sub>D</sub></b>	Concentración de Oxígeno (O <sub>2</sub> ) a la entrada de los motores de combustión interna (condición de salida del sistema de remoción de gases ácidos).
<b>[CO<sub>2</sub>]<sub>A/B</sub></b>	Concentración de Bióxido de Carbono (CO <sub>2</sub> ) a la salida de los sistemas de biodigestión (condición de entrada del sistema de remoción de gases ácidos).
<b>[CO<sub>2</sub>]<sub>D</sub></b>	Concentración de Bióxido de Carbono (CO <sub>2</sub> ) a la entrada de los motores de combustión interna (condición de salida del sistema de remoción de gases ácidos).
<b>[H<sub>2</sub>S]<sub>A/B</sub></b>	Concentración de Sulfuro de Hidrógeno (H <sub>2</sub> S) a la salida de los sistemas de biodigestión (condición de entrada del sistema de remoción de gases ácidos).
<b>[H<sub>2</sub>S]<sub>D</sub></b>	Concentración de Sulfuro de Hidrógeno (H <sub>2</sub> S) a la entrada de los motores de combustión interna (condición de salida del sistema de remoción de gases ácidos).
<b>[Benceno]<sub>A/B</sub></b>	Concentración de Benceno a la salida de los sistemas de biodigestión (condición de entrada del sistema de remoción de gases ácidos).
<b>[Benceno]<sub>D</sub></b>	Concentración de Benceno a la entrada de los motores de combustión interna (condición de salida del sistema de remoción de gases ácidos).
<b>[Tolueno]<sub>A/B</sub></b>	Concentración de Tolueno a la salida de los sistemas de biodigestión (condición de entrada del sistema de remoción de gases ácidos).
<b>[Tolueno]<sub>D</sub></b>	Concentración de Tolueno a la entrada de los motores de combustión interna (condición de salida del sistema de remoción de gases ácidos).
<b>[Siloxanos]<sub>A/B</sub></b>	Concentración de Siloxanos a la salida de los sistemas de biodigestión (condición de entrada del sistema de remoción de gases ácidos).
<b>[Siloxanos]<sub>D</sub></b>	Concentración de Siloxanos a la entrada de los motores de combustión interna (condición de salida del sistema de remoción de gases ácidos).
<b>[H<sub>2</sub>O]<sub>A/B</sub></b>	Humedad a la salida de los sistemas de biodigestión (condición de entrada del sistema de remoción de gases ácidos).
<b>[H<sub>2</sub>O]<sub>D</sub></b>	Concentración de Siloxanos a la entrada de los motores de combustión interna (condición de salida del sistema de remoción de gases ácidos).
<b>P<sub>A/B</sub></b>	Presión en la corriente gaseosa a la salida de los sistemas de biodigestión (condición de entrada del sistema de remoción de gases ácidos).

<sup>2</sup> Tener en cuenta la descripción que se ha hecho de A y B.

Tabla 6.1 (Continuación)

*Definición de variables de interés de afluentes y efluente del sistema de remoción de gases ácidos*

<b>Identificación de la variable</b>	<b>Descripción de la variable</b>
<b>P<sub>D</sub></b>	Presión en la corriente gaseosa a la entrada de los motores de combustión interna (condición de salida del sistema de remoción de gases ácidos).
<b>T<sub>A/B</sub></b>	Temperatura en la corriente gaseosa a la salida de los sistemas de biodigestión (condición de entrada del sistema de remoción de gases ácidos).
<b>T<sub>D</sub></b>	Temperatura en la corriente gaseosa a la entrada de los motores de combustión interna (condición de salida del sistema de remoción de gases ácidos).

## **6.2 Condiciones termodinámicas de las corrientes de biogás a la entrada y a la salida del sistema de depuración de gases**

En cuanto a las condiciones termodinámicas del biogás a la salida de los biodigestores se han tomado de referencia los datos que se muestran en la Tabla 6.2, para el caso de la temperatura:

Tabla 6.2

*Comparación entre digestión Termofílica y Mesofílica (Dhar, Elbeshbishy, Nakhla, & Ray, 2012)*

<b>Parámetro</b>	<b>Digestión termofílica</b>	<b>Digestión Mesofílica</b>
<b>Rango de Temperaturas (°C)</b>	50-60	30-40
<b>Estabilidad del proceso</b>	Bajo	Alto
<b>Tiempo de retención</b>	Bajo	Alto
<b>Sensibilidad Térmica</b>	Alto	Bajo
<b>Requerimiento energético</b>	Alto	Bajo
<b>Destrucción de patógenos</b>	Alto	Bajo
<b>Rango de degradación</b>	Alto	Bajo

Las condiciones termodinámicas del biogás tanto a la entrada como a la salida del sistema de remoción de gases ácidos se definirán en base a los requerimientos del proceso que se seleccione; sin embargo, en este punto se debe tener como referencia las condiciones de Presión y Temperatura a la salida de los sistemas de biodigestión y a la entrada de los motores de combustión interna, ya que cualquier otra condición intermedia demandada o generada

por el sistema de remoción de gases deberá de ser compensada para garantizar el buen funcionamiento de todos los subsistemas que constituirán la planta de generación eléctrica.

La Tabla 6.3 agrupa datos reportados por la bibliografía de referencia, en relación a condiciones termodinámicas de las corrientes A, B, y D.

Tabla 6.3

*Condiciones termodinámicas a la salida de los biodigestores y a la entrada de los Motores de Combustión Interna (Empresa del Sector Energético, 2012; Jenbacher, 2013)*

Condiciones Termodinámicas	A la salida de Biodigestores UASB / corriente A (Mesofílicos) <sup>1</sup>	A la salida de Biodigestores Lagunares / Corriente B (Mesofílicos)	En la admisión de gases del Motor de Combustión Interna / Corriente D
Presión (mbar)	10-40	10-40	80-200
Temperatura (°C)	30 – 40	30 – 40	Ambiente (25 a 30 °C)

### 6.3 Contenido de Humedad en el Biogás

Se considera que las corrientes a la salida de los digestores se encuentran con la humedad en el punto de saturación. Es importante realizar la estimación, tomando como base las condiciones termodinámicas de operación de los biodigestores.

Se sabe que cuando un gas puro o una mezcla gaseosa entra en contacto con un líquido, adquiere moléculas del líquido. Si el contacto permanece por un tiempo largo, la vaporización continúa hasta que alcanza el equilibrio, en ese punto la Presión Parcial del Vapor es gas igualará a Presión de Vapor del líquido a la temperatura del sistema (Himmelblau & Riggs, 2016).

Si se considera una mezcla de gases ideales, y que tanto los componentes del biogás como el vapor de agua se apegan al comportamiento de un gas ideal, en el estado de saturación son válidas las siguientes relaciones:

$$\frac{P_{Agua}}{P_{Biogás}} = \frac{Moles_{Agua}}{Moles_{Biogás}} = \frac{P_{Agua}}{P_{Total} - P_{Agua}}$$

Se desea conocer el contenido de agua en las corrientes de entrada y de salida del sistema de remoción de gases ácidos, por lo que se hace uso de las condiciones termodinámicas descritas en la Tabla 6.3.

Condición de entrada al sistema de remoción de gases ácidos:

Temperatura: 35°C (Promedio).

Presión manométrica: 25 milibares (promedio) = 2.5 kPa.

Presión absoluta: 101.325 kPa + 2.5 kPa = 103.825 kPa.

Presión de Vapor a 35°C (Himmelblau, D. H., 1997) = 5.6286 kPa.

Determinación de la relación molar entre el agua y el biogás:

$$\frac{Moles_{Agua}}{Moles_{Biogás}} = \frac{P_{Agua}}{P_{Total} - P_{Agua}}$$

$$\frac{Moles_{Agua}}{Moles_{Biogás}} = \frac{5.6286 \text{ kPa}}{103.825 \text{ kPa} - 5.6286 \text{ kPa}} = 0.0573 \frac{\text{moles de agua}}{\text{moles de biogas}}$$

Al considerar comportamiento de gas ideal, la relación molar es equivalente a la relación volumétrica, es decir que:

$$0.0573 \frac{\text{moles de agua}}{\text{moles de biogas}} = 0.0573 \frac{\text{m}^3 \text{ de agua}}{\text{m}^3 \text{ de biogas}}$$

Para conocer una relación porcentual volumétrica lo podemos hacer de la siguiente manera:

$$\% Vol = \frac{Vol_{Agua}}{Vol_{Mezcla húmeda}} \times 100 = \frac{Vol_{Agua}}{Vol_{Agua} + Vol_{Biogás}} \times 100$$

Partiendo del hecho que cada metro cúbico de biogás seco se mezcla con 0.0573 metros cúbicos de agua:

$$\% Vol = \frac{0.0573 \text{ m}^3}{0.0573 \text{ m}^3 + 1.0 \text{ m}^3} \times 100 = 5.4212 \% \text{ de humedad (Volumétrico)}$$

Esta relación puede convertirse a una relación másica del siguiente modo:

$$\frac{m_{\text{Agua}}}{m_{\text{Biogás}}} = \frac{\text{Moles}_{\text{Agua}} \times PM_{\text{Agua}}}{\text{Moles}_{\text{Biogás}} \times PM_{\text{Biogás}}}$$

El peso molecular promedio del Biogás podemos calcularlo de la siguiente manera:

$$PM_{\text{Biogás}} = X_{\text{Metano}} * PM_{\text{Metano}} + X_{\text{CO}_2} * PM_{\text{CO}_2}$$

Las fracciones molares de cada uno de los gases los podemos determinar de manera aproximada, tomando en consideración lo reportado en la Tabla 6.3., el porcentaje volumétrico de metano se ha proyectado entre 63 y 65, mientras que para el dióxido de carbono todo el porcentaje restante para completar el 100%. Para este cálculo consideraremos la siguiente composición: 65% de Metano y 35% de CO<sub>2</sub>.

$$X_{\text{Metano}} = 0.65$$

$$PM_{\text{Metano}} = 16.04 \frac{\text{g}}{\text{mol}}$$

$$X_{\text{CO}_2} = 0.35$$

$$PM_{\text{CO}_2} = 44.01 \frac{\text{g}}{\text{mol}}$$

$$PM_{\text{Agua}} = 18.01528 \frac{\text{g}}{\text{mol}}$$

$$PM_{\text{Biogás}} = 0.65 * 16.04 \frac{\text{g}}{\text{mol}} + 0.35 * 44.01 \frac{\text{g}}{\text{mol}} = 25.8295 \frac{\text{g}}{\text{mol}}$$

$$\frac{m_{\text{Agua}}}{m_{\text{Biogás}}} = \frac{\text{Moles}_{\text{Agua}} \times PM_{\text{Agua}}}{\text{Moles}_{\text{Biogás}} \times PM_{\text{Biogás}}} = \frac{0.0573198 \text{ mol}_{\text{Agua}}}{1 \text{ mol}_{\text{Biogás}}} * \frac{18.01528 \frac{\text{g}_{\text{Agua}}}{\text{mol}_{\text{Agua}}}}{25.8295 \frac{\text{g}_{\text{Biogás}}}{\text{mol}_{\text{Biogás}}}}$$

$$\frac{m_{\text{Agua}}}{m_{\text{Biogás}}} = 0.03998 \frac{\text{g}_{\text{Agua}}}{\text{g}_{\text{Biogas}}}$$

Relación porcentual másica:

$$\% \text{ masa} = \frac{\textit{masa}_{\textit{Agua}}}{\textit{masa}_{\textit{Mezcla húmeda}}} \times 100 = \frac{\textit{masa}_{\textit{Agua}}}{\textit{masa}_{\textit{Agua}} + \textit{masa}_{\textit{Biogás}}} \times 100$$

Partiendo del hecho que cada gramo de biogás seco se mezcla con 0.03998 gramos de agua:

$$\% \textit{Vol} = \frac{0.03998 \textit{ g}}{0.03998 \textit{ g} + 1.0 \textit{ g}} \times 100 = 3.84 \textit{ \% de humedad (másico)}$$

#### **6.4 Composiciones y variables termodinámicas de las corrientes de interés**

Este capítulo se centra en definir las concentraciones y condiciones termodinámicas de las corrientes A, B, y D, por lo que resume los valores para tales variables de interés; información que será de utilidad, para la selección de la tecnología y para el diseño del sistema de remoción de gases ácidos.

Conocidas las corrientes de entrada y salida del sistema de remoción, los rangos operativos de cada una de las variables, se retoman para la formulación de criterios de selección de tecnología, a efectos de garantizar la aplicabilidad de la tecnología propuesta al proyecto de ingeniería, sujeto de la presente evaluación.

Tabla 6.4

*Condiciones termodinámicas y de composición de las corrientes de flujo de biogás (Delsinne S., 2010; Rasi S., 2009; Empresa del Sector Energético, 2012; Jenbacher, 2013).*

Variable	Descripción de la Variable	Unidades	Valor UASB (Corriente A)	Valor Lagunar (Corriente B)	Observaciones
$Q_{A/B}$	Caudal de Biogás a la salida de los sistemas de biodigestión	(m <sup>3</sup> /día)	12,910.00	12,162.47	
$Q_D$	Caudal de Biogás a la salida del sistema de remoción de gases ácidos.	(m <sup>3</sup> /día)	---	---	No es posible reportar ya que se verá afectado por el sistema a instalar y su capacidad de remoción de Dióxido de Carbono, adicional a la remoción de Sulfuro de Hidrógeno.
$Q_{MA/B}$	Caudal de metano a la salida de los sistemas de biodigestión	(m <sup>3</sup> /día)	8,390.00	7,635.60	Dato reportado en el estudio de prefactibilidad del proyecto: 65% y 63% de metano en cada corriente de biogás.
$Q_{MD}$	Caudal de metano a la salida del sistema de remoción de gases ácidos.	(m <sup>3</sup> /día)	---	---	No es posible reportar ya que se verá afectado por el sistema a instalar para la remoción de Sulfuro de Hidrógeno.
$[CH_4]_{A/B}$	Concentración de Metano (CH <sub>4</sub> ) a la salida de los sistemas de biodigestión (condición de entrada del sistema de remoción de gases ácidos).	% V/V	65%	63%	Datos tomados del estudio de factibilidad del proyecto.
$[CH_4]_D$	Concentración de Metano (CH <sub>4</sub> ) a la entrada de los motores de combustión interna (condición de salida del sistema de remoción de gases ácidos).	% V/V	---	---	Se espera que no cambie, pero en este punto no es posible conocer la extracción de metano por parte del sistema de remoción de gases ácidos.
$[N_2]_{A/B}$	Concentración de Nitrógeno (N <sub>2</sub> ) a la salida de los sistemas de biodigestión (condición de entrada del sistema de remoción de gases ácidos).	% V/V	2%	2%	

Tabla 6.4 (Continuación)

*Condiciones termodinámicas y de composición de las corrientes de flujo de biogás (Delsinne S., 2010; Rasi S., 2009; Empresa del Sector Energético, 2012; Jenbacher, 2013).*

<b>Variable</b>	<b>Descripción de la Variable</b>	<b>Unidades</b>	<b>Valor UASB (Corriente A)</b>	<b>Valor Lagunar (Corriente B)</b>	<b>Observaciones</b>
<b>[H<sub>2</sub>S]<sub>D</sub></b>	Concentración de Sulfuro de Hidrógeno (H <sub>2</sub> S) a la entrada de los motores de combustión interna (condición de salida del sistema de remoción de gases ácidos).	Ppm	<b>222</b>	<b>222</b>	
<b>[Benceno]<sub>A/B</sub></b>	Concentración de Benceno a la salida de los sistemas de biodigestión (condición de entrada del sistema de remoción de gases ácidos).	mg/Nm <sup>3</sup>	0.3	1.3	
<b>[Benceno]<sub>D</sub></b>	Concentración de Benceno a la entrada de los motores de combustión interna (condición de salida del sistema de remoción de gases ácidos).	mg/Nm <sup>3</sup>	---	---	No es posible reportar ya que se verá afectado por el sistema a instalar para la remoción de Sulfuro de Hidrógeno.
<b>[Tolueno]<sub>A/B</sub></b>	Concentración de Tolueno a la salida de los sistemas de biodigestión (condición de entrada del sistema de remoción de gases ácidos).	mg/Nm <sup>3</sup>	11.8	0.7	
<b>[Tolueno]<sub>D</sub></b>	Concentración de Tolueno a la entrada de los motores de combustión interna (condición de salida del sistema de remoción de gases ácidos).	mg/Nm <sup>3</sup>	---	---	No es posible reportar ya que se verá afectado por el sistema a instalar para la remoción de Sulfuro de Hidrógeno.
<b>[Siloxanos]<sub>A/B</sub></b>	Concentración de Siloxanos a la salida de los sistemas de biodigestión (condición de entrada del sistema de remoción de gases ácidos).	ppmv	10.6	0.4	

Tabla 6.4 (Continuación)

*Condiciones termodinámicas y de composición de las corrientes de flujo de biogás (Delsinne S., 2010; Rasi S., 2009; Empresa del Sector Energético, 2012; Jenbacher, 2013).*

Variable	Descripción de la Variable	Unidades	Valor UASB (Corriente A)	Valor Lagunar (Corriente B)	Observaciones
[Siloxanos] <sub>D</sub>	Concentración de Siloxanos a la entrada de los motores de combustión interna (condición de salida del sistema de remoción de gases ácidos).	ppmv	---	---	No es posible reportar ya que se verá afectado por el sistema a instalar para la remoción de Sulfuro de Hidrógeno.
[H <sub>2</sub> O] <sub>A/B</sub>	Humedad a la salida de los sistemas de biodigestión (condición de entrada del sistema de remoción de gases ácidos).	% V/V. % P/P	5.42 % 3.84%	5.42 % 3.84%	Como se menciona en la Tabla 2.8 el contenido de humedad es siempre saturación a la temperatura de salida del biodigestor.
[H <sub>2</sub> O] <sub>D</sub>	Concentración de Siloxanos a la entrada de los motores de combustión interna (condición de salida del sistema de remoción de gases ácidos).	% V/V. % P/P	---	---	No es posible reportar ya que se verá afectado por el sistema a instalar para la remoción de gases ácidos. Con respecto a la humedad requerida por el sistema de combustión, el punto de rocío del biogás debe ser al menos 20°F menor que la temperatura del gas en la boquilla de entrada
P <sub>A/B</sub>	Presión en la corriente gaseosa a la salida de los sistemas de biodigestión (condición de entrada del sistema de remoción de gases ácidos).	mbar	10-40	10-40	25 milibares en promedio (2.5 kPa).
P <sub>D</sub>	Presión en la corriente gaseosa a la entrada de los motores de combustión interna (condición de salida del sistema de remoción de gases ácidos).	mbar	80-200	80-200	

Tabla 6.4 (Continuación)

*Condiciones termodinámicas y de composición de las corrientes de flujo de biogás (Delsinne S., 2010; Rasi S., 2009; Empresa del Sector Energético, 2012; Jenbacher, 2013).*

Variable	Descripción de la Variable	Unidades	Valor UASB (Corriente A)	Valor Lagunar (Corriente B)	Observaciones
$T_{A/B}$	Temperatura en la corriente gaseosa a la salida de los sistemas de biodigestión (condición de entrada del sistema de remoción de gases ácidos).	°C	30-40	30-40	35 °C en promedio.
$T_D$	Temperatura en la corriente gaseosa a la entrada de los motores de combustión interna (condición de salida del sistema de remoción de gases ácidos).	°C	Temperatura ambiente (25 - 30 °C)	Temperatura ambiente (25 - 30 °C)	
$[N_2]_D$	Concentración de Nitrógeno ( $N_2$ ) a la entrada de los motores de combustión interna (condición de salida del sistema de remoción de gases ácidos).	% V/V	---	---	No es posible reportar ya que se verá afectado por el sistema a instalar para la remoción de Sulfuro de Hidrógeno.
$[O_2]_{A/B}$	Concentración de Oxígeno ( $O_2$ ) a la salida de los sistemas de biodigestión (condición de entrada del sistema de remoción de gases ácidos).	% V/V	1%	1%	
$[O_2]_D$	Concentración de Oxígeno ( $O_2$ ) a la entrada de los motores de combustión interna (condición de salida del sistema de remoción de gases ácidos).	% V/V	---	---	No es posible reportar ya que se verá afectado por el sistema a instalar para la remoción de Sulfuro de Hidrógeno.
$[CO_2]_{A/B}$	Concentración de Bióxido de Carbono ( $CO_2$ ) a la salida de los sistemas de biodigestión (condición de entrada del sistema de remoción de gases ácidos).	% V/V	32%	34%	Se considera que los dos componentes principales son Metano y Dióxido de carbono.

Tabla 6.4 (Continuación)

*Condiciones termodinámicas y de composición de las corrientes de flujo de biogás (Delsinne S., 2010; Rasi S., 2009; Empresa del Sector Energético, 2012; Jenbacher, 2013).*

Variable	Descripción de la Variable	Unidades	Valor UASB (Corriente A)	Valor Lagunar (Corriente B)	Observaciones
[CO <sub>2</sub> ] <sub>D</sub>	Concentración de Bióxido de Carbono (CO <sub>2</sub> ) a la entrada de los motores de combustión interna (condición de salida del sistema de remoción de gases ácidos).	% V/V	---	---	No es posible reportar ya que se verá afectado por el sistema a instalar y su capacidad de remoción de Dióxido de Carbono, adicional a la remoción de Sulfuro de Hidrógeno
[H <sub>2</sub> S] <sub>A/B</sub>	Concentración de Sulfuro de Hidrógeno (H <sub>2</sub> S) a la salida de los sistemas de biodigestión (condición de entrada del sistema de remoción de gases ácidos).	Ppm	<b>63</b>	<b>1000</b>	Únicamente las corrientes de biogás que provienen de los biodigestores lagunares requieren tratamiento de gases ácidos. La mezcla de ambas corrientes puede darse entre el biogás tratado y la corriente de los biodigestores UASB.  No se recomienda una mezcla previa ya que esto implicaría un sistema para el manejo del total de las corrientes de biogás, implicando mayores inversiones.

# Capítulo 7 Evaluación de tecnologías para la remoción de H<sub>2</sub>S en biogás

En el presente capítulo, se desarrolla el enfoque metodológico utilizado para la elección de la tecnología de remoción de sulfuro de hidrógeno más conveniente para la aplicación antes descrita, y cuyas variables de proceso se desarrollaron en el Capítulo 6.

La metodología considera inicialmente una preselección de tecnologías haciendo uso de criterios de factibilidad técnica, de carácter ineludible, y posteriormente un proceso de priorización, bajo criterios de optimización (proceso de selección), para tales efectos, en la sección 7.1 se presentan los criterios utilizados para los procesos de preselección y selección, y su correspondiente escala de evaluación. En la segunda parte del capítulo (sección 7.2) se implementa la metodología y se documentan los resultados de la evaluación.

## 7.1 Descripción de la metodología de selección

Para la selección de la tecnología más conveniente para la aplicación propuesta, se propone realizar inicialmente un tamizaje de tecnologías, que garantice que aquellas que se sometan al proceso de selección atiendan con los requisitos mínimos establecidos por el fabricante (en términos de rendimiento y factor de escala) para la aplicación en evaluación.

Posterior a esta etapa, se propone realizar la selección de la tecnología óptima, haciendo uso de un análisis con múltiples criterios, y con ello sensibilizar impactos y beneficios colaterales asociados a la selección.

La metodología comprende las siguientes etapas:

1. Identificación de las tecnologías a evaluar
2. Preselección de tecnologías.
3. Identificación de criterios.

4. Desarrollo de escala de evaluación y priorización de criterios.
5. Evaluación en matriz de desempeño.

Cada uno de los ítems antes listados, se desarrolla en las secciones 7.1.1, 7.1.2, 7.1.3 y 7.1.4.

Se considerará como tecnología elegible aquella que cumpla los requisitos mínimos, valorados en el proceso de preselección, y presente los índices más favorables, para la escala de evaluación utilizada.

### 7.1.1 Método de preselección de tecnologías.

En el Capítulo 6, se presentó la caracterización prevista de las corrientes a la salida del sistema de biodigestión (Yo), correspondiente a las propiedades a la entrada al sistema de remoción de gases ácidos; y la caracterización requerida a la salida de dicho sistema de tratamiento (Ys), a efectos de atender los requerimientos del sistema de conversión de energía; en función de dichas tasas se calcularon las tasas de remoción requeridas, las cuales se presentan en la Tabla 7.1.

Para el sistema lagunar, se requiere una remoción de 29.08 lb de sulfuro de hidrógeno por día. Retomando la relación entre contenido de sulfuro de hidrogeno y azufre total, presentada en el Capítulo 2, dicha tasa de remoción corresponde a 35.03 lb de azufre total por día.

Tabla 7.1

*Tasas de remoción de sulfuro de sulfuro de hidrógeno requeridas*

	Concentración de sulfuro de hidrógeno			Flujo de biogas a tratar (m <sup>3</sup> /día)	Flujo másico de sulfuro de hidrógeno	
	Salida del sistema de biodigestión (ppm)	Concentración a remover (ppm)	Concentración a remover (mg/Nm <sup>3</sup> )		Flujo a remover (g/día)	Flujo a remover (lb/día)
UASB	63	0	0.00	12,910.00	0	0
Lagunar	1000	778	1,084.46	12,162.47	13,189.72	29.08

En base a lo antes expuesto, se consideran como criterios de preselección:

1. **Aplicabilidad:** Que la tecnología haya demostrado aplicabilidad al tratamiento de corrientes de biogás para la remoción de sulfuro de hidrógeno, en las condiciones del sistema en evaluación.
2. **Rango de concentraciones:** Que la tecnología pueda garantizar una concentración de sulfuro de hidrógeno en la corriente de salida del sistema de remoción, inferiores a 291 mg/Nm<sup>3</sup> (222 ppm).  
Asimismo, que pueda tratar concentraciones de sulfuro de hidrógeno de 1,000 ppm en la corriente de alimentación al sistema de remoción.
3. **Tasa de remoción:** Usualmente, la tasa de remoción de azufre en base diaria es utilizado como factor de escala para la clasificación de tecnologías de remoción.  
El criterio propuesto consiste en verificar que la tecnología en evaluación sea aplicable para una remoción de 29 lb/día de sulfuro de hidrógeno, o una remoción equivalente de 35 lb/día de azufre total por unidad de tratamiento.

#### **7.1.2 Método de selección de tecnologías.**

Se identificaron los principales criterios, a considerar en el proceso de toma de decisión. Los criterios, fueron descritos, identificando para los mismos, una escala de evaluación, que favorezca y reduzca subjetividad al proceso de toma de decisión. Los criterios seleccionados fueron los siguientes:

- a. **Favorece procesos de remoción dióxido de carbono.** Dicho criterio busca evaluar el potencial de la medida para la reducción de dióxido de carbono en la corriente, en cuanto se estima como una característica deseable. Esta etapa es característica de operaciones de “upgrading”, y busca concentrar la densidad energética del metano (CH<sub>4</sub>), ajustando el poder calorífico y la densidad relativa del biogás.
- b. **Cobeneficios ambientales:**
  - b1. **Optimiza el consumo de recursos. Evalúa el potencial de la medida para minimizar el consumo de materiales, con especial énfasis a agua y reactivos.**
  - b2. **Minimiza la generación de vertidos y desechos.** Evalúa el potencial de la medida para prevenir, o en su defecto reducir la generación de vertidos, residuos y desechos.

**b3. Manejo de sustancias peligrosas.** Evalúa el potencial de minimizar el consumo y/o generación de sustancias, residuos y desechos con características de peligrosidad, a efectos de reducir riesgos ocupacionales y hacia el entorno.

**c. Minimiza los costos e inversiones.** Si bien las las implicaciones de índole económico son fundamentales para la toma de decisiones; la información disponible al respecto se considera limitada. El criterio busca incorporar elementos de costos, inversiones y/o beneficios económicos para la selección de la tecnología que se encuentren documentados y disponibles.

### 7.1.3 Escala de evaluación y priorización de criterios.

Se propone una escala general para cada uno de los criterios, consistente en cuatro niveles, propuestos para la cuantificación del valor de la alternativa para el cumplimiento del criterio. Dos de los niveles propuestos son positivos, uno de los niveles es neutro, en caso el aporte/observancia de la alternativa respecto al criterio sea nulo, y uno negativo, en caso de que la alternativa, presente características opuestas a las deseadas y planteadas a través del criterio. En la Tabla 7.2, se presenta la escala propuesta.

Tabla 7.2

*Escala de evaluación de tecnologías*

<b>Categoría</b>	<b>Escala</b>
Contribuye significativamente al criterio	2
Contribuye moderadamente al criterio	1
No contribuye al criterio	0
Contribuye negativamente al criterio	-1

Para la valoración del criterio de minimización de costos e inversiones, en cuanto se trata de una variable cuantitativa, se propone ordenar los costos asociados a las tecnologías a ser sometidas al proceso de selección, encontrar el rango y distribuir la serie en cuartiles, de modo, que se asignará el mayor valor de la escala de evaluación (2), para aquellos costos, que se encuentren dentro del primer cuartil de la serie, y el menor valor de la escala (1), para

aquellos que se encuentren dentro del último cuartil. La escala de evaluación para el criterio en mención, se detalla en la Tabla 7.3.

Tabla 7.3

*Escala de evaluación de tecnologías aplicadas a criterio “Minimiza los costos e inversiones”*

<b>Criterio</b>	<b>Escala de evaluación</b>	<b>Descripción de escala</b>
Contribuye significativamente al criterio	2	El costo asociado a la tecnología es menor o igual al primer cuartil de la serie
Contribuye moderadamente al criterio	1	El costo asociado a la tecnología es mayor al primer cuartil y menor o igual al segundo cuartil de la serie.
No contribuye al criterio	0	El costo asociado a la tecnología es mayor al segundo cuartil y menor o igual al tercer cuartil de la serie
Contribuye negativamente al criterio	-1	El costo asociado a la tecnología es mayor al tercer cuartil de la serie

La metodología permite la asignación de pesos a cada criterio para reflejar su nivel de importancia, de manera que aumente su participación en la evaluación. Si todos los criterios tienen la misma importancia, cada criterio recibe una ponderación de 1. Para la presente evaluación, se considera que la relevancia en los cuatro criterios planteados es la misma.

#### **7.1.4 Evaluación en matriz de desempeño.**

Se desarrollará una “matriz de desempeño”, que permita la comparación de las tecnologías respecto a los criterios de evaluación propuestos.

Cuando se hayan ponderado los criterios de decisión, habrá de considerarse los pesos asignados a cada criterio, para el cálculo de índices totales y ordenar las opciones de tecnológicas según su puntuación.

## **7.2 Implementación de proceso de selección de tecnología**

Una vez definido el procedimiento de preselección y selección de tecnologías, se procede a su implementación, para las tecnologías identificadas en el Capítulo el detalle de las tecnologías a evaluar,

### **7.2.1 Identificación de las tecnologías a evaluar.**

A partir de la revisión bibliográfica documentada en el Capítulo 4, se identificaron las siguientes tecnologías

1. Remoción seca
  - a. Óxidos de hierro – Iron sponge
  - b. Óxidos de hierro – Diseños patentados de Iron Sponge (SulfaTreat, Sulfur-Rite, Sulfa-Bind, SOXSIA, etc.)
  - c. Óxidos de zinc
  - d. Sólidos alcalinos
  - e. Adsorción – zeolitas
  - f. Adsorción – Carbón activado granular
2. Remoción con absorbente liquido
3. Remoción biológica
  - a. Bioscrubber
  - b. Filtro biopercolador

Tecnologías, tales como la remoción in situ, mediante precipitación con cloruros de hierro (férrico y ferroso), si bien se considera como una tecnología asequible, implica modificaciones en las condiciones de colección y tratamiento del efluente a tratar, y pudiese interferir en los procesos de digestión, por lo que se descartó. Sin embargo, se encuentra documentado que la adición de cloruro férrico, ofrece múltiples beneficios, en cuanto favorece la floculación y procesos de sedimentación y mejora del espesamiento de lodos.

### **7.2.2 Valoración de las alternativas tecnológicas.**

El proceso de preselección de tecnologías se documenta en las Tablas 7.4 a Tabla 7.12, en la misma se presentan los criterios utilizados para la evaluación, su calificación y la conclusión del proceso.

Tabla 7.4

*Valoración para la preselección de la alternativa tecnológica Remoción seca – adsorción, subcategoría Óxidos de hierro, Iron sponge*

<b>Criterio</b>	<b>Observación</b>	<b>Cumplimiento</b>	<b>Conclusión</b>
Aplicabilidad	<p>Se considera una tecnología madura para la remoción de sulfuro de hidrógeno en corrientes de biogás.</p> <p>De amplio uso en Estados Unidos, en operaciones de limpieza.</p> <p>Se reporta su implementación en aplicaciones de pequeña y gran escala, de 100 a 2,500 Nm<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>/h, respectivamente (Bailon &amp; Hinge, 2014). El flujo esperado de biogás para la aplicación de diseño es de 318 Nm<sup>3</sup>/h, por lo que satisface el criterio.</p> <p>Asimismo, se considera que el rango óptimo de operación es de 18 a 46°C (Bailon &amp; Hinge, 2014).</p>	<b>Cumple</b>	
Rango de concentraciones	<p>Se documenta implementación en sistemas con concentraciones de sulfuro de hidrógeno de 1,000 ppmv a la entrada, y 50 ppmv a la salida del sistema de remoción (Lampe, 2006). Las concentraciones a la entrada y salida del sistema de remoción sujeto a evaluación son de 1,000 ppmv y 222 ppmv, respectivamente.</p> <p>Se recomienda la aplicación de procesos de adsorción en sistemas con concentraciones de contaminantes entre 100 – 8,000 mg/Nm<sup>3</sup> (Bailon &amp; Hinge, 2014). Las concentraciones esperadas a la salida del sistema lagunar es de 1,393 mg/Nm<sup>3</sup>. Bajo ambos enfoques se considera que la tecnología satisface el criterio.</p>	<b>Cumple</b>	<b>La tecnología se puede adecuar al cumplimiento de los criterios expuestos. Se considera se debe continuar con la evaluación.</b>
Tasa de remoción	<p>Ampliamente utilizado en sistemas en Estados Unidos, que requieren remociones menores a 440 lb de azufre al día (200 kg S/d; Bailon &amp; Hinge, 2014); otros autores (Lampe, 2006), recomiendan su adopción en sistemas que requieran remociones inferiores a 250 libras de azufre al día. Las tasas de remoción requeridas, para la aplicación sujeta a evaluación son de 35 libras de azufre al día, por lo que considera que satisface el criterio.</p>	<b>Cumple</b>	

Tabla 7.5

*Valoración para la preselección de la alternativa tecnológica Remoción seca – adsorción, subcategoría Óxidos de hierro, Diseños patentados de Iron Sponge (SulfaTreat, Sulfur-Rite, Sulfa-Bind, SOXSIA, etc.)*

<b>Criterio</b>	<b>Observación</b>	<b>Cumplimiento</b>	<b>Conclusión</b>
Aplicabilidad	Se considera aplicable para la remoción de sulfuro de hidrógeno de corrientes de biogás. Asimismo, se considera que el rango óptimo de operación es de 25 a 50°C (Bailon & Hinge, 2014), por lo que satisface el criterio. Se considera uno de los productos más competitivos la remoción de sulfuro de hidrógeno de biogás (Bailon & Hinge, 2014).	<b>Cumple</b>	
Rango de concentraciones	Se documenta implementación en sistemas con concentraciones de sulfuro de hidrógeno de 1,000 ppmv a la entrada, y 50 ppmv a la salida del sistema de remoción (Lampe, 2006). Las concentraciones a la entrada y salida del sistema de remoción sujeto a evaluación son de 1,000 ppmv y 222 ppmv, respectivamente. Asimismo, se recomienda la aplicación de procesos de adsorción en sistemas con concentraciones de contaminantes entre 100 – 8,000 mg/Nm <sup>3</sup> (Bailon & Hinge, 2014). La concentración esperada a la salida del sistema lagunar es de 1,393 mg/Nm <sup>3</sup> . Bajo ambos enfoques se considera que la tecnología satisface el criterio.	<b>Cumple</b>	<b>La tecnología se puede adecuar al cumplimiento de los criterios expuestos. Se considera se debe continuar con la evaluación.</b>
Tasa de remoción	Ampliamente utilizado en sistemas en Estados Unidos, que requieren remociones menores a 440 lb de azufre al día (200 kg S/d; Bailon & Hinge, 2014); otros autores (Lampe, 2006), recomiendan su adopción en sistemas que requieran remociones inferiores a 250 libras de azufre al día. Las tasas de remoción requeridas, para la aplicación sujeta a evaluación son de 35 libras de azufre al día, por lo que considera que satisface el criterio.	<b>Cumple</b>	

Tabla 7.6

*Valoración para la preselección de la alternativa tecnológica Remoción seca – adsorción, subcategoría Óxidos de zinc*

<b>Criterio</b>	<b>Observación</b>	<b>Cumplimiento</b>	<b>Conclusión</b>
Aplicabilidad	Comúnmente utilizados para la eliminación de una serie de compuestos de azufre, incluyendo sulfuro de hidrógeno (H <sub>2</sub> S) y sulfuro de carbonilo (COS) (Lampe, 2006). Sin embargo, se considera que los procesos de adsorción con óxido de zinc (ZnO) son preferibles con gases a elevadas temperaturas, entre 200 y 400 °C (Bailon & Hinge, 2014). La temperatura de gases esperada es de 30 a 40°C, por lo que se considera que no satisface el criterio.	<b>No cumple</b>	<b>Las tasas de remoción documentados para la tecnología, no garantiza el cumplimiento de los criterios expuestos. Se considera no se debe continuar con la evaluación.</b>
Rango de concentraciones	Ampliamente utilizados para procesos de "endulzado y pulido", permite alcanzar concentraciones totales de azufre por debajo de 0.1 ppm en volumen en las corrientes de salida (Lampe, 2006). El límite en mención de azufre en el combustible, favorece su adopción en aplicaciones de celdas de combustible. Se considera satisface los objetivos de remoción.	<b>Cumple</b>	
Tasa de remoción	Se le asocia a tasas de remoción inferiores a 20 lb de azufre al día (Lampe, 2006), por lo que no se garantiza la tasa de remoción requerida por unidad de tratamiento (35 lb/día de azufre), por lo que se considera no satisface el criterio.	<b>No cumple</b>	

Tabla 7.7

*Valoración para la preselección de la alternativa tecnológica Remoción seca, subcategoría Sólidos alcalinos*

<b>Criterio</b>	<b>Observación</b>	<b>Cumplimiento</b>	<b>Conclusión</b>
Aplicabilidad	<p>No cumple con el criterio</p> <p>Sólidos alcalinos, como la cal hidratada, reaccionan con gases ácidos como H<sub>2</sub>S, SO<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, sulfuro de carbono y mercaptanos en reacciones de neutralización.</p> <p>Este producto está dirigido principalmente a la eliminación de CO<sub>2</sub>. Para lograr la eliminación significativa de H<sub>2</sub>S, el CO<sub>2</sub> también debe reducirse simultáneamente. Para el biogás (con porcentajes muy altos de CO<sub>2</sub>) esto resulta en una utilización extremadamente alta del producto y altos costos de producción (Lampe, 2006).</p> <p>Se considera poco atractivo para la eliminación de sulfuro de hidrógeno, por lo que se considera no satisface el criterio.</p>	<b>No cumple</b>	<b>El objeto de remoción de la tecnología no garantiza el cumplimiento de los criterios expuestos.</b>
Rango de concentraciones	Sin información disponible.	<b>Sin información disponible</b>	<b>Se considera no se debe continuar con la evaluación.</b>
Tasa de remoción	Sin información disponible.	<b>Sin información disponible</b>	

Tabla 7.8

*Valoración para la preselección de la alternativa tecnológica Remoción seca, subcategoría Adsorción - zeolitas*

<b>Criterio</b>	<b>Observación</b>	<b>Cumplimiento</b>	<b>Conclusión</b>
Aplicabilidad	<p>Se considera que la eliminación de sulfuro de hidrógeno a partir de biogás no es una aplicación atractiva para los tamices moleculares, ya que absorben preferiblemente el agua contenida en el combustible, por lo que resulta en grandes cantidades de materiales necesarios para lograr la eliminación de sulfuro de hidrógeno requerido.</p> <p>La preferencia del proceso de adsorción, desde el más alto hacia el más bajo es: H<sub>2</sub>O, mercaptanos, H<sub>2</sub>S, and CO<sub>2</sub> (Lampe, 2006).</p> <p>Su implementación es preferible en aplicaciones que requieren la eliminación completa de azufre de corrientes de gas natural.</p> <p>Se considera no se adecúa al criterio.</p>	<b>No cumple</b>	<b>La tecnología, no se adecúa a la aplicación propuesta y no garantiza el cumplimiento de los criterios expuestos. Se considera no se debe continuar con la evaluación.</b>
Rango de concentraciones	Sin información disponible.	<b>Sin información disponible</b>	
Tasa de remoción	Sin información disponible.	<b>Sin información disponible</b>	

Tabla 7.9

*Valoración para la preselección de la alternativa tecnológica Remoción seca, subcategoría Adsorción – Carbón activado granular (GAC)*

<b>Criterio</b>	<b>Observación</b>	<b>Cumplimiento</b>	<b>Conclusión</b>
Aplicabilidad	Se considera uno de los productos más competitivos la remoción de sulfuro de hidrógeno de biogás. Además de la adsorción física, el carbón activado proporciona una superficie catalítica para la oxidación a azufre elemental y sulfato, lo que mejora capacidad de eliminación de H <sub>2</sub> S. Se consideran como rangos óptimos del proceso de reacción presiones entre 7 a 8 bares, y temperaturas de 50 a 70 °C. La temperatura puede alcanzarse a través del calor formado durante la compresión (Bailon & Hinge, 2014).	<b>Cumple</b>	
Rango de concentraciones	Ampliamente utilizados para procesos de "endulzado y pulido", permite alcanzar concentraciones totales de azufre por debajo de 0.1 ppm en volumen en las corrientes de salida (Lampe, 2006). El límite en mención de azufre en el combustible, favorece su adopción en aplicaciones de celdas de combustible. Se considera satisface el criterio.	<b>Cumple</b>	<b>La tecnología se puede adecuar al cumplimiento de los criterios expuestos. Se considera se debe continuar con la evaluación.</b>
Tasa de remoción	Publicaciones previas, limitan su aplicación a la eliminación de pequeñas cantidades, y principalmente de agua potable (Lampe, 2006), sin embargo, estudios más recientes recomiendan la impregnación de carbón activado, para optimizar la reducción mediante adsorción química, utilizando recubrimientos de alcalinos u óxidos. Ello puede mejorar la capacidad de eliminación de H <sub>2</sub> S de un carbono normal de 10 a 20 kg H <sub>2</sub> S/m <sup>3</sup> para el carbono virgen a 120 a 140 kg de H <sub>2</sub> S m <sup>3</sup> de carbono (Bailon & Hinge, 2014). Entre los recubrimientos se considera yoduro de potasio, hidróxido de sodio, carbonato de sodio, hidróxido de potasio, y óxidos metálicos (Bailon & Hinge, 2014).	<b>Cumple</b>	

Tabla 7.10

*Valoración para la preselección de la alternativa tecnológica Remoción con absorbente líquido, subcategoría Procesos de absorción – desorción*

<b>Criterio</b>	<b>Observación</b>	<b>Cumplimiento</b>	<b>Conclusión</b>
Aplicabilidad	Se considera aplicable para la remoción de sulfuro de hidrógeno de corrientes de biogás. Asimismo, se considera que el rango óptimo de operación es de 25 a 50°C (Bailon & Hinge, 2014).	<b>Cumple</b>	
Rango de concentraciones	Se documenta implementación en sistemas con concentraciones de sulfuro de hidrógeno de 1,000 ppmv a la entrada y 50 ppmv a la salida del sistema de remoción (Lampe, 2006). Las concentraciones a la entrada y a la salida del sistema de remoción sujeto a evaluación son de 1,000 ppmv y 222 ppmv. Asimismo, se recomienda la aplicación de procesos de adsorción en sistemas con concentraciones de contaminantes entre 100 - 8,000 mg/Nm <sup>3</sup> (Bailon & Hinge, 2014). La concentración esperada a la salida del sistema del sistema lagunar es de 1,393 mg/Nm <sup>3</sup> . Bajo ambos enfoques se considera que la tecnología satisface al criterio.	<b>Cumple</b>	<b>La tecnología se puede adecuar al cumplimiento de los criterios expuestos. Se considera se debe continuar con la evaluación.</b>
Tasa de remoción	Ampliamente utilizado en sistemas en Estados Unidos, que requieren remociones menores a 440 lb de azufre al día (200 kg S/d; Bailon & Hinge, 2014)	<b>Cumple</b>	

Tabla 7.11

*Valoración para la preselección de la alternativa tecnológica Remoción biológica, subcategoría Filtro Biopercolador*

<b>Criterio</b>	<b>Observación</b>	<b>Cumplimiento</b>	<b>Conclusión</b>
Aplicabilidad	Se considera aplicable para la remoción de sulfuro de hidrógeno de corrientes de biogás, por lo que satisface el criterio.	<b>Cumple</b>	<b>La tecnología se puede adecuar al cumplimiento de los criterios expuestos. Se considera se debe continuar con la evaluación.</b>
Rango de concentraciones	Este proceso es capaz de dar tratamiento a corrientes de biogás con concentraciones de sulfuro de hidrógeno desde 1,000 ppmv a 50,000 ppmv (Lampe, 2006), por lo que satisface el criterio.	<b>Cumple</b>	
Tasa de remoción	Las aplicaciones existen documentan tasas de eliminación de 20 a 1,000 libras por día de azufre (Lampe, 2006), por lo que satisface el criterio.	<b>Cumple</b>	

Tabla 7.12

*Valoración para la preselección de la alternativa tecnológica Remoción biológica, subcategoría Filtro Bioscrubber*

<b>Criterio</b>	<b>Observación</b>	<b>Cumplimiento</b>	<b>Conclusión</b>
Aplicabilidad	Se considera aplicable para la remoción de sulfuro de hidrógeno de corrientes de biogás, por lo que satisface el criterio.	<b>Cumple</b>	<b>El rango de aplicación de la tecnología no garantiza el cumplimiento de los criterios expuestos. Se considera no se debe continuar con la evaluación.</b>
Rango de concentraciones	La corriente de gas a la salida del Sistema de tratamiento puede alcanzar concentraciones inferiores a 100 ppmv de H <sub>2</sub> S. En caso que las necesidades del sistema así lo requieran pueden alcanzarse concentraciones de H <sub>2</sub> S por debajo de 5 ppmv (Lampe, 2006), Se considera la tecnología satisface el criterio.	<b>Cumple</b>	
Tasa de remoción	El rango de aplicación de la tecnología es de aproximadamente 100 libras a 20 toneladas de azufre al día (Lampe, 2006). El factor de escala de tecnología no corresponde con la aplicación en estudio, por lo que se considera que no se satisface el criterio.	<b>No cumple</b>	

En atención al proceso de preselección expuesto en las tablas anteriores (desde la Tabla 7.4 a la Tabla 7.12), los resultados se resumen en la Tabla 7.13, obsérvese, que se recomienda continuar con la evaluación de las siguientes tecnologías: óxidos de hierro – iron sponge, óxidos de hierro – diseños patentados, carbón activado granular, remoción con absorbente líquido, remoción biológica mediante filtro biopercolador, remoción biológica mediante bioscrubber.

Tabla 7.13

*Resumen de preselección de tecnologías de limpieza de biogás*

<b>Tecnología / Subcategoría</b>	<b>Criterio: “Aplicabilidad”</b>	<b>Criterio: “Rango de concentraciones”</b>	<b>Criterio: “Tasa de remoción”</b>	<b>Observaciones</b>
Remoción seca – adsorción. Óxidos de hierro. Iron sponge.	<b>Cumple</b>	<b>Cumple</b>	<b>Cumple</b>	Se considera se debe continuar con la evaluación.
Remoción seca – adsorción. Óxidos de hierro. Diseños patentados	<b>Cumple</b>	<b>Cumple</b>	<b>Cumple</b>	Se considera se debe continuar con la evaluación.
Remoción seca – Óxidos de zinc	No cumple	<b>Cumple</b>	No cumple	Se considera no se debe continuar con la evaluación.
Remoción seca – Sólidos alcalinos	No cumple	Sin información disponible	Sin información disponible	Se considera no se debe continuar con la evaluación.
Remoción seca – Adsorción – zeolitas	No cumple	Sin información disponible	Sin información disponible	Se considera no se debe continuar con la evaluación.
Adsorción – Carbón activado granular (GAC)	<b>Cumple</b>	<b>Cumple</b>	<b>Cumple</b>	Se considera se debe continuar con la evaluación.
Remoción con absorbente líquido. Procesos de absorción – desorción	<b>Cumple</b>	<b>Cumple</b>	<b>Cumple</b>	Se considera se debe continuar con la evaluación.

Tabla 7.14 (Continuación)

*Resumen de preselección de tecnologías de limpieza de biogás*

<b>Tecnología Subcategoría</b>	<b>Criterio: “Aplicabilidad”</b>	<b>Criterio: “Rango de concentraciones”</b>	<b>Criterio: “Tasa de remoción”</b>	<b>Observaciones</b>
Remoción biológica. Filtro Biopercolador	<b>Cumple</b>	<b>Cumple</b>	<b>Cumple</b>	Se considera se debe continuar con la evaluación.
Remoción biológico. Bioscrubber.	<b>Cumple</b>	<b>Cumple</b>	No cumple	Se considera <b>no</b> se debe continuar con la evaluación.

Retomando las tecnologías preseleccionadas, se procede a realizar evaluación en matriz de desempeño, en base a la escala de priorización presentada en la sección 7.1.3.

Desde la Tabla 7.14 hasta la Tabla 7.19, se presentan los resultados, en las mismas se detalla un puntaje por criterio y un puntaje total, resultante de la suma de los tres criterios.

El puntaje más alto, lo recibe la tecnología “remoción seca con óxidos de hierro iron sponge”, pese a que la misma no remueve dióxido de carbono, se considera conlleva beneficios ambientales, al ser parcialmente regenerable, no exhibir características de peligrosidad y favorecer a la remoción de mercaptanos y otros compuestos orgánicos de azufre.

Tecnologías bajo el mismo principio (óxidos de hierro diseños patentados), obtienen valores menores, en cuanto los costos documentados se encuentran dentro del segundo y tercer cuartil de la serie.

La remoción con absorbente líquido si bien favorece a la eliminación de dióxido de carbono, los consumos de agua y los costos operativos estimados desvirtúan su implementación para el uso propuesto.

En el caso filtro biopercolador, el principio de operación es en vía húmeda en cuanto requiere un flujo continuo de agua circulante para el suministro de nutrientes a los microorganismos y regulación de pH y temperatura dentro del reactor, incrementando los impactos potenciales de dicha tecnología, sin embargo son elementos favorables la asequibilidad de costos y la remoción de dióxido de carbono.

Tabla 7.15

*Selección de la tecnología – Evaluación de la alternativa tecnológica Remoción seca – adsorción, subcategoría Óxidos de hierro, Iron sponge*

<b>Criterio</b>	<b>Observación</b>	<b>Contribuye</b>	<b>Puntaje</b>	<b>Puntaje total</b>
Favorece proceso de remoción de CO <sub>2</sub>	No contribuye al criterio.	<b>No contribuye al criterio</b>	<b>Puntaje “0”</b>	
Cobeneficios ambientales	<p><i>Minimiza la generación de vertidos y desechos/Optimiza el consumo de recursos.</i></p> <p>Se considera parcialmente regenerable. Es posible extender la vida del lecho admitiendo aire, formando de este modo azufre y regeneración del óxido de hierro, en un proceso altamente exotérmico. Requiere se establezcan procedimientos para la regulación de flujo de aire y temperatura, a efectos de prevenir autoignición el material. (Arnold &amp; Stewart, 1999). Debido a la acumulación de azufre elemental y la pérdida de agua de hidratación, se estima que la actividad del iron sponge se reduce en 1/3 después de cada regeneración. (Bailon &amp; Hinge, 2014).</p> <p><i>Manejo de sustancias peligrosas.</i></p> <p>Se espera que los residuos/desechos resultantes del proceso no exhiban características de peligrosidad, siendo estos, chips de madera impregnados de sulfatos de hierro (Lampe, 2006), sin embargo, deberá evaluarse en función del marco normativo local. Ello no exime, la implementación de los procedimientos especiales para la gestión y disposición de desechos, en atención al potencial riesgo de autoignición.</p> <p><i>Otros beneficios ambientales</i></p> <p>Mercaptanos y otros compuestos de orgánicos de azufre, pueden ser removidos en el proceso (Lampe, 2006).</p>	<b>Contribuye significativamente al criterio</b>	<b>Puntaje “2”</b>	<b>Puntaje “3”</b>
Minimiza costos e inversiones	<p>Gastos corrientes € 1.7 a 4.5 por kg de azufre, para una capacidad de remoción &lt;110 kg de azufre al día. (Bailon &amp; Hinge, 2014).</p> <p>El valor medio del rango de gastos documentado (€3.1), es mayor al primer cuartil de la serie (€2.6), e inferior al segundo (€4.5), por lo que se considera que contribuye moderadamente al criterio de minimización de costos o inversiones.</p>	<b>Contribuye moderadamente al criterio</b>	<b>Puntaje “1”</b>	

Tabla 7.16

*Selección de la tecnología – Evaluación de la alternativa tecnológica Remoción seca – adsorción, subcategoría Óxidos de hierro - Diseños patentados (SulfaTreat, Sulfur-Rite, Sulfa-Bind, SOXSIA, etc.)*

<b>Criterio</b>	<b>Observación</b>	<b>Contribuye</b>	<b>Puntaje</b>	<b>Puntaje total</b>
Favorece proceso de remoción de CO <sub>2</sub>	No contribuye al criterio.	<b>No contribuye al criterio</b>	<b>Puntaje “0”</b>	
Cobeneficios ambientales	<p><i>Minimiza la generación de vertidos y desechos/Optimiza el consumo de recursos.</i></p> <p>Se considera parcialmente regenerable. Es posible extender la vida del lecho admitiendo aire, formando de este modo azufre y regeneración del óxido de hierro, en un proceso altamente exotérmico.</p> <p>Sulfur Rite y SulfaTreat abordan la problemática de la potencial autoignición del lecho, utilizando una base cerámica inerte, facilitando los procesos de regeneración (Bailon &amp; Hinge, 2014).</p> <p><i>Manejo de sustancias peligrosas.</i></p> <p>Se espera que los residuos/desechos resultantes del proceso no exhiban características de peligrosidad (Lampe, 2006), sin embargo, deberá evaluarse en función del marco normativo local.</p>	<b>Contribuye significativamente al criterio</b>	<b>Puntaje “2”</b>	<b>Puntaje “2”</b>
Minimiza costos e inversiones	<p>Gastos corrientes <b>€\$ 3.5-6.2 por kg de azufre</b>, para una capacidad de remoción &lt;110 kg de azufre al día (Bailon &amp; Hinge, 2014).</p> <p>El valor medio del rango de gastos documentado (€4.85), es mayor al segundo cuartil de la serie (€4.5), e inferior al tercero (€6.6), por lo que se considera que contribuye moderadamente al criterio de minimización de costos o inversiones.</p>	<b>No contribuye al criterio</b>	<b>Puntaje “0”</b>	

Tabla 7.17

*Selección de la tecnología – Evaluación de la alternativa tecnológica Remoción seca, subcategoría Adsorción – Carbón activado granular (GAC)*

<b>Criterio</b>	<b>Observación</b>	<b>Contribuye</b>	<b>Puntaje</b>	<b>Puntaje total</b>
Favorece proceso de remoción de CO <sub>2</sub>	No contribuye al criterio.	<b>No contribuye al criterio</b>	<b>Puntaje “0”</b>	
Cobeneficios ambientales	<p><i>Minimiza la generación de vertidos y desechos/Optimiza el consumo de recursos.</i></p> <p>Se documentan operaciones de relleno o re impregnación de lecho. Dichas operaciones, son susceptibles a reacciones exotérmicas, por lo que requiere se implementen medidas de control para prevenir conatos de incendio (Bailon &amp; Hinge, 2014).</p> <p><i>Manejo de sustancias peligrosas.</i></p> <p>Se espera que los residuos/desechos resultantes del proceso no exhiban características de peligrosidad (Lampe, 2006), sin embargo, deberá evaluarse en función del marco normativo local.</p>	<b>Contribuye significativamente al criterio</b>	<b>Puntaje “2”</b>	<b>Puntaje “1”</b>
Minimiza costos e inversiones	<p>Bailon &amp; Hinge (2014), documentan gastos corrientes <b>€\$ 3.5 por kg de azufre</b>, para una capacidad de remoción &lt;9 kg de azufre al día; en cuanto se requiere la remoción de al menor 15.9 kg de azufre al día, el costo para la evaluación se duplicara, suponiendo la adición de una unidad en paralelo.</p> <p>Bajo este enfoque, el costo duplicado (€7), es mayor al tercer cuartil de la serie (€6.6), por lo que se considera que contribuye negativamente al criterio.</p>	<b>Contribuye negativamente al criterio</b>	<b>Puntaje “-1”</b>	

Tabla 7.18

*Selección de la tecnología – Evaluación de la alternativa tecnológica Remoción con absorbente líquido*

<b>Criterio</b>	<b>Observación</b>	<b>Contribuye</b>	<b>Puntaje</b>	<b>Puntaje total</b>
Favorece proceso de remoción de CO <sub>2</sub>	Favorece proceso de remoción de CO <sub>2</sub> :	<b>Favorece proceso de remoción de CO<sub>2</sub></b>	<b>Puntaje “2”</b>	
Cobeneficios ambientales	<p><i>Minimiza la generación de vertidos y desechos/Optimiza el consumo de recursos.</i></p> <p>Altos consumo de agua y energía, este último asociado a operaciones de bombeo y recirculación (Lampe, 2006).</p> <p><i>Minimiza la generación de vertidos y desechos.</i></p> <p>Generación de corriente continua de agua residual. En función del marco normativo local, puede requerir el emplazamiento de una planta de tratamiento de aguas residuales, para la de remoción de compuestos de azufre acuosos. (Lampe, 2006)</p>	<b>Contribuye negativamente al criterio</b>	<b>Puntaje “-1”</b>	<b>Puntaje “0”</b>
Minimiza costos e inversiones	<p>Costo de operación estimado de <b>€\$ 9.77 por kg de azufre</b> (USD\$ 4.71 por libra de azufre removida) (Lampe, 2006).</p> <p>El costo de operación, es mayor al tercer cuartil de la serie (€6.6), por lo que se considera que contribuye negativamente al criterio.</p>	<b>Contribuye negativamente al criterio</b>	<b>Puntaje “-1”</b>	

Tabla 7.19

*Selección de la tecnología – Evaluación de la alternativa tecnológica Remoción biológica, subcategoría Filtro Biopercolador (Biopuric)*

<b>Criterio</b>	<b>Observación</b>	<b>Contribuye</b>	<b>Puntaje</b>	<b>Puntaje total</b>
Favorece proceso de remoción de CO <sub>2</sub>	Contribuye moderadamente al criterio.	<b>Contribuye moderadamente al criterio</b>	<b>Puntaje “1”</b>	
Cobeneficios ambientales	<p><i>Minimiza la generación de vertidos y desechos/Optimiza el consumo de recursos.</i></p> <p>Consumo de agua y energía térmica y eléctrica (Lampe, 2006).</p> <p>Requiere exista un flujo continuo de agua circulante para el suministro de nutrientes a los microorganismos y regulación de pH y temperatura dentro del reactor.</p> <p><i>Minimiza la generación de vertidos y desechos.</i></p> <p>Generación de corriente continua de agua residual. En función del marco normativo local, puede requerir el emplazamiento de una planta de tratamiento de aguas residuales, para la de remoción de azufre elemental y sulfatos. (Lampe, 2006).</p>	<b>Contribuye negativamente al criterio</b>	<b>Puntaje “-1”</b>	<b>Puntaje “2”</b>
Minimiza costos e inversiones	<p>Bailon &amp; Hinge (2014), reporta gastos corrientes de <b>€\$ 0.05 por kg de azufre</b>, para una capacidad de remoción de 8 a 450 kg de azufre al día.</p> <p>El gasto corriente, es menor al primer cuartil de la serie (€2.6), por lo que se considera que contribuye significativamente al criterio.</p>	<b>Contribuye significativamente al criterio</b>	<b>Puntaje “2”</b>	

Como resultado del proceso de selección documentado en las tablas anteriores (**Tabla 7.15** a la tabla Tabla 7.19), y considerando como tecnología elegible aquella que cumpliera los requisitos mínimos, establecidos en el proceso de preselección (referidos a aplicabilidad, rango de concentraciones y tasa de remoción), y que presentase los índices más favorables, para la escala de evaluación utilizada, bajo los criterios de favorecimiento al proceso de remoción de CO<sub>2</sub>, cobeneficios ambientales y minimización de costos e inversiones, se considera que la tecnología elegible corresponde a Iron sponge. Una representación simplificada de las tablas antes mencionadas (Tabla 7.14 a Tabla 7.18), se presenta en la Tabla 7.20.

Tabla 7.20

*Resumen de selección de tecnologías para la remoción de sulfuro de hidrógeno presente en biogás*

<b>Tecnología / Subcategoría</b>	<b>Criterio: “Aplicabilidad”</b>	<b>Criterio: “Rango de concentraciones”</b>	<b>Criterio: “Tasa de remoción”</b>	<b>Observaciones</b>
Remoción seca – adsorción. Óxidos de hierro. Iron sponge.	<b>Cumple</b>	<b>Cumple</b>	<b>Cumple</b>	Se considera se debe continuar con la evaluación.
Remoción seca – adsorción. Óxidos de hierro Iron sponge.	<b>Cumple</b>	<b>Cumple</b>	<b>Cumple</b>	Se considera se debe continuar con la evaluación.
Remoción seca – Óxidos de zinc	<b>No cumple</b>	<b>Cumple</b>	<b>No cumple</b>	Se considera <b>no</b> se debe continuar con la evaluación.
Remoción seca – Sólidos alcalinos	<b>No cumple</b>	<b>Sin información disponible</b>	<b>Sin información disponible</b>	Se considera <b>no</b> se debe continuar con la evaluación.
Remoción seca – Adsorción – zeolitas	<b>No cumple</b>	<b>Sin información disponible</b>	<b>Sin información disponible</b>	Se considera <b>no</b> se debe continuar con la evaluación.
Adsorción – Carbón activado granular (GAC)	<b>Cumple</b>	<b>Cumple</b>	<b>Cumple</b>	Se considera se debe continuar con la evaluación.
Remoción con absorbente líquido. Procesos de absorción – desorción	<b>Cumple</b>	<b>Cumple</b>	<b>Cumple</b>	Se considera se debe continuar con la evaluación.

Tabla 7.20 (Continuación)

*Resumen de selección de tecnologías para la remoción de sulfuro de hidrógeno presente en biogás*

Tecnología / Subcategoría	Criterio: “Aplicabilidad”	Criterio: “Rango de concentraciones”	Criterio: “Tasa de remoción”	Observaciones
Remoción biológica. Filtro Biopercolador	<b>Cumple</b>	<b>Cumple</b>	<b>Cumple</b>	Se considera se debe continuar con la evaluación.
Remoción biológico. Bioscrubber.	<b>Cumple</b>	<b>Cumple</b>	<b>No cumple</b>	Se considera <b>no</b> se debe continuar con la evaluación.

### 7.2.3 Consideraciones posteriores a la selección tecnológica.

Como el sistema iron sponge es una tecnología madura, existen pautas de parámetros de diseño que se han determinado para un funcionamiento óptimo, por ejemplo, McKinsey (2003), presenta un consolidado de criterios de diseño publicados para sistemas iron sponge, las cuales se citan en Siefers (2010) y se detallan en el Capítulo 6 del presente documento, que pueden ser utilizados como restricciones de diseño para sistemas genéricos, sin embargo no brindan elementos suficientes para el dimensionamiento de reactores, a efectos de garantizar las tasas de remoción deseadas.

La efectividad de costos en los sistemas iron sponge, se basan en la flexibilidad de los mismos para la adopción de medios de soporte, los cuales pueden considerar desde chips de madera, hasta residuos biodegradables como el compost, residuos de jardín no digeridos, residuos de tabaco, etc. (Cherosky & Li, 2013; Siefers, 2010)

Las variaciones en las propiedades de los medios de soporte, impiden contar con información consistente para la caracterización de los fenómenos de transporte y cinéticos, que describen el sistema y que se requiere para la fase de diseño, bajo el método propuesto.

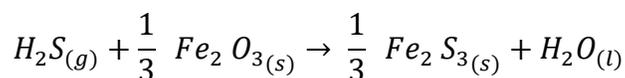
Es en este punto donde los lechos patentados y comercializados, se convierten en la alternativa técnicamente factible para el diseño, en el marco de los alcances y limitaciones del presente proyecto de ingeniería, al proveer medios de soporte con estructura más uniforme y con propiedades físicas, cinéticas y de transporte documentadas en estudios previos.

Entre los sistemas de iron sponge disponibles comercialmente, se encuentran por ejemplo, Sulfur Rite, Sulfa Bind, Media G2 y CG 4 y Sulfatreat 410 CHP, de este último, se dice que es un sorbente particularmente eficiente, que puede potencialmente eliminar una fracción masiva de azufre, en forma de  $H_2S$  y mercaptanos (RSH) hasta 20% (Di Felice & Pagliai, 2015; Schlumberger Limited, 2019).

Si bien, la priorización de alternativas considera en un mismo nivel a los sistemas patentados de adsorción con óxido de hierro y a los sistemas biológicos, se considera que dada la escala del proyecto, se favorece la selección de un proceso simple y de fácil manejo, prevaleciendo el proceso de adsorción utilizando un secuestrador  $H_2S$ .

Tomando en consideración lo antes expuesto, la alternativa a diseñar consistirá en un sistema de remoción seca, con adsorbente basado en óxido de hierro, bajo el nombre comercial de Sulfatreat 410 CHP.

Tal y cómo se indicó en el Capítulo 4, la reacción que describe el proceso de eliminación del Sulfatreat, es reportada por Rojas (2013), y corresponde a la representativa de procesos de adsorción con óxido de hierro.



En el Capítulo 8 se implementa la metodología propuesta en el Capítulo 5 para el diseño de reactores isotérmicos no catalíticos, para el dimensionamiento de un lecho de óxido de hierro bajo el nombre comercial de Sulfatreat 410 CHP.

## **TERCERA PARTE. RESULTADOS Y DISCUSIÓN**

---

Como resultado del proceso de selección documentado en el Capítulo 7, y considerando como tecnología elegible aquella que cumpliera los requisitos mínimos, establecidos en el proceso de preselección (referidos a aplicabilidad, rango de concentraciones y tasa de remoción), y que presentase los índices más favorables, para la escala de evaluación utilizada, bajo los criterios de favorecimiento al proceso de remoción de CO<sub>2</sub>, cobeneficios ambientales y minimización de costos e inversiones, se consideró que la tecnología elegible corresponde a los a una tipología de sistemas de remoción que opera bajo el principio de adsorción con óxido de hierro.

En esta sección da inicio con la implementación el procedimiento para el diseño de reactores isotérmicos de lecho empacado propuesta por Fogler (2008) y descrito en el Capítulo 5 aplicable al sistema adsorción con lecho de óxidos de hierro considerado para la remoción (ver Capítulo 8).

En el Capítulo 9 se profundiza el análisis al identificar los aspectos ambientales asociados a la implementación del diseño propuesto, evaluación de su envergadura y significancia y propuesta de medidas de ambientales, desarrolladas bajo las premisas de gestión integral de residuos.

Finalmente, se presentan las conclusiones dónde se resumen los principales hallazgos del proyecto de ingeniería desarrollado y se esbozan líneas de investigación que pudiesen ser retomadas en investigaciones futuras.

# Capítulo 8 Diseño del reactor isotérmico no catalítico

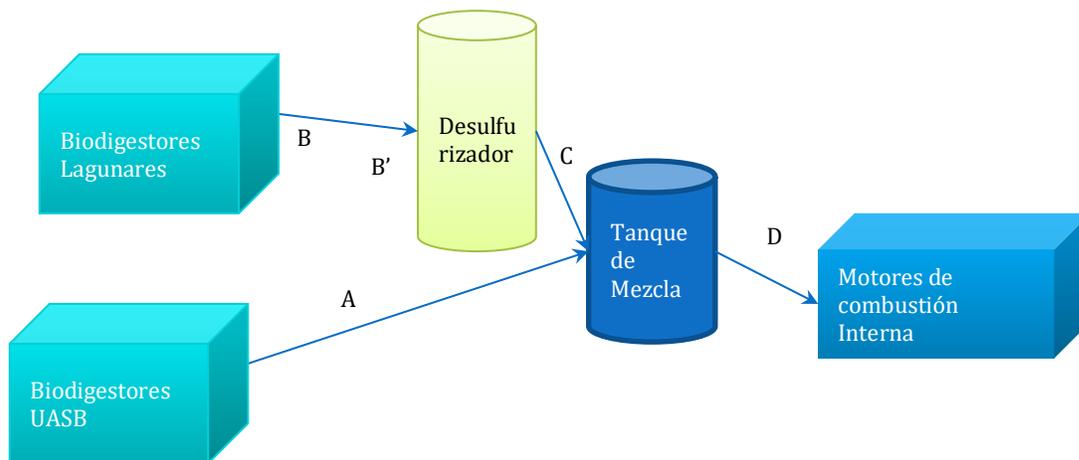
Una vez que se ha seleccionado la tecnología para la remoción de sulfuro de hidrógeno y que se tiene claridad sobre los objetivos de eliminación de dicho contaminante, tanto en términos cualitativos como cuantitativos se procede al diseño del reactor.

Cómo parte de este capítulo, se desarrollaran los siguientes cálculos:

- 1 *Balance de materia* para conocer las cantidades exactas, tanto en términos de concentración como en masa por unidad de tiempo (flujo), de sulfuro de hidrógeno ( $H_2S$ ) y de biogás, que ingresarán al reactor y que serán constantemente removidas. Es prioridad en este punto la determinación de la conversión deseada.
- 2 *Dimensionamiento del reactor en términos de volumen y/o masa de lecho absorbente y su respectivo tiempo de residencia*, basados en la cinética de la reacción y la información concerniente a difusividad interna y externa, partiendo del grado de avance deseado que se haya determinado del balance de masa del paso anterior.
- 3 *Masa y volumen de lecho apropiado para un periodo de vida útil (periodo de reposición) de lecho*, atendiendo las recomendaciones para el diseño de este tipo de reactores, basados en los lineamientos publicados para el diseño de este tipo de reactores.

## 8.1 Estructura de diseño para reactores isotérmicos

El punto de partida para el proceso de cálculo demanda tener claridad sobre la configuración del sistema, y los valores asociados a las variables termodinámica y de concentración de las corrientes B y C, las cuales pueden identificarse en la Figura 8.1 y cuyos datos pueden retomarse de la Tabla 6.4.



*Figura 8.1.* Representación esquemática del proceso de producción de biogás, remoción de sulfuro de hidrógeno con tecnología Sulfatreat y uso del biogás en motores de combustión interna.

Donde:

- A: Corriente de biogás en las condiciones de salida de los biodigestores de tipo UASB.
- B: Corriente de biogás en las condiciones de salida de los biodigestores de tipo Lagunar.
- B': Corriente de biogás en las condiciones a la entrada del reactor.
- C: Corriente de biogás en las condiciones a la salida del reactor.
- D: Corriente de biogás en las condiciones de entrada a los motores de combustión interna.

## 8.2 Balance de Sulfuro de Hidrógeno

En esta sección se desarrollan los balances de sulfuro de hidrógeno para dos sistemas, uno correspondiente a las entradas y salidas globales de proceso (salida del biodigestor lagunar, entrada de motor de combustión) y el subsistema del reactor de remoción.

La Tabla 8.1 retoma datos de las corrientes A y B que son las corrientes que contienen sulfuro de hidrógeno, para el balance de sulfuro de hidrógeno.

Tabla 8.1

*Características de las corrientes de proceso B y D*

<b>Identificación de Variable</b>	<b>Descripción de Variable</b>	<b>Unidades</b>	<b>Valor UASB (Corriente A)</b>	<b>Valor Lagunar (Corriente B)</b>
$Q_{A/B}$	Caudal de Biogás a la salida de los sistemas de biodigestión	(m <sup>3</sup> /día)	12,910.00	12,162.47
$Q_{MA/B}$	Caudal de metano a la salida de los sistemas de biodigestión	(m <sup>3</sup> /día)	8,390.00	7,635.60
$[H_2S]_{A/B}$	Concentración de Sulfuro de Hidrógeno (H <sub>2</sub> S) a la salida de los sistemas de biodigestión	ppm	63	1000
$[H_2S]_D$	Concentración de Sulfuro de Hidrógeno (H <sub>2</sub> S) a la entrada de los motores de combustión interna.	ppm	222	222

Para la solución del problema pueden plantearse dos alternativas:

- a. La primera de ellas es mezclar los caudales de las corrientes A y B y eliminar el azufre necesario desde la mezcla para llegar a una concentración final de 222 ppm.
- b. La segunda es tratar únicamente la corriente más contaminada (corriente B, procedente de los biodigestores lagunares) y llevarla una concentración mayor a 222 ppm), en cuanto la corriente que proveniente de los biodigestores UASB se prevé satisfaga la concentración mínima requerida.

La segunda opción se considera más conveniente, en cuanto requiere el manejo de un caudal menor y de fijar una concentración a la salida del reactor mayor a 222 ppm, lo que también es conveniente pues tener una concentración objetivo, cada vez más baja, resulta en incrementos tanto de energía durante la operación como de inversiones en capacidad instalada, que si la concentración final es más cerca al valor de entrada.

Lo anterior redefine a la corriente D, ya que en el Capítulo 6 se definió como la condición a la salida del sistema de remoción de gases e identifica las condiciones de entrada de los motores de combustión interna, mientras que, con el análisis anterior la corriente D es definida como la corriente en las condiciones de entrada de los motores de combustión

interna pero no idéntica a las condiciones de salida del sistema de remoción de sulfuro de hidrógeno.

Para el balance de sulfuro de hidrógeno se considera que la presión y la temperatura no cambia en todo el proceso de remoción y posterior mezclado. Ver Figura 8.1.

Se parte de un análisis global, en el que el sistema o volumen de control tiene como entradas los flujos de biogás desde los biodigestores y como salida, el flujo de biogás tratado que alimenta a los motores (Ver Figura 8.2), esto con el fin de determinar la cantidad de sulfuro de hidrógeno que debe ser eliminado el sistema:

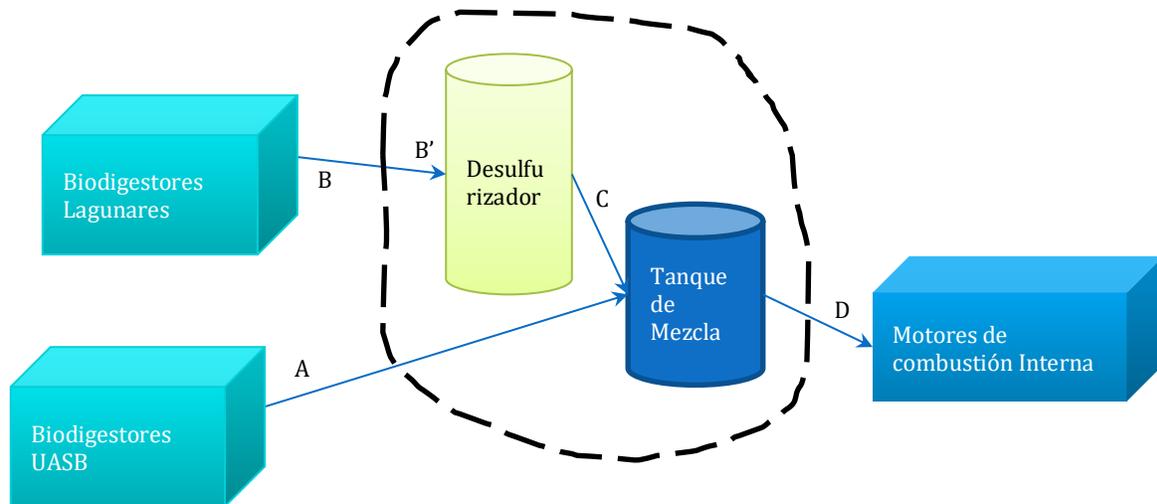


Figura 8.2. Volumen de control para determinar el flujo másico de H<sub>2</sub>S que debe ser eliminado.

Al realizar un balance de H<sub>2</sub>S en este sistema de control se tiene:

[Velocidad de flujo de H <sub>2</sub> S hacia el Sistema de (masa/tiempo)]	+	[Velocidad de generación de H <sub>2</sub> S por reacción química dentro del sistema (masa/tiempo)]	-	[Velocidad de flujo de H <sub>2</sub> S desde el sistema (masa/tiempo)]	=	[Velocidad de acumulación de H <sub>2</sub> S dentro del sistema (masa/tiempo)]
Entrada	+	Generación	-	Salida	=	Acumulación
H <sub>2</sub> S ingresando en las corrientes B y en A (masa/tiempo)	+	No hay generación (por lo tanto, este valor es cero)	-	H <sub>2</sub> S saliendo en la corriente D (masa/tiempo)	=	H <sub>2</sub> S adsorbido y que se acumula en el lecho (masa/tiempo)
$\dot{M}_{H_2SB} + \dot{M}_{H_2SA}$	+	0	-	$\dot{M}_{H_2SD}$	=	$\dot{M}_{H_2SQS}$

El dato de interés es el flujo másico de sulfuro de hidrógeno que debe ser removido, es decir el que debe ser quimisorbido por el lecho empacado, a fin de lograr la concentración apropiada en la corriente D que alimentará a los motores de combustión interna.

Por ley de la conservación de la materia, se sabe que:

$$\dot{M}_{H_2S A} = [H_2S]_A Q_A$$

Donde la concentración debe ser expresada en masa por unidad de volumen y Q en volumen por unidad de tiempo.

Por lo que se puede expresar la ecuación de balance, de la siguiente manera:

$$\dot{M}_{H_2S QS} = [H_2S]_A Q_A + [H_2S]_B Q_B - [H_2S]_D Q_D$$

La Tabla 8.2 resume los datos necesarios para realizar el balance.

Tabla 8.2

*Caudales y concentraciones de Sulfuro de Hidrógeno (H<sub>2</sub>S) en A, B y D*

Variable	Valor	Unidades
$Q_A$	12,910.00	m <sup>3</sup>
$Q_B = Q_C$	12,162.47	m <sup>3</sup>
$Q_D (Q_A+Q_B)$	25,072.47	m <sup>3</sup>
$[H_2S]_A$	63	ppm
$mg_{H_2S} = 34.07 * 0.0409 * ppm_{H_2S}$	87.79	mg/m <sup>3</sup> de biogás
$[H_2S]_B$	1000	ppm
$mg_{H_2S} = 34.07 * 0.0409 * ppm_{H_2S}$	1,393.46	mg/m <sup>3</sup> de biogás
$[H_2S]_D$	200*	ppm
$mg_{H_2S} = 34.07 * 0.0409 * ppm_{H_2S}$	278.69	mg/m <sup>3</sup> de biogás

Nota: \* Concentración objetivo a la entrada de los motores de combustión interna.

El desarrollo del cálculo para la estimación del flujo de sulfuro de hidrógeno que debe ser retenido en el lecho se presenta a continuación.

$$\dot{M}_{H_2S_{QS}} = [H_2S]_A Q_A + [H_2S]_B Q_B - [H_2S]_D Q_D$$

$$\dot{M}_{H_2S_{QS}} = 87.79 \frac{mg}{m^3} * 12,910.00 \frac{m^3}{día} + 1,393.46 \frac{mg}{m^3} * 12,162.47 \frac{m^3}{día} - 278.69 \frac{mg}{m^3} * 25,072.47 \frac{m^3}{día}$$

$$\dot{M}_{H_2S_{QS}} = 1,133,345.26 \frac{mg}{día} + 16,947,951.93 \frac{mg}{día} - 6,987,511.85 \frac{mg}{día}$$

$$\dot{M}_{H_2S_{QS}} = 18,081,297.20 \frac{mg}{día} - 6,987,511.85 \frac{mg}{día}$$

$$\dot{M}_{H_2S_{QS}} = 18,081,297.20 \frac{mg}{día} - 6,987,511.85 \frac{mg}{día}$$

$$\dot{M}_{H_2S_{QS}} = 11,093,785.34 \frac{mg}{día} = 11.094 \frac{kg}{día}$$

Ahora es necesario analizar un nuevo volumen de control, ver Figura 8.3 a fin de conocer la concentración de dicho contaminante en la corriente C a la salida del sistema de remoción:

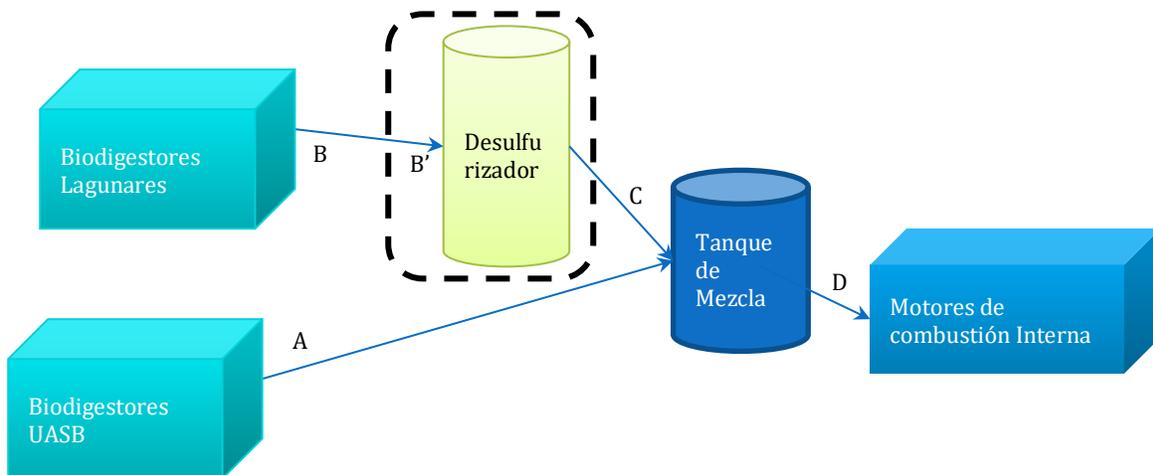


Figura 8.3. Volumen de control para determinar la concentración de Sulfhídrico en la corriente C.

Al realizar un balance de H<sub>2</sub>S en este sistema de control se tiene:

[Velocidad de flujo de H <sub>2</sub> S hacia el Sistema de (masa/tiempo)]	+	[Velocidad de generación de H <sub>2</sub> S por reacción química dentro del sistema (masa/tiempo)]	-	[Velocidad de flujo de H <sub>2</sub> S desde el sistema (masa/tiempo)]	=	[Velocidad de acumulación de H <sub>2</sub> S dentro del sistema (masa/tiempo)]
Entrada	+	Generación	-	Salida	=	Acumulación
H <sub>2</sub> S ingresando en las corrientes B (masa/tiempo)	+	No hay generación (por lo tanto, este valor es cero)	-	H <sub>2</sub> S saliendo en la corriente C (masa/tiempo)	=	H <sub>2</sub> S adsorbido y que se acumula en el lecho (masa/tiempo)
$\dot{M}_{H_2S B}$	+	0	-	$\dot{M}_{H_2S}$	=	$\dot{M}_{H_2S QS}$

La concentración de sulfuro de hidrógeno a la salida del reactor (corriente C), es la variable de interés en este punto.

Por ley de la conservación de la materia, se sabe que:

$$\dot{M}_{H_2S A} = [H_2S]_A Q_A$$

Por lo que se puede expresar la ecuación de la siguiente manera:

$$[H_2S]_B Q_B - [H_2S]_C Q_C = \dot{M}_{H_2S QS}$$

$$[H_2S]_C Q_C = [H_2S]_B Q_B - \dot{M}_{H_2S QS}$$

$$[H_2S]_C = \frac{[H_2S]_B Q_B - \dot{M}_{H_2S QS}}{Q_C}$$

$$[H_2S]_C = \frac{16,947,951.93 \frac{mg}{día} - 11,093,785.34 \frac{mg}{día}}{12,910.00 \frac{m^3}{día}}$$

$$[H_2S]_C = \frac{5,854,166.59 \frac{mg}{día}}{12,910.00 \frac{m^3}{día}}$$

$$[H_2S]_C = 481.33 \frac{mg}{m^3}$$

$$ppm_{H_2S} = \frac{[H_2S]_C}{34.07 * 0.0409} = 345.42 ppm$$

En la Tabla 8.3 resume los resultados de cálculo de ambos sistemas de control.

Tabla 8.3

*Resumen de resultados del balance de H<sub>2</sub>S: Global (Corrientes A, B y D) y en el subsistema Reactor (B y C)*

Variable	Valor	Unidades
$\dot{M}_{H_2S A}$	1,133,345.26	mg/día
$\dot{M}_{H_2S B}$	16,947,951.93	mg/día
$\dot{M}_{H_2S D}$	6,987,511.85	mg/día
<b>Analizando el sistema global A y B como entradas y D como salida del sistema</b>		
$\dot{M}_{H_2S B} + \dot{M}_{H_2S A}$	18,081,297.20	mg/día
$\dot{M}_{H_2S D}$	6,987,511.85	mg/día
$\dot{M}_{H_2S QS}$	11,093,785.34	mg/día
<b>Balance en el subsistema Reactor</b>		
$\dot{M}_{H_2S C}$	5,854,166.59	mg/día
$[H_2S]_C$	481.33	mg/m <sup>3</sup>
$[H_2S]_C$	345.42	ppm

De este balance de materia se obtienen los datos para determinar el grado de conversión requerido y la fracción molar de sulfhídrico a la salida de los biodigestores, que es la misma a la entrada del reactor.

### 8.2.1 Cálculo de grado de avance requerido.

Se define el grado de avance de la reacción partiendo de que se conocen los flujos másicos de sulfhídrico tanto a la entrada como a la salida del reactor:

$$X_{H_2S} = \frac{N_{H_2S \text{ Reaccionan}}}{N_{H_2S \text{ Alimentados}}} = \frac{\frac{\dot{M}_{H_2S \text{ QS}}}{PM_{H_2S}}}{\frac{\dot{M}_{H_2S \text{ B}}}{PM_{H_2S}}} = \frac{\dot{M}_{H_2S \text{ QS}}}{\dot{M}_{H_2S \text{ B}}}$$

$$X_{H_2S} = \frac{\dot{M}_{H_2S \text{ QS}}}{\dot{M}_{H_2S \text{ B}}} = \frac{11,093,785.34 \frac{mg}{día}}{16,947,951.93 \frac{mg}{día}}$$

$$X_{H_2S} = 0.65$$

### 8.2.2 Cálculo de fracción molar de sulfhídrico a la entrada del reactor.

Hasta este punto se tiene definidas las condiciones termodinámicas en las corrientes de salida de los biodigestores, y dado que la corriente de interés, para los cálculos posteriores, es la de salida de los biodigestores lagunares (Corriente B); la Tabla 8.4 resume las condiciones termodinámicas de la misma:

Tabla 8.4

Condiciones termodinámicas a la salida de los biodigestores Lagunares o Corriente B

Variable	Valor	Unidades
Temperatura ( $T_B$ )	308.15	K
Presión manométrica ( $P_{B \text{ man}}$ )	2,500	Pa
Presión Absoluta ( $P_{B \text{ abs}}$ )	10,3825	Pa
	12,162.47	$m^3/día$
	8.45	$m^3/min$
Flujo volumétrico ( $Q_B$ )	0.14	$m^3/s$
	140.77	l/s
R (Constante universal de los gases)	8.31	Pa $m^3/ gmol K$
PM del biogas <sup>3</sup>	25.83	g/gmol

Fracción molar de sulfhídrico:

$$y_{H_2S} = \frac{\dot{N}_{H_2S \text{ B}}}{\dot{N}_{\text{Biogas B}}}$$

<sup>3</sup> Como fue calculado en la sección 6.3.

$$\dot{N}_{H_2S B} = \frac{\dot{M}_{H_2S B}}{PM_{H_2S}} = \frac{16,947.95193 \frac{g}{día}}{34.10 \frac{g}{gmol}}$$

$$\dot{N}_{H_2S B} = 497.01 \frac{gmol}{día}$$

Ahora para determinar los moles de biogás se utiliza las condiciones termodinámicas que se mencionan en la Tabla 8.4:

$$\dot{N}_{Biogas B} = \frac{P * Q_B}{R * T}$$

$$\dot{N}_{Biogas B} = \frac{103,825 Pa * 12,162.47 \frac{m^3}{día}}{8.31 \frac{Pa * m^3}{gmol * K} * 308.15 K}$$

$$\dot{N}_{Biogas B} = 492,891.73 \frac{gmol}{día}$$

Ahora podemos calcular la fracción mol a la salida de los biodigestores lagunares, que es la misma a la entrada del reactor:

$$y_{H_2S} = \frac{497.01 \frac{gmol}{día}}{492,891.73 \frac{gmol}{día}}$$

$$y_{H_2S} = 0.0010$$

Dado que se trata de una concentración en partes por millón, su equivalente en fracción mol es del orden de las milésimas.

### 8.3 Diseño del Reactor de Lecho Empacado

En esta sección, se desarrollan las ecuaciones para el balance, en el reactor de lecho empacado, el cual corresponde al volumen de control bajo análisis (ver Figura 8.4.)

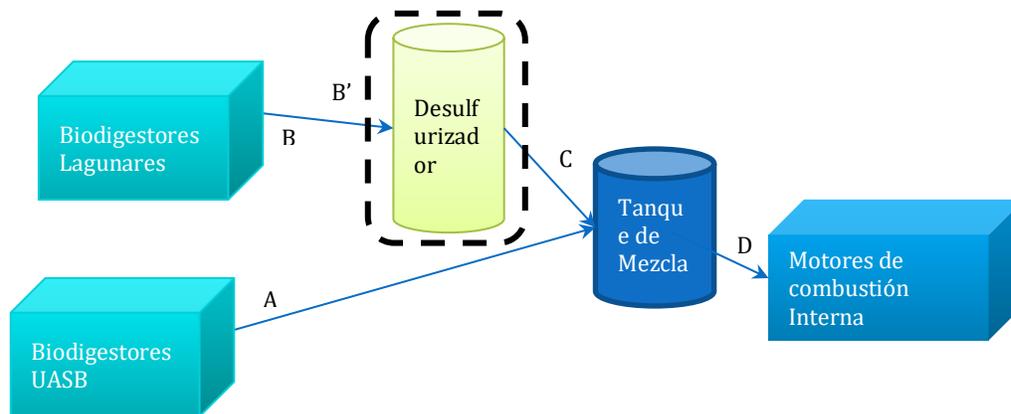


Figura 8.4 Volumen de control bajo análisis para el diseño del reactor

La diferencia entre las corrientes B y B' existe sólo por sus condiciones termodinámicas, ya que no existe puntos de fuga ni adición de masa.

### 8.3.1 Definición de condiciones de operación en base a lineamientos generales de diseño de sistemas Iron Sponge.

Tomando como base los criterios expuestos por McKinsey (2003) citados en Siefers (2010), se resumen en la Tabla 8.5 los criterios de utilidad para el diseño:

Tabla 8.5

*Recomendaciones de diseño de sistemas Iron Sponge McKinsey (2003), citados en Siefers (2010)*

Variable	Valor	Unidades
$t_R$ : Tiempo de residencia mínimo	60	S
Z: Altura de lecho	3 a 6	m
$u_+$ *: velocidad superficial del gas	0.6 a 3	m/minuto
	0.01 a 0.05	m/s
Presión mínima de operación**	140	kPa
	1.38	Atm

\* La velocidad superficial,  $u_+$ , con que circula el fluido, se calcula como caudal  $Q$  ( $m^3/s$ ) dividido por la sección  $S$  del cuerpo geométrico ( $\pi D^2/4$ ), siendo  $D$  el diámetro del tubo cilíndrico. Ahora bien, la velocidad media,  $u$ , con que circula el fluido a través de los huecos será obviamente mayor. \*\* Se considera que es un dato barométrico.

En base a lo anterior, la Tabla 8.6 detalla las condiciones de operación del reactor:

Tabla 8.6

*Condiciones de operación a la entrada del sistema Iron Sponge en diseño, corriente B'*

<b>Variable</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidades</b>
<b>Presión manométrica</b>	203	kPa
<b>P<sub>B'</sub> man'*</b>	2.00	Atm
<b>Presión absoluta P<sub>B'</sub></b>	3.00	Atm
	30,4325.00	Pa
<b>T<sub>B'</sub></b>	35	°C
	308.15	K
<b>R</b>	8.314	$\frac{Pa \cdot m^3}{gmol \cdot K}$
<b>u+</b>	0.01	m/s

\* Se asume una presión de trabajo es de 2 atmósferas, lo cual es superior al Mínimo recomendado, de 1.38 atmósferas, esto con el fin de mantener el sistema operativo pese a la caída de presión en el lecho empacado de Sufatreat.

Se asume la velocidad superficial de 0.01 m/s, por ser la velocidad que se encuentra en el límite inferior recomendado, es decir que es la velocidad superficial que permitirá al biogás un mayor tiempo de contacto.

### 8.3.2 Proceso de diseño para reactor de lecho empacado.

La metodología propuesta por Fogler (2001), y que se describió en el Capítulo 5, representa la guía del proceso de cálculos para el diseño del reactor.

#### ✓ Paso 1: Balance de moles para reactores de lecho empacado:

$$\frac{dF_{H_2S B}}{dW} = -r'_{H_2S}$$

Dónde:

W: Peso de lecho

✓ **Paso 2: Ecuación de velocidad:**

Como se explica en el Capítulo 7 se ha seleccionado la tecnología Sulfatreat, porque es de la cual se dispone de una ecuación de velocidad, la cual fue publicada por Truong y Abatzaglou (2005):

$$-r'_{H_2S} = k C_{H_2S}^a C_{Medio}^b$$

$$-r'_{H_2S} = 0.0243 C_{H_2S}^{0.935} C_{Medio}^{0.03}$$

Donde:

$C_{Medio}$ : Número de espacios reactivos consumidos por el H<sub>2</sub>S.

$$-r'_{H_2S} [=] \frac{mg_{H_2S}}{cm_{ads}^3 hora}$$

El modelo propuesto sugiere que la reacción es cercana al primer orden con respecto de la concentración de H<sub>2</sub>S y cero orden con respecto del medio, por lo que es razonable utilizar la ecuación de velocidad de la siguiente manera:

$$-r'_{H_2S} = 0.0243 C_{H_2S}$$

Donde las unidades a utilizar son:

$$k [=] \frac{mg_{H_2S}}{cm_{ads}^3 hora * ppm_{H_2S}}$$

$$C_{H_2S} [=] ppm_{H_2S}$$

✓ **Paso 3: Estequiometría de la Reacción:**

Retomando de la Tabla 5.4, la concentración de sulfuro de hidrógeno se define de la siguiente manera:

$$C_{H_2S} = C_{H_2S B'} \frac{(1 - X) P T_{B'}}{(1 + \epsilon X) P_{B'} T}$$

Se considera que se encuentra ante un proceso de reacción isotérmica, por lo que la ecuación de estequiometría corresponde a:

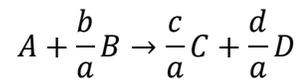
$$C_{H_2S} = C_{H_2S B'} \frac{(1 - X) P}{(1 + \varepsilon X) P_{B'}}$$

Donde:

$$\varepsilon = \frac{\text{cambio en el número total de moles para la conversión total}}{\text{número total de moles alimentados al reactor}}$$

$$\varepsilon = y_{H_2S} \delta$$

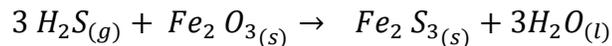
Considerando una reacción química general descrita de la siguiente forma (como se explica en la Sección 4.1 Remoción seca):



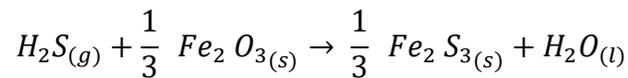
Si se asume que todas las especies se encuentran en fase gaseosa, se puede definir el siguiente término:

$$\delta = \frac{d}{a} + \frac{c}{a} + \frac{b}{a} - 1$$

Para el sistema de remoción en diseño tenemos la siguiente reacción en el lecho:



Lo que equivale a:



Debido a que la única especie gaseosa es el sulfhídrico:

$$\delta = -1$$

Ahora

$$\varepsilon = y_{H_2S} \delta$$

$$\varepsilon = -0.0010$$

✓ **Paso 4: Combinando**

Combinando la ecuación de velocidad con la ecuación obtenida por estequiometría se tiene:

$$-r'_{H_2S} = k \left[ \frac{C_{H_2S B'}(1-X) P}{1 + \varepsilon X} \frac{P}{P_{B'}} \right]$$

Combinando con la ecuación de balance de moles:

$$F_{B'} \frac{dX}{dW} = k \left[ \frac{C_{H_2S B'}(1-X) P_C}{1 + \varepsilon X} \frac{P_C}{P_{B'}} \right]$$

Recordar que al aplicar la ley de la conservación de la materia a un sistema de flujo se tiene:

$$F_{H_2S B'} = v_{H_2S B'} * C_{H_2S B'}$$

Por lo tanto:

$$\frac{dX}{dW} = k \left[ \frac{1}{v_0} \frac{(1-X) P}{(1 + \varepsilon X) P_0} \right]$$

✓ **Paso 5: Considerar la caída de presión en el lecho empacado con un proceso de reacción isotérmica**

$$\frac{dP}{dW} = -\frac{\alpha}{2} \frac{P_0}{P/P_0} (1 + \varepsilon X)$$

Donde:

$$\alpha = \frac{2\beta_0}{A_c \rho_c (1 - \phi) P_0}$$

$$\beta_0 = \frac{G(1 - \phi)}{\rho_0 g_c D_p \phi^3} \left[ \frac{150(1 - \phi)\mu}{D_p} + 1.75G \right]$$

$$\varepsilon = y_{H_2S B} * \delta$$

✓ **Paso 6: Combinar las ecuaciones diferenciales e integrar para encontrar el peso de lecho necesario**

Como se ha mencionado en la Sección 5.2, si  $\varepsilon=0$ , o si es posible despreciar( $\varepsilon X$ ) en comparación con 1, es decir  $1 \gg \varepsilon X$ , es posible obtener una solución analítica de la caída de presión bajo operación isotérmica. De nuestro proceso de cálculo sabemos que  $\varepsilon = -0.0010$ , y que el mayor grado de avance deseado es  $X_{H_2S} = 0.65$ , por lo tanto:

$$\varepsilon X = -0.0010 * 0.65 = -0.00066$$

Término que es mucho menor que 1, por lo tanto, es posible resolver de la siguiente manera:

$$\frac{dP}{dW} = -\frac{\alpha}{2} \frac{P_0}{P/P_0}$$

Reacomodando e integrando:

$$\frac{P}{P_0} = (1 - \alpha W)^{1/2}$$

Retomando la ecuación encontrada en el paso 4, sabiendo que  $\varepsilon X$  es despreciable y utilizando la ecuación anterior se tiene:

$$\frac{dX}{dW} = k \left[ \frac{1 - X}{v_0 (1 + \varepsilon X)} \frac{P}{P_0} \right]$$

$$\frac{dX}{dW} = k \left[ \frac{(1 - X)}{v_0} (1 - \alpha W)^{1/2} \right]$$

Reagrupando términos se tiene:

$$\frac{v_0}{k(1 - X)} dX = (1 - \alpha W)^{1/2} dW$$

Ahora al integrar, tener en consideración que X es cero cuando W es cero:

$$\int_0^X \frac{v_0}{k(1-X)} dX = \int_0^W (1-\alpha W)^{1/2} dW$$

El desarrollo de esta integral se detalló en la Sección 5.2, por lo que se retoma el resultado:

$$W = \frac{1 - \left[ \frac{v_0}{k} \ln |X - 1| \frac{3\alpha}{2} + 1 \right]^{2/3}}{\alpha}$$

Donde  $\alpha$  y  $\beta_0$  se calculan mediante:

$$\alpha = \frac{2\beta_0}{A_c \rho_c (1-\phi) P_0}$$

$$\beta_0 = \frac{G(1-\phi)}{\rho_0 g_c D_p \phi^3} \left[ \frac{150(1-\phi)\mu}{D_p} + 1.75G \right]$$

### 8.3.3 Cálculo del peso del medio absorbente.

La sección anterior describe el análisis y todas las consideraciones tanto fisicoquímicas como matemáticas, hasta encontrar las ecuaciones que permiten determinar la masa de absorbente, que es la variable clave de diseño; sin embargo, en este punto falta realizar los cálculos intermedio de todos los parámetros cuyos valores no se han determinado o calculado previamente y que se listan a continuación:

1. Propiedades físicas del medio.
2. Viscosidad del biogás en las condiciones de entrada al reactor.
3. Densidad del biogás en las condiciones de entrada al reactor.
4. Flujo volumétrico del biogás a la entrada del reactor.
5. Área de sección transversal y diámetro del reactor.
6. Factor G o masa velocidad superficial.
7. Factor Beta del gas en las condiciones de entrada al reactor.
8. Factor Alfa.
9. Masa de lecho.

### 8.3.3.1 *Propiedades físicas del medio.*

La Tabla 8.7 resume las propiedades fisicoquímicas del medio para la absorción de sulfuro de hidrógeno y que son de utilidad en este proceso de cálculo.

Tabla 8.7

*Datos del medio y dato complementario del biogás (Truong & Abotzoglou, 2005).*

Variable	Valor	Unidades
<b>Dp (Mesh 4 a Mesh 40)</b>	0.005	m
<b>g<sub>c</sub></b>	1	$\frac{kg * m * N}{s^2}$
<b><math>\rho_b = \text{Densidad Bulk} = \rho_c (1-\phi)</math></b>	1000	kg/m <sup>3</sup> de medio
<b>Porosidad</b>	0.75	

Donde:

Dp: Diámetro de partícula.

g<sub>c</sub>: Factor para convertir unidades de masa a fuerza y viceversa.

$\rho_b$ : Densidad Bulk.

$\rho_c$ : Densidad del sólido que conforma el lecho.

$\phi$ : Porosidad del lecho o fracción de espacios vacíos.

1- $\phi$ : Fracción de sólido.

### 8.3.3.2 *Viscosidad del biogás en las condiciones de entrada al reactor.*

Según lo han publicado Truong y Abotzoglou (2005), la viscosidad absoluta o dinámica de biogás a 1 atmósfera de presión y 293.15 K, es de 1.27E-04 g/cm s; sin embargo las condiciones de operación del reactor son 3 atmósferas de presión y 308.15 K, porque se calcula esta propiedad en tales condiciones.

Se conoce que la viscosidad de los gases se ve poco afectada por las variaciones de presión, sin embargo, se ve afectada significativamente por cambios en la temperatura (Geankoplis, 2006), y dado que, la temperatura de operación es sólo 15 grados Kelvin superior a la temperatura a la que fue calculado el dato de viscosidad de referencia, sería razonable tomar como válido y representativo el dato mencionado de viscosidad. En esta sección se desarrolla,

La demostración de dicha hipótesis.

Se utiliza un método gráfico para determinar la viscosidad de la mezcla de gases, considerando los principales componentes del biogás y desestimando la contribución de los componentes que se encuentran en concentraciones de partes por millón:

### Cálculo de la viscosidad de una mezcla gaseosa

$$\frac{PM_{mezcla}}{\mu_{mezcla}} = \sum_i \frac{y_i PM_i}{\mu_i}$$

Donde  $PM_{mezcla} = \sum_i y_i PM_i$ ;  $y_i$  = fracción mol;  $\mu_i$  = viscosidad del componente puro.

$$\xi = 0.176 \left( \frac{T_c}{PM^3 P_c^4} \right)^{1/6}$$

$$\mu_i = \eta \xi / \xi$$

La Tabla 8.8 resume las propiedades termodinámicas y de composición del biogás en las condiciones a la entrada del reactor, es decir de la corriente B'.

$$T_r = \frac{T}{T_c}$$

$$P_r = \frac{P}{P_c}$$

Nótese que estas variables son utilizadas para obtener de la Figura 8.5 los valores de  $\eta \xi$ .

Tabla 8.8

*Propiedades de los componentes de biogás para el cálculo de viscosidad (Michelsen & Mollerup, 2004)*

Sustancia	$y_i$	$PM_i$	$T_c(K)$	$P_c(Pa)$	$P_c(Bar)$	$T_r = \frac{T}{T_c}$	$P_r = \frac{P}{P_c}$	$\xi$
Metano	0.65	16.04	190.6	4599000	45.99	1.62	0.066	0.008
Dióxido de carbono	0.35	44.01	304.2	7375000	73.75	1.01	0.041	0.004

Con el dato de Temperatura reducida, sabiendo que presión reducida es aproximadamente cero y conociendo el dato de  $\xi$ , se puede leer el valor de  $\eta\xi$  de la Figura 8.5 y/o de la Figura 8.6, y con ello determinar los valores de viscosidad de cada sustancia pura:

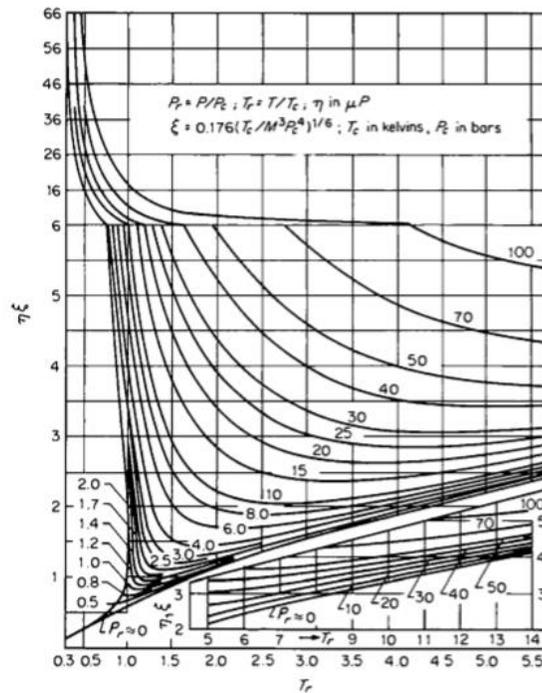


Figura 8.5. Diagrama de fases generalizado para viscosidad de gases (Poling, Prausnitz, & O'Connell, 2001)

La Figura 8.6 es un acercamiento de la sección del gráfico de donde se obtienen los datos de interés, sobre la línea en que la presión reducida es aproximadamente cero.

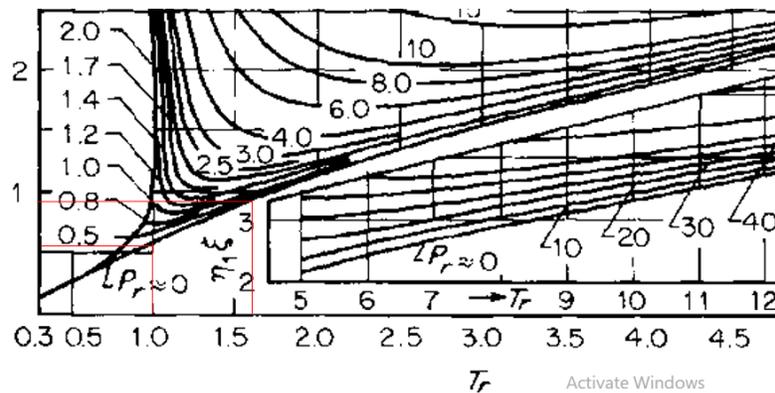


Figura 8.6. Acercamiento de diagrama de fases generalizado para viscosidad de gases (Poling, Prausnitz, & O'Connell, 2001)

En la Tabla 8.9 se detallan las lecturas hechas de estos gráficos y cálculos intermedios de utilidad para la determinación de la viscosidad de la mezcla gaseosa.

Tabla 8.9

*Propiedades de los componentes de biogás para el cálculo de viscosidad*

Sustancia	y <sub>i</sub>	PM <sub>i</sub>	η <sup>ξ*</sup>	μ <sub>i</sub> =η <sup>ξ</sup> /ξ (uPoise)	y <sub>i</sub> PM	y <sub>i</sub> PM/μ <sub>i</sub>
Metano	0.65	16.04	0.008	0.950	10.43	0.0901
Dióxido de carbono	0.35	44.01	0.004	0.550	15.40	0.1096
<b>Sumatoria</b>					25.83	0.1997

\*Ver Figura 8.5

$$\frac{PM_{mezcla}}{\mu_{mezcla}} = \sum_i \frac{y_i PM_i}{\mu_i}$$

$$\frac{25.83 \frac{g}{gmol}}{\mu_{mezcla}} = 0.1997 \frac{g}{gmol \mu P}$$

$$\mu_{mezcla} = 129.3418 \mu P = 0.01129 cP = 1.29 \times 10^{-4} Poise = 1.29 \times 10^{-5} \frac{kg}{m \cdot s}$$

1 Poise = 1 g/cm s.

El dato de viscosidad del biogás a 1 atmósfera y 293 K es 1.27E-04 Poise, mientras que el valor del mismo gas a 3 atmósferas y 308.15 K es 1.29E-04 Poise, con lo que se evidencia

que un variación de 2 atmósferas y 15 K genera una variación de 2 micropoise, la cual se considera despreciable.

### 8.3.3.3 *Densidad del biogás en las condiciones de entrada al reactor.*

Es importante en este punto analizar si es o no válido considerar el comportamiento de la mezcla como la descrita por una mezcla de gases ideales.

La metodología a seguir consiste en determinar el factor de compresibilidad de la mezcla en el punto pseudocrítico, es decir mediante el cálculo de propiedades pseudocríticas y pseudoreducidas de Presión y Temperatura, según lo describen Reid, Prausnitz y Poling (2001):

$$T_{c\text{mezcla}} = \sum_i y_i T_{c i}$$

$$P_{c\text{mezcla}} = \sum_i y_i P_{c i}$$

Retomando los datos de la Tabla 8.8, se realizan los cálculos de las condiciones pseudocríticas:

$$T_{c\text{Mezcla}} = 0.65 * 190.6K + 0.35 * 304.2K = 230.36K$$

$$P_{c\text{Mezcla}} = 0.65 * 45.99Bar + 0.35 * 73.75Bar = 55.71Bar$$

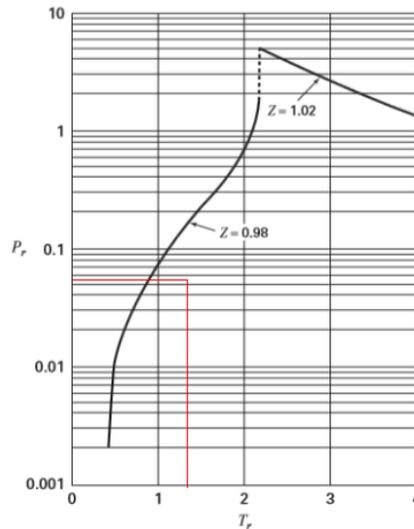
Con estos resultados se calcula las condiciones pseudoreducidas para las condiciones de operación:

$$T_{r\text{Mezcla}} = \frac{T}{T_{c\text{Mezcla}}} = \frac{308.15K}{230.36K} = 1.34$$

$$P_{r\text{Mezcla}} = \frac{P}{P_{c\text{Mezcla}}} = \frac{3.04325Bar}{55.71Bar} = 0.0546$$

Con estos datos y haciendo uso del Método del uso de las correlaciones de Pitzer para el Segundo Coeficiente Virial (Van Ness, Smith, & Abbot, 2014) se puede determinar si es válido o no considerar que una mezcla gaseosa se comporta como una mezcla de gases ideales.

La Figura 8.7 sirve como una guía, pues todos aquellos puntos que se encuentren encerradas por las curvas de  $Z_0$  igual a 0.98 y  $Z_0$  igual a 1.02, se consideran que se encuentra bajo condiciones termodinámicas, en las que su comportamiento es aproximadamente el descrito por el de gas ideal.



*Figura 8.7* Región donde  $Z$  reside entre 0.98 y 1.02, y la ecuación del gas ideal es una aproximación razonable (Van Ness, Smith, & Abbot, 2014)

Dado que las condiciones pseudoreducidas de operación del reactor se encuentran en la región en la que el uso de la ecuación del gas ideal es razonable, se procede a calcular la densidad de una mezcla de gases ideales.

La densidad del biogás a la entrada del reactor es ( $\rho_0 = \rho_{B_i}$ ):

$$\rho_0 = \frac{P_0 P M_{mezcla}}{RT}$$

$$\rho_0 = \frac{304325 \text{ Pa} * 25.83 \frac{\text{g}}{\text{gmol}}}{8.314 \frac{\text{Pa m}^3}{\text{gmol K}} 308.15 \text{ K}} = 3,068.18 \frac{\text{g}}{\text{m}^3} = 3.07 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

#### 8.3.3.4 Flujo volumétrico del biogás a la entrada del reactor $v_0$ .

Retomando el valor de la densidad del biogás, se calcula el flujo volumétrico a las condiciones de entrada del reactor:

$$v_0 = \frac{\dot{M}_{\text{Biogas B}}}{\rho_0} = \frac{\dot{N}_{\text{Biogas B}} * PM_{\text{mezcla}}}{\rho_0}$$

El flujo molar a la entrada del reactor es el misma que el calculada a la salida de los biodigestores lagunares, la cual se ha determinado en la Sección 8.2.2.

$$\begin{aligned} \dot{N}_{\text{Biogas Bo}} = \dot{N}_{\text{Biogas B}} &= 492,891.73 \frac{\text{gmol}}{\text{día}} \\ v_0 &= \frac{492,891.73 \frac{\text{gmol}}{\text{día}} * 25.83 \frac{\text{g}}{\text{gmol}} * \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} * \frac{1 \text{ h}}{3,600 \text{ s}}}{3,068.18 \frac{\text{g}}{\text{m}^3}} = \frac{147.35 \frac{\text{g}_{\text{Biogas}}}{\text{s}}}{3,068.18 \frac{\text{g}}{\text{m}^3}} \\ &= 0.0480 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \end{aligned}$$

#### 8.3.3.5 Área de sección transversal y diámetro del reactor.

Para determinar la sección transversal del reactor se hace uso del concepto masa velocidad superficial, el cual hace uso del parámetro  $u^+$ , que es la velocidad superficial, valor que se ha definido en la sección 8.3.1, e igual a 0.01m/s. Tener en cuenta que  $u^+$  se determina o es equivalente a la razón entre el flujo volumétrico y el área de sección transversal del reactor, por lo tanto:

$$G = \frac{\dot{m}}{A_c} = \rho u^+$$

$$G = \frac{\dot{M}_{Biogas B'}}{A_c} = \rho_o u^+$$

Por lo tanto:

$$A_c = \frac{\dot{M}_{Biogas B}}{\rho_o u^+} = \frac{0.14735 \frac{kg_{Biogas}}{s}}{3.07 \frac{kg}{m^3} * 0.01 \frac{m}{s}} = 4.8 m^2$$

$$Diametro = \left(4 * \frac{A_c}{\pi}\right)^{1/2} = 2.47 m$$

### 8.3.3.6 Factor G o masa velocidad superficial.

Atendiendo a lo antes expuesto, la masa superficial, vendrá dada por la siguiente ecuación:

$$G = \rho_o u^+ = 3.07 \frac{kg}{m^3} * 0.01 \frac{m}{s} = 0.03068 \frac{kg}{s m^2}$$

### 8.3.3.7 Factor beta del gas en las condiciones de entrada al reactor $\beta_0$ .

Una vez se dispone de toda la información para calcular  $\beta_0$ , se procede a la estimación del factor:

$$\beta_0 = \frac{G (1 - \phi) \left[ \frac{150(1 - \phi)\mu}{D_p} + 1.75G \right]}{\rho_o g_c D_p \phi^3}$$

$$\beta_0 = \frac{0.03068 \frac{kg}{s m^2} (1 - 0.75)}{3.07 \frac{kg}{m^3} * \frac{1 kg * m}{s^2 * N} * 0.005 m * 0.75^3} \left[ \frac{150(1 - 0.75) 1.29 \times 10^{-5} \frac{kg}{m * s}}{0.005 m} + 1.75 * 0.03068 \frac{kg}{s m^2} \right] = 0.1763 \frac{Pa}{m}$$

### 8.3.3.8 Factor Alfa.

Ahora que se dispone de toda la información para estimar  $\alpha$ , se procede a calcular:

$$\alpha = \frac{2\beta_0}{A_c \rho_c (1 - \phi) P_0}$$

Siendo la densidad bulk del medio un dato conocido y proporcionado por el fabricante del medio, que tiene su equivalencia con la densidad del sólido y la porosidad del mismo, y despejando para el factor Alfa

$$\rho_b = \rho_c (1 - \phi)$$

$$\alpha = \frac{2\beta_0}{A_c \rho_{bulk} P_0}$$

$$\alpha = \frac{2 * 0.1763 \frac{Pa}{m}}{4.8 m^2 * 1,000 \frac{kg}{m^3} * 304,325 Pa} = 2.41 \times 10^{-10} \frac{1}{kg_{adsorbente}}$$

### 8.3.3.9 Masa y volumen de lecho.

Ahora se dispone de toda la información para calcular la masa y el volumen del lecho del reactor.

$$W = \frac{1 - \left[ \frac{v_0}{k} \ln |X - 1| \frac{3\alpha}{2} + 1 \right]^{\frac{2}{3}}}{\alpha}$$

Se sabe, según lo detallado en el paso 2, que  $k$  corresponde a:

$$k = 0.0243 \frac{mg_{H_2S}}{cm^3_{ads} hora * ppm_{H_2S}}$$

Al realizar las conversiones para llevar a sistema internacional se obtiene:

$$k = 0.0048 \frac{m^3_{biogas}}{kg_{adsorbente} * s}$$

Al sustituir y resolver para el peso del reactor, se obtiene que se requiere 10.54kg de adsorbente.

$$W = \frac{1 - \left[ \frac{0.0480 \frac{m^3}{s}}{0.0048 \frac{m^3_{biogas}}{kg_{adsorbente} * s}} \ln | 0.65 - 1 | \frac{3 * 2.41x10^{-10} \frac{1}{kg_{adsorbente}}}{2} + 1 \right]^{\frac{2}{3}}}{2.41x10^{-10} \frac{1}{kg_{adsorbente}}}$$

$$W = 10.54 \text{ kg adsorbente}$$

Volumen de lecho:

$$\rho_{bulk} = \frac{W}{V_{lecho}}$$

$$V_{lecho} = \frac{W}{\rho_{bulk}}$$

$$V_{lecho} = \frac{10.54 \text{ kg adsorbente}}{1000 \frac{kg}{m^3}} = 0.0105 \text{ m}^3_{adsorbente}$$

El diseño se ha planteado sobre la base de una geometría cilíndrica, y dado que al seleccionar una de las velocidades recomendadas en los lineamientos de diseño publicados por McKinsey, S. (2003), automáticamente se definió el área de sección transversal de reactor en 4.8 m<sup>2</sup>, por lo tanto para obtener el volumen antes mencionado se necesita una altura de lecho de 0.0022 m, esta nos garantiza una conversión del 65% del sulfuro de hidrógeno que ingresa al reactor; sin embargo, es claro que un reactor de tales características geométricas no sería funcional.

La interpretación de estos resultados es que los cálculos están basados sobre la idealidad de un lecho catalítico, en cambio el sistema bajo análisis es un medio absorbente, cuya velocidad de agotamiento es predecible bajo la asunción de que todos los espacios disponibles para reacción habrán sido utilizados al final de la vida útil del medio. Dado que este es un proceso de quimisorción en el que se da un agotamiento del lecho empacado, es importante considerar el volumen del lecho para el manejo del volumen de gas para un periodo de vida útil de varios

meses por ejemplo 3 meses, 6 meses y un año, lo cual brinda un adecuado margen para todas las gestiones de compra para la reposición del lecho.

### 8.3.4 Dimensionamiento de Reactor de Iron Sponge – Sulfatreat.

Como se ha mencionado el tiempo de residencia mínimo recomendado es 60 segundos:

$$t_{residencia} = \frac{V_{vacío}}{v_0}$$

$$V_{vacío} = V_{lecho} * \phi$$

Por lo tanto:

$$t_{residencia} = \frac{V_{lecho} * \phi}{v_0}$$

$$V_{lecho} = \frac{t_{residencia}}{\phi} v_0$$

$$V_{lecho-mínimo} = \frac{60 \text{ s}}{0.75} * 0.0480 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} = 3.84 \text{ m}^3$$

$$z_{mínimo} = \frac{V_{lecho-mínimo}}{Ac}$$

$$z_{mínimo} = \frac{3.84 \text{ m}^3}{4.8 \text{ m}^2} = 0.8 \text{ m}$$

Los lineamientos de diseño recomiendan una altura entre 3 y 6 m, por lo que ahora se calcula el volumen y el periodo de vida útil para un lecho de 3 metros de altura. Debe tenerse en cuenta que conforme a lo publicado por Truong & Abatzoglou (2005) la capacidad de absorción viene dada por los siguientes valores

$$Capacidad_{adsorción} = 0.2 \frac{kg_{H_2S}}{kg_{sulfatreat}}$$

Se ha determinado que debe ser removido el 65% del H<sub>2</sub>S que ingresa al reactor, por lo que, **tomando como base de cálculo un día**, y el dato determinado en la sección 8.2. El flujo diario de eliminación de dicho contaminante (masa de H<sub>2</sub>S. quimisorbido a diario) se presenta a continuación

$$\dot{M}_{H_2S\ QS} = 11,093,785.34 \frac{mg}{día} = 11.094 \frac{kg_{H_2S}}{día}$$

$$W_{Consumido\ a\ diario} = \frac{\dot{M}_{H_2S\ QS}}{Capacidad_{adsorción}}$$

$$W_{Consumido\ a\ diario} = \frac{11.094 \frac{kg_{H_2S}}{día}}{0.2 \frac{kg_{H_2S}}{kg_{sulfatreat}}} = 55.47 \frac{kg_{sulfatreat}}{día}$$

$$V_{lecho\ consumido\ a\ diario} = \frac{W_{Consumido\ a\ diario}}{\rho_{bulk}}$$

$$V_{lecho\ consumido\ a\ diario} = \frac{55.47 \frac{kg_{sulfatreat}}{día}}{1000 \frac{kg}{m^3}} = 0.0555 \frac{m^3_{lecho}}{día}$$

Si ahora se considera un sobre dimensionamiento del 10%, el volumen de lecho requerido sería:

$$V_{lecho\ consumido\ a\ diario} = 0.0610 \frac{m^3_{lecho}}{día}$$

La altura queda definida en base al volumen de lecho adecuado para la operación, en este caso la base de cálculo que es un día:

$$V_{vacío} = V_{lecho\ consumido\ a\ diario} * \phi$$

$$V_{vacío} = 0.0610 \frac{m^3_{lecho}}{día} * 0.75 = 0.0458 \frac{m^3_{vacío}}{día}$$

$$Z_{\text{agotado a diario}} = \frac{\text{Volumen de medio absorbente}}{Ac}$$

$$Z_{\text{agotado a diario}} = 0.0127 \frac{m}{\text{día}}$$

**Cálculo de altura para un periodo sin reposición de 90 días:**

$$Z_{\text{periodo}} = Z_{\text{agotado a diario}} * N^{\circ} \text{ días}$$

$$Z_{\text{periodo}} = 0.0127 \frac{m}{\text{día}} * 90 \text{ días} = 1.14 \text{ m}$$

Tiempo de residencia:

$$t_{\text{residencia}} = \frac{V_{\text{vacío diario}}}{v_0} * N^{\circ} \text{ días}$$

$$t_{\text{residencia}} = \frac{0.0458 \frac{m^3}{\text{día}}}{0.0480 \frac{m^3}{s}} * 90 \text{ días} = 85.76 \text{ s (Mayor que 60 s, aceptable)}$$

**Cálculo de altura para un periodo sin reposición de 180 días:**

$$Z_{\text{periodo}} = Z_{\text{agotado a diario}} * N^{\circ} \text{ días}$$

$$Z_{\text{periodo}} = 0.0127 \frac{m}{\text{día}} * 180 \text{ días} = 2.29 \text{ m}$$

Tiempo de residencia:

$$t_{\text{residencia}} = \frac{V_{\text{vacío diario}}}{v_0} * N^{\circ} \text{ días}$$

$$t_{residencia} = \frac{0.0458 \frac{m^3}{día}}{0.0480 \frac{m^3}{s}} * 180 \text{ días} = 171.52 \text{ s (Mayor que 60 s, aceptable)}$$

**Cálculo de altura para un periodo sin reposición de 365 días:**

$$Z_{periodo} = Z_{agotado \text{ a diario}} * N^\circ \text{ días}$$

$$Z_{periodo} = 0.0127 \frac{m}{día} * 365 \text{ días} = 4.64 \text{ m}$$

Tiempo de residencia:

$$t_{residencia} = \frac{V_{vacio \text{ diario}}}{v_0} * N^\circ \text{ días}$$

$$t_{residencia} = \frac{0.0458 \frac{m^3}{día}}{0.0480 \frac{m^3}{s}} * 365 \text{ días} = 347.8 \text{ s (Mayor que 60 s, aceptable)}$$

**Cálculo de altura para un periodo sin reposición de 236 días:**

$$Z_{periodo} = Z_{agotado \text{ a diario}} * N^\circ \text{ días}$$

$$Z_{periodo} = 0.0127 \frac{m}{día} * 236 \text{ días} = 3.0 \text{ m}$$

Tiempo de residencia:

$$t_{residencia} = \frac{V_{vacio \text{ diario}}}{v_0} * N^\circ \text{ días}$$

$$t_{residencia} = \frac{0.0458 \frac{m^3_{vacío}}{día}}{0.0480 \frac{m^3}{s}} * 236 \text{ días} = 224.88 \text{ s (Mayor que 60 s, aceptable)}$$

Estos cálculos indican que durante un periodo de 236 días, equivalente a 7 meses y 27 días, se utilizará una masa de adsorbente de 13.090.92 kg, equivalente a 13.09 toneladas métricas (TM). Se recomienda el uso de dos unidades en paralelo de igual tamaño a fin de que la operación no sea interrumpida, aún cuando se tenga que realizar mantenimiento al reactor.

Tabla 8.10

*Resumen de parámetros de diseño del reactor tipo "Iron sponge", para remoción de sulfuro de hidrógeno*

<b>Periodo de remoción</b>	<b>Diámetro (m)</b>	<b>Altura de lecho (m)</b>	<b>Volumen de lecho (m<sup>3</sup>)</b>	<b>Peso de lecho (TM)</b>
90 días	2.47	1.14	5.49	4.99
180 días	2.47	2.29	10.98	9.98
236 días	2.47	3.00	14.39	13.09
365 días	2.47	4.64	22.27	20.24

# Capítulo 9 Consideraciones Ambientales

En el contexto de El Salvador, la evaluación ambiental es definida en el Artículo 5 de la Ley del Medio Ambiente de El Salvador como: "El conjunto de procedimientos, que permite al Estado, en base a un Estudio de Impacto Ambiental, estimar los efectos y consecuencias que la ejecución de una determinada obra, actividad o proyecto pueda causar sobre el ambiente, asegurar la ejecución y seguimiento de las medidas que puedan prevenir, atenuar, compensar o potenciar, según sea el caso, dichos impactos" (Decreto No 233, 1998).

Si bien, la evaluación a continuación desarrollada, no pretende sustituir el Estudio de Impacto Ambiental requerido por la Ley, busca responder a los objetivos de la evaluación ambiental, definidos en el Artículo 18 del Reglamento General de la Ley del Medio Ambiente (Decreto No 17, 2000), centrándose en la gestión del lecho agotado. Los objetivos de esta sección a continuación:

- a) Identificar, cuantificar y valorar los impactos ambientales y los riesgos asociados a la operación de remoción de sulfuro de hidrógeno, mediante un proceso de adsorción con óxido de hierro;
- b) Determinar las medidas necesarias para prevenir, atenuar, controlar y compensar los impactos negativos e incentivar los impactos positivos, seleccionando la alternativa que mejor garantice la protección del medio ambiente y la conservación de los recursos naturales;
- c) Generar propuesta de medidas ambientales que puedan ser retomadas en el programa de manejo ambiental correspondiente.
- d) Determinar la viabilidad ambiental de la ejecución de una actividad, obra o proyecto, para este caso la remoción de sulfuro de hidrógeno, mediante un proceso de adsorción con óxido de hierro;

## 9.1 Identificación, cuantificación y valoración de impactos ambientales

A fin de proveer una solución integral deben estimarse las emisiones o salidas de proceso, asociadas al sistema que se está evaluando, para el presente proyecto la corriente prioritaria la establece el lecho agotado, la cual supone un aspecto ambiental significativo.

Los impactos ambientales potenciales asociados al manejo de residuos y/o desechos se relacionan a potenciales alteraciones en la calidad de suelo, drenajes superficiales y/o cuerpos de agua subterránea.

Los volúmenes y masas de generación de residuos, en función de los periodos de reemplazo se presentan en la Tabla 9.1.

Tabla 9.1

*Volúmenes de generación de desechos con el sistema diseñado*

<b>Periodo de remoción</b>	<b>Volumen de lecho (m<sup>3</sup>)</b>	<b>Peso de lecho (TM)</b>
90 días	5.49	4.99
180 días	10.98	9.98
236 días	14.39	13.09
365 días	22.27	20.24

### **9.1.1 Evaluación de características de peligrosidad de Sulfatreat 410 HP.**

La hoja de seguridad de Sulfatreat 410 HP, declara como componentes prioritarios los materiales asociados a la matriz de soporte, compuesta por montmorillonita calcinada y cristales de sílice (ver Tabla 9.2).

Tabla 9.2

*Composición del medio absorbente Sulfatreat 410 HP (Schlumberger Limited, 2018)*

<b>Ingredientes</b>	<b>CAS No.</b>	<b>Peso (%)</b>
Sílica cristalina, cuarzo	14808-60-7	5 – 10
Montmorillonita calcinada	70892-59-0	30 – 60
Sílica cristalina, cristobalita	14464-46-1	1 – 5
Óxidos de hierro	Varios	10 – 30
Agua	7732-18-5	10 – 30

El Artículo 5 de la Ley del Medio Ambiente de El Salvador (Decreto No 233, 1998), define sustancias peligrosas como *“Todo material con características corrosivas, reactivas, radioactivas, explosivas, tóxicas, inflamables o con actividad biológica”*.

La hoja de seguridad indica que el producto presenta riesgo leve a la salud e inflamabilidad y riesgo físico mínimo (Schlumberger Limited, 2019). Respecto a las características de peligrosidad, establecidas en el Artículo 5, para el Sulfatreat 410 HP, se puede señalar:

- a) **Corrosiva:** No reportada como sustancia corrosiva en la MSDS. Los componentes no presentan características corrosivas.
- b) **Reactividad:** Químicamente estable según MSDS.
- c) **Radioactiva:** No reportada como sustancia radioactiva en la MSDS. Los componentes no presentan características radioactivas.
- d) **Explosiva:** No reportado como sustancia explosiva en la MSDS. Los componentes no presentan características explosivas
- e) **Tóxicas:**
  - a. Riesgo a la salud 1.
  - b. Puede causar irritación de ojos, piel y tracto respiratorio. La inhalación a largo término puede causar daño de pulmón. Riesgo de cáncer. Contiene sílice cristalina, la cual puede causar cáncer de pulmón. Existe suficiente evidencia que la inhalación de sílice cristalina causa cáncer en humanos. Grupo de clasificación IARC, carcinógeno. El riesgo de cáncer depende de la duración y el nivel de exposición
  - c. Rutas de exposición: Inhalación. Contacto dérmico. Ojos.
  - d. Propiedades toxicológicas de los componentes se presentan en la Tabla 9.2.
- f) **Inflamable:** Material no combustible según MSDS. No se reporta temperatura de autoignición.
- g) **Actividad biológica:** No se reporta ecotoxicidad para los componentes.

El resumen toxicológico del Sulfatreat, por ingrediente se resumen en la Tabla 9.3.

En base a lo antes expuesto, se considera, que ni el Sulfatreat, ni sus compuestos mayoritarios, exhiben características de peligrosidad.

Las recomendaciones en materia de salud y seguridad ocupacional expuestas en el resumen toxicológico de los compuestos, se retoman como parte de las medidas ambientales.

Tabla 9.3

*Propiedades toxicológicas de los componentes del medio absorbente Sulfatreat 410 HP (Schlumberger Limited, 2018)*

<b>Ingrediente</b>	<b>Resumen toxicológico</b>
Sílice cristalina, cuarzo	<p>Sílice cristalina es el mineral de ocurrencia más extendida. La forma más común de sílice es la arena. Una forma de sílice cristalina, sílice cristalina respirable (RCS, por sus siglas en inglés), es conocida por ser un carcinógeno para los humanos. Este hallazgo se basa en suficiente evidencia de carcinogenicidad de estudios en humanos, indicando una relación causal entre exposición a RCS e incremento en tasas de cáncer de pulmón en trabajadores expuestos (International Agency for Research on Cancer (IARC, 1997))</p> <p>El Programa Nacional de Toxicología (NTP, por sus siglas en inglés) clasifica la sílice cristalina como “razonablemente anticipado para causar cáncer en humanos” (6th Annual Report on Carcinogens, 1991).</p> <p>Inhalaciones a largo plazo de sílice cristalina pueden resultar en enfermedades de pulmón, silicosis. Síntomas de esta enfermedad incluyen tos y dificultad para respirar (NJ HSFS, 1996)</p>
Montmorillonita calcinada	<p>Inhalación prolongada y repetida de partículas pueden llevar a fibrosis pulmonar, bronquitis crónica, enfisema y asma bronquial.</p>
Óxidos de hierro	<p>Exposición crónica de este componente puede causar neumoconiosis benigna (irritación causada por polvo, inhalación que puede derivar en fibrosis (NIOSH, Hazard Text). Inhalación prolongada y repetida de material particulado, puede derivar en fibrosis pulmonar, bronquitis crónica, enfisema y asma bronquial.</p>

### 9.1.2 Evaluación de características de peligrosidad del lecho agotado

La Hoja de Seguridad no determina la clasificación de los residuos/desechos. Truong y Abatzoglou (2005) por su parte, señalan:

- El material no es tóxico y no es peligroso.
- Tanto sus formas sin reaccionar como las gastadas se pueden eliminar de forma segura mediante en rellenos sanitarios, si el gas tratado no contiene contaminantes peligrosos distintos de los compuestos sulfurosos.
- Las opciones de eliminación, que no sean rellenos sanitarios, incluyen: reciclar en procesos de tratamiento y eliminación de lodos; usar como material de estabilización de caminos; en fertilizantes agrícolas para la mejora del producto; en la fabricación de ladrillos cerámicos.

Entre las variaciones esperadas, en la composición del lecho, antes y después de reaccionar, se encuentra la sustitución de óxido de hierro por Sulfuro Férrico ( $\text{Fe}_2\text{S}_3$ ). La hoja de seguridad del sulfuro férrico (Spectrum Chemical, 2006) indica que el producto presenta riesgo moderado a la salud y riesgo leve de inflamabilidad. Se considera riesgoso en caso de contacto con los ojos (irritante), de ingestión, de inhalación y ligeramente riesgoso en caso de contacto con la piel (irritante).

El marco regulatorio nacional, a través del Artículo 5 de la Ley del Medio Ambiente de El Salvador (Decreto No 233, 1998), define desechos peligrosos en los siguientes términos:

- a. “Desecho peligroso: Cualquier material sin uso directo o descartado permanentemente que por su actividad química o por sus características corrosivas, reactivas, inflamables, tóxicas, explosivas, combustión espontánea, oxidante, infecciosas, bioacumulativas, ecotóxicas o radioactivas u otras características, que ocasionen peligro o ponen en riesgo la salud humana o el ambiente, ya sea por si solo o al contacto con otro desecho”.*

Asimismo, el Artículo 3 del Reglamento Especial en materia de Sustancias, Residuos y Desechos Peligrosos, define residuo peligroso, de la siguiente manera:

- a. “Residuo peligroso: Material que reviste características peligrosas, que después de servir a un propósito específico todavía conserva propiedades físicas y químicas útiles,*

*y por lo tanto puede ser reusado, reciclado, regenerado o aprovechado con el mismo propósito u otro diferente”.*

El artículo 23, del Reglamento Especial en materia de Sustancias, Residuos y Desechos Peligrosos (Decreto Ejecutivo No. 41, 2000), presenta corrientes de desecho que habrán de considerarse como desechos peligrosos (corrientes Y) sin embargo, ninguna de las listadas, corresponden a la naturaleza del residuo/desecho en evaluación.

El artículo 23 (Decreto Ejecutivo No. 41, 2000), amplía, que de igual manera se consideran desechos peligrosos las categorías de los Anexos de la Convención de Basilea (Secretaría del Convenio de Basilea sobre el control de los movimientos transfronterizos de los desechos peligrosos y su eliminación y el Gobierno de El Salvador, 2008) y aquéllas que se contengan en otros instrumentos internacionales ratificados por El Salvador en la materia.

El Convenio de Basilea (Secretaría del Convenio de Basilea sobre el control de los movimientos transfronterizos de los desechos peligrosos y su eliminación y el Gobierno de El Salvador, 2008), por su parte, presenta en el Anexo IX, Lista B, el detalle de Desechos considerados como no peligrosos, y entre ellos, se encuentra la corriente “B1120 Catalizadores agotados, con exclusión de líquidos utilizados como catalizadores que contengan alguno de los siguientes elementos: (...)”. Se considera que esta corriente, describe la naturaleza del residuo/desecho, pudiendo considerarse como desecho no peligroso.

Sin embargo, conforme Artículo 4 del Reglamento Especial en materia de Sustancias, Residuos y Desechos Peligrosos (Decreto Ejecutivo No. 41, 2000), es parte de las atribuciones de Ministerio de Medio Ambiente y Recursos Naturales, identificar qué sustancias, residuos y desechos son peligrosos, por lo que las valoraciones antes descritas, no eximen se realice un proceso formal ante dicha entidad.

En el marco del presente proyecto de investigación, no se han identificado indicios, que pudiesen llevara a inferir que el Sulfatreat o el lecho agotado, exhiban características de peligrosidad.

### **9.1.3 Valoración de impactos ambientales.**

Existen diferentes metodologías de evaluación de impactos aplicables, para presente evaluación se propone una adaptación de la "Metodología de los Criterios Relevantes Integrados" (Conesa, 2011).

En atención al enfoque de la evaluación y en ausencia de una caracterización del medio dónde se implementará el proyecto, se retomaran únicamente los criterios y escalas de ponderación utilizados para la priorización de la significancia, y se aplicaran para el cálculo del Valor de Impacto Ambiental (VIA) por alteración de calidad de agua y suelo. Esa valoración se calculó dándoles una ponderación en los criterios integradores siguientes:

- 1 Probabilidad de ocurrencia
- 2 Intensidad esperada del impacto
- 3 Extensión afectada por la acción
- 4 Duración de efecto impactante
- 5 Reversibilidad del impacto afectado

La tasa aplicada de la proyección para cada uno de los efectos depende de las siguientes consideraciones:

- 1 La probabilidad de ocurrencia del impacto durante el proyecto como: alta, media o baja.
- 2 La intensidad por ejercer, en el medio por ese impacto como: alta, media o leve.
- 3 Considerando la extensión como: generalizada o regional si afecta un área mayor a la del terreno o su área de influencia inmediata, local cuando afecta el proyecto y/o puntual si sólo afecta áreas puntuales del proyecto.
- 4 La duración: larga (efecto mayor de 5 años de persistencia), media (efecto entre 2 y 5 años) o corta (efecto menor de 2 años).
- 5 La reversibilidad cuando es irreversible, o reversible ya sea que se obtenga a largo plazo, o a corto plazo.

Para continuar el proceso, se procedió a determinar la relevancia del impacto, considerando para su efecto la calificación de:

- 1 Muy Alto cuando su puntaje fuese igual o mayor de 8.0 (MA)
- 2 Alto, en el rango de 6.1 a 7.9 (A)
- 3 Medio, en el rango de 4.0 a 6.0 (M)

4 Bajo, igual o menor a 3.9 (B)

El impacto por alteración de calidad de agua y suelo, asociados al manejo de los residuos de proceso, se prevé originen impactos de baja probabilidad, baja intensidad, de extensión puntual, reversibles a corto plazo y de corta duración. En la Tabla 9.4 respectivamente, se presenta el cálculo del Valor de Impacto Ambiental (VIA) para el impacto en mención. El VIA promedio y la Relevancia integrada de los impactos negativos que causará el proyecto se determinó como **BAJO (2.00)**.

Tabla 9.4

*Cálculo del Valor de Impacto Ambiental*

PROBABILIDAD	INTENSIDAD	EXTENSIÓN	REVERS	DURACIÓN	PUNTAJE	CLASIFICACIÓN
0.4	0.6	0.4	0.4	0.2	2.0	BAJO

Si bien el impacto se considera bajo, ello no exime, se ejecuten las medidas técnica y financieramente viables y eficaces en función de los costos para mejorar su eficiencia en el consumo de recursos y que garanticen un reúso y/o disposición ambientalmente adecuada.

## 9.2 Evaluación de alternativas

Como parte del proceso de priorización de tecnologías descrito en el Capítulo 7 se colocaba un criterio de “Cobeneficios ambientales” el cual relacionaba los siguientes subcriterios:

- a. **Optimiza el consumo de recursos.** Evalúa el potencial de la medida para minimizar el consumo de materiales, con especial énfasis a agua y reactivos.
- b. **Minimiza la generación de vertidos y desechos.** Evalúa el potencial de la medida para prevenir, o en su defecto reducir la generación de vertidos, residuos y desechos.
- c. **Manejo de sustancias peligrosas.** Evalúa el potencial de minimizar el consumo y/o generación de sustancias, residuos y desechos con características de peligrosidad, a efectos de reducir riesgos ocupacionales y hacia el entorno.

Los criterios de optimización de recursos y minimización de corrientes de vertidos, residuos y desechos, se veían favorecidas mediante la implementación de métodos secos, con lechos regenerables y/o parcialmente regenerables.

Respecto al mismo, la tecnología seleccionada:

- a. Conforme Wang, (2008) Sulfatreat no es regenerable, sin embargo Bailon & Hinge, (2014), consideran el material, como parcialmente regenerable, y establecen que es posible extender la vida del lecho admitiendo aire, formando de este modo azufre y regeneración del óxido de hierro, en un proceso altamente exotérmico. Conforme lo establecido por Bailon & Hinge, (2014), SulfaTreat aborda la problemática de la potencial autoignición del lecho, utilizando una base cerámica inerte, facilitando los procesos de regeneración.
- b. Conforme lo establecido en la sección 9.1.2 y 9.1.3, se considera que el Sulfatreat 410 HP como materia prima y como lecho agotado, no exhibirá características de peligrosidad.

### **9.3 Definición de medidas ambientales ambientales relativas al manejo, reúso y disposición de la tecnología seleccionada**

La gestión integral de desechos, parte de las siguientes premisas (Ministerio de Ambiente y Recursos Naturales, 2010a):

- a. Minimización de la Generación de los Residuos
- b. Separación en la Fuente
- c. Responsabilidad Extendida
- d. Valorización de los Residuos

Para el contexto del presente proyecto de ingeniería, se retoma lo establecido por Wang, (2008), en cuanto el Sulfatreat es considerado como no regenerable, por lo que las opciones de reúso exploradas, se orientan a un propósito diferente al original.

En el contexto de valorización de residuos, a continuación, se presenta un consolidado de costos aproximados de adquisición del material virgen, en base a lo reportado por Wang (2008), y ascienden a 4.85-5.00 \$USD/kg de H<sub>2</sub>S removido. La tasa que se requiere remover es de 29 lb/día de H<sub>2</sub>S, por lo que los costos a 90, 180 y 365 días de remoción, se presentan en la Tabla 9.5.

Tabla 9.5

*Costos del material de relleno (lecho del reactor tipo “Iron Sponge”)*

<b>Periodo de remoción</b>	<b>Costo medio (\$USD)</b>
90 días	5,700 – 5,900
180 días	11,500 – 11,800
365 días	23,300 – 24,000

Asimismo, en la sección 9.3.2 se desarrollan algunas consideraciones de seguridad ocupacional.

### **9.3.1 Gestión de Residuos y Desechos.**

Respecto a las vías de aprovechamiento, se consideran **usos encapsulados** son aquellos en los que el material secundario está unido en una matriz sólida que minimiza la movilización de componentes en el ambiente, ejemplos de usos encapsulados incluyen sin limitarse a ello, a agregados en el concreto, sustitutos o materia prima utilizada en la producción de componentes de cemento para ladrillos de concreto. Por otra parte, se consideran **usos no encapsulados** aquellos en los que se utiliza el material secundario suelto o en forma de lodo, y consiste en la colocación directa del material secundario sobre el terreno. Ejemplos de estas aplicaciones incluyen: rellenos estructurales y cobertura de caminos.

Las opciones de reúso del lecho agotado documentadas en la bibliografía (Buccellato, 2010), se encuentran las descritas en los acápites 9.3.1.1 y 9.3.1.2.

#### ***9.3.1.1 Materia prima para la producción de cemento.***

Residuos de naturaleza industrial diferente (residuos de pirita, piritas, barro rojo, suelos volcánicos y lodo rojo) cuyas características químicas coinciden con las de los óxidos de hierro gastados, especialmente en términos de contenido de hierro y azufre, han demostrado su aplicabilidad en plantas de cemento como materia prima alternativa.

Los óxidos de hierro gastados son adecuados para ser coprocesados en la industria del cemento, considerándose como una fuente alternativa de hierro, mientras que los

componentes restantes no comprometen la composición de la alimentación. El destino de los compuestos de azufre se resuelve ambientalmente bajo este enfoque.

El coprocesamiento en plantas de cemento conlleva múltiples ventajas para el manejo de óxidos de hierro gastados dado que cantidades considerables de material sin acondicionamiento pueden usarse directamente como materia prima alternativa para la producción de cemento, sin requerir prácticas de monitoreo severas. Sin embargo, esta alternativa un alto grado de dependencia de las plantas de cemento, y puede ser inviable para pequeñas cantidades de material.

#### ***9.3.1.2 Agregados para la construcción civil***

Los materiales con base de hierro de diferente naturaleza han demostrado su aplicabilidad como agregado para concreto y asfaltos de construcción civil. Esto se aborda desde el punto de vista ambiental de acuerdo con las prácticas de estabilización / solidificación.

De acuerdo con el carácter granular de los óxidos de hierro gastados confirmados por la distribución del tamaño de partícula, el material puede clasificarse como agregado fino para formulaciones de mortero y hormigón, así como para la construcción de carreteras.

La formulación y el rendimiento de los materiales, y la colocación en el mercado, deberán evaluarse para garantizar la aplicación de la medida.

Otras alternativas, como aditivos para cementación de pozos petroleros, se documentan en la bibliografía, sin embargo, en El Salvador no se cuenta con pozos de esa naturaleza. En la siguiente tabla, se presenta un cuadro sinóptico para las alternativas en mención.

En la Tabla 9.6 se presenta una matriz comparativa de las alternativas de reuso.

Tabla 9.6

*Matriz comparativa de alternativas de reuso del material de relleno (lecho del reactor tipo "Iron Sponge") (Adaptado, Buccellato, 2010)*

<b>Criterio</b>	<b>Co-Procesamiento en Plantas Agregado par ala Cementeras construcción</b>
<b>Pre acondicionamiento del material y modificaciones de procesos</b>	<p>No se espera que el material requiera reacondicionamiento ya que los componentes principales y secundarios están presentes en la materia prima común del cemento.</p> <p>Los óxidos de hierro gastados deben introducirse en el sistema del horno a través del Sistema típico de suministro de materiales, sin implicar ninguna modificación en el proceso de producción de cemento convencional.</p>
<b>Monitoreo</b>	<p>Las preocupaciones de monitoreo son muy bajas, dado que la conversión de óxidos de hierro usados en el sistema del horno cementero, implicaría breves minutos</p> <p>El destino final de los compuestos de azufre se resuelve mediante la configuración habitual de los procesos de producción de cemento donde se libera azufre como SO<sub>2</sub>. Posteriormente la corriente de gases de escape es depurada por sistemas de tratamiento de emisiones existentes.</p>

Tabla 9.6 (Continuación)

*Matriz comparativa de alternativas de reúso del material de relleno (lecho del reactor tipo “Iron Sponge”) (Buccellato, 2010)*

<b>Criterio</b>	<b>Co-Procesamiento en Plantas Cementeras</b>	<b>Agregado par ala construcción</b>
<b>Logística</b>	<p>La única planta cementera de El Salvador, cuenta con Permiso Ambiental para el co-procesamiento de desechos sólidos.</p> <p>La producción en plantas de cemento es enorme (millones de toneladas métricas) y la colocación en el mercado de óxidos gastados no se considera un problema en esta etapa.</p> <p>La logística y los costos asociados pueden no ser justificables para cantidades relativamente pequeñas de desechos.</p> <p>Los contratistas de transporte calificados pueden estar disponibles.</p>	<p>Se espera que la colocación en el mercado de óxidos de hierro usados dependa en gran medida de los altibajos de los planes de construcción del área, lo que influye en la sostenibilidad del enfoque.</p> <p>Aún no se ha determinado la cantidad de material potencialmente utilizado por cada lote de aplicación.</p>
<b>Dependencia de terceras partes</b>	<p>La determinación final de la viabilidad de este enfoque será, en gran medida, competencia de la planta de cemento que reciba el material</p>	<ul style="list-style-type: none"> <li>· Las formulaciones de mezclas de concreto y asfálticas serían realizadas por las partes competentes a través de laboratorios de materiales.</li> <li>· El cronograma de ejecución de la aplicación per se sería competencia completa de los departamentos de infraestructura y contratistas.</li> </ul> <p>Se deberá contar con Permiso Ambiental para la implementación de esta alternativa.</p>

Tabla 9.6 (Continuación)

*Matriz comparativa de alternativas de reúso del material de relleno (lecho del reactor tipo “Iron Sponge”) (Adaptado, Buccellato, 2010)*

<b>Criterio</b>	<b>Co-Procesamiento en Plantas Agregado par ala Cementeras construcción</b>
<b>Costos</b>	Los costos están relacionados con cantidad de material, el transporte y, posiblemente, el coprocesamiento. Los costos están relacionados con el diseño y la evaluación de formulaciones a medida, cantidad de material, transporte y posiblemente acondicionamiento.

### 9.3.2 Uso de equipo de protección personal.

Se deberá considerar como parte del Sistema de Gestión Ambiental del Proyecto, medidas orientadas al uso de equipo de protección individual según el tipo de riesgo. El mismo deberá ser utilizado durante la carga y descarga del material de lecho, conforme especificaciones presentadas en la hoja de seguridad (Ver Tabla 9.7).

Tabla 9.7

*Equipo de protección personal según hoja de seguridad del material de relleno (lecho del reactor tipo “Iron Sponge”)*

Equipo	Descripción	Ilustración
<b>Protección de ojos y cara</b>	Lentes de seguridad resistentes al polvo	
<b>Protección de la piel</b>	Si se necesita minimizar irritación: Llevar ropa apropiada para prevenir contacto de la piel repetido o prolongado. Utilizar guantes resistentes a químicos de nitrilo o neopreno o similares.	
<b>Protección respiratoria</b>	Si esta expuesto a partículas en aire, utilice media máscara con respirador de partículas, descartable o reusable aprobada por la NIOSH, N95 (máscara de polvo)	

# Conclusiones

El objetivo fundamental de esta tesis consistía en desarrollar una investigación aplicada en un proyecto de ingeniería, para la selección y diseño de un sistema remoción de sulfuro de hidrógeno ( $H_2S$ ) de una corriente de biogás proveniente de dos sistemas de digestión anaeróbica, atendiendo criterios técnicos, económicos, ambientales, legales y de seguridad industrial.

Así pues, la aportación principal de este trabajo consiste en la selección y el diseño del sistema óptimo para la aplicación requerida, en cuya consecución, se alcanzaron a la vez los objetivos específicos que corresponden a las etapas intermedias caracterización de afluente y efluente, selección de tecnología y diseño.

La determinación de la composición del biogás, se sustentó en una investigación secundaria, en la que se utilizó como criterio de selección, la similitud del sustrato documentado, respecto a los sustratos considerados para alimentación de los biodigestores tipo reactor anaerobio de flujo ascendente, UASB, por sus siglas en inglés, y biodigestores tipo lagunar. Resultando de dicho proceso, se determinaron concentraciones de componentes mayoritarios a la salida de los sistemas de biodigestión, tales como metano, dióxido de carbono, agua, nitrógeno y oxígeno, y otros componentes traza, como benceno, tolueno y siloxanos, siendo los datos de mayor interés las concentraciones de los componentes mayoritarios y las de sulfuro de hidrógeno. Para el caso de biodigestores UASB, alimentados con aguas residuales de tipo ordinario, son previsibles concentraciones, de sulfuro de hidrógeno en el biogás, de hasta **63 ppm**, y para biodigestores lagunares, alimentados con residuos agrícolas y pecuarios (restos biodegradables provenientes de mercados municipales, incluyendo frutas, verduras, residuos animales; restos cárnicos de mataderos, forraje de pasto), concentraciones potenciales de sulfuro de hidrógeno en el biogás de hasta **1,000 ppm**. Datos característicos esenciales en la corriente de entrada al sistema de remoción de sulfuro de hidrógeno.

Para el establecimiento de las concentraciones requeridas a la salida del sistema de remoción de gases ácidos, se retomaron los requerimientos de calidad de combustible específicos para

los motores de combustión interna Jenbacher, modelo JGC 312 GS-B.L de 12 cilindros, a fin de evitar efectos adversos en las unidades durante la operación. Para los mismos, el fabricante requiere concentraciones inferiores a 266.92 ppm de azufre, correspondiente a **222 ppm de sulfuro de hidrógeno**, ambas dadas para biogás con poder calorífico de 5 kWh/Nm<sup>3</sup>, y considerando 83% de sulfuro de hidrógeno, respecto a azufre total en biogás. Dato característico esencial de la corriente de salida al sistema de remoción de sulfuro de hidrógeno.

A efectos de garantizar observancia del marco normativo nacional, se revisó lo dispuesto en el “Reglamento Técnico RTS 75.01.01:16 Hidrocarburos. Gas Natural. Especificaciones de calidad” y “proyecto de Reglamento Técnico NSO 13.11.02:11, Emisiones Atmosféricas Fuentes Fijas Puntuales”, se concluye que el Reglamento Técnico RTS 75.01.01:16 es no vinculante al caso en estudio, en cuanto el objeto de la regulación, se orienta a combustible entregado a sistemas de transporte por ductos, almacenamiento o distribución por redes externos al complejo, y no al aprovechamiento in situ. A partir de los límites de emisión establecidos en el Reglamento Técnico NSO 13.11.02:11 (2,500 mg/Nm<sup>3</sup> de SO<sub>2</sub> en la corriente de gases de combustión), se infiere una concentración límite de azufre en el combustible superior a 10,000 ppm. Bajo estas condiciones, se concluye que, al garantizar el cumplimiento del límite establecido por el fabricante, se garantiza el cumplimiento de la normativa de emisiones fuentes fijas.

Para la selección de la tecnología se realizó inicialmente un tamizaje, a efectos de garantizar la viabilidad técnica de las tecnologías sometidas al proceso de selección, respecto a la aplicación propuesta. Posterior a esta etapa, se realizó la selección de la tecnología óptima, haciendo uso de un análisis con múltiples criterios, y con ello sensibilizar impactos y beneficios colaterales asociados a la selección. Se consideró como tecnología elegible, aquella que cumpliera con los requisitos mínimos, establecidos en el proceso de tamizaje o preselección (referidos a aplicabilidad, rango de concentraciones y tasa de remoción), y que presentara los índices más favorables en la priorización, para la escala de evaluación utilizada, bajo los criterios de favorecimiento al proceso de remoción de CO<sub>2</sub>, cobeneficios

ambientales y minimización de costos e inversiones. Resultado de la evaluación, se determinó que la tecnología elegible corresponde a Iron sponge.

Entre los criterios que favorecen a la alternativa inicialmente seleccionada, se encuentra la asequibilidad de los costo del sistema, basada en la flexibilidad del mismo para la adopción de medios de soporte, los cuales pueden considerar desde chips de madera, hasta residuos biodegradables; sin embargo, la versatilidad de los medios de soporte, y sus propiedades impidieron contar con información consistente para la caracterización de los fenómenos de transporte y cinéticos, que describen el sistema y que se requiere para la fase de diseño, por lo que se optó por trabajar con un sistema de remoción basado en óxidos de hierro, de fórmula patentada, conocido como Sulfatreat 410 HP.

El diseño del reactor está basado, por una parte, en la metodología propuesta por Fogler (2008) y por otra, en los lineamientos para el diseño de reactores de tipo Iron Sponge publicada por McKinsey (2003). La metodología de cálculo seguida se basa en el diseño de reactores de lecho empacado considerando la caída de presión a lo largo del lecho, con la que se ha determinado que para tratar el flujo diario de biogás que proviene de los biodigestores lagunares y alcanzar una **conversión de Sulfuro de hidrógeno del 65%**, requerida para dar cumplimiento a los requerimientos de calidad de combustible que alimenta a los motores de combustión interna Jenbacher, modelo JGC 312 GS-B.L, para lo cual es necesario una **masa de lecho de 10 kilogramos diarios**. Tomando como base los lineamientos de diseño, antes mencionados, se determina que las dimensiones del reactor que garantizan una **vida útil del lecho por 8 meses son un diámetro de 2.47 m, una altura de 3.0 m, con una masa de medio de 13 toneladas**. Siendo estos, los elementos básicos de diseño del sistema de remoción de sulfuro de hidrógeno que se propone.

Resultado de la verificación de las características de peligrosidad del Sulfatreat 410 HP y sus componentes prioritarios asociados a la matriz de soporte, compuesta por montmorillonita calcinada y cristales de sílice, se considera, que el mismo y sus compuestos mayoritarios, no exhiben características de peligrosidad. Asimismo, se han verificado las características de peligrosidad del Sulfuro Férrico ( $\text{Fe}_2\text{S}_3$ ), resultante del proceso de adsorción, no

identificándose características de peligrosidad significativas para el mismo. Concluyéndose que, el material de relleno tanto en sus condiciones iniciales como después de tratar el biogás no exhiben características de peligrosidad.

Al realizar la valoración de los impactos ambientales asociados al manejo de los residuos de proceso, se prevé originen impactos de baja probabilidad de ocurrencia, baja intensidad, de extensión puntual, reversibles a corto plazo y de corta duración. Se estimó el cálculo del Valor de Impacto Ambiental (VIA) para el impacto en mención. **El VIA promedio y la Relevancia integrada de los impactos negativos que causará el proyecto se determinó como BAJO (2.00), lo que resulta favorable para su implementación.**

Para el contexto del presente proyecto de ingeniería, se ha considerado que el Sulfatreat es no regenerable, por lo que las opciones de reúso exploradas, se orientan a un propósito diferente al original. Se documentan varias posibilidades, con especial énfasis en las que tiene aplicación de acuerdo a la industria salvadoreña, con lo que **se prevén como usos potenciales como materia prima para el cemento y como agregado para la construcción civil.**

La tecnología Iron Sponge es una tecnología madura, por lo que hay parámetros de diseño que se han determinado para un funcionamiento óptimo. La aplicación de virutas de madera como matriz de soporte del óxido de hierro para la limpieza de biogás es muy popular, especialmente en los Estados Unidos y Europa, utilizando diferentes escalas de operación de biogás, con sustratos tan variados como los residuos provenientes de plantas de reciclaje de papel y diversos sistemas de tratamiento de aguas residuales. En los inicios de desarrollo de esta tecnología se planteaban retos asociados al manejo de los residuos (Bailón & Hinge, 2014), sin embargo, su evolución concluye, como se ha investigado y evaluado en este proyecto de ingeniería, en una tecnología de bajo impacto ambiental y de residuos prácticamente inertes y con potencial de reutilización y aprovechamiento en sistemas de cogeneración, por lo que se plantea para El Salvador una alternativa viable y favorable en términos técnicos, económicos y ambientales.

# Trabajo Futuro

Previo a la instalación el sistema de remoción de sulfuro de hidrógeno, deberá de considerarse los parámetros específicos del medio a adquirir, tales como sus propiedades físicas (diámetro de partícula, densidad bulk y porosidad) y las relacionadas a la calidad química del Iron sponge, por lo que lo más importante, será evaluar el contenido de óxido de hierro mediante ensayos experimentales apropiados y con ello validar o ajustar el diseño realizado. Teniendo en cuenta que, la metodología de cálculo plantea el uso de tales parámetros al determinar el área de sección transversal y diámetro del reactor, es en este punto que deberá considerarse cualquier parámetro distinto del considerado en la memoria de cálculo.

En consideración de la información específica y las muestras de material de que se disponga previo a la instalación del sistema de remoción, puede realizarse ensayos experimentales que validen la cinética de la reacción que se ha supuesto. Cabe mencionar que se disponía de poca o ninguna información experimental tanto de la calidad del biogás como del medio para la eliminación de sulfuro de hidrógeno, por lo que experimentar tanto con biogás que se asemeje al que se espera producir, como con el lecho o los lechos disponibles en el mercado, generará ajustes al diseño que acarrearán inversiones e incluso flujos de efectivo ajustados a la realidad en términos de la velocidad de sustitución del medio.

Se ha hecho una importante consideración en torno a la influencia de la transferencia de masa en el proceso de remoción de sulfuro de hidrógeno, y es que se ha considerado un fenómeno dominado por la cinética de la reacción, es decir que al respecto de la difusión interna, se ha considerado un mecanismo no dominante del proceso, esto en ausencia de información concluyente sobre el diámetro de poro. Queda por lo tanto un espacio para la validación de esta asunción.

La adquisición de Iron Sponge puede suponer costos potencialmente reducibles a la luz de emprender investigaciones para su fabricación local, existen ya varias investigaciones realizadas en torno a la producción de iron sponge sobre chips de madera y otros materiales orgánicos (Cherosky & Li, 2013; Siefers, 2010).

Se requiere explorar los requisitos habilitantes para los procesos de regeneración de Sulfatreat 410 HP, con especial énfasis a los asociados a prevenir la autoignición del lecho. Conforme Bailon & Hinge, (2014), el material es parcialmente regenerable, y establecen que es posible extender la vida del lecho admitiendo aire, formando de este modo azufre y regeneración del óxido de hierro, en un proceso altamente exotérmico.

# Glosario de símbolos frecuentes

<b>Simbolo</b>	<b>Unidad de medidas</b>	<b>Magnitud física</b>
Kg/d	Kilogramo por día	Flujo másico
kW <sub>el</sub>	Kilovatio	Potencia eléctrica
kW <sub>th</sub>	Kilovatio	Potencia térmica
kWh/d	Kilovatio-hora por día	Flujo de energía
kWh <sub>el</sub> /d	Kilovatio-hora por día	Flujo de energía eléctrica
kWh <sub>th</sub> /d	Kilovatio-hora por día	Flujo de energía calorífica
m <sup>3</sup> /h	Metros cúbicos por hora	Flujo volumétrico
m <sup>3</sup> /d	Metros cúbicos por día	Flujo volumétrico
t/año	Toneladas por año	Flujo másico
% p/p	Porcentaje peso peso	Concentración
% v/v	Porcentaje volumen volumen	Concentración

# Referencias bibliográficas

- 16726:2016+A1:2019, U.-E. (2019). *Infraestructura gasista. Calidad del gas. Grupo H*. España: Asociación Española de Normalización.
- AES El Salvador. (2019). *AES Nejapa*. Obtenido de AES El Salvador: <http://www.aes-elsalvador.com/nuestra-empresa/aes-nejapa/>
- Bailón, L., & Hinge, J. (2012). *Biogas and bio-syngas upgrading*. Aarhus: Danish Technological Institute.
- Bailón, L., & Hinge, J. (2014). *Biogas upgrading. Evaluation of methods for H<sub>2</sub>S removal*. Aarhus: Danish Technological Institute.
- Centers for Disease Control and Prevention. (29 de Noviembre de 2018). *The National Institute for Occupational Safety and Health (NIOSH)*. Obtenido de Hydrogen sulfide: <https://www.cdc.gov/niosh/npg/npgd0337.html>
- Cherosky, P., & Li, Y. B. (2013). Hydrogen sulfide removal from biogas by bio-based iron sponge. *Biosystems Engineering.*, 55-59.
- Conesa, V. (2011). *Guía Metodológica para la Evaluación del Impacto Ambiental. Cuarta Edición*. Madrid, México: Ediciones Mundi Prensa.
- Consejo Nacional de Energía. (2011). *Política Energética nacional de El Salvador 2010 - 2024*. San Salvador: Consejo Nacional de Energía.
- Consejo Nacional de Energía. (2012). *Proyecto Plan Maestro de Energías Renovables*. San Salvador: Consejo Nacional de Energía.
- Consejo Nacional de Energía. (2016). *Contribución prevista y determinada a nivel nacional de El Salvador*.
- Convención Marco de las Naciones Unidas para el Cambio Climático. (2015). *Acuerdo de París*. Naciones Unidas. Convención Marco sobre el Cambio Climático.
- Decreto Ejecutivo No. 40. (2000). *Diario Oficial de la República de El Salvador No. 101, tomo 347. San Salvador, 01 de junio del año 2000*.
- Decreto Ejecutivo No. 41. (2000). *Diario Oficial de la República de El Salvador No. 101, tomo 347. San Salvador, 01 de junio del año 2000*.

- Decreto No 17. (2000). *Diario Oficial de la República de El Salvador No. 73, tomo 347. San Salvador, 12 de abril del año 2000.*
- Decreto No 233. (1998). *Diario Oficial de la República de El Salvador No. 79, tomo 339. San Salvador, 04 de mayo del año 1998.*
- Delsinne, S. (2010). Discussion document for the workshop organized on 24 November 2010 in Paris. Project 12055. *Biogas Safety and Regulation*. Paris: L'Institut national de l'environnement industriel et des risques (Ineris); European Virtual Institute for Integrated Risk Management (EU-VRi).
- Dhar, B. R., Elbeshbishy, E., Nakhla, G., & Ray, M. B. (2012). State of the Art of Biogas Production from Solid Waste and Wastewater. *Biogas: Production, Consumption and Applications*, 49-90.
- Di Felice, R., & Pagliai, P. (2015). Prediction of the early breakthrough of a diluted H<sub>2</sub>S and dry gas mixture when treated by Sulfatrat commercial sorbent. *Biomass and Bioenergy*, 244-252.
- Dinero. (12 de marzo de 2019). Adjudican 8.48 megas de energía verde para proyectos de la red de distribución. *Dinero.com.sv*.
- Empresa del Sector Energético de El Salvador. (2012). *Revisión del Documento de Factibilidad del Proyecto "Instalación de una planta de generación de energía eléctrica a base de biogás producido por el tratamiento de aguas residuales y residuos orgánicos"*. La Libertad, El Salvador: Empresa del Sector Eléctrico.
- Fogler, H. S. (2008). *Elementos de Ingeniería de las reacciones químicas. Cuarta Edición*. (M. Aguilar, Trad.) México: Pearson Educación.
- Gaj, K., Cibulska, H., & Franciszek, K. (2011). Method of simultaneous measurement of total sulfur, chlorine and fluorine content in biogas. *Environment Protection Engineering*, 23-30.
- GE Jenbacher GmbH & Co. (2006). *Jenbacher gas engines. Technical specification. Biogas JMS 312 GS-B.L. Biogas 526kW el. Austria.*
- GE Jenbacher GmbH & Co. (2013). *Technical instruction: TA 1000-0300. Fuel gas quality - natural, associates petroleum, bio and landfill gas.*
- Geankoplis, C. J. (2006). *Procesos de transporte y principios de procesos de separación (incluye operaciones unitarias). Cuarta Edición*. México: Compañía Editorial Continental.

- Himmelblau, D. M., & Riggs, J. B. (2016). *Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering. Eight Edition*. Pearson Education.
- International Water Association. (2018). *About Anaerobic Wastewater Treatment*. Obtenido de The International Water Association Publishing:  
<https://www.iwapublishing.com/>
- Lamp, S. (2006). *Assessment of Fuel Gas Cleanup Systems for Waste Gas Fueled Power Generation*. California: Electric Power Research Institute, Inc.
- Linde Colombia, S.A. (2010). *Hoja de seguridad del material. Sulfuro de Hidrógeno*. Colombia.
- M-I L.L.C. (2002). *Material safety data sheet. Sulfatrat - 410HP*. Texas.
- Michelsen, M. L., & Mollerup, J. M. (2004). *Thermodynamic models: Fundamental & computational aspects. Second Edition*. Tie - Line Publications.
- MINENERGIA / PNUD / FAO / GE. (2011). *Manual de Biogás*. Santiago de Chile: Proyecto CHI00G32 “Chile: Remoción de Barreras para la Electrificación Rural con Energías Renovables.
- Ministerio de Ambiente y Recursos Naturales. (2010a). *Residuos sólidos*. Obtenido de Ministerio de Medio Ambiente y Recursos Naturales:  
<http://www.marn.gob.sv/residuos-solidos/14/>
- Ministerio de Medio Ambiente y Recursos Naturales. (2010b). *Instituciones aúnan esfuerzos por un mayor control de las aguas residuales y lodos*. Obtenido de Ministerio de Medio Ambiente y Recursos Naturales:  
<http://www.marn.gob.sv/instituciones-aunan-esfuerzos-por-un-mayor-control-de-las-aguas-residuales-y-lodos/7/>
- Ministerio de Medio Ambiente y Recursos Naturales. (2015a). *MARN presenta Plan de Descontaminación de Ríos Urbanos*. Obtenido de Ministerio de Medio:  
<http://www.marn.gob.sv/marn-presenta-plan-de-descontaminacion-de-rios-urbanos/>
- Ministerio de Medio Ambiente y Recursos Naturales. (2015b). *Contribución prevista y determinada a nivel nacional de El Salvador*. Ministerio de Medio Ambiente y Recursos Naturales;.
- Ministerio de Medio Ambiente y Recursos Naturales. (2016). *Plan de recuperación de ríos urbanos*. San Salvador: Ministerio de Medio Ambiente y Recursos Naturales.

- Morales, C. (2007). *Estudio para la remoción de metales pesados en los lixiviados de rellenos sanitarios*. (tesis de pregrado). Universidad Nacional de Colombia: Manizales, Colombia .
- MWM GmbH. (2008). *Combustion Gas for MWM Gas Engines. 0199 - 99 - 3017/4 EN. Technical circular*. Mannheim.
- Naskeo Environnement. (2009). *Biogas composition*. Obtenido de The biogas: [http://www.biogas-renewable-energy.info/biogas\\_composition.html](http://www.biogas-renewable-energy.info/biogas_composition.html)
- NSO 13.11.01:01. (2001). Calidad del aire ambiental. Inmisiones atmosféricas. *Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología*.
- NSO 13.11.02:11. (2011). *Proyecto de Reglamento técnico. Emisiones Atmosféricas Fuentes Fijas Puntuales*. San Salvador: Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología.
- O'Rear, D. J., Steynberg, A. P., & Van Gelder, R. (2002). *United States Patent No. US6896707B2*.
- Persson, M., & Lunds, H. (2003). *Utvärdering av uppgraderingstekniker för biogas. Rapport SGC 142*. Malmö: Svenskt Gastekniskt Center AB.
- Poling, B. E., Prausnitz, J. M., & O'Connell, J. P. (2001). *The properties of gases and liquids. Fifth Edition*. New York: McGraw-Hill.
- Rasi, S. (2009). Biogas composition and upgrading to biomethane. *Jyväskylä studies in biological and environmental science* .
- Renewable Academy. (2013). Programa de formación en biogás en El Salvador, Honduras y Costa Rica.
- Rojas, C. (2013). *Biogaz en vue de son utilisation en production d'énergie : séparation des siloxanes et du sulfure d'hydrogène. Génie des procédés*. (These de Doctorat). Université Nantes Angers Le Mans: Nantes.
- RTS 13.05.01:18. (2018). *Agua. Aguas residuales. Parámetros de calidad de aguas residuales para descarga y manejo de lodos residuales*. Organismo Salvadoreño de Reglamentación Técnica.
- RTS 75.01.01:16. (2016). *Hidrocarburos. Gas Natural. Especificaciones de calidad*. San Salvador: Organismo Salvadoreño de Reglamentación Técnica.

- Salazar, J. L. (2012). *Evaluación de la eliminación de CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S por endulzamiento de biogás usando soluciones acuosas de alcanolaminas*. (tesis de pregrado) Universidad Jorge Basadre Grohman - Tacna.
- Schlumberger Limited. (2019). *Hydrogen Sulfide removal from Gas. Adsorbent technologies for dry and water-saturated gas*. Obtenido de Schlumberger: <http://www.slb.com/well-production/production-chemicals/sulfatreat-h2s-removal-and-treatment/hydrogen-sulfide-removal-from-gas>
- Secretaría del Convenio de Basilea sobre el control de los movimientos transfronterizos de los desechos peligrosos y su eliminación y el Gobierno de El Salvador. (2008). *Diario Oficial de la República de el Salvador No. 102, tomo 323. San Salvador. 03 de junio del año 2008*.
- Siefers, A. M. (2010). *A novel and cost-effective hydrogen sulfide removal technology using tire derived rubber particles*. (Master theses). Iowa State University: Iowa.
- Spectrum Chemical. (2006). *Material Safety Data Sheet. Ferric sulfide*. California.
- Speight, J. (2019). Gas cleaning process. *Natural Gas (Second Edition)*, 277-324.
- Truong, L., & Abatzoglou, N. (2005). A H<sub>2</sub>S reactive adsorption process for the purification of biogas prior to its use as a bioenergy vector. *Biomass and Bioenergy*, 142-151.
- U.S. Environmental Protection Agency. (2004). *AgSTAR Handbook. A Manual For Developing Biogas Systems at Commercial Farms in the United States*. Washington DC: Office of Wastewater Management.
- United States Department of Labor. (2017). *Hydrogen Sulfide*. Obtenido de Occupational Safety and Health Administration: <https://www.osha.gov/SLTC/hydrogensulfide/hazards.html>
- Universidad Nacional del Mar de Plata. (14 de abril de 2016). *La basura: consecuencias ambientales y desafíos*. Obtenido de Universidad Nacional del Mar de Plata: <https://eco.mdp.edu.ar/institucional/eco-enlaces/1611-la-basura-consecuencias-ambientales-y-desafios>
- Van Ness, H. C., Smith, J. M., & Abbot, M. M. (2014). *Introducción a la termodinámica en ingeniería química. Séptima Edición*. McGraw-Hill.
- Wang, M. (2008). *Breakthrough Behavior of H<sub>2</sub>S Removal with an Iron*. (Master Thesis). University of Saskatchewan: Saskaton.

Waterton, J., & Slack, N. (2013). *Report to discuss upgrading of biogas for feed to a plasma reactor. Project deliverable D4.1. PLASCARB.*

