



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA
MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA
CAMPO DISCIPLINARIO INGENIERÍA DE PROCESOS

ESCALAMIENTO DE UNA PLANTA DE DIGESTIÓN ANAEROBIA DE LA FRACCIÓN
ORGÁNICA DE RESIDUOS SÓLIDOS URBANOS DE ESCALA PILOTO A
MUNICIPAL: DISEÑO Y SIMULACIÓN

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

PRESENTA:
LAURA VICTORIA JAIMES CARRILLO

TUTOR:
DR. ALFONSO DURÁN MORENO
FACULTAD DE QUÍMICA

Ciudad Universitaria, CD. MX., NOVIEMBRE 2021



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

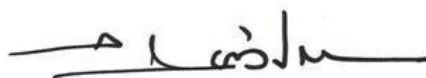
JURADO ASIGNADO:

Presidente: Ing. Celestino Montiel Maldonado
Secretario: Dra. Marisela Bernal González
1er. Vocal: Dr. Alfonso Durán Moreno
2do. Vocal: Dr. Oscar González Barceló
3er. Vocal: M. C. Constantino Gutiérrez Palacios

Lugar donde se realizó la tesis:

Laboratorio 301 de Ingeniería Química Ambiental y de Química Ambiental. Conjunto E.
Facultad de Química. Ciudad Universitaria.

TUTOR DE TESIS:



DR. ALFONSO DURÁN MORENO

AGRADECIMIENTOS

A la Universidad Nacional Autónoma de México, el Programa de Maestría y Doctorado en Ingeniería y la Facultad de Química por la calidad de la educación brindada que me permitió no solo crecer académicamente, sino de forma integral.

Al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACYT) por la beca otorgada.

Al Dr. Alfonso Durán Moreno por permitirme hacer parte de su equipo de trabajo, su confianza en mí y sus significativos aportes tanto a mi tesis, como a mi crecimiento académico y profesional. A todos los miembros y compañeros de la Unidad de Proyectos y de Investigación en Ingeniería Ambiental que me recibieron con los brazos abiertos, siempre dispuestos a compartir sus conocimientos y su amor por su trabajo, especialmente al Dr. Omar Anaya Reza, el M. en I. Héctor Patricio Fabián, la M. en C. María Fe Altamirano Corona y el estudiante de ingeniería química Kevin Humberto Cortés Herrera.

A Manuel por aceptar este reto conmigo y por darme la oportunidad de compartir juntos cada paso de este camino. Por su apoyo incondicional, su compañía constante, sus palabras de calma y motivación, su paciencia y comprensión. Gracias por hacer de esta experiencia un recuerdo inolvidable.

A las grandes amigas que México me regaló. A Yuly por su incondicional amistad, apoyo y compañía, por sus sabios consejos y nuestras tardes de café. A Yamilet por hacer tan divertidas las horas de estudio, por siempre estar dispuesta ayudarme y escucharme. A la familia Vásquez Amezcua por hacerme sentir como en casa, por acogerme, cuidarme y mostrarme lo maravilloso que es su país.

A mis padres, hermana, toda mi familia y amigos que desde Colombia siempre me apoyaron. Gracias por sus oraciones, mensajes, llamadas, videollamadas y demás muestras de cariño virtuales que fueron la mejor motivación para cumplir este logro.

CONTENIDO

1. INTRODUCCIÓN	8
1.1. JUSTIFICACIÓN	8
1.2. PREGUNTA DE INVESTIGACIÓN.....	10
1.3. OBJETIVOS	11
1.3.1. Objetivo general.....	11
1.3.2. Objetivos específicos	11
2. MARCO TEÓRICO	12
2.1. Digestión anaerobia como alternativa de tratamiento de FORSU	12
2.1.1. FORSU como sustrato.....	13
2.1.2. Etapas de la digestión anaerobia.....	15
2.1.3. Factores que afectan la digestión anaerobia	22
2.2. Plantas de digestión anaerobia	25
2.2.1. En el mundo.....	25
2.2.2. En México	30
2.3. Secciones de una planta de digestión anaerobia	33
2.3.1. Pretratamiento	33
2.3.2. Digestión anaerobia	35
2.3.3. Tratamiento del digestato	38
2.3.4. Almacenamiento, acondicionamiento y uso del biogás.....	39
2.4. Escalamiento	42
2.4.1. Métodos de escalamiento	44
2.5. Simulación del proceso de digestión anaerobia en SuperPro Designer®	47
3. METODOLOGÍA	50
3.1. Proceso	52
3.1.1. Descripción y especificaciones	52

3.1.2.	Materias primas e insumos	54
3.2.	Simulación en SuperPro Designer®.....	55
3.2.1.	Especificación del modo y secuencia de operación.....	55
3.2.2.	Registro de componentes y mezclas	56
3.2.3.	Construcción del diagrama de flujo de proceso y especificación de las unidades de proceso.....	57
4.	RESULTADOS.....	59
4.1.	Lista de equipos y variables críticas	59
4.2.	Criterios, ecuaciones de diseño y factores de escala.....	65
4.2.1.	Triturador	65
4.2.2.	Tanques.....	66
4.2.3.	Bombas.....	70
4.2.4.	Digestor	73
4.2.5.	Deshidratador	79
4.2.6.	Purificador de biogás	83
4.2.7.	Cogenerador.....	84
4.3.	Simulación del proceso	87
4.4.	Escalamiento planta municipal	96
4.4.1.	Dimensionamiento de equipos.....	100
5.	CONCLUSIONES	107
6.	REFERENCIAS	110

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 2.1. Caracterización de la FORSU como sustrato.....	13
Tabla 2.2. Modelo integral de bioconversión anaerobia de sustratos complejos	20
Tabla 2.3. Ejemplo de plantas de digestión anaerobia de FORSU en el mundo.....	28
Tabla 2.4. Plantas de digestión anaerobia de FORSU en México	32
Tabla 2.5. Ejemplos de escalamiento de escala piloto a industrial	46
Tabla 2.6. Estudios que emplearon SuperPro Designer® para la simulación del proceso de digestión anaerobia	49
Tabla 3.1. Caracterización FORSU.....	55
Tabla 3.2. Lista de componentes y mezclas	56
Tabla 4.1. Lista de equipos y variables críticas.....	61
Tabla 4.2. Especificaciones de las unidades de proceso	89
Tabla 4.3. Resultados operación planta municipal.....	96
Tabla 4.4. Tabla de corrientes del proceso	99
Tabla 4.5. Dimensionamiento equipos sección pretratamiento	100
Tabla 4.6. Dimensionamiento equipos sección digestión.....	102
Tabla 4.7. Dimensionamiento equipos sección acondicionamiento del biogás y generación de energía.....	103
Tabla 4.8. Dimensionamiento equipos sección tratamiento de digestato.....	104
Tabla 4.9. Dimensionamiento equipos sección servicios auxiliares	105

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2.1. Etapas de la digestión anaerobia.....	19
Figura 3.1. Metodología.....	50
Figura 4.1. Diagrama de Gantt del proceso. a) Secciones de servicios auxiliares y tratamiento de digestato. b) Secciones de pretratamiento, digestión, acondicionamiento de biogás y generación de energía	94
Figura 4.2. Diagrama de flujo de proceso.....	95
Figura 4.3. Composición del biogás en la sección de acondicionamiento	97

LISTA DE ABREVIATURAS Y SIGLAS

ADM1	Modelo de Digestión Anaerobia No 1
AGCL	Ácidos grasos de cadena larga
AGV	Ácidos grasos volátiles
bcm	Mil millones (10^9) de metros cúbicos medidos en condiciones normales
CAG	Carbón activado granular
CONAGUA	Comisión Nacional del Agua
C/N	Relación carbono/nitrógeno
COV	Carga orgánica volumétrica
DQO	Demanda química de oxígeno
FORSU	Fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos
IMP	Instituto Mexicano del Petróleo
Nu	Número de Nusselt
Pr	Número de Prandtl
PTAR	Planta de tratamiento de agua residuales
PVC	Policloruro de vinilo
Re	Número de Reynolds
RSU	Residuos sólidos urbanos
TRH	Tiempo de retención hidráulico
SEMARNAT	Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales
SENER	Secretaría de Energía
ST	Sólidos totales
SV	Sólidos volátiles
3PBg	Planta Piloto de Producción de Biogás.

1. INTRODUCCIÓN

1.1. JUSTIFICACIÓN

La generación de residuos sólidos urbanos (RSU) es una de las problemáticas ambientales que más afecta a México. Según la Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales (SEMARNAT), el aumento de RSU ha sido progresivo en los últimos años, ya que ascendió del 13.1% en el periodo comprendido entre 2005 y 2010 (de 35.4 a 40.0 millones de toneladas), a 32.5% para el periodo del 2010 al 2015 (de 40.0 a 53.1 millones de toneladas) (SEMARNAT, 2016). Este comportamiento no cambiará de seguir con la misma tendencia de crecimiento urbano, patrones de consumo de la población, desarrollo industrial y tecnológico. Por consiguiente, existe un reto muy importante para los gobiernos municipales en la gestión integral de RSU, encaminado en identificar e implementar formas de tratamiento y aprovechamiento según el tipo de residuo, para disminuir la cantidad de estos que llegan a sitios de disposición final, los efectos ambientales que conlleva esta actividad y optimizar económicamente su gestión por medio de la generación de productos valorizados.

El componente predominante en los RSU generados en México, con una participación alrededor del 46.42%, es la fracción orgánica (FORSU), que se define como todo residuo sólido biodegradable (SEMARNAT, 2020b). La última etapa de la gestión de la mayoría de esta fracción es la disposición final en rellenos sanitarios, rellenos controlados o tiraderos a cielo abierto, lo que repercute en: altos costos, uso de extensos terrenos, producción de gases de efecto invernadero, contaminación del suelo y de cuerpos de agua superficiales y subterráneos (SEMARNAT, 2016, 2020b). Por lo cual, es fundamental incluir otros tipos de procesos para su tratamiento, como la digestión anaerobia, que no sólo ofrece una solución a su disposición final, sino que también genera otro tipo de ventajas como: la estabilización y eliminación de agentes patógenos, el cumplimiento de requerimiento de las normativas ambientales de disposición final de residuos, la reducción de emisiones de gases de efecto invernadero, como también del número y tamaño de instalaciones, y la generación de dos productos con aprovechamiento económico: digestato como fertilizante orgánico, y biogás como

combustible. El biogás se puede emplear como fuente de energía primaria para la producción de energía térmica y eléctrica, a partir de las cuales se logra la autosuficiencia energética de la planta donde se genera, al igual que ganancias por la venta de excedentes (Abbasi, 2018; Kumar & Samadder, 2017).

La digestión anaerobia de FORSU ha sido ampliamente estudiada a nivel laboratorio como alternativa de gestión de diferentes tipos de residuos orgánicos y producción de energía renovable, lo que ha permitido el escalamiento a plantas piloto, municipales e industriales alrededor del mundo. En México, la academia, entidades gubernamentales y el sector privado han unificado esfuerzos para implementar tecnologías y ejecutar proyectos de producción de biogás a partir de digestión anaerobia de residuos, y su posterior aprovechamiento en generación de energía eléctrica, calor o directamente como combustible (GIZ México, SEMARNAT y SENER, 2018). En 2017, la Secretaría de Energía (SENER) junto con el Centro Mexicano de Innovación en Bioenergía, el Clúster Biocombustibles Gaseosos y el Instituto Mexicano del Petróleo (IMP) establecieron en el Mapa de Ruta Tecnológica del Biogás, los retos, barreras y principales acciones estratégicas a desarrollar en el periodo 2018-2030, para alcanzar la producción sostenible de 200 a 250 millones de m³ de biometano equivalente en el último año y consolidar esta fuente de energía renovable en la matriz energética nacional (SENER, 2018; SENER, IMP y Clúster Biocombustibles Gaseosos, 2017). En esta planeación se considera la FORSU como una de las materias primas con mayor potencial para ser aprovechado en el corto y mediano plazo, al igual que se define como acción estratégica la mejora de las especificaciones nacionales de diseño, construcción y operación de plantas de digestión anaerobia, mediante la definición de especificaciones técnicas y criterios.

Un ejemplo de la aplicación de esta acción estratégica, es el proyecto FORDECyT 174710: “Generación de un sistema piloto de tratamiento de residuos sólidos orgánicos municipales”, el cual es el producto de la investigación, definición de las bases de diseño, diseño, construcción, puesta en marcha y operación de una planta piloto de digestión anaerobia de FORSU con capacidad de tratamiento de 0.6 ton/día (0.5 ton/día en el digestor húmedo y 0.1 ton/día entre los digestores secos), ubicada en el municipio de Cuautitlán de Romero Rubio, Estado de México. La Planta Piloto de Producción de Biogás

(3PBg) está dividida en 7 secciones: pretratamiento, biodigestión húmeda, biodigestión seca, tratamiento de biogás y generación de energía eléctrica, servicios auxiliares, tratamiento de agua residual, y área de control. El proceso comienza con la adecuación de la FORSU según al tipo de reactor al cual va a ser alimentada, seguido de esto, se da la digestión húmeda y mesofílica en un reactor completamente mezclado de 25 m³ que opera en continuo, o seca en cada uno de los tres reactores de 3 m³ de capacidad que operan por lotes. El producto principal de la digestión, el biogás, se almacena temporalmente en un reservorio para su posterior tratamiento, el cual incluye la remoción del contenido de humedad en una trampa de condensados, y de sulfuro de hidrógeno mediante una reacción de óxido-reducción en una columna empacada con óxido de hierro. Una vez acondicionado, el biogás se alimenta al generador eléctrico para producir energía eléctrica, o se direcciona al quemador, cuando el generador eléctrico no está operando. Las corrientes de salida de los digestores secos y húmedo, denominadas digestato, se deshidratan y se pueden utilizar para la fabricación de fertilizante orgánico, mientras que los lixiviados de la digestión seca y el clarificado de la deshidratación se envían a la sección de tratamiento de agua residual.

Con la experiencia en el diseño de la planta piloto y los resultados de operación obtenidos, surge la posibilidad de escalarla a una de mayor capacidad de tratamiento y generación de energía, para de esta manera seguir contribuyendo con la acción estratégica del Mapa de Ruta Tecnológica del Biogás relacionada con la definición de especificaciones técnicas y criterios. En este trabajo se presenta el escalamiento de una planta municipal de capacidad de tratamiento de 50 toneladas/día por medio de una metodología que incluye el planteamiento de ecuaciones de diseño y factores de escala, al igual que el desarrollo de un modelo de simulación.

1.2. PREGUNTA DE INVESTIGACIÓN

¿Cómo escalar una planta de digestión anaerobia de la fracción orgánica de residuos sólidos urbanos de una planta piloto que trata 0.5 toneladas/día a una municipal que trate 50 toneladas/día?

1.3. OBJETIVOS

1.3.1. Objetivo general

Desarrollar una metodología de escalamiento por medio del planteamiento de ecuaciones de diseño y simulación del proceso, para dimensionar una planta municipal de digestión anaerobia de la fracción orgánica de residuos sólidos urbanos que trate 50 toneladas/día, a partir de la información del diseño y operación de una planta piloto que trata 0.5 toneladas/día.

1.3.2. Objetivos específicos

- Seleccionar los equipos del proceso a escalar e identificar las variables críticas para el diseño y dimensionamiento de cada uno de estos, mediante el análisis del proceso y las características y operación de los equipos.
- Plantear las ecuaciones de diseño y factores de escala para cada equipo, utilizando criterios de diseño y ecuaciones que describen los efectos físicos, cinéticos y termodinámicos que ocurren en los mismos.
- Realizar un modelo de simulación del proceso en el software SuperPro Designer®.
- Dimensionar una planta municipal con capacidad de tratamiento de 50 toneladas de FORSU/día empleando ambos métodos y comparar los resultados.

2. MARCO TEÓRICO

2.1. Digestión anaerobia como alternativa de tratamiento de FORSU

La digestión anaerobia es un bioproceso que se lleva a cabo en ausencia de oxígeno y es realizado por consorcios microbianos (inóculo), que descomponen la materia orgánica biodegradable contenida en la FORSU (sustrato) y generan dos productos. Uno de estos es el biogás, un combustible gaseoso renovable de alto poder calorífico con numerosas aplicaciones de uso final, compuesto principalmente de metano y dióxido de carbono, junto con bajas concentraciones de otros compuestos como sulfuro de hidrógeno, amoníaco, nitrógeno, hidrógeno y vapor de agua. El segundo es el digestato, un lodo con menor carga orgánica que la alimentación, sustrato no degradado y material celular, que debido a su contenido de macro y micronutrientes, puede ser utilizado como fertilizante orgánico directamente, si cumple con el marco regulatorio de cada país, o procesado en diferentes opciones como: secado, prensado, centrifugación, compostaje, precipitación de estruvita, entre otros, para la producción de fertilizantes que reemplacen los de origen mineral (Ghavinati & Tabatabaei, 2018; Mata-Alvarez, 2003; Wellinger et al., 2013).

En comparación a otros tratamientos tradicionales para este sustrato como el compostaje o la disposición final en rellenos sanitarios y tiraderos a cielo abierto, la digestión anaerobia presenta ventajas significativas como disminución de emisión de gases de efecto invernadero, si el biogás se capta y aprovecha adecuadamente, menor requerimiento de espacio para sus instalaciones y generación de energía para autoabastecimiento o venta de excedentes (Abbasi, 2018; Kumar & Samadder, 2017, 2020; Wilken et al., 2019).

Frente a tratamientos térmicos en los que también se da una valorización energética de los residuos, como la incineración, gasificación y pirólisis, con la digestión anaerobia se puede procesar la FORSU con su contenido de humedad sin requerir un gasto energético adicional en el secado y recuperar nutrientes en forma de fertilizantes orgánicos. Esto último no es posible con la incineración, ya que el nitrógeno se libera a la atmósfera en forma de óxidos y el fósforo queda retenido en las cenizas (Kumar & Samadder, 2017, 2020).

Según lo mencionado, la digestión anaerobia es catalogada como una de las tecnologías con mayor proyección para cerrar el ciclo de vida de la FORSU por medio de su valorización energética y recuperación de nutrientes.

2.1.1. FORSU como sustrato

La FORSU se define como la mezcla heterogénea de residuos biodegradables generados en parques, jardines, casas habitación, establecimientos comerciales, institucionales y de servicios (Al Seadi et al., 2013). Los residuos que se incluyen en esta fracción varían según lo establecido en cada país. En México, está compuesta por: residuos de alimentos y huesos (72.4%), jardinería (23.3%), madera y fibra dura vegetal (3.3%) y cuero (1%) (SEMARNAT, 2020b).

Este sustrato ha sido muy estudiado y caracterizado con el objetivo de establecer cuáles parámetros determinan su grado de biodegradabilidad y la relación de estos con su potencial de biometanización. Los trabajos de Fisgativa et al. (2016) y Campuzano & González-Martínez (2016) recopilan gran cantidad de dichas investigaciones. El primero presenta los valores promedio y desviación estándar de caracterizaciones publicadas en 70 artículos científicos; mientras que el segundo de 43. En la Tabla 2.1. se muestra los resultados de estos trabajos en 4 categorías: fisicoquímica, bromatológica, elemental y nutrientes.

Tabla 2.1. Caracterización de la FORSU como sustrato

Tipo de caracterización	Parámetro	Autores	
		Fisgativa et al. (2016)	Campuzano & González-Martínez (2016)
Fisicoquímica	pH	5.1 ± 0.7	5.2 ± 0.95
	Sólidos totales (ST) [%]	22.8 ± 10.0	27.2 ± 7.6
	Sólidos volátiles (SV) [%]		22.9 ± 6.3
	Relación SV/ST [%]	88.2 ± 8.2	84.6 ± 9.9
	Demanda química de oxígeno (DQO) [g/kg]	198 ± 89	331.5 ± 121.4
	Potencial de biometanización (PBM) [NI CH ₄ /kg VOLATI]	460 ± 87.6	415 ± 137.7
Bromatológica	Lípidos [% SV]	15 ± 8	17.5 ± 6.6
	Proteínas [%SV]	21 ± 13	17.7 ± 5.5
	Carbohidratos totales [%SV]	54	55.5 ± 10.1

	Carbohidratos solubles [%SV]	36 ± 21	27.6
	Carbohidratos insolubles [%SV]	9 ± 5	8.6 ± 4.6
	Hemicelulosa y celulosa	9 ± 8	18.6 ± 15
	Lignina [%SV]	7 ± 6	9.7 ± 5.3
Elemental	C [%]	45.5 ± 7.5	46.6 ± 4.4
	H [%]	7 ± 3.3	6.6 ± 0.62
	O [%]	33.2 ± 6.7	
	N [%]	2.8 ± 1.1	2.9 ± 0.6
	S [%]	0.4 ± 0.2	0.3 ± 0.26
	Relación C/N	18.5 ± 5.9	16.1
Nutrientes	Nitrógeno Kjeldahl total [g/kg]	16 ± 12	7.9 ± 5.4
	Fósforo total [g/kg]	1.14 ± 0.68	1.7 ± 2.5

pH: potencial de hidrógeno; ST: sólidos totales; SV: sólidos volátiles; DQO: demanda química de oxígeno; PBM: potencial de biometanización; C: carbono; H: hidrogeno; O: oxigeno; N: nitrógeno; S: azufre.

Según los resultados de las investigaciones, las características por las cuales se cataloga la FORSU como un sustrato atractivo para la degradación anaerobia son: alta relación SV/ST, contenido de humedad y de materia orgánica fácilmente biodegradable, equilibrada relación C/N y contenido de nutrientes para el metabolismo de los microorganismos (Fisgativa et al., 2016, 2017).

Las limitaciones de utilizar FORSU como sustrato en plantas de digestión anaerobia a gran escala están relacionadas con su consecución como materia prima libre de contaminantes y la alta variabilidad en su composición, que depende de: condiciones climáticas y estacionales, zona geográfica, densidad poblacional, desarrollo socioeconómico, costumbres alimenticias de la región, sistema de separación y recolección de residuos (Campuzano & González-Martínez, 2016; Panigrahi & Dubey, 2019), por lo cual para obtener FORSU apta para el proceso se requiere de un sistema integrado de gestión de RSU que opere con separación en la fuente de la fracción orgánica y su recolección separada (Al Seadi et al., 2013; Wellinger et al., 2013). Además de una caracterización completa y estandarizada de la FORSU a utilizar para diseñar y operar plantas en las que se obtengan los rendimientos de biogás y calidad del digestato esperados (Fisgativa et al., 2017).

En operación, los problemas más reportados son: acumulación de ácidos grasos volátiles (AGV), presencia de compuestos tóxicos, limitaciones en la transferencia de masa del sustrato a los microorganismos y en la degradación de compuestos orgánicos complejos,

lo que conlleva a dificultades en el arranque y estabilización del proceso, como también obtención de bajos rendimientos de biogás (Xu et al., 2018). Frente a esto, se han desarrollado alternativas de solución que se agrupan en 5 categorías: implementación de una variada gama de pretratamientos (físico, químicos, térmicos y biológicos) para mejorar la rapidez de degradación de los compuestos orgánicos (Panigrahi & Dubey, 2019), uso de co-sustratos que aumentan la producción de biogás y estabilidad del proceso (Tyagi et al., 2018), cambios en la configuración del sistema de digestión como la separación de las etapas en diferentes digestores a distintas condiciones de operación (Chatterjee et al., 2019), optimización de parámetros de operación (pH, temperatura, COV, TRH, entre otros) y suplementación de aditivos como: macro y micronutrientes, materiales conductores y catalizadores (Zhang et al., 2019).

2.1.2. Etapas de la digestión anaerobia

La digestión anaerobia se lleva a cabo en cuatro etapas bioquímicas: hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis, las cuales ocurren simultánea y sinérgicamente, realizadas por la interacción coordinada de una población microbiana muy variada de bacterias anaerobias estrictas, facultativas y arqueas metanogénicas (Batstone y Jensen, 2011; Chatterjee et al., 2019; Mata-Alvarez, 2003; Schnürer y Jarvis, 2010).

El proceso comienza con la hidrólisis de lípidos, proteínas y carbohidratos en compuestos más pequeños como ácidos grasos de cadena larga (AGCL), aminoácidos, alcoholes, oligo y monosacáridos, que posteriormente se solubilizan para ser accesibles al interior de la membrana celular de las bacterias hidrolíticas y acidogénicas (fermentadoras) para ser utilizados como fuente de carbono en su metabolismo. La hidrólisis tiene lugar extracelularmente por la acción de enzimas excretadas (exoenzimas) que se encargan de romper enlaces específicos. Se considera la etapa limitante para sustratos complejos como la FORSU, debido al área de superficie libre y estructura de las partículas del sustrato a degradar, por lo cual para favorecer su degradación es necesario un pretratamiento, siendo el más simple y utilizado la reducción de tamaño. Otros factores influyentes en esta etapa son: la carga orgánica y composición del sustrato, el pH, la

producción de enzimas, la difusión y la adsorción de enzimas en las partículas de sustrato.

Posteriormente, en la acidogénesis o fermentación, se metabolizan los productos de la hidrólisis y se obtienen AGV, principalmente acetato y en menor proporción propionato, butirato y valerato, alcoholes ionizados, amonio, sulfuro de hidrógeno, dióxido de carbono, e hidrógeno. Esta etapa se define como la conversión de compuestos orgánicos sin un aceptor externo de electrones obligado, es la más rápida del proceso y es sensible al pH, la concentración (presión parcial) de hidrógeno y la temperatura, por lo cual el parámetro a controlar es la concentración de AGV.

En la acetogénesis, el objetivo principal es proporcionar acetato, dióxido de carbono y donadores de hidrógeno a las arqueas metanogénicas por dos vías. En la primera, la deshidrogenación acetogénica, las bacterias productoras obligadas de hidrógeno oxidan ácidos grasos y alcoholes a acetato, produciendo hidrógeno y dióxido de carbono, estos microorganismos son sensibles a la concentración de hidrógeno, por lo cual para que se desarrollen adecuadamente, se asocian con organismos consumidores de este compuesto (interrelación sintrófica), de esta manera el hidrógeno es consumido con igual o mayor rapidez con la que es generado. En la segunda, la hidrogenación acetogénica, las bacterias homoacetogénicas producen acetato a partir de dióxido de carbono e hidrógeno y compiten con las arqueas hidrogenotróficas por el consumo de este compuesto.

Por último, en la metanogénesis, las arqueas metanogénicas generan el producto final del proceso, el metano. Estos microorganismos requieren condiciones ambientales más rigurosas para su desarrollo, ya que son estrictamente anaerobios, en su mayoría mesófilos y presentan inhibición por altas concentración de AGV, amoníaco libre y amonio. Existen dos tipos: las arqueas hidrogenotróficas, que reducen el dióxido de carbono y el hidrógeno, y las acetoclásticas, que hidrolizan el acetato producido en la acetogénesis, oxidando el grupo carbonilo a dióxido de carbono y el grupo metilo a metano. Es la etapa más lenta del proceso y los factores influyentes son: la temperatura, el pH, la carga orgánica y la composición del sustrato. Aproximadamente el 70% del metano es producido a partir de acetato y el 30% de dióxido de carbono, pero para la

FORSU las grandes producciones de hidrógeno en su degradación favorecen inicialmente la vía hidrogenotrófica.

Desde la aparición de los primeros modelos matemáticos que describen el comportamiento de la digestión anaerobia al final de la década de 1960, se han desarrollado modelos genéricos más complejos que no sólo representan los mecanismos y cinética de las reacciones metabólicas que ocurren en la degradación de sustratos complejos, sino también las inhibiciones e interacciones entre los grupos de microorganismos identificados (Weinrich & Nelles, 2015; Yu & Wensel, 2013). El más conocido y robusto de estos es el *Modelo de Digestión Anaerobia No 1 ADM1* (por sus siglas en inglés) propuesto por Batstone et al. (2002), sin embargo, su uso es limitado por su complejidad numérica, y porque requiere del ajuste de gran cantidad de parámetros, lo que dificulta su aplicación para el control, optimización y simulación del proceso, cuando se varían constantemente la composición del sustrato y las condiciones de operación (Weinrich & Nelles, 2015; Yu & Wensel, 2013). En esta categoría de modelos también existen unos más simples, planteados bajo la misma estructura, a partir de los cuales se ha reportado obtener resultados cualitativa y cuantitativamente similares a los obtenidos con el ADM1 (Weinrich & Nelles, 2015).

Uno de estos modelos simplificados basado en la representación estequiométrica de los componentes del sustrato y su conversión por vías diferenciadas, es el propuesto por Angelidaki et al. (1993, 1999), el cual ha sido calibrado a escala laboratorio y validado a escala industrial con diferentes tipos de sustratos. Este modelo simula el proceso de digestión anaerobia en 10 pasos, 2 enzimáticos: (a) hidrólisis de carbohidratos y (b) proteínas insolubles, y 8 microbianos realizados por: (1) bacterias lipolíticas; (2) bacterias acidogénicas fermentadoras de glucosa y (3) aminoácidos; (4) bacterias acetogénicas degradadoras de AGCL; (5) propionato; (6) butirato; (7) valerato; y (8) arqueas metanogénicas acetoclásticas. Además, considera la metanogénesis hidrogenotrófica dentro de los pasos (4) al (7) y omite la acción de las bacterias homoacetogénicas.

En el modelo cada paso se representa por una ecuación estequiométrica y otra cinética, las cuales se plantearon teniendo en cuenta las siguientes consideraciones y se muestran en la Tabla 2.2.

- Los pasos de hidrólisis enzimática (a y b) presentan cinética de primer orden con inhibición no competitiva por concentración de AGV.
- Los pasos microbianos (1 a 8) presentan una cinética tipo Monod con respecto al sustrato primario y al amoníaco (fuente de nitrógeno para los microorganismos) con inhibiciones: no competitiva por concentración de AGCL en (1), (2), (5) a (8), tipo Haldane por concentración de AGCL en (4), no competitiva por concentración de acetato en (5), (6) y (7), y no competitiva por amoníaco libre en (8).
- Los compuestos y la biomasa se representan por medio de las fórmulas: $C_5H_7NO_2$ para biomasa, $C_6H_{10}O_5$ para carbohidratos, $C_{57}H_{104}O_6$ para lípidos, $C_{18}H_{34}O_2$ para AGCL, $CH_{2.03}O_{0.6}N_{0.3}S_{0.001}$ para proteínas y aminoácidos.
- El decaimiento celular equivale al 5% de la velocidad máxima de crecimiento y se representa con una cinética de primer orden con $k=0.01 \text{ h}^{-1}$.

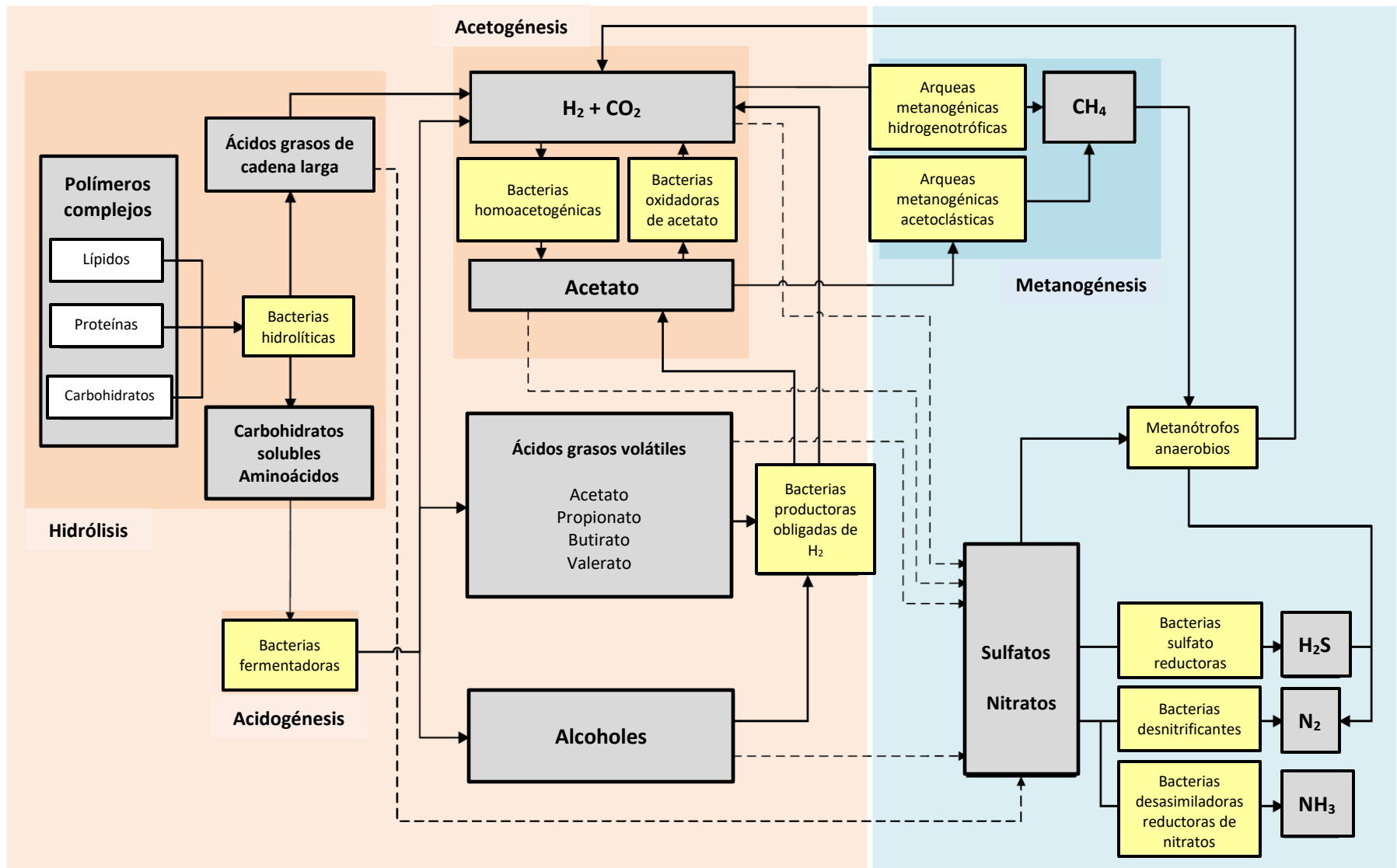


Figura 2.1. Etapas de la digestión anaerobia
Tomada de: Peña-Vargas (2019).

Tabla 2.2. Modelo integral de bioconversión anaerobia de sustratos complejos

Paso	Microorganismos involucrados	Ecuación estequiométrica ¹	Ecuación cinética ²
Hidrólisis enzimática de carbohidratos insolubles		$(C_6H_{10}O_5)_i \rightarrow 0.5 (C_6H_{10}O_5)_s + 0.5 (C_6H_{10}O_5)_{in}$	$k = k_0 \frac{k_i}{k_i + [C_2H_8O_2]}$
Hidrólisis enzimática de proteínas insolubles		$(CH_{2.03}O_{0.6}N_{0.3}S_{0.001})_i \rightarrow 0.8 CH_{2.03}O_{0.6}N_{0.3}S_{0.001} + 0.2 (CH_{2.03}O_{0.6}N_{0.3}S_{0.001})_{in}$	$k_0 = 1; k_i = 0.33$
Lipólisis	Bacterias lipolíticas	$C_{57}H_{104}O_6 + 1.90695 H_2O \rightarrow 0.04071 C_5H_7NO_2 + 0.941843 C_3H_6O_2 + 3C_{18}H_{34}O_2$	$\mu = \mu_{max} \left(\frac{1}{1 + \frac{K_s}{[C_{57}H_{104}O_6]}} \right) \left(\frac{1}{1 + \frac{K_{s,NH_3}}{[NH_3]}} \right)$
Degradación de glicerol	Bacterias acidogénicas fermentadoras de glicerol	$+ 0.04071 NH_3 + 0.0291 CO_2$	$\left(\frac{1}{1 + \frac{[C_{18}H_{34}O_2]}{K_i}} \right)$ $\mu_{max} = 0.53; K_s = 0.01; K_{s,NH_3} = 0.05; K_i = 5$
Degradación de carbohidratos solubles	Bacterias acidogénicas fermentadoras de glucosa	$(C_6H_{10}O_5)_s + 0.1115 NH_3 \rightarrow 0.1115 C_5H_7NO_2 + 0.744 C_2H_4O_2 + 0.5 C_3H_6O_2 + 0.4409 C_4H_8O_2 + 0.6909 CO_2 + 0.0254 H_2O$	$\mu = \mu_{max} \left(\frac{1}{1 + \frac{K_s}{[(C_6H_{10}O_5)_s]}} \right) \left(\frac{1}{1 + \frac{K_{s,NH_3}}{[NH_3]}} \right)$ $\left(\frac{1}{1 + \frac{[C_{18}H_{34}O_2]}{K_i}} \right)$ $\mu_{max} = 5.1; K_s = 0.5; K_{s,NH_3} = 0.05; K_i = 5$
Degradación de aminoácidos	Bacterias acidogénicas degradadoras de aminoácidos	$CH_{2.03}O_{0.6}N_{0.3}S_{0.001} + 0.3006 H_2O \rightarrow 0.017013 C_5H_7NO_2 + 0.29742 C_2H_4O_2 + 0.02904 C_3H_6O_2 + 0.022826 C_4H_8O_2 + 0.013202 C_5H_{10}O_2 + 0.07527 CO_2 + 0.001 H_2S + 0.28298 NH_3$	$\mu = \mu_{max}$ $\mu_{max} = 6.38$
Degradación de AGCL	Bacterias acetogénicas degradadoras de AGCL	$C_{18}H_{34}O_2 + 7.7401 H_2O + 0.2537 NH_3 + 4.0834 CO_2 \rightarrow 0.2537 C_5H_7NO_2 + 8.6998 C_2H_4O_2 + 3.4139 CH_4$	$\mu = \mu_{max} \left(\frac{1}{1 + \frac{K_s}{[C_{18}H_{34}O_2]} + \frac{[C_{18}H_{34}O_2]}{K_i}} \right) \left(\frac{1}{1 + \frac{K_{s,NH_3}}{[NH_3]}} \right)$ $\mu_{max} = 0.55; K_s = 0.02; K_{s,NH_3} = 0.05; K_i = 5$
Metanogénesis hidrogenotrófica	Arqueas metanogénicas hidrogenotróficas		

Degradación de propionato	Bacterias acetogénicas degradadoras de propionato	$C_3H_6O_2$ + 0.314 H_2O + 0.06198 NH_3	$\rightarrow 0.06198 C_5H_7NO_2$ + 0.9345 $C_2H_4O_2$ + 0.6604 CH_4 + 0.1607 CO_2	$\mu = \mu_{max} \left(\frac{1}{1 + \frac{K_s}{[C_3H_6O_2]}} \right) \left(\frac{1}{1 + \frac{K_{s,NH_3}}{[NH_3]}} \right)$
Metanogénesis hidrogenotrófica	Arqueas metanogénicas hidrogenotróficas			$\left(\frac{1}{1 + \frac{[C_{18}H_{34}O_2]}{K_{i,C_{18}H_{34}O_2}}} \right) \left(\frac{1}{1 + \frac{[C_2H_4O_2]}{K_{i,C_2H_4O_2}}} \right)$ $\mu_{max} = 0.49; K_s = 0.259; K_{s,NH_3} = 0.05;$ $K_{i,C_{18}H_{34}O_2} = 5; K_{i,C_2H_4O_2} = 0.96$
Degradación de butirato	Bacterias acetogénicas degradadoras de butirato	$C_4H_8O_2$ + 0.8038 H_2O + 0.0653 NH_3 + 0.5543 CO_2	$\rightarrow 0.0653 C_5H_7NO_2$ + 1.8909 $C_2H_4O_2$ + 0.4452 CH_4	$\mu = \mu_{max} \left(\frac{1}{1 + \frac{K_s}{[C_4H_8O_2]}} \right) \left(\frac{1}{1 + \frac{K_{s,NH_3}}{[NH_3]}} \right)$
Metanogénesis hidrogenotrófica	Arqueas metanogénicas hidrogenotróficas			$\left(\frac{1}{1 + \frac{[C_{18}H_{34}O_2]}{K_{i,C_{18}H_{34}O_2}}} \right) \left(\frac{1}{1 + \frac{[C_2H_4O_2]}{K_{i,C_2H_4O_2}}} \right)$ $\mu_{max} = 0.67; K_s = 0.176; K_{s,NH_3} = 0.05;$ $K_{i,C_{18}H_{34}O_2} = 5; K_{i,C_2H_4O_2} = 0.72$
Degradación de valerato	Bacterias acetogénicas degradadoras de valerato	$C_5H_{10}O_2$ + 0.8045 H_2O + 0.0653 NH_3 + 0.5543 CO_2	$\rightarrow 0.0653 C_5H_7NO_2$ + 1.8577 $C_2H_4O_2$ + 1.4454 CH_4	$\mu = \mu_{max} \left(\frac{1}{1 + \frac{K_s}{[C_5H_{10}O_2]}} \right) \left(\frac{1}{1 + \frac{K_{s,NH_3}}{[NH_3]}} \right)$
Metanogénesis hidrogenotrófica	Arqueas metanogénicas hidrogenotróficas			$\left(\frac{1}{1 + \frac{[C_{18}H_{34}O_2]}{K_{i,C_{18}H_{34}O_2}}} \right) \left(\frac{1}{1 + \frac{[C_2H_4O_2]}{K_{i,C_2H_4O_2}}} \right)$ $\mu_{max} = 0.69; K_s = 0.175; K_{s,NH_3} = 0.05;$ $K_{i,C_{18}H_{34}O_2} = 5; K_{i,C_2H_4O_2} = 0.4$
Metanogénesis acetoclástica	Arqueas metanogénicas acetoclásticas	$C_2H_4O_2$ + 0.0653 NH_3	$\rightarrow 0.022 C_5H_7NO_2$ + 0.945 CH_4 + 0.945 CO_2 + 0.066 H_2O	$\mu = \mu_{max} \left(\frac{1}{1 + \frac{K_s}{[C_2H_4O_2]}} \right) \left(\frac{1}{1 + \frac{K_{s,NH_3}}{[NH_3]} + \frac{[NH_3]}{K_{i,NH_3}}} \right)$ $\left(\frac{1}{1 + \frac{[C_{18}H_{34}O_2]}{K_i}} \right)$ $\mu_{max} = 0.6; K_s = 0.12; K_{s,NH_3} = 0.05;$ $K_{i,C_{18}H_{34}O_2} = 5; K_{i,NH_3} = 0.26$

Tomada de: Angelidaki et al., (1993, 1999). ¹ i denota insoluble, s soluble, e in inerte. ²Donde k_0 es la constante de la velocidad de reacción [d^{-1}], μ_{max} es la velocidad específica máxima de crecimiento [d^{-1}], K_s es la constante de saturación media [g/l], y k_i , K_i son constantes de inhibición [g/l].

2.1.3. Factores que afectan la digestión anaerobia

2.1.3.1. Temperatura

La digestión anaerobia, en particular la metanogénesis, está determinada por la temperatura. Esta influencia se da por: el equilibrio termodinámico de las reacciones bioquímicas, el crecimiento y diversidad de los microorganismos, la cinética enzimática, la biodisponibilidad de los metales, la solubilidad de los compuestos y la transferencia de masa; por lo cual, a mayor temperatura, mayor rendimiento de biogás (Kumar & Samadder, 2020; Panigrahi & Dubey, 2019; Zhang et al., 2014).

La temperatura tiene un efecto significativo en la cinética del crecimiento de los microorganismos. Existe una temperatura mínima por debajo de la cual no existe crecimiento de los microorganismos, una temperatura óptima, a la cual el crecimiento es el más rápido posible y una temperatura máxima, por encima de la cual tampoco crecen. Por consiguiente, el intervalo de temperatura que un microorganismo puede tolerar determina su supervivencia y desempeño en el proceso (Schnürer & Jarvis, 2010).

Existen tres intervalos de temperatura en que se puede llevar a cabo la digestión anaerobia: psicrófilico, cuando es inferior a los 20°C, mesófilico de 20 a 45°C y termófilico cuando es superior a los 50°C. Generalmente la digestión anaerobia de FORSU se lleva a cabo bajo condiciones mesófilas y termófilas. En el intervalo termófilo, en comparación con el mesófilo, el proceso se acelera, la producción de metano alcanza su máximo con mayor rapidez, se genera sanitización natural y disminuye el tiempo de retención y el volumen del digestor requerido para la misma producción de metano, sin embargo, a estas condiciones el proceso es más inestable y susceptible a cualquier cambio en las condiciones operación y composición del sustrato, presentan mayores problemas de inhibición, hay menor diversidad de especies y se requiere de mayor consumo energético para calentamiento (Banks et al., 2008; Fernández-Rodríguez et al., 2013, 2015; Komemoto et al., 2009). Por lo mencionado anteriormente, la mayoría de las plantas de digestión anaerobia de FORSU operan bajo condiciones mesofílicas.

Independientemente de la temperatura bajo la que se opere el digestor, esta debe mantenerse constante para garantizar la estabilidad del proceso, las fluctuaciones de temperatura en el intervalo termofílico no deben ser mayores a $\pm 1^{\circ}\text{C}$ y en el mesofílico a $\pm 3^{\circ}\text{C}$ (Panigrahi & Dubey, 2019).

2.1.3.2. Contenido de sólidos y humedad

El contenido de agua en el digestor afecta el comportamiento de los microorganismos y la transferencia de masa, ya que en esta se disuelven nutrientes y sustratos para ser asimilados por las células y permite la dilución de las concentraciones de ácido carboxílico para proporcionar mayor alcalinidad. Una de las etapas más afectadas por el contenido de humedad es la metanogénesis, pues contribuye al equilibrio entre la producción de AGV por bacterias acidogénicas y la conversión de metano por arqueas metanogénicas. La disminución en el contenido de humedad puede provocar la reducción de la actividad de las arqueas metanogénicas hasta suprimirla, como también cambios en la composición de la comunidad microbiana (Abbassi-Guendouz et al., 2012, 2013; Han et al., 2017).

Los procesos de digestión anaerobia se clasifican dependiendo de la concentración de sólidos totales: por debajo del 10% es húmeda, por arriba de 20 hasta 35% es seca y en el intervalo intermedio es semihúmedo (Kumar & Samadder, 2020). Más del 90% de las plantas de digestión anaerobia de FORSU en Europa y más del 60% en el mundo operan a condición seca, ya que presenta ventajas atractivas como: mayor carga orgánica (incluso mayor a $10 \text{ kg SV/m}^3\text{d}$), menor requerimiento de volumen, costos de instalación, operación y de servicios (energía y agua) y mayor concentración de nutrientes en el digestato lo que facilita su manejo. Sin embargo, presenta desventajas como el requerimiento de pretratamiento y equipos especiales para materiales densos (mayor potencia y mantenimiento), limitaciones en el contacto sustrato-microorganismos y mayor susceptibilidad a acumulación de compuestos inhibidores (AGV, amoníaco y metales pesados) (Karthikeyan & Visvanathan, 2013; Kumar & Samadder, 2020; Luning et al., 2003; Panigrahi & Dubey, 2019). Por otro lado, los digestores húmedos son utilizados para co-digestión con aguas residuales, lodos y estiércoles, las ventajas que presentan

son: alta difusión, mezcla homogénea, uso de equipos sencillos de bombeo y mejor rendimiento específico de metano (Panigrahi & Dubey, 2019).

2.1.3.3. pH, alcalinidad y compuestos inhibitorios

El pH influye en el metabolismo de los microorganismos en diferentes aspectos como: la degradación del sustrato, la síntesis de proteínas y material de almacenamiento, la liberación de productos metabólicos, su morfología, estructura celular y crecimiento. Cada grupo crece a una rapidez máxima en un pH óptimo, lo mismo ocurre con la actividad enzimática, por lo cual el desempeño de los microorganismos y el rendimiento del proceso se ve afectado por leves cambios fuera del pH óptimo (Schnürer & Jarvis, 2010). Los microorganismos más sensibles a estos cambios son los metanogénicos, seguidos de los acidogénicos, por lo cual la definición del intervalo óptimo depende de que su actividad metabólica no se vea afectada, como también del tipo de sustrato, la configuración del reactor y otras condiciones de operación como la temperatura, la carga orgánica y el tiempo de retención hidráulico (Kumar & Samadder, 2020; Panigrahi & Dubey, 2019).

Este parámetro afecta la solubilidad del sustrato, la diversidad de los microorganismos, la cantidad y tipo de los productos finales. Su variabilidad se da cuando la capacidad de amortiguamiento del sistema, debida a los equilibrios $\text{CO}_2/\text{HCO}_3^-/\text{CO}_3^{2-}$ y $\text{NH}_3/\text{NH}_4^+$ generados por la degradación de compuestos orgánicos, no contrarresta el aumento de la concentración de AGV en el medio, por lo cual para conocer la estabilidad del proceso se debe monitorear y controlar constantemente el pH, la alcalinidad y la concentración total de AGV, por medio de diferentes alternativas como: reducción de la carga orgánica, adición de reactivos alcalinos (NaOH , Na_2CO_3 , NaHCO_3) y ajuste inicial del pH y la relación C/N mediante la co-digestión con lodos de PTAR o residuos de origen animal (Tyagi et al., 2018; Yang et al., 2015). Para la digestión anaerobia de FORSU el pH se debe mantener entre 6.5 y 7.5, la alcalinidad entre 1,000 y 5,000 mg CaCO_3/l y la concentración total de AGV entre 50 y 250 mg/l (Panigrahi & Dubey, 2019).

Al ser la FORSU un sustrato ácido y altamente biodegradable, se genera una rápida producción y acumulación de AGV, lo que disminuye el pH, que posteriormente vuelve a

aumentar con el consumo de AGV hasta estabilizarse, si esto no ocurre, y los AGV se producen con una rapidez mayor a la que se consumen, se da la inhibición de la actividad de las arqueas metanogénicas (Ren et al., 2018). De las formas en que existen los AGV en el digestor, la de mayor efecto inhibitorio es la disociada, ya que así pueden difundirse más fácilmente al interior de las células, y entre los AGV disociados, el propionato y butirato son los más inhibitorios (Mata-Alvarez, 2003).

Otro inhibidor del proceso es el amoníaco, el cual existe en el digestor de dos formas: como ion amonio y amoníaco libre, siendo esta última la más inhibitoria, especialmente para las arqueas metanogénicas, debido a su capacidad de penetrar la membrana celular y cambiar el pH intracelular (Akindele & Sartaj, 2018). La concentración a la cual inicia y se da la disminución de biogás hasta la inhibición total depende del pH, la temperatura y la relación C/N del sustrato. La concentración de amoníaco es mayor a condiciones termofílicas que mesofílicas cuando se mantiene el pH y el tipo de sustrato, al igual que a mayor pH al mantenerse la temperatura y el tipo de sustrato (Kumar & Samadder, 2020). Zhang & Angelidaki (2015) reportan que la inhibición por amoníaco inicia a partir de 1,500 mg/l de nitrógeno amoniacal total y que la inhibición total se da en el intervalo de 6,000 a 13,000 mg/l, mientras que Mata-Alvarez (2003) reporta inhibición a partir de 1,200 mg/l en digestión anaerobia seca de FORSU. Las estrategias para contrarrestar la inhibición por amoníaco se enfocan en el control riguroso del pH y la temperatura, ajuste de la relación C/N y contenido de sólidos de la alimentación, adición de elementos traza para aumentar la actividad microbiana y así estabilizar la concentración de amoníaco o precipitación química (Kumar & Samadder, 2020).

2.2. Plantas de digestión anaerobia

2.2.1. En el mundo

La producción de biogás en el mundo en el 2018 fue de 1'364,612 TJ, de los cuales el 54.35% se produjo en Europa, el 21.92% en China, el 11.71% en Estados Unidos y el 12.02% en el resto del mundo (África, Latinoamérica y Medio Oriente) en más de 132,000 plantas de digestión anaerobia y 50 millones de digestores domésticos. La producción de

energía eléctrica es el principal uso del biogás producido, ya que el 32.74% se consumió para cogeneración y el 31.41% para generación de energía eléctrica por medio de una capacidad instalada de 17,700 MW, que corresponde al 9.94% de la capacidad instalada de energías renovables (178,000 MW). A la generación de la energía eléctrica, le sigue la generación de calor para sistemas de calefacción con el 27.26% y mejoramiento a biometano con el 8.59%, que representa el 90% de la producción total de este biocombustible (IEA, 2020; REN21, 2020).

China es el país con mayor número de plantas de biogás. En 2015 existían 41.93 millones de digestores domésticos, 103,476 plantas de pequeña y mediana escala, 6,972 plantas de gran escala y 25 plantas de biometano, que generaron 15.8 bcm de biogás. Ese mismo año, el gobierno chino lanzó el *13° Plan nacional a cinco años para el desarrollo del biogás* que contemplaba aumentar la capacidad de producción a 20.7 bcm por medio de la instalación y puesta en marcha de 1.11 millones de digestores domésticos, 25,500 plantas de pequeña y mediana escala, 3,150 plantas de gran escala y 172 plantas de biometano adicionales. Los sustratos más utilizados en estas plantas son los agroindustriales (estiércoles y residuos de cultivos), en segundo lugar, aguas residuales y lodos, y por último la fracción orgánica de residuos sólidos urbanos e industriales (Xue et al., 2020).

En Europa, el número de plantas de biogás en 2019 fue de 18,943 (741 más que el año anterior) y la producción de biogás fue de 15.8 bcm que equivalen a 167 TWh, según La Asociación Europea de Biogás (EBA por sus siglas en inglés) en su informe *EBA Statistical Report 2020*. El mayor porcentaje de la capacidad instalada proviene de plantas de digestión anaerobia de residuos agroindustriales, seguido de plantas de aprovechamiento de biogás generado en rellenos sanitarios, plantas de digestión anaerobia de lodos de PTAR y de la fracción orgánica de residuos sólidos urbanos e industriales. El biogás producido en su mayoría se utilizó para la generación de electricidad y calor, sin embargo, año tras año, la industria del biometano se desarrolla a gran velocidad, prueba de esto es que, en los últimos 9 años, el número de plantas ha aumentado de 187 a 725 y la producción en 2019 alcanzó los 2.4 bcm (26 TWh), utilizados principalmente como combustible de vehículos (EBA, 2021). El país con mayor cantidad de plantas de digestión anaerobia en Europa es Alemania. Aproximadamente el

5% de la generación de electricidad del país (más de 4 GW de capacidad instalada) se produce en las 10,971 plantas de biogás, de las cuales 668 son de digestión anaerobia de residuos orgánicos urbanos e industriales y de estas, 135 tratan alrededor de dos millones anuales de FORSU separada en la fuente (Wilken et al., 2019).

Estados Unidos, el mayor productor de biogás en América, contaba con 2,200 plantas en 2018, 1,269 de digestión anaerobia de lodos de PTAR, 253 de residuos agroindustriales y estiércoles, 68 de residuos de comida y 652 de aprovechamiento del biogás generado en rellenos sanitarios, las cuales generaron 13,095 GWh de energía eléctrica por medio de una capacidad instalada de 6,200 MW. Según el estudio *The Federal Biogas Opportunities Roadmap* se espera que el número de plantas de digestión anaerobia aumente considerablemente en los últimos años, ya que el país tiene potencial de contar con 14,958 más, de las cuales 2,036 traten residuos de comida (American Biogas Council, 2018).

A pesar que la tendencia mundial indica que la FORSU es de los sustrato menos utilizados en las plantas de digestión anaerobia, también muestra el aumento de la aplicación de esta tecnología *Waste to Energy* para su gestión y valorización energética, ya que cada año, el número de plantas aumenta y la tecnología ha alcanzado un grado de madurez que permite contar con diversas opciones en el mercado para su implementación, con excelentes rendimientos de generación de energía y reducciones significativas de efectos ambientales negativos y costos (Tyagi et al., 2018). En la Tabla 2.3. se recopila información relevante de 10 ejemplos de plantas municipales de digestión anaerobia de FORSU que generan energía eléctrica, de diferentes capacidades de tratamiento, características de digestión, acondicionamiento del biogás y digestato producido.

Tabla 2.3. Ejemplo de plantas de digestión anaerobia de FORSU en el mundo

Nombre/ Ubicación/ Operada por/ Referencia	Capital/ Inversión/ Inicio operación	Capacidad de tratamiento [ton/año]/ Tipo de sustrato	Características de la digestión anaerobia	Producción de biogás [Nm ³ /año]/ Rendimiento [Nm ³ /ton]/ Acondicionamiento	Capacidad instalada [MW]/ Generación [MWh/año]/ Rendimiento [MWh/ton]	Producción de digestato [ton/año]/ Acondicionamiento
Usina de biogás CSB São José dos Pinhã, Brasil CS BioEnergia S.A (Wilken et al., 2019)	Mixto € 20'000,000 2017	388,600. Lodos PTAR FORSU de mercados y domiciliaria	Húmeda, mesofílica y de dos etapas en 4 digestores de 5,000 m ³	9'636,000 24.797 Biodesulfuración y deshumidificación	2.85 24,966 0.064	36,000 Deshidratación
Domestic Solid Waste Management Centre Doha, Qatar Keppel Seghers (Hitachi Zosen Inova, 2019)	Mixto - 2011	274,000 FORSU	Seca y termofílica en 15 digestores flujo pistón Kompogas de 1,300 m ³ y TRH de 20 días	25'300,000 92.336 -	34.4 56,900 0.208	- Centrifugación y compostaje
Ecoparque Montcada i Reixac Montcada i Reixac, España UTE Ecoparc del Besòs (EBESA) (Àrea Metropolitana de Barcelona, 2018a)	Mixto - 2004	260,000 FORSU	Húmeda y mesofílica	12'600,000 48.461 -	4.2 23,000 0.088	38,000 Centrifugación y compostaje
Jiaonan City Waterfront Industrial Park Qingdao, China - (Clean Development Mechanism, 2006)	Privado ¥162'000,000 2012	216,000 FORSU	Húmeda, mesofílica en 3 digestores de 10,992 m ³ y TRH de 20 días	25'375,680 117.480 Biodesulfuración, deshumidificación y ajuste de presión	6.24 51,817 0.239	-
L'unité de méthanisation Amétyst Montpellier, Francia Sita-Suez (Hitachi Zosen Inova, 2019)	Mixta. € 86'000,000. 2008	105,000 FORSU de restaurantes y domiciliaria	Seca y termofílica en 8 digestores de flujo pistón Kompogas de 1,300 m ³ y TRH de 20 días	14'400,000 137.143 Deshumidificación y filtración con carbón activado	3.6 30,000 0.286	28,000 Centrifugación y compostaje

Ecoparc Zona Franca Barcelona Barcelona, España Ecoparc de Barcelona S.A (Àrea Metropolitana de Barcelona, 2018b)	Mixto € 48'250,000 2001	85,000 FORSU	Húmeda y mesofílica en 4 digestores de 6,700 m ³ y TRH de 20 días	7'000,000 82.353 -	5.24 14,000 0.165	30,000 Deshidratación y compostaje
Usine de Valorisation Bio- énergétique OVADE Bourg-en-Bresse, Francia Dalkia Wastenergy y ORGANOM (OVADE, 2019)	Mixto - 2016	58,000 FORSU	Seca y termofílica en digestor DRANCO de TRH de 21 días	6'200,000 106.896 Deshumidificación y enfriamiento	2.0 10,400 0.179	15,600 Deshidratación y compostaje
Planta de Digestió Anaeròbica i de Compostatge Granollers, España Consorci per a la Gestió dels Residus del Vallès Oriental (Consorci per a la Gestió dels Residus del Vallès Oriental, n.d.)	Publico € 25'000,000 2010	45,000 FORSU	Pretratamiento en 2 despulpadores BTA. Húmeda y mesofílica en 2 digestores BTA de 6,400 m ³ y TRH de 15 días	3'640,000 80.889 -	1.252 10,130 0.225	9,000 Deshidratación y compostaje
Estação de Tratamento e Valorização Orgânica VALORSUL São João da Talha, Portugal VALORSUL S.A (VALORSUL S.A., n.d.)	Privado € 26'500,000 2005	40,000 FORSU de restaurantes, comedores, mercados y parques.	Húmeda, termofílica, en dos etapas: tanque de hidrólisis de TRH de 2 días y 2 digestores de 3,500 m ³ y TRH de 21 días	- - -	1.7 10,892 0.272	14,000 Deshidratación y compostaje
Unité de méthanisation AGRIVALOR ÉNERGIE Ribeauvillé, Francia Agrivalor Énergie (EnviTec Biogas, 2012)	Privado € 9'000,000 2012	25,000 Agrícolas FORSU de mercados y restaurantes	Húmeda y mesofílica con recirculación en 2 digestores de 4,000 m ³	- - Filtración con carbón activado	1.415 11,000 0.44	- -

2.2.2. En México

La generación de biogás como fuente de energía primaria en México en el 2019 fue de 2.8 PJ, la cual se transformó en su totalidad en energía eléctrica en centrales (SEMARNAT, 2020a). En 2018, la generación de energía eléctrica a partir de fuentes de energía limpias fue de 40,499 GWh (24.12% de la total) y la capacidad instalada de 23,87 MW (31.42% de la total). De estas cantidades, el 0.93% (378.8 GWh) de la generación y el 0.91% de la capacidad instalada (217.21 MW) correspondió a transformación a partir de biogás, según la SENER (2018b) en su informe *Reporte de avance energías limpias primer semestre 2018*. Dicha generación se obtuvo en mayor proporción en plantas de aprovechamiento de biogás generado en rellenos sanitarios y en menor proporción en plantas de digestión anaerobia de aguas residuales y lodos de PTAR, residuos agroindustriales, industriales y FORSU (GIZ México et al., 2018; Gutierrez, 2018; SENER, 2018a; SENER et al., 2017).

La capacidad instalada de plantas de digestión anaerobia de residuos de granjas porcinas y bovinas pasó de 5.7 MW en 2011 a 14.4 MW en 2015. Actualmente, no se conoce el número exacto de plantas que tratan residuos agroindustriales, sin embargo, los últimos reportes indican que a finales de 2014 existían 2,167 digestores tipo laguna de diferentes tamaños (25 a 1,000 m³), la mayoría fueron financiados por el Fondo de Riesgo Compartido (FIRCO) de la Secretaría de Agricultura, Ganadería, Desarrollo Rural, Pesca y Alimentación (SAGARPA) y el Mecanismo de Desarrollo Limpio (MDL). Hasta 2017, el FIRCO ha proporcionado fondos para 380 digestores, 187 motogeneradores y 24 microturbinas (Danish Energy Agency et al., 2019; GIZ México et al., 2018; Gutierrez, 2018).

Con respecto a la digestión anaerobia de lodos primarios y secundarios de PTAR, hay 16 plantas que cuentan con estabilización anaerobia de lodos, de las cuales 11 utilizan el biogás para la generación de calor y energía eléctrica para autoconsumo. La capacidad instalada de estas plantas es de 64.6 MW y las de mayor generación

son las plantas de Atotonilco con 93 GWh/año y el Ahogado con 20.2 GWh/año (GIZ México et al., 2018; Gutierrez, 2018; IMTA et al., 2016).

Por último, el número de plantas a escala piloto o municipal de digestión anaerobia de FORSU es muy reducido, a pesar del alto potencial y disponibilidad de este sustrato, y el grado de madurez de la tecnología que permite contar con una amplia gama de proveedores en el mercado internacional. Esto se debe a las barreras legales y económicas en la gestión, manejo y aprovechamiento energético de residuos y a los altos costos de inversión, operación y mantenimiento, en comparación a los requeridos en la disposición final en rellenos sanitarios (GIZ México et al., 2018; Mediavilla Merchán, 2018; SEMARNAT, 2020b). Según el *Diagnostico básico para la gestión integral de residuos 2020*, en México existen 5 plantas de biodigestión de FORSU ubicadas en las entidades federativas: Ciudad de México, Estado de México, Puebla y Tabasco (SEMARNAT, 2020b), sin embargo, no se reporta información técnica de diseño u operación del proceso que se lleva a cabo en estas plantas.

En la Tabla 2.4. se recopila la información más relevante sobre las plantas de digestión anaerobia de FORSU que generan energía eléctrica en México reportadas en la literatura.

Tabla 2.4. Plantas de digestión anaerobia de FORSU en México

Nombre/ Ubicación/ Operada por/ Referencia	Capital/ Inversión/ Inicio operación	Capacidad de tratamiento [ton/día]/ Tipo de sustrato	Características de la digestión anaerobia	Producción de biogás [Nm ³ /día]/ Rendimiento [Nm ³ /ton]/ Acondicionamiento	Capacidad instalada [kW]/ Generación [kWh/día]/ Rendimiento [kWh/ton]	Producción de digestato [ton/día]/ Acondicionamiento
Planta separación de residuos Mérida, Yucatán Tratamiento de Reciclados del Sureste S.A. de C.V. (GIZ México et al., 2018)	Privado 160'000.000 MXN 2015	244 a 400 FORSU	Mesofílica en digester tipo laguna de 5.856 m ³ y TRH de 15 días	- - -	742 - -	- Deshidratación. Recirculación de la fracción líquida y disposición final de la sólida
Centro de Operación y Manejo Integral de RSU Atacomulco, Estado de México - (GIZ México et al., 2018)	Mixto 39'000.000 MXN. 2013.	30 FORSU	Húmeda y termofílica en digester de 4,241 m ³	2,448 81.6 Desulfuración por filtración	200 4,800 160	54 Deshidratación
Planta de tratamiento de residuos orgánicos CANV. Milpa Alta, CDMX Sustentabilidad en Energía y Medio Ambiente S.A. de C.V. (GIZ México et al., 2018)	Mixto 15'000.000 MXN. 2017.	3.3 FORSU de mercados (nopal)	Húmeda y termofílica en digester de 100 m ³ y TRH de 30 días	105.7 32.03 -	- - -	1 Deshidratación
Planta piloto de producción de biogás 3PBg Cuautitlán, Estado de México Facultad Química UNAM (Patricio-Fabián, 2019)	Público 9'000.000 MXN 2017	0.5 FORSU domiciliaria y mercados	Húmeda y mesofílica en digester de 25 m ³ y TRH de 24 días	52.7 105.4 Deshumidificación y desulfuración con lecho granular de Fe ₂ O ₃	3.5 56 112	0.96 Deshidratación. Tratamiento de la fracción líquida en PTAR para reúso

2.3. Secciones de una planta de digestión anaerobia

Para llevar a cabo la digestión anaerobia a gran escala es necesario contar con una instalación industrial compuesta por equipos distribuidos de una forma específica para garantizar que el proceso sea seguro, eficiente y que genere un impacto ambiental y social positivo a su entorno. En este sentido, una planta de digestión anaerobia está compuesta por las siguientes secciones (Wellinger et al., 2013; Wilken et al., 2019).

2.3.1. Pretratamiento

En esta sección se realizan todas las actividades necesarias para que el sustrato se encuentre en las condiciones indicadas para ser alimentado al digestor. Inicia con la recepción y almacenamiento del sustrato, continúa con tratamientos para remover los materiales no orgánicos (vidrio, plástico, metales, arena) y hacer más biodisponible la materia orgánica, prosigue con la homogenización y finaliza con la alimentación al digestor.

2.3.1.1. Técnicas de pretratamiento

El pretratamiento es muy importante para la digestión, ya que de este paso previo depende la conversión de materia orgánica, el rendimiento de biogás, la calidad del digestato, la estabilidad del proceso y la vida útil de los equipos, especialmente los de transporte. A pequeña escala se han propuesto diferentes técnicas de pretratamiento mecánico, térmico, químico y biológico, o combinación de estos, sin embargo, a escala industrial los más utilizados son el pretratamiento mecánico y térmico (Panigrahi & Dubey, 2019).

Con el pretratamiento mecánico se logra: la reducción del tamaño de partícula, la cristalinidad y la polimerización de los compuestos orgánicos complejos; el aumento del área superficial específica del sustrato y la liberación de compuesto orgánicos disueltos, lo que aumenta el rendimiento total de la hidrólisis (Panigrahi

& Dubey, 2019). Además, disminuye la viscosidad, la formación de espuma y capas sobrenadantes en el digestor.

Las operaciones unitarias más comunes de reducción de tamaño son la molienda y la trituración en equipos como: molino de martillos, de cuchillas y vibratorios. Este tipo de pretratamiento consume gran cantidad de energía eléctrica, ya que se estima que alrededor del 1% del consumo energético realmente se utiliza en la reducción de tamaño y el resto se desperdicia como calor; sin embargo, este consumo se justifica con el aumento en el rendimiento de metano y otros beneficios en el proceso (Kratky & Jirout, 2011; Wellinger et al., 2013).

El despulpador es otro equipo de pretratamiento hidromecánico que se utiliza previo a la digestión anaerobia húmeda, en el cual se produce una suspensión homogénea y bombeable mediante la dilución, agitación y separación de contaminantes. Puede incluir otros equipos posteriores de separación de contaminantes ligeros como un hidrociclón (Ghavinati & Tabatabaei, 2018).

El pretratamiento térmico consiste en calentar el sustrato bajo presión a una temperatura determinada, mantenerla por un tiempo y luego enfriar el sustrato a la temperatura en que se da la digestión. Los dos principales beneficios que ofrece son: la solubilización de compuestos orgánicos por el rompimiento de estructuras de macromoléculas complejas (lignocelulosa) y la sanitización o pasteurización del sustrato (Wellinger et al., 2013). Según la regulación de la Unión Europea para el pretratamiento térmico de FORSU es suficiente con 1 hora de calentamiento a 70°C (Panigrahi & Dubey, 2019). La aplicación de este pretratamiento está sujeto a un aumento significativo en la producción de biogás que justifique el consumo energético del calentamiento (Ghavinati & Tabatabaei, 2018).

2.3.1.2. Homogeneización

Antes de alimentar el sustrato al digestor, se ubica uno o varios tanques de igualación u homogeneización con el objetivo de obtener una mezcla homogénea, bombeable y con el contenido de ST establecido para la digestión.

Al tanque se alimentan por lotes agua, sustratos sólidos, líquidos o recirculación de digestato, que en ocasiones pueden variar de composición y flujo, por lo tanto, este equipo es realmente importante para lograr una buena calidad de la alimentación y posterior estabilidad en el digestor. Además, en este se puede dar sedimentación, dosificación de insumos para control de pH, calentamiento y/o agitación, esta última debe ser más rápida que la utilizada en el digestor, ya que se requiere obtener una mezcla homogénea en poco tiempo (Deng et al., 2020).

2.3.1.3. Alimentación

La alimentación al digestor puede ser continua o por lotes durante periodos de tiempo definidos. Los equipos de transporte empleados dependen del contenido de ST. Para alimentación de sustratos con alto contenido se utilizan transportadores de pistón, tornillo o cintas transportadoras (Ghavinati & Tabatabaei, 2018; Wellinger et al., 2013). Mientras que para sustratos más diluidos se utilizan bombas centrifugas (<1% de ST), sumergibles y varios tipos de desplazamiento positivo como de: embolo, diafragma, lóbulo, tornillo, engranaje y cavidad progresiva (CONAGUA, 2014b; Deng et al., 2020).

2.3.2. Digestión anaerobia

Es la sección más importante donde ocurre la degradación de la materia orgánica del sustrato y la producción del biogás. Está compuesta por uno o más digestores y los servicios que estos requieren: calentamiento, aislamiento, agitación y recirculación.

Existen múltiples diseños y tipos de digestores, la elección del más apropiado para la digestión anaerobia de cierto sustrato depende de las características de este, las condiciones de operación y el volumen requerido para su degradación (Wellinger et al., 2013). Los digestores pueden: alimentarse de forma continua o por lotes; ser completamente agitados o de flujo pistón; tener forma cilíndrica u ovoide, fondo plano o cónico, cubierta fija, flotante o de membrana; y estar fabricados en concreto reforzado, acero inoxidable o plástico reforzado con fibra

de vidrio (Deng et al., 2020; Ghavinati & Tabatabaei, 2018; Radetic, 2018; Tchobanoglous et al., 2014; Wellinger et al., 2013).

Las plantas que cuentan con más de un digestor lo hacen por dos situaciones: cuando la cantidad de sustrato a degradar es tan grande que se requiere de varios digestores monoetapa, en los que ocurren todas las etapas de la digestión anaerobia en un solo digestor; o cuando el volumen requerido para la degradación se divide en dos o tres digestores con el objetivo de optimizar el proceso (Deng et al., 2020; Ghavinati & Tabatabaei, 2018; Wellinger et al., 2013). Con la separación de las etapas de la digestión anaerobia en diferentes digestores se logra mayor: rendimiento de metano, estabilidad, controlabilidad del proceso y calidad del digestato, pues cada digestor se puede operar a condiciones diferentes de: temperatura, pH, TRH, COV y agitación, dependiendo de las reacciones que se llevan a cabo (Xu et al., 2018). Generalmente, en el diseño de dos etapas, la hidrólisis y acidogénesis ocurren en un digestor diferente a las otras etapas, mientras que, en el diseño de tres etapas, se separa la hidrólisis y la acidogénesis (Chatterjee & Mazumder, 2019).

2.3.2.1. Agitación

El modo e intensidad de la agitación afecta positivamente el desempeño de la digestión anaerobia y el rendimiento de biogás, ya que influye en: la transferencia de masa, el contacto superficial entre el sustrato y los microorganismos, la formación de biomasa, la distribución uniforme del calor proporcionado por el sistema de calentamiento, la formación de espuma, capas flotantes y sedimentos, sin embargo, también puede influir negativamente cuando no se selecciona adecuadamente, ya que un alto esfuerzo cortante puede afectar el desarrollo de los microorganismos (Ghavinati & Tabatabaei, 2018; Wellinger et al., 2013).

La agitación puede ser continua o intermitente en intervalos definidos de tiempo y realizarse de forma hidráulica, neumática o mecánica (Deng et al., 2020). La agitación hidráulica consiste en succionar una cantidad de digestato de la parte central del digestor y recircularla a alta presión por la parte superior, inferior o

ambas, generando un efecto de mezcla (Deng et al., 2020; Wellinger et al., 2013). Por su parte, la agitación neumática corresponde a la inyección de biogás confinado o no desde el fondo del digestor para que las burbujas provoquen el movimiento y la mezcla del digestato, por lo cual es aplicable para sustratos con bajo contenido de sólidos y alta producción de biogás. Los sistemas de inyección de biogás no confinados lo hacen por medio de difusores distribuidos uniformemente en el fondo del digestor o una serie de lanzas ubicadas radialmente, mientras que los sistemas de biogás confinado lo inyectan por medio de lanzas que se encuentran dentro de un eductor, lo que genera que las burbujas empujen el digestato dentro de este hacia la parte superior creando un efecto *air-lift* (Deng et al., 2020; Wellinger et al., 2013).

En la agitación mecánica se emplean uno o más agitadores de diferentes características que desplazan y mezclan el digestato por su movimiento de rotación propulsado por un motor. Los agitadores mecánicos pueden: girar a velocidad alta, media o baja; contar con el motor sumergido o en una posición externa al digestor; estar ubicados de forma vertical, horizontal, inclinada o en una posición variable a diferentes niveles; y tener diferentes diseños de impulsores (Ghavinati & Tabatabaei, 2018; Singh et al., 2019).

2.3.2.2. Calentamiento

Para suministrar la energía necesaria para mantener la temperatura constante dentro del digestor existen dos métodos de calentamiento: flujo de un agente de calentamiento por tuberías al interior del digestor o por medio de un intercambiador de calor externo (Wellinger et al., 2013).

La primera opción consiste en instalar tuberías en las paredes o el fondo del digestor por las cuales fluye un agente de calentamiento (agua caliente o vapor) que intercambia calor con el digestato que se encuentra alrededor de la tubería, lo que genera transferencia por convección que junto a un buen sistema de agitación permiten mantener la temperatura constante en todo el volumen del digestor. En la segunda opción, la alimentación se calienta antes de ingresar al digestor en un intercambiador de calor a contracorriente con un agente de

calentamiento. Los costos de inversión y operación, al igual que el consumo energético son más altos con esta opción, pero el mantenimiento es más sencillo. Para ambas opciones, el agente de calentamiento puede ser suministrado por el cogenerador (Ghavinati & Tabatabaei, 2018; Wellinger et al., 2013).

2.3.2.3. Aislamiento

Para disminuir las pérdidas de calor por la superficie del digestor, se deben recubrir con láminas o paneles de materiales aislantes como: lanas minerales como fibra de vidrio y plásticos espumados como poliestireno extruido, o dejar espacios de aire muerto. A su vez el recubrimiento debe protegerse de la intemperie, lo que se puede lograr con láminas de acero corrugado o paneles de concreto (Ghavinati & Tabatabaei, 2018; Wellinger et al., 2013).

2.3.3. Tratamiento del digestato

En esta sección se acondiciona el digestato para ser utilizado como fertilizante orgánico. Inicia con el transporte del digestato desde el digestor hasta el equipo de separación de la fracción sólida y líquida mediante, en la mayoría de los casos, bombas de desplazamiento positivo (tornillo, lóbulo, engranaje, cavidad progresiva). Después de la separación sólido/líquido, la fracción líquida puede acondicionarse para ser utilizada como fertilizante líquido o tratarse en una planta de tratamiento de agua residual para ser utilizada como agua de proceso, recirculada al digestor o descargada en el sistema de drenaje o cuerpo de agua, mientras que la sólida, dependiendo de su composición y la legislación de cada país, puede ser utilizada directamente como fertilizante o someterse a otros tratamientos como secado, compostaje y peletizado (Deng et al., 2020; Wellinger et al., 2013).

Los equipos de separación sólido-líquido más empleados son: prensa de tornillo, centrifuga decantadora, separador de filtro inclinado, filtro prensa de correa o de tambor (Wellinger et al., 2013).

2.3.4. Almacenamiento, acondicionamiento y uso del biogás

Esta sección está compuesta por todos los equipos de almacenamiento, transporte, manejo seguro, acondicionamiento y uso final del biogás.

2.3.4.1. Almacenamiento

El almacenamiento hermético y seguro del biogás tiene como objetivo amortiguar y ajustar las fluctuaciones de la producción, es decir, recibir cuando se presentan picos y cubrir el consumo continuo cuando la producción sea baja, por lo cual la capacidad de almacenamiento depende del patrón de producción diaria (según el tipo de sustrato y forma de alimentación del digestor), el consumo y el modo de operación del equipo de uso final (Deng et al., 2020; López Hernández et al., 2017). Los equipos de almacenamiento reciben el nombre de gasómetros y se encuentran ubicados en la línea de biogás entre el digestor y el equipo de uso final, cuentan con una derivación hacia el quemador y todos los dispositivos de seguridad para prevenir sobrellenados y descargas excesivas (López Hernández et al., 2017).

Los gasómetros pueden: almacenar el biogás a alta, baja o sin presión; localizarse en la parte superior del digestor o una ubicación externa; y ser de membrana simple o doble (Deng et al., 2020; Ghavinati & Tabatabaei, 2018; López Hernández et al., 2017). Los materiales con los cuales se fabrican deben ser resistentes a: la permeabilidad, las condiciones climáticas (radiación solar, viento, lluvia), la abrasión y a la tensión generada por la presión. Los más utilizados son: tejido de poliéster recubierto de PVC o caucho de polietileno de alta densidad o monómero de etileno-propileno-dieno (Ghavinati & Tabatabaei, 2018).

2.3.4.2. Acondicionamiento

El acondicionamiento de biogás tiene como finalidad alcanzar los requerimientos de calidad (composición, temperatura y presión) que exige el equipo de uso final

seleccionado. Principalmente está compuesto por equipos de limpieza, en los que se lleva a cabo la remoción de impurezas, enfriamiento y aumento de presión (Ghavinati & Tabatabaei, 2018).

La limpieza del biogás consiste en remover la cantidad necesaria de impurezas para: garantizar que estas no generen corrosión, desgaste mecánico en los equipos y/o emisiones no deseadas durante la combustión, y aumentar la concentración de metano, al igual que mejorar las propiedades de combustión del biogás (Wellinger et al., 2013). Los compuestos que generalmente se remueven del biogás son: sulfuro de hidrógeno, agua, dióxido de carbono, amoníaco y compuestos orgánicos volátiles como alcanos, siloxanos e hidrocarburos halogenados (Deng et al., 2020; Ghavinati & Tabatabaei, 2018).

Los motores de combustión interna requieren que: la concentración de H_2S del biogás sea inferior a 200 ppm y la humedad relativa al 60% para evitar que al condensarse causen corrosión y daño en los componentes del equipo, la concentración de siloxanos sea menor a 30 mg/m^3 para que la formación de depósitos de óxido de silicio en válvulas y cilindros no cause abrasión o bloqueos, la concentración de NH_3 no sobrepase 50 mg/m^3 , y la de hidrocarburos halogenados, 100 mg/m^3 (Deng et al., 2020; Wellinger et al., 2013). Además de esto, la composición volumétrica de CH_4 debe ser superior a 40%, la presión de admisión debe estar en el intervalo de 5 a 10 kPa y la temperatura de 20 a 25°C (Deng et al., 2020; EPA, 2017; Wellinger et al., 2013).

La deshidratación es un paso fundamental en el acondicionamiento, ya que al condensarse el vapor de agua contenido en el biogás puede obstruir el transporte en la tubería y/o formar una solución ácida y corrosiva por la disolución de H_2S y CO_2 , además el contenido de agua también afecta el rendimiento del biogás como combustible pues reduce su valor calorífico (Wellinger et al., 2013). Los métodos de remoción de agua del biogás son: condensación; adsorción en columnas empacadas con silica, alúmina, carbón activado o zeolita; y absorción en columnas a contracorriente con absorbentes hidrofílicos como compuestos glicólicos (Deng et al., 2020; Wellinger et al., 2013). La condensación es el método más sencillo, aplicable a cualquier flujo volumétrico y se basa en enfriar

o comprimir el biogás. Se puede dar simplemente por el transporte en una tubería larga y con pendiente, al final de la cual se instala un colector; o en otros equipos como trampas de condensado, desnebulizadores, separadores ciclónicos o centrífugos e intercambiadores de calor con agua helada. Con la condensación también se remueven todos los compuestos gaseosos que se disuelven a las condiciones de operación (Deng et al., 2020).

La remoción de H₂S es imprescindible para evitar la corrosión de tuberías, equipos de acondicionamiento y uso final del biogás, como también la intoxicación de los convertidores catalíticos de los cogeneradores. Se puede realizar dentro del digester al reaccionar con sales de hierro adicionadas generando precipitación de sulfuro de hierro, o en la sección de acondicionamiento mediante métodos biológicos, físicos y químicos (López Hernández et al., 2017; Wellinger et al., 2013). Los métodos más utilizados son: adsorción en columnas empacadas con carbón activado solo o impregnado con catalizadores (KI, KMnO₄, ZnO), óxido o hidróxido de hierro; absorción en columnas con agua, soluciones alcalinas (NaOH, FeCl₂, Fe(OH)₃, Na₂CO₃ o NH₃); o solventes orgánicos como aminas (Deng et al., 2020; Ghavinati & Tabatabaei, 2018; Wellinger et al., 2013).

2.3.4.3. Uso

El biogás se utiliza para la producción de: energía térmica en calderas, energía térmica y eléctrica en unidades de cogeneración, energía eléctrica en celdas de combustible y biometano por procesos de mejoramiento (Wellinger et al., 2013).

La cogeneración es la aplicación más utilizada en plantas de digestión anaerobia a gran escala y con más opciones disponibles en el mercado, dado que con esta se logra el autoabastecimiento de energía de la planta y la obtención de ganancias por la venta de excedentes de energía eléctrica (Ghavinati & Tabatabaei, 2018). Consiste en convertir directa o indirectamente el calor generado por la combustión del biogás en energía mecánica y utilizarla para impulsar un generador eléctrico. Generalmente se emplean motores de combustión interna modificados para biogás y turbinas a gas, ya que con estos

equipos es posible recuperar el calor residual para generar agentes de calentamiento, por lo cual su eficiencia térmica es mayor en comparación con otros equipos como calderas y turbinas de vapor (Deng et al., 2020).

Una unidad de cogeneración está formada por: dispositivos de acondicionamiento del biogás para remoción de contaminantes, estabilización de presión y manejo seguro (antiexplosivos y contra sobrepresión), un equipo de combustión, un generador de corriente alterna y varios intercambiadores de calor para recuperar el calor residual y generan agua de calentamiento y/o vapor (Deng et al., 2020; EPA, 2017).

Además del equipo de uso final, una planta debe contar con un equipo de combustión de emergencia para quemar el biogás cuando el equipo principal se encuentre fuera de servicio, falle o la producción de biogás sea tan alta que no se pueda almacenar temporalmente, con el objetivo de evitar incidentes de seguridad y contaminación ambiental por emisión de metano y otros productos intermedios de oxidación incompleta (Deng et al., 2020; Ghavinati & Tabatabaei, 2018; Wellinger et al., 2013). Los quemadores pueden ser de 3 tipos: abiertos, cerrados y semicerrados. Los más eficientes y en los que se puede alcanzar mayores temperaturas de combustión son los cerrados, en los cuales la combustión ocurre en una cámara con aislamiento térmico, lo que permite que sea más uniforme, se pueda controlar la temperatura y monitorear las emisiones (Deng et al., 2020; López Hernández et al., 2017).

2.4. Escalamiento

El escalamiento es el dimensionamiento de equipos y variables de operación de una unidad o conjunto de unidades de proceso a una mayor escala, tomando como base cálculos y experimentos de una escala menor y planteando relaciones entre ambas escalas, denominadas ecuaciones o factores de escala. Se considera una tarea intrínsecamente difícil, ya que depende de la complejidad del proceso (número e interacción de variables críticas) y del nivel de

conocimiento de este (Anaya-Durand & Pedroza-Flores, 2008; Harmsen, 2019; Kossen, 1994).

El escalamiento es un proceso de desarrollo multietapa desde la idea hasta la operación de una planta a escala industrial (Anaya-Durand & Pedroza-Flores, 2008; Harmsen, 2019; Jones et al., 1993), que se lleva a cabo en el siguiente orden:

- Escala laboratorio: en esta etapa se identifican las variables críticas que influyen en el proceso a escalar, se diseñan y ejecutan experimentos de laboratorio para evaluar cualitativa y cuantitativa como influye cada variable crítica identificada al ser variada a diferentes niveles.
- Primer escalamiento: consiste en el diseño, construcción y operación del proceso a escala banco o prueba, para determinar cómo influye el cambio de escala en el desempeño del proceso, por medio del monitoreo de las condiciones de operación, la caracterización de las corrientes y el cálculo de rendimientos. En esta etapa también es posible obtener datos para la validación del modelo, la optimización del proceso y la evaluación de los equipos adquiridos.
- Escalamientos superiores: equivale a la construcción y operación del proceso a escalas superiores hasta llegar a la escala piloto. Esta escala es un paso crítico para llegar a la industrial, ya que sirve para evaluar a las condiciones de operación establecidas: el rendimiento del proceso, la operación de los equipos, la calidad de las materias primas y los productos terminados, la seguridad del proceso, los efectos ambientales generados y la factibilidad económica de la planta. Además, se obtienen las primeras muestras de los productos para iniciar su comercialización y los procedimientos operativos de la planta.
- Escalamiento final: en esta etapa se da la construcción, puesta en marcha y operación a las condiciones establecidas de la planta a escala industrial, y se evalúa si el escalamiento fue exitoso, es decir, si se genera el producto final con los estándares de calidad especificados, a la velocidad planeada y costos proyectados.

2.4.1. Métodos de escalamiento

2.4.1.1. Similitud y análisis dimensional

Se basa en el principio de similitud al considerar que los mecanismos o fenómenos que ocurren en el proceso a escalar se mantienen constantes independiente si las dimensiones de los equipos varían. Este método consiste en obtener expresiones adimensionales a partir de ecuaciones dimensionales empleando el teorema π -Buckingham. Para esto es necesario contar con ecuaciones que describan los fenómenos y que involucren las variables críticas. Una vez obtenidos los grupos adimensionales, se calculan sus valores con los datos experimentales de la escala menor, los cuales se mantienen iguales y se utilizan para calcular los valores de las variables críticas en la escala mayor (Zlokarnik, 2006).

2.4.1.2. Basado en modelos

Consiste en representar la influencia de las variables críticas en el desempeño del proceso y el dimensionamiento de los equipos por medio de modelos fundamentales o semifundamentales que proporcionen un entendimiento completo del proceso. Estos modelos están compuestos por ecuaciones matemáticas derivadas de los balances de cantidad de movimiento, masa y energía que contienen los efectos físicos, cinéticos, biológicos y termodinámicos. A pesar de que su planteamiento es complejo y depende del entendimiento e información que se tenga del proceso, es el método más confiable y su precisión aumenta cuando es validado a diferentes escalas y condiciones de operación (Harmsen, 2019).

2.4.1.3. Empírico

En este método se mide a diferentes escalas (más de 2) la influencia de algunas variables críticas en el desempeño del proceso, y se plantean relaciones matemáticas sencillas o correlaciones empíricas que se pueden extrapolar a una

escala mayor. No es muy fiable y sólo se utiliza cuando no es posible aplicar los métodos anteriores, o como complemento de otro método, ya que normalmente los datos experimentales se obtienen sólo para algunas variables críticas en intervalos de operación específicos, que en ocasiones no se logran mantener en la siguiente escala. Para que su confiabilidad aumente se requiere de un número significativo de datos que validen la operación de la nueva escala, lo que equivale a un mayor esfuerzo experimental (Harmsen, 2019).

2.4.1.4. Híbrido

Es una mezcla entre los métodos basado en modelos y empírico. En la primera escala se modela y/o simula el proceso para interpretar los resultados experimentales obtenidos y luego se utiliza el modelo para simular u optimizar el proceso en la segunda escala, en la cual se valida y ajusta el modelo. Por último, se utiliza el modelo validado para realizar el siguiente escalamiento. En este método se emplea la simulación como herramienta de modelado del proceso (Harmsen, 2019).

Para ejemplificar la aplicación de los métodos anteriormente descritos, se recopiló información de escalamientos de procesos de digestión anaerobia (de escala piloto a industrial) reportados en la literatura en la Tabla 2.5.

Tabla 2.5. Ejemplos de escalamiento de escala piloto a industrial

Título del artículo/ Referencia	Objetivo	Método	Escalamiento		
			Resultados		
			Escala piloto	Escala industrial	
Model-based scale-up and performance of the biogas tower reactor for anaerobic digestion waste-water treatment (Reinhold & Märkl, 1997)	Desarrollar un modelo que describa el efecto del caudal de alimentación (V_{feed}) y flujo de gas en cada módulo ($V_{gas,i}$) en la distribución de lodos, a partir de experimentos realizados a escala laboratorio (6.5 m) y piloto (20 m), para escalar y predecir el desempeño de un reactor a escala industrial (26 m)	Híbrido. Modelo compuesto por las ecuaciones de balance de masa y formación de biomasa, y una correlación experimental entre $V_{gas,i}$ y el flujo de retromezclado en cada módulo en que se divide el reactor	V_{feed} [m ³ /h]	0.315 m ³ /h	28.86 m ³ /h
			$V_{gas,i}$ [m ³ /h]	$V_{gas,1}= 2$ $V_{gas,2}= 1$ $V_{gas,3}= 0.5$ $V_{gas,4}= 0.2$	$V_{gas,1}= 200$ $V_{gas,2}= 100$ $V_{gas,3}= 100$ $V_{gas,4}= 20$ $V_{gas,5}= 10$
			Volumen [m ³]	15	692.7
			Diámetro [m]	1	6
Mathematical modelling for supporting scale-up of an anaerobic wastewater treatment in a fluidized bed reactor (Schwarz et al., 1996)	Plantear un modelo que prediga el efecto de la carga orgánica y la relación alimentación/recirculación en el gradiente axial de pH en un reactor de lecho fluidizado a escala industrial (500 m ³), validado con datos de operación de escala piloto (10 m ³)	Basado en modelo. Modelo compuesto por las ecuaciones de balances de masa de sustratos y productos en forma diferencial, las cuales incluyen los términos: convección, dispersión y conversión de sustratos	Volumen [m ³]	10	500
			Altura [m]	6	18
			Diámetro [m]	1.5	6
Scale effect of anaerobic digestion tests in fed-batch and semi-continuous mode for the technical and economic feasibility of a full-scale digester (Ruffino et al., 2015)	Evaluar la viabilidad técnica y económica de una planta industrial (300 m ³) de digestión anaerobia de residuos de alimentos, por medio del escalamiento desde las escalas semi-piloto (6 l) y piloto (300 l)	Similitud. Factores de escala utilizados: TRH=30 días Contenido de ST alimentación=10% Rendimiento de CH ₄ = 0.223 Nm ³ /kg SV	Alimentación [m ³ /d]	0.008	8
			$V_{digestor}$ [m ³]	0.3	297
			$V_{trabajo}$ [m ³]	0.24	238
			Producción biogás [Nm ³ /día]	0.05 a 0.1	2.28x10 ⁵
Biogas from anaerobic digestion of fruit and vegetable wastes: Experimental results on pilot-scale and preliminary performance evaluation of a full-scale power plant (Scano et al., 2014)	Definir las condiciones de operación óptimas de una planta piloto de digestión anaerobia de residuos de alimentos y utilizarlos para evaluar el desempeño de una planta a escala industrial	Similitud. Factores de escala utilizados: COV= 2.5 kg SV/m ³ TRH= 30 días Rendimiento de biogás=0.78 Nm ³ /kg SV	Tipo de digestor	Monoetapa	Dos etapas
			Capacidad [kg/día]	35	9000
			$V_{digestor}$ [m ³]	1.13	270 45 y 225
			Producción biogás [Nm ³ /día]	1.25	525.2

2.5. Simulación del proceso de digestión anaerobia en SuperPro Designer®

Simular un proceso en un software es equivalente a crear un modelo que represente con un grado adecuado de precisión el comportamiento de un proceso, a partir del cual se pueden realizar “experimentos virtuales” con el propósito de evaluar la forma en que influyen ciertas variables en el comportamiento y desempeño del proceso (Dimian et al., 2014).

Uno de los primeros pasos para desarrollar un modelo de simulación de un proceso específico es seleccionar el software más conveniente entre las diferentes opciones en el mercado. Esta elección se debe basar en verificar que cuente con los equipos y compuestos involucrados en el proceso en la base de datos, o alguna herramienta para crearlos, incluya paquetes termodinámicos y modelos para cálculos de propiedades idóneos para los componentes involucrados, el costo de su licencia sea asequible y se haya utilizado en investigaciones similares. Los software que se han utilizado para la simulación del proceso de digestión anaerobia en investigaciones reportado en la literatura son: gPROMS, CHEMCAD, SuperPro Designer y Aspen Plus (Nguyen, 2014).

SuperPro Designer® es un software de simulación de procesos desarrollado por Intelligen, Inc. para diseñar, modelar, evaluar y optimizar procesos en continuo, semi-continuo o por lotes, que se llevan a cabo en las industrias de biotecnología, farmacéutica, alimentos, materiales y tratamientos ambientales. Cuenta con una extensa base de datos de más de 1,200 compuestos y mezclas (con información termodinámica, ambiental y de costos), más de 140 unidades de proceso ya modeladas y varios modelos termodinámicos avanzados para cálculos del equilibrio vapor-líquido. Los resultados claves que se pueden obtener son: balances de masa y energía, dimensionamiento, evaluación y costeo de equipos, programación de procesos y análisis de tiempos de ciclo, análisis de rendimiento y eliminación de cuellos de botella, evaluación económica detallada, seguimiento de recursos (equipos, servicios, materias primas y mano de obra) en función del tiempo y evaluación del impacto ambiental del proceso (Intelligen Inc., 2020).

En la literatura se ha reportado el uso de este software en la simulación de plantas de digestión anaerobia de residuos orgánicos. Las ventajas que presenta este software para la simulación del proceso del presente trabajo de investigación son:

- Cuenta con la unidad de proceso digestor anaerobio ya modelada, en la cual es posible ingresar numerosas reacciones estequiométricas y ecuaciones cinéticas que incluyen modelos cinéticos ya programados para el término del sustrato (primer orden, Monod y Grau), la inhibición (normal y Haldane) y la biomasa. Al igual que otras unidades muy importantes del proceso como: triturador de sólidos, bomba de desplazamiento positivo para el transporte de la alimentación y el digestato, centrífuga para la separación de la fracción líquida de la sólida del digestato, columna de adsorción de lecho empacado de carbón activado granular para la desulfuración del biogás y motor de combustión interna acoplado a un generador de energía eléctrica.
- Contiene en la base de datos de componentes puros los compuestos orgánicos involucrados en el proceso (carbohidratos, lípidos, proteínas, glucosa, aminoácidos, AGCL y AGV), incluido el consorcio de microorganismos definido como biomasa.
- Permite programar la operación de los equipos que no funcionan en continuo, al definir las operaciones, su duración y secuencia, para hacer más real la operación y dimensionamiento.

En la Tabla 2.6. se describen algunos estudios en los que se simuló el proceso de digestión anaerobia en SuperPro Designer® para evaluar modelos cinéticos, condiciones de operación y viabilidad técnico-económica del proceso.

Tabla 2.6. Estudios que emplearon SuperPro Designer® para la simulación del proceso de digestión anaerobia

Nombre del artículo/ Referencia	Objetivo	Descripción del proceso	Datos de la simulación	Resultados Conclusiones
Designing Smart Energy System for Smart City through Municipal Solid Waste to Electricity: Techno-Economic Analysis. (Octavianthy y Purwanto, 2018)	Diseñar una planta de generación de electricidad por digestión anaerobia de FORSU en la ciudad de Depok y desarrollar la evaluación técnico-económica del proceso por medio de la simulación en SuperPro Designer y UniSim Design	Digestión anaerobia de 414 m ³ de FORSU diluida (1:1.95) en cada digestor de 1,822 m ³ (30), simulada en SuperPro Designer. Limpieza del biogás por absorción química con amina y generación de electricidad en un motogenerador, simulado en UniSim Design	Se simuló cada digestor a 40 °C, 1 bar, TRH de 30 días y C/N de 25. Se utilizó la ecuación química para la producción de biogás: $C_6H_{9.6}O_{3.5}N_{0.28}S_{0.2} + 1.95 H_2O \rightarrow 3.275 CH_4 + 2.725 CO_2 + 0.2 H_2S + 0.14 N_2$ y el modelo de Monod para describir el crecimiento de biomasa	<ul style="list-style-type: none"> • Producción de 425.5 m³ de biogás/ton, de composición molar: 63% de CH₄, 25% de CO₂, 12% de N₂ y 0.0001% de H₂S • Remoción de 99.9% de H₂S y de 17% de CO₂, con un consumo de: 2.57 KW, 130.1 MJ/h de calor y 6.4 mol amina/mol de H₂S • Costo de generación de biogás tratado de US\$0.12/m³ y de electricidad de US\$ 0.15/kWh
Simulation of Anaerobic Digestion for Biogas Production from Food Waste Using SuperPro Designer. (Harun et al., 2019)	Desarrollar un modelo de simulación para el tratamiento de FORSU por digestión anaerobia Evaluar el efecto del tiempo de retención hidráulico (TRH) y la relación residuo: agua en la producción de metano	Tratamiento de 200 kg/lote de FORSU (55% carbohidratos, 26% proteínas y 19% lípidos) diluida en tres reactores diferentes: en el primero se lleva a cabo la hidrólisis, en el segundo la degradación de aminoácidos, y el último las demás etapas Lavado del biogás producido en columna de absorción con agua	Se utilizó una simplificación del modelo ADM1. Se simuló la hidrólisis por medio de 13 reacciones en un reactor estequiométrico y las demás etapas por 33 reacciones en digestores anaerobios Los tres reactores se simularon a 55 °C y 1 atm, mientras que la torre de absorción a 40°C y 1 atm	<ul style="list-style-type: none"> • Composición volumétrica del biogás: 56.8% de CH₄, 24.5% de CO₂, 1.77% de N₂, 5.6% de H₂S y 0.47% de O₂. • Consumo de 400 kg de agua en la columna de absorción para obtener biogás con 98.7%vol de metano
Simulation Study for Economic Analysis of Biogas Production from Agricultural Biomass. (Mel et al., 2015)	Analizar el costo de producción de biogás en una planta de digestión anaerobia de residuos agrícolas	Pretratamiento: agitación del sustrato diluido (1:1) por un día en un tanque de 47.8 m ³ . Digestión anaerobia de 4.2 ton/h, con recirculación del 70% del digestato, en un digestor de 2,465.3 m ³ Lavado del biogás en columna de absorción con agua	Se simuló el digestor a: 35°C, pH 7 y TRH de 25 días utilizando un modelo cinético tomado de literatura, y la columna de absorción a: 25 °C y 1 atm	<ul style="list-style-type: none"> • Composición másica del biogás: 95.55% de CH₄, 4.38% de CO₂ y 0.06% de H₂S. Remoción de 99% de H₂S y CO₂ • Remoción de DQO: 62.5% • Planta económicamente viable con margen de ganancia de 11.9% y TIR de 12.2% en 8.2 años

3. METODOLOGÍA

En la Figura 3.1. se esquematiza la metodología llevada a cabo en el presente trabajo.

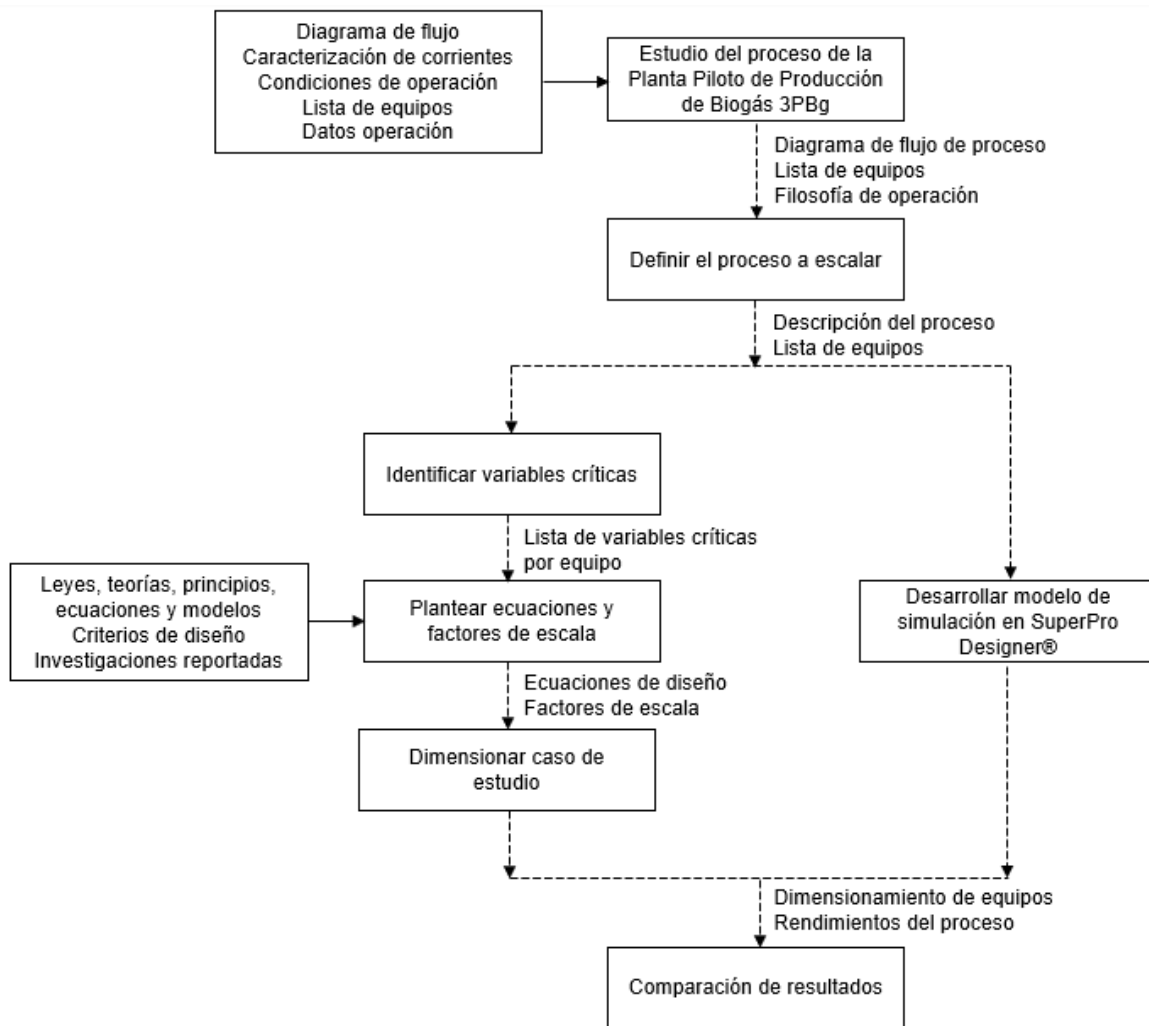


Figura 3.1. Metodología

En la primera etapa, se estudió la información de diseño, puesta en marcha y operación de la Planta Piloto de Producción de Biogás 3PBg, con la finalidad de obtener información de:

- Las corrientes de entrada, salida e intermedias y las especificaciones de diseño (flujo, composición, presión y temperatura) determinadas por los requerimientos de operación de los equipos y la calidad de los productos finales.
- La lista de equipos, fichas técnicas, condiciones de operación y lecciones aprendidas sobre su operación.
- La descripción del proceso y la filosofía de operación de la planta.

A partir de esta información, se definió el proceso de la planta municipal a escalar (sección 3.1.1), manteniendo la misma estructura de la planta piloto. Sólo se modificaron ciertos equipos y algunas condiciones de operación de otros, los cuales no eran posibles de escalar, su operación en la planta piloto no fue la esperada o los requerimientos de los equipos consecuentes a una mayor escala eran más exigentes. Los nuevos equipos y condiciones de operación se seleccionaron por revisión bibliográfica.

Posteriormente, para cada equipo definido se identificaron las variables críticas susceptibles al cambio de escala, que afectan su desempeño y definen sus características y dimensiones. Una vez identificadas, se realizó la búsqueda de criterios de diseño, ecuaciones o modelos matemáticos que involucran las variables críticas y describen los efectos físicos, cinéticos y termodinámicos que ocurren en cada equipo, por medio de la revisión bibliográfica de: artículos científicos, libros de diseño de procesos y equipos, fichas técnicas, catálogos de proveedores, manuales y guías operacionales de equipos e informes técnicos de plantas de digestión anaerobia.

Con base en la información obtenida en la etapa anterior, se plantearon las ecuaciones de diseño y factores de escala para cada equipo y se programaron junto con los balances de masa y energía en hojas de cálculo de Microsoft Excel. Seguido de esto, se utilizó la plantilla de cálculo desarrollada, definiendo como capacidad de tratamiento 50 toneladas métricas de FORSU/día, para dimensionar los equipos y

especificar las corrientes. Adicionalmente, se creó un modelo de simulación del proceso en el software SuperPro Designer® v12 para la misma capacidad de tratamiento.

Por último, se compararon los resultados del dimensionamiento de los equipos por ambos métodos, calculando qué tan diferente es el valor hallado aplicando las ecuaciones de diseño con respecto al obtenido en la simulación utilizando la Ecuación 1.

$$\text{Porcentaje de ajuste} = \frac{|\text{Dimensionamiento}_{\text{diseño}} - \text{Dimensionamiento}_{\text{simulación}}|}{\text{Dimensionamiento}_{\text{diseño}}} \times 100 \quad \text{Ec. 1}$$

3.1. Proceso

3.1.1. Descripción y especificaciones

El proceso de la planta municipal a escalar se divide en 5 secciones: pretratamiento, digestión anaerobia, acondicionamiento del biogás y generación de energía, tratamiento del digestato, y servicios auxiliares.

El pretratamiento inicia con la recepción, inspección visual, separación de contaminantes, validación de la cantidad de entrada y almacenamiento de la FORSU. Seguido de esto, se alimenta durante 4 horas al *TRI-01 Triturador*, la cantidad diaria a tratar (50 toneladas para el caso de estudio), con el objetivo de disminuir el tamaño de partícula a 5 mm. A medida que se lleva a cabo esta operación, la FORSU triturada se descarga por gravedad al *TEF-01 Tanque de homogenización*, al cual también se agregan 216.67 kg de solución de bicarbonato de sodio (NaHCO_3) al 6% (masa) por cada tonelada de FORSU, para mantener el pH entre 6.5 y 7, y la cantidad de agua necesaria para obtener una mezcla con contenido de ST de 10%. El tanque cuenta con el *AGH-01 Agitador del tanque de homogenización*, que se acciona para homogenizar la mezcla, la cual

posteriormente se alimenta durante 4 horas al digestor por medio de la *BPM-01 Bomba de alimentación al digestor*.

La digestión anaerobia se lleva a cabo en una sola etapa a una temperatura de 37°C en el *RBH-01 Digestor*, que cuenta con agitación mecánica y calentamiento continuo por medio de los equipos: *AGH-02 A/B Agitador del digestor* e *ISA-01 Serpentín de calentamiento*. Diariamente se alimenta con una carga orgánica volumétrica de 3.5 kg SV/m³ y el tiempo de retención hidráulico es de 24 días. El digestato se bombea a la sección de tratamiento, y el biogás húmedo fluye de forma natural al cabezal que lo conduce a la sección de acondicionamiento.

La sección de acondicionamiento de biogás y generación de energía opera en continuo las 24 horas del día e inicia en el *FIL-01 Filtro de partículas*, a través del cual se retienen las partículas sólidas y espumas que son arrastradas por el biogás. Seguido de esto, el biogás se deshidrata por la operación de dos equipos: el *IC-01 Intercambiador biogás-biogás*, que pre-enfria el biogás húmedo a la par que calienta el biogás seco hasta 25°C, y el *CON-01 Condensador* que enfría el biogás húmedo con agua helada (5-10 °C) para condensar el 90% del contenido inicial de humedad. Una vez seco, el biogás entra al *GLM-01 A/B Purificador de biogás*, donde se remueve el contenido de siloxanos, H₂S (hasta 100 ppm), NH₃ y otros contaminantes. Posteriormente, el biogás ingresa al *IVA-01 Cogenerador*, el cual genera energía eléctrica y agua de calentamiento a 65°C para autoabastecimiento y venta de excedentes. Por seguridad, cuando este equipo no se encuentra en servicio o falla, el biogás se quema en el *IQA-01 Quemador*.

Por otro lado, el digestato es bombeado durante 4 horas al *DLT-01 Deshidratador* a través de la *BPM-02 Bomba de descarga de digestato*. En la tubería entre los dos equipos, se agregan 56.47 kg de solución de polímero floculante al 0.5% (masa) por tonelada de sólidos en el digestato. El DLT-01 durante 4 horas separa la mezcla de digestato y disolución de polímero floculante en: lodo deshidratado, corriente en la que se concentra el 95% de los sólidos (contenido de ST de 25%), y clarificado, que

se descarga por gravedad al *TEF-02 Tanque de almacenamiento de agua residual* y luego se bombea a la planta de tratamiento.

La última sección, servicios auxiliares, se divide en dos: transporte de agua desde la planta de tratamiento hasta los equipos en los que se requiera, y preparación y dosificación de disoluciones (NaHCO_3 y polímero). El agua para preparar las disoluciones se bombea durante 1 hora a través de la *BCM-03 Bomba de alimentación de agua* a los tanques agitados *TRF-01 Tanque de disolución de bicarbonato de sodio* y *TRF-02 Tanque de disolución de polímero*. En cada tanque se agrega la cantidad necesaria de NaHCO_3 y polímero para lograr las concentraciones definidas y se agita el contenido por medio del *AGH-03 Agitador de disolución de bicarbonato de sodio* y el *AGH-04 Agitador de disolución de polímero*. Una vez preparadas las disoluciones, se dosifican durante 4 horas a través de la *BDM-01 Bomba dosificadora de bicarbonato de sodio* y *BDM-02 Bomba dosificadora de polímero*. Por último, el agua para dilución se transporta al TEF-01 por medio de la *BCM-02 Bomba de alimentación de agua para dilución* durante 4 horas.

3.1.2. Materias primas e insumos

3.1.2.1. FORSU

Para los cálculos de diseño y el modelo de simulación se consideró FORSU (domiciliaria separada en el origen) con la misma composición a la utilizada como sustrato en la operación de la planta piloto, la cual fue caracterizada por miembros del grupo de investigación en estudios anteriores (Tabla 3.1.). Cada valor de la caracterización fisicoquímica corresponde al valor promedio de los análisis rutinarios que fueron realizados en el laboratorio móvil de la planta piloto (Patricio-Fabián, 2019), y los valores de la caracterización bromatológica fueron tomados del trabajo de Rangel-Lara (2019).

Tabla 3.1. Caracterización FORSU

Fisicoquímica		Bromatológica	
Humedad [%]	76.628	Carbohidratos solubles [%SV]	8.754
Sólidos totales [%]	23.372	Carbohidratos insolubles [%SV] (Celulosa, hemicelulosa, almidón)	36.936
Sólidos volátiles [%]	20.506	Lípidos [%SV]	22.840
Sólidos fijos [%]	2.866	Proteínas [%SV]	26.380
		Fibras insolubles [%SV]	5.090

SV: sólidos volátiles.

3.1.2.2. Insumos

Como insumos del proceso se definió la dosificación de:

- 13 g de bicarbonato de sodio (grado técnico al 97% de pureza) en disolución al 6% (masa) por cada kg de FORSU, para mantener el pH entre 6.5 y 7 en el TEF-01 y RBH-01.
- 5 g de polímero floculante en una disolución al 0.5% (masa) por kg de sólidos en el digestato, para obtener una mejor captura de sólidos en el DLT-01. Este insumo es un polímero (copolímeros de poliacrilamida) floculante catiónico en forma de emulsión, de muy alto peso molecular, completamente soluble en agua, con contenido de sólidos de 45%, densidad de 1,050 kg/m³ y viscosidad de 1200 cP (SNF Inc., n.d.).

3.2. Simulación en SuperPro Designer®

3.2.1. Especificación del modo y secuencia de operación

Se especificó que la planta municipal opera en modo semi-continuo, en el cual cada lote de operación corresponde a un día (24 horas). El tiempo disponible de operación anual es de 347 días, que corresponde al 95% de la disponibilidad total. Este modo de operación permite que ciertas unidades de proceso operen en

continuo y otras por lotes, definiendo para estas las operaciones que se llevan a cabo, la secuencia y el tiempo de duración.

Las unidades de proceso de la planta se programaron con la misma secuencia de operación de la planta piloto. Las secciones servicios auxiliares, tratamiento de digestato y pretratamiento operan por lotes, mientras que las secciones digestión anaerobia, acondicionamiento de biogás y generación de energía operan en continuo. La secuencia de las operaciones por lotes inicia con la preparación y dosificación de la disolución de polímero, continúa con la descarga del digestato y su consecuente tratamiento, prosigue con la preparación y dosificación de la disolución de NaHCO_3 , la trituración de la FORSU, y finaliza con la homogenización y bombeo de la alimentación. La mayoría de las operaciones mencionadas se llevan a cabo de forma simultánea, solamente el bombeo de la alimentación está condicionada a la descarga del digestato.

3.2.2. Registro de componentes y mezclas

A partir de la caracterización de las materias primas e insumos (Sección 3.1.2) y de los productos de las reacciones que ocurren en las diferentes etapas de la digestión anaerobia, se identificaron y registraron 18 componentes y 2 mezclas (Tabla 3.2.). Todos se encontraron en la base de datos del software, incluyendo el aire (composición másica: 76.712% nitrógeno y 23.288% de oxígeno), a excepción del polímero, que se registró manualmente como mezcla con la información proporcionada en la ficha técnica, incluido el precio de compra de 3.85 USD/kg.

Tabla 3.2. Lista de componentes y mezclas

Nombre	Tipo	Local name	Fórmula
Acetato	Pure component	Acetic acid	$\text{C}_2\text{H}_4\text{O}_2$
Ácidos grasos de cadena larga	Pure component	Oleic acid	$\text{C}_{18}\text{H}_{34}\text{O}_2$
Agua	Pure component	Water	H_2O
Aire	Mixture	Air	N_2

			O ₂
Aminoácidos	Pure component	Proteins	CH _{2.03} O _{0.6} N _{0.3} S _{0.001}
Amoníaco	Pure component	Ammonia	NH ₃
Bicarbonato de sodio	Pure component	Sodium bicarbonate	NaHCO ₃
Biomasa	Pure component	Biomass	C ₅ H ₇ NO ₂
Butirato	Pure component	Butyric acid	C ₄ H ₈ O ₂
Carbohidratos insolubles, solubles e inertes	Pure component	Carbohydrates	C ₆ H ₁₀ O ₅
Dióxido de azufre	Pure component	Sulfur dioxide	SO ₂
Dióxido de carbono	Pure component	Carbon dioxide	CO ₂
Fibras insolubles	Pure component	Lignin	
Lípidos	Pure component	Soybean oil	C ₅₇ H ₁₀₄ O ₆
Metano	Pure component	Methane	CH ₄
Polímero	Mixture		
Propionato	Pure component	Propionic acid	C ₃ H ₆ O ₂
Proteínas insolubles e inertes	Pure component	Proteins	CH _{2.03} O _{0.6} N _{0.3} S _{0.001}
Sulfuro de hidrógeno	Pure component	Hydrogen sulfide	H ₂ S
Valerato	Pure component	Valeric acid	C ₅ H ₁₀ O ₂

3.2.3. Construcción del diagrama de flujo de proceso y especificación de las unidades de proceso

Se construyó el diagrama de flujo de proceso agregando una a una las unidades y conectándolas por medio de las corrientes según lo descrito en la Sección 3.1.1.

Una vez completo el diagrama de flujo de proceso, se especificó la siguiente información para cada unidad:

- Número, tipo y secuencia de operaciones en la ventana *Operation sequence*.
- Condiciones de operación y duración de cada operación en la ventana *Operation data*. Las condiciones de operación están relacionadas al consumo de servicios (electricidad, agentes de calentamiento y enfriamiento)

eficiencias, capacidades de procesamiento, composiciones deseadas en las corrientes de salida, cambios de presión y/o temperatura, entre otras. Los valores que se ingresaron en estos campos corresponden a especificaciones del proceso, criterios de diseño y resultados de cálculos realizados con las ecuaciones de diseño y factores de escala planteadas anteriormente. Por otra parte, en la duración se definió tanto el tiempo como la secuencia de las operaciones (simultánea o consecuyente) con respecto a las de la misma unidad o de otra.

- Criterios o especificaciones de dimensionamiento y tipo de material de fabricación en la ventana *Equipment data*.

Pese a que el software permite definir para cada unidad de proceso los requerimientos de mano de obra, o modificar el costo de adquisición, instalación y operación de los equipos, no se especificaron estos campos.

4. RESULTADOS

4.1. Lista de equipos y variables críticas

El proceso de la planta municipal a escalar se lleva a cabo en 24 equipos, de los cuales 4 se modificaron por otro tipo con respecto a los utilizados en la planta piloto, y 2 fueron agregados. Los equipos modificados fueron: AGH-02 A/B Agitador del digestor, RBH-01 Digestor, ISA-01 Serpentín de calentamiento y DLT-01 Deshidratador de lodos, y los agregados fueron: IC-01 Intercambiador biogás-biogás y CON-01 Condensador.

Las principales modificaciones se realizaron en el digestor, ya que el aumento significativo en la capacidad y dimensiones de este equipo exigió cambios en el tipo de sistema de calentamiento y agitación, la geometría y los materiales de construcción, recubrimiento y aislamiento. El digestor a escala municipal se diseñó con una relación altura/diámetro más baja, de 0.8, para ser construido en concreto reforzado de 25 cm de espesor, según lo recomendado para digestores de diámetro cercano a 20 m, con recubrimiento de resina epóxica en la pared interior por encima del nivel del líquido, y aislamiento de poliestireno extruido de 10 cm de espesor recubierto con láminas de acero corrugado en la pared exterior (Deng et al., 2020; Ghavinati & Tabatabaei, 2018; Wellinger et al., 2013). Con respecto al serpentín de calentamiento, se modificó el tipo de tubería y posición, por tubería flexible y corrugada de acero inoxidable soportada en las paredes del digestor; mientras que la cubierta se cambió por tipo membrana en forma de domo, la cual cumple también la función de gasómetro. Este tipo de cubierta requiere de una instalación horizontal en la parte superior del digestor que se sostiene por una columna central, por lo tanto, fue necesario modificar la posición, número y tipo de agitadores por inclinados de doble impulsor ubicados radialmente (Ghavinati & Tabatabaei, 2018; Wellinger et al., 2013).

El cambio de un tanque de mezcla junto con un separador de tornillo por una centrífuga decantadora para la deshidratación del digestato se justificó por las ventajas que ofrece el equipo propuesto, a pesar de que su implementación requiere de costos de capital, operación y mantenimiento más altos. Una sola unidad puede tratar mayor cantidad de digestato y obtener una torta más concentrada de menor volumen en menos espacio, al ser un equipo más compacto y de mayor velocidad. Además, tiene mejor control de olores, requiere de menor cantidad de agua de lavado y no necesita de un tanque agitado adicional para la mezcla del digestato con la disolución de polímero, ya que se puede alimentar en la tubería sin afectar el rendimiento de captura de sólidos (CONAGUA, 2014b; Records & Sutherland, 2001; Tchobanoglous et al., 2014).

En la sección de acondicionamiento del biogás, se agregaron dos intercambiadores de calor de tubos y coraza que actúan en conjunto para retirar el 90% del contenido inicial de agua del biogás, y garantizar la humedad requerida por el motor de combustión interna del cogenerador. Uno de los intercambiadores es un condensador que enfría el biogás por debajo del punto de rocío (5 a 7°C) con agua helada (5 a 10°C), y en el otro se calienta hasta la temperatura de operación del siguiente equipo de acondicionamiento (25°C), con el biogás húmedo y caliente que sale del digestor (37°C).

La información de los demás equipos agrupados por secciones se muestra en la Tabla 4.1., en la cual también se presentan las variables críticas identificadas para el dimensionamiento, junto con los valores de las que ya fueron especificadas, ya sea porque se tomaron de datos de diseño y operación de la planta piloto o de bibliografía. La descripción a detalle de la influencia de las variables críticas en el dimensionamiento de cada equipo se presenta en la sección 4.2.

Tabla 4.1. Lista de equipos y variables críticas

Sección	Equipo		Variables críticas	Especificaciones del proceso	
	Nombre	Tipo			
Pretratamiento	TRI-01 Triturador	Molino de martillos	Cantidad a triturar, humedad y propiedades mecánicas de la FORSU Tamaño máximo de partícula inicial y final Tiempo de operación	Cantidad a triturar [ton/día]	50
				Tamaño máximo de partícula inicial [mm]	50
				Tamaño máximo de partícula final [mm]	5
				Tiempo de operación [h]	4
	BCM-02 Bomba de alimentación de agua para dilución	Bomba centrífuga	Flujo volumétrico, densidad y viscosidad del agua tratada para dilución Velocidad, presión y cabeza estática en la succión y la descarga Tiempo de operación	Tiempo de operación [h]	4
	TEF-01 Tanque de homogenización	Tanque cilíndrico vertical a presión atmosférica, fondo plano, cerrado con tapa plana y cuatro deflectores verticales	Flujo másico, volumétrico, tiempo de alimentación y contenido de ST de las corrientes de entrada Contenido de ST de la mezcla	Contenido de ST de la mezcla [%]	10
				Tiempo de alimentación [h]	4
	AGH-01 Agitador tanque de homogenización	Agitador mecánico axial tipo turbina Hydrofoil Chemineer de 3 paletas (HE3) impulsado por motor eléctrico	Densidad de la mezcla Tipo de impulsor Velocidad de rotación Dimensiones del tanque Tiempo de operación	Velocidad de rotación [rpm]	68
				Tiempo de operación [h]	4
BPM-01 Bomba de alimentación al digestor	Bomba de cavidad progresiva	Flujo volumétrico, densidad y viscosidad de la alimentación Velocidad, presión y cabeza estática en la succión y la descarga Tiempo de operación	Tiempo de operación [h]	4	
Digestión	RBH-01 Digestor	Digestor cilíndrico de fondo plano con gasómetro en la parte superior	Flujo volumétrico de la alimentación Concentración inicial de sustrato Carga orgánica volumétrica Tiempo de retención hidráulico	Concentración inicial de sustrato [kg SV/m ³]	83.4
				COV [kg SV/ m ³ día]	3.5
				TRH [días]	24

Digestión	AGH-02 A/B Agitador del digestor	Agitador mecánico inclinado de doble impulsor tipo turbina Hydrofoil Chemineer de 3 paletas impulsado por motor eléctrico	Densidad del digestato	Velocidad de rotación [rpm]	37	
			Tipo de impulsor			
			Velocidad de rotación			
			Dimensiones del digestor			
			Tiempo de operación	Tiempo de operación [h]	24	
			Temperatura de la alimentación	Temperatura de la alimentación [°C]	20	
			Temperatura en el digestor			
			Temperatura ambiente y del suelo	Temperatura en el digestor [°C]	37	
			Temperatura de entrada y salida del agua de calentamiento			
			Temperatura de entrada agua [°C]		65	
	ISA-01 Serpentín de calentamiento	Tubería flexible de acero inoxidable corrugado de 2" soportada en las paredes del digestor	Densidad, viscosidad, poder calorífico, conductividad y velocidad del digestato y agua de calentamiento	Temperatura de salida agua [°C]	50	
Diámetro y conductividad térmica de la tubería						
Geometría, dimensiones y conductividad térmica de los materiales de construcción y aislamiento del digestor			Temperatura ambiente [°C]	20		
Tiempo de operación			Temperatura del suelo [°C]	15		
			Tiempo de operación [h]	24		
Acondicionamiento del biogás y generación de energía	IC-01 Intercambiador biogás-biogás	Intercambiador de calor de tubos y coraza a contracorriente	Flujo másico, densidad, viscosidad, poder calorífico, conductividad y velocidad del biogás frío y caliente	Temperatura de entrada biogás caliente [°C]	37	
			Temperatura de entrada biogás caliente	Temperatura de entrada biogás frío [°C]	7	
			Temperatura de entrada y salida biogás frío	Temperatura de salida biogás frío [°C]	17	
			Geometría, factor de ensuciamiento y conductividad térmica de los tubos			
			Tiempo de operación	Tiempo de operación [h]	24	
	CON-01 Condensador	Intercambiador de calor de tubos y coraza a contracorriente	Flujo másico, densidad, viscosidad, poder calorífico, conductividad y velocidad del biogás y agua de enfriamiento	Temperatura de entrada, salida y poder calorífico agua de enfriamiento	Condensación [%]	90
				Geometría, factor de ensuciamiento y conductividad térmica de los tubos	Temperatura de entrada agua [°C]	5
				Tiempo de operación	Temperatura de salida agua [°C]	10
				Tiempo de operación [h]	24	

Acondicionamiento del biogás y generación de energía	GLM-01 A/B Purificador de biogás	Columna de adsorción de lecho empacado de carbón activado granular	Flujo volumétrico, composición inicial de H ₂ S, densidad, viscosidad y velocidad del biogás	Capacidad de adsorción de H ₂ S del CAG [kg H ₂ S/kg CAG]	0.35
			Capacidad de adsorción de H ₂ S y diámetro de partícula del carbón activado	Densidad aparente del lecho [kg/m ³]	515
			Densidad aparente del lecho	Diámetro de partícula [mm]	5
			Tiempo de operación y regeneración	Tiempo de operación y regeneración [h]	12
	IVA-01 Cogenerador	Generador de corriente alterna acoplado a un motor de combustión interna de 4 tiempos, encendido por chispa con sistema cerrado de recuperación de calor residual para generar agua de calentamiento	Flujo volumétrico, composición y poder calorífico inferior del biogás	Temperatura de salida agua de calentamiento [°C]	65
			Exceso de aire para la combustión	Temperatura de retorno agua de calentamiento [°C]	50
		Tiempo de operación	Tiempo de operación [h]	24	
Tratamiento de digestato	BPM-02 Bomba de descarga digestato	Bomba de cavidad progresiva	Flujo volumétrico, densidad y viscosidad del digestato	Tiempo de operación [h]	4
			Velocidad, presión y cabeza estática en la succión y la descarga		
	DLT-01 Deshidratador	Centrífuga decantadora tipo tazón sólido cónico-cilíndrico	Flujo volumétrico, densidad y contenido de ST del digestato y disolución de polímero	Captura de sólidos [%]	95
			Captura de sólidos	Contenido de ST del digestato seco [%]	25
		Velocidad de rotación del tazón y diferencial	Tiempo de operación [h]	4	
		Tiempo de operación			
Servicios auxiliares	BCM-01 Bomba de alimentación de agua	Bomba centrífuga	Flujo volumétrico y tiempo de alimentación del clarificado	Tiempo de alimentación [h]	4
			Flujo volumétrico, densidad y viscosidad del agua potable	Tiempo de operación [h]	1
			Velocidad, presión y cabeza estática en la succión y la descarga		
			Tiempo de operación		

Servicios auxiliares	TRF-01 Tanque de disolución de bicarbonato de sodio	Tanque cilíndrico vertical a presión atmosférica, fondo plano, cerrado con tapa plana y cuatro deflectores verticales	Relación másica NaHCO ₃ /FORSU Concentración másica de NaHCO ₃ en la disolución Flujo volumétrico y tiempo de alimentación de agua potable	Relación másica NaHCO ₃ /FORSU [g/kg]	13
				Concentración másica de NaHCO ₃ [%]	6
				Tiempo de alimentación [h]	1
	AGH-03 Agitador de disolución de bicarbonato de sodio	Agitador mecánico axial tipo turbina de 4 paletas planas impulsado por motor eléctrico	Densidad de la disolución Tipo de impulsor Velocidad de rotación Dimensiones del tanque Tiempo de operación	Velocidad de rotación [rpm]	230
				Tiempo de operación [h]	4
	BDM-01 Bomba dosificadora de bicarbonato de sodio	Bomba dosificadora de desplazamiento positivo tipo diafragma	Flujo volumétrico, densidad y viscosidad de la disolución Velocidad, presión y cabeza estática en la succión y la descarga Tiempo de operación	Tiempo de operación [h]	4
	TRF-02 Tanque de disolución de polímero	Tanque cilíndrico vertical a presión atmosférica, fondo plano, cerrado con tapa plana y cuatro deflectores verticales	Relación másica polímero/digestato Concentración másica de polímero en la disolución Flujo volumétrico y tiempo de alimentación de agua potable	Relación másica polímero/digestato [g/kg]	5
				Concentración másica de polímero [%]	0.5
				Tiempo de alimentación [h]	1
	AGH-04 Agitador de disolución de polímero	Agitador mecánico axial tipo turbina de 4 paletas planas impulsado por motor eléctrico	Densidad de la disolución Tipo de impulsor Velocidad de rotación Dimensiones del tanque Tiempo de operación	Velocidad de rotación [rpm]	230
Tiempo de operación [h]				4	
BDM-02 Bomba dosificadora de polímero	Bomba dosificadora de desplazamiento positivo tipo diafragma	Flujo volumétrico, densidad y viscosidad de la disolución Velocidad, presión y cabeza estática en la succión y la descarga Tiempo de operación	Tiempo de operación [h]	4	

4.2. Criterios, ecuaciones de diseño y factores de escala

4.2.1. Triturador

El dimensionamiento de este equipo incluyó el cálculo de la capacidad de trituración y el requerimiento de energía del motor eléctrico. Se seleccionó un molino de martillos, el cual es utilizado en la reducción de tamaño de materiales suaves y friables, es de fácil operación, bajo costo y alta capacidad de procesamiento. Puede emplearse en una amplia gama de tamaños y alcanzar altos valores de relación de reducción, al admitir materiales de tamaño inicial de hasta 50 mm y reducirlo hasta 0.01 mm (Couper et al., 2012; Kratky & Jirout, 2011). El equipo consta de una serie de martillos adjuntos a un rotor dentro de una carcasa, a medida que el rotor gira, el material se rompe por impacto y desgaste con los martillos y la carcasa hasta que los trozos son lo suficientemente pequeños para pasar por una malla ubicada en la parte inferior, por lo cual el tamaño final depende de la velocidad y el tamaño de la malla (Kratky & Jirout, 2011).

El requerimiento de energía para la reducción de tamaño de partícula depende de los tamaños inicial y final, el flujo másico de alimentación, la humedad, algunas propiedades del material (dureza, abrasividad, viscosidad y densidad) y variables del equipo (Kratky & Jirout, 2011). Una de las ecuaciones para calcularlo es la ley de Bond, la cual se recomienda aplicar cuando los tamaños de partícula medio se encuentran entre 50 y 0.05 mm (Couper et al., 2012) . El resultado que se obtuvo con esta ecuación se utilizó para calcular la potencia del motor eléctrico del equipo.

La influencia de la humedad y las propiedades del material se tiene en cuenta en el índice de trabajo de Bond, el cual es una constante que equivale a la cantidad de energía requerida para reducir el tamaño de partícula de una tonelada corta de determinado material, desde un tamaño infinito teórico inicial hasta que el 80% haya pasado por una malla de 100 μm (Bond, 1952). Para residuos de comida se reportan

valores en la literatura que varían entre 20 y 120 kWh/ton (Jung et al., 2018; Kratky & Jirout, 2011).

Ecuaciones

$$E = \frac{P}{\dot{m}} = 10W_i \left(\frac{1}{\sqrt{D_f}} - \frac{1}{\sqrt{D_i}} \right)$$

$$P_m = \frac{P}{\eta}$$

Criterios de diseño

$$D_i < 50 \text{ mm}$$

$$D_f > 0.01 \text{ mm}$$

$$m < 15 \text{ ton/h}$$

$$P_m < 150 \text{ kW}$$

$$70 < v < 120 \text{ m/s}$$

(Bond, 1952; Couper et al., 2012; Kratky & Jirout, 2011)

Donde E es la energía [kWh/ton] y P la potencia [kW] requerida para la reducción de tamaño, m es el flujo másico [ton/h], W_i es el índice de trabajo de Bond [kWh/ton], D_i y D_f son los tamaños medio de partícula inicial y final [μm], v es la velocidad periférica [m/s], P_m es la potencia [kW] y η la eficiencia [%] del motor.

4.2.2. Tanques

La planta municipal cuenta con 3 tanques agitados y uno de almacenamiento, los cuales se diseñaron como tanques cilíndricos verticales cerrados con fondo y tapa plana a presión atmosférica. El dimensionamiento se realizó empleando los criterios de diseño básicos para tanques de almacenamiento de líquidos e incluyó el cálculo del volumen, el diámetro interno, la altura total, útil y de bordo libre.

El volumen del tanque depende de la cantidad de las corrientes que ingresan al día, la frecuencia y duración de la alimentación. Para su cálculo se debe considerar un margen de seguridad de sobrellenado en provisión a cambios en los caudales de entrada denominado volumen de bordo libre. Como regla de diseño este volumen se fija en 10% del volumen total para tanques de más de 500 galones (1.893 m³) y la altura correspondiente debe ser mínimo de 0.2 a 0.3 m para tanques cerrados (Couper et al., 2012; Ghavinati & Tabatabaei, 2018; Hall, 2018). Otra consideración de diseño es la exclusión del volumen de llenado mínimo del volumen de trabajo,

es decir, que el volumen de trabajo se toma por encima de la boquilla de salida de líquido, la cual se debe ubicar al menos a 0.25 m del fondo del tanque (Hall, 2018).

A nivel de diseño del proceso, la determinación del diámetro y la altura se realiza a partir de criterios de diseño que relacionen estas dos dimensiones. Para tanques agitados se recomienda que la relación nivel del líquido/diámetro sea 1 (Paul et al., 2003), mientras que para tanques verticales de almacenamiento de más de 100 m³ y menos de 5,000 m³ se emplea una relación de altura total/diámetro de 1 (Couper et al., 2012). A un nivel más detallado, la relación altura/diámetro se calcula dependiendo de otros factores como: condiciones climáticas, sísmicas, resistencia del suelo y evaluación de costos de construcción (Couper et al., 2012).

Ecuaciones

$$V = \sum_{i=1}^j Q_i t_i = \frac{\pi D^2 H}{4}$$

$$H_T = H + H_{lm} + H_{bl}$$

$$H_l = H + H_{lm}$$

$$V_T = \frac{\pi D^2 H_T}{4}$$

Criterios de diseño

$$H/D=1 \text{ para tanque agitado}$$

$$H/D=1 \text{ para tanque vertical}$$

$$\text{con } 100 < V < 5,000 \text{ m}^3$$

$$0.1 < V_{bl}/V_T < 0.15$$

$$H_{bl} > 0.3 \text{ m para tanque cerrado}$$

$$H_{lm} > 0.25 \text{ m}$$

(Couper et al., 2012; Ghavinati & Tabatabaei, 2018; Hall, 2018)

Donde V es volumen de trabajo [m³], Q_i es el caudal [m³/h] y t_i el tiempo [h] de alimentación de la corriente i , j es el número de corrientes de entrada, D es el diámetro interno [m], H es la altura útil [m], H_T es la altura total [m], H_{lm} es la altura de llenado mínimo [m], H_{bl} es el bordo libre [m], H_l es el nivel de líquido [m], V_{bl} es el volumen del borde libre [m³] y V_T es el volumen total [m³].

4.2.2.1. Tanques agitados

Cada uno de los tanques agitados cuenta con cuatro deflectores verticales y un agitador ubicado en el centro del tanque compuesto por un impulsor, un eje y un

motor eléctrico con caja de cambios. El dimensionamiento de cada agitador incluyó el cálculo de la longitud del eje, el diámetro y la altura del impulsor, el ancho de los deflectores y el requerimiento de energía del motor eléctrico.

La selección del tipo de impulsor depende de: las propiedades del fluido, la geometría del tanque, el grado de mezclado y el patrón de flujo deseado según la aplicación (Paul et al., 2003; Towler & Sinnott, 2012). Para los dos tanques en que se preparan las disoluciones se seleccionó el mismo impulsor tipo turbina de 4 paletas planas, el cual genera mayor turbulencia en poco tiempo y se emplea para fluidos de baja viscosidad. Por otro lado, para el tanque de homogenización se seleccionó un impulsor de alta eficiencia tipo turbina Hydrofoil Chemineer de 3 paletas, con el que se genera un patrón de flujo axial y se utiliza en aplicaciones que requieren alto flujo y bajo cizallamiento como la mezcla de líquidos con sólidos suspendidos (Couper et al., 2012; Hall, 2018).

El cálculo de las dimensiones del impulsor y el eje del agitador se realizaron aplicando las relaciones geométricas típicas de un tanque agitado con 4 deflectores verticales (Couper et al., 2012), a excepción de las relaciones D_A/D y h/D para la mezcla de líquidos y sólidos en suspensión con un impulsor tipo Hydrofoil Chemineer de 3 paletas, ya que en este caso las relaciones típicas no corresponden a las económicamente óptimas (Couper et al., 2012; Paul et al., 2003). En este tipo de configuración de tanque agitado, los deflectores verticales juegan un papel muy importante, ya que transforman el flujo tangencial en vertical y generan una mezcla de arriba hacia abajo sin remolinos, lo que mejora la calidad de la agitación, a pesar de que aumenta el consumo de energía (Paul et al., 2003).

El requerimiento de energía para lograr el grado de agitación deseado en régimen de flujo en transición ($1,000 < Re < 10,000$) o turbulento ($Re > 10,000$) es independiente de la viscosidad del fluido, dependiente de: la densidad del fluido, la velocidad de giro, el tiempo de agitación, el diámetro y número de potencia del impulsor, y se calcula por medio de una ecuación adimensional de potencia (Paul et al., 2003). A

su vez el número de potencia del agitador depende del tipo de impulsor, las relaciones geométricas agitador-tanque y el número de Reynolds. Existen gráficas y correlaciones que muestran la relación entre el número de potencia y el de Reynolds para cada tipo de impulsor, a partir de las cuales se puede obtener el valor para el cálculo de la potencia. En régimen de transición la variación de este término con respecto al número de Reynolds es mínima y en régimen turbulento nula (Hall, 2018; Towler & Sinnott, 2012).

Ecuaciones

$$H_A = H_T - h$$

$$Re = \frac{D_A^2 n \rho}{\mu}$$

$$P = \frac{N_p D_A^5 n^3 \rho}{g}$$

$$P_m = \frac{P}{\eta}$$

Criterios de diseño

$D_A/D=1/3$ para turbina de 4 paletas planas

$D_A/D=1/2.5$ para turbina Hydrofoil
Chemineer de 3 paletas
 $h/D=1/3$

$h/D=1/2.5$ para sólidos suspendidos
 $W/D_A=1/5$
 $B/D=1/12$

$0.03 < P_m/V < 0.06$ kW/m³ para homogenización

$0.1 < P_m/V < 0.3$ kW/m³ para preparación disoluciones

(Couper et al., 2012; Ghavinati & Tabatabaei, 2018; Hall, 2018; Paul et al., 2003)

Donde H_A es la longitud del eje del agitador [m], h es la altura desde el fondo del tanque hasta el impulsor [m], D_A es el diámetro [m] y W la altura [m] del impulsor, B es el ancho de cada deflector [m], Re es el número de Reynolds, n es la velocidad de giro del eje [rps], ρ es la densidad [kg/m³] y μ la viscosidad dinámica de la mezcla [Pa s], g es la constante de la gravedad [m/s²], N_p es el número de potencia del impulsor y P es la potencia del eje requerida para mover el impulsor [kW].

4.2.3. Bombas

Los equipos de bombeo contemplados en el diseño de la planta municipal son: 2 bombas centrífugas, 2 bombas de diafragma y 2 bombas de cavidad progresiva. El dimensionamiento de cada una incluyó el cálculo del caudal, el diámetro nominal de tubería de succión y descarga, la carga dinámica total y el requerimiento de energía del motor eléctrico.

La selección de un equipo de bombeo depende de las características y el caudal del fluido, al igual que la carga requerida según el sistema de bombeo (Towler & Sinnott, 2012). Para el transporte de agua potable y tratada se seleccionaron bombas centrífugas, mientras para la dosificación de las disoluciones, bombas de desplazamiento positivo tipo diafragma, ya que son ampliamente utilizadas para aplicaciones métricas de aditivos a bajo caudal (Hall, 2018).

Por su parte, para el transporte de la alimentación y el digestato se seleccionaron bombas de desplazamiento positivo tipo cavidad progresiva. Estos equipos están compuestos por un tornillo metálico que gira con un movimiento excéntrico dentro de un estator de elastómero flexible formando cavidades, lo que hace que el fluido pase de una cavidad a otra hasta llegar al extremo del estator (AIChE, 2007). Las bombas de cavidad progresiva se utilizan para el transporte de fluidos viscosos con partículas grandes en suspensión (hasta de 20 mm) e incluso contenido de gases (CONAGUA, 2014b). Además, generan un flujo de descarga uniforme que se puede medir con precisión, lo que es ideal para la operación del digestor y deshidratador, al igual que para el control del proceso (Hall, 2018; Towler & Sinnott, 2012).

El cálculo del diámetro de tubería de succión y descarga se realizó con base en criterios de diseño de velocidad de flujo de agua y lodos en tuberías, y un factor de sobre diseño del caudal de 10% (CONAGUA, 2014a, 2014b). Para la determinación de la carga dinámica total de cada bomba se supuso el mismo sistema de bombeo de la planta piloto, ajustando las distancias lineales a las dimensiones de la planta

municipal, y se empleó la ecuación de Bernoulli que contempla que la energía necesaria para transportar un fluido de un punto a otro depende de la presión, la velocidad del fluido y la cabeza estática en cada punto, como también de las pérdidas por fricción en la tubería y el paso por accesorios, válvulas, instrumentos de control y equipos de proceso (Couper et al., 2012; Towler & Sinnott, 2012).

Las pérdidas por fricción dependen de las propiedades reológicas y el caudal del fluido, además del material de la tubería (Towler & Sinnott, 2012). Para estimar las pérdidas en tuberías que conducen agua o disoluciones se utilizó la ecuación de Darcy-Weisbach, mientras que para la alimentación y el digestato se empleó la ecuación de Hazen-Williams, ya que es la más utilizada para fluidos con sólidos suspendidos, en los cuales las propiedades reológicas, especialmente la viscosidad, aumentan con el contenido de ST (CONAGUA, 2014b). Un término importante de estas ecuaciones es el factor de fricción, el cual depende del número de Reynolds, y para régimen de flujo turbulento, también depende de la rugosidad absoluta de la pared interior de la tubería. Existen varios métodos para determinarlo como el diagrama de Moody, que ofrece una representación gráfica de datos experimentales, la ecuación implícita e iterativa de Colebrook-White, y la ecuación de Serghide, la cual es la aproximación explícita más precisa y funciona en todo el rango del diagrama (Crane Co., 2010).

El requerimiento de energía para el transporte de un fluido depende de la carga dinámica total, las propiedades reológicas y el caudal. Esta cantidad es mejor a la transmitida al eje de la bomba y a la requerida para el funcionamiento del motor, pues en cada paso se pierde cierta cantidad de energía (CONAGUA, 2014a). En las bombas de desplazamiento positivo existe una pérdida de energía adicional relacionada con el volumen que se desliza en sentido contrario al flujo debido a las características del fluido, las holguras axial y radial del equipo, la cual se determina por medio de la diferencia entre el volumen constante que idealmente se desplaza en cada ciclo y el que realmente se obtiene en operación (AIChE, 2007).

Ecuaciones

$$Q_{max} = FQ$$

$$v = \frac{4Q_{max}}{\pi D^2}$$

$$\Delta H = \frac{P_2 - P_1}{\rho g} + (z_2 - z_1) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} + h_{fd} + h_{fs}$$

Criterios de diseño

$$1.05 < F < 1.1$$

$$0.3 < v_s < 1.5 \text{ m/s}$$

$$1.5 < v_d < 3 \text{ m/s}$$

Centrífuga

$$0.25 < Q < 100 \text{ m}^3\text{h}$$

$$10 < \Delta H < 150 \text{ m}$$

Diafragma

$$0.05 < Q < 30 \text{ m}^3\text{h}$$

$$5 < \Delta H < 50 \text{ m}$$

Cavidad progresiva

$$10 < Q < 90 \text{ m}^3\text{h}$$

$$\Delta H < 75 \text{ m}$$

(CONAGUA, 2014a, 2014b; Couper et al., 2012; Towler & Sinnott, 2012)

Ecuaciones para pérdidas

$$L_{eq\ total} = \sum \frac{K}{f} D + L$$

Ecuación de Darcy-Weisbach

$$h_f = \frac{f L_{eq\ total} v^2}{2Dg}$$

Ecuación de Hazen-Williams

$$h_f = 10.67 \frac{L_{eq\ total} \left(\frac{Q_{max}}{3,600}\right)^{1.85}}{C_M^{1.85} D^{4.87}}$$

Ecuaciones factor de fricción

$$Re = \frac{Dv\rho}{\mu}$$

Flujo turbulento

Ecuación explícita de Serghide

$$A = -2 \log \left(\frac{\varepsilon/D}{3.7} + \frac{12}{Re} \right)$$

$$B = -2 \log \left(\frac{\varepsilon/D}{3.7} + \frac{2.51A}{Re} \right)$$

$$C = -2 \log \left(\frac{\varepsilon/D}{3.7} + \frac{2.51B}{Re} \right)$$

$$f = \left(\frac{A - (B - A)^2}{C - 2B + A} \right)^{-2}$$

Flujo laminar

$$f = \frac{64}{Re}$$

(Crane Co., 2010)

Ecuaciones de requerimiento de energía

$$P_h = \frac{Q_{max} \Delta H \rho g}{(3,600)(1,000)} \quad \text{Centrífugas} \quad \text{Desplazamiento positivo}$$
$$P_h = \frac{Q_{max} \Delta H \rho g}{\eta_{vol}(3,600)(1,000)}$$
$$P_b = \frac{P_h}{\eta_b} \quad P_m = \frac{P_b}{\eta_m}$$

(AIChE, 2007; Hall, 2018)

Donde Q_{max} es el caudal máximo [m^3/h], F es el factor de diseño, v es la velocidad [m/s], D es el diámetro interno de la tubería [m], ΔH es la carga dinámica total [m], P es la presión [Pa], z es la carga estática [m], h_f son las pérdidas de carga [m], P_v es la presión de vapor [Pa], f es el factor de fricción, ϵ es la rugosidad absoluta de la pared interior de la tubería [m], $L_{eq\ total}$ es la longitud equivalente [m], L es la longitud de la tubería lineal [m], K es el coeficiente de resistencia de cada accesorio, C_M es el coeficiente de fricción de Hazen-Williams modificado para digestato, P_h es la potencia hidráulica [kW], η_{vol} es la eficiencia volumétrica [%], P_b es la potencia [kW] y η_b la eficiencia [%] de la bomba, s denota succión, d descarga, 1 punto 1 y 2 punto 2.

4.2.4. Digestor

Se definió como unidad de digestión de la planta municipal un digestor cilíndrico de fondo plano con gasómetro soportado en la parte superior por una columna central. El dimensionamiento incluyó el cálculo del volumen del gasómetro, el tiempo de residencia hidráulico, el volumen, el diámetro interno, la altura total, útil y de bordo libre del digestor.

El volumen total de un digestor está compuesto por el volumen requerido para la degradación del sustrato y el volumen libre por encima de nivel de líquido. El primero depende de la cantidad de sustrato que se alimenta diariamente y de la tasa de degradación. Se determina empleando dos criterios de diseño: la carga orgánica volumétrica y el tiempo de retención hidráulica, que a su vez se definen según las

condiciones de operación y el tipo de sustrato en pruebas a escalas menores. Para un digestor completamente agitado y temperatura de operación termofílica la COV debe estar entre 2 y 4 kg SV/m³ d para evitar inhibiciones (Deng et al., 2020; Ghavinati & Tabatabaei, 2018; Wellinger et al., 2013). El segundo se determina empleando reglas de diseño y está sujeto a la variación del nivel del líquido y la flexibilidad operativa que se considere en el diseño, al igual que al nivel de espuma y la ubicación del punto de extracción del biogás (Ghavinati & Tabatabaei, 2018).

Por su parte, la determinación de las dimensiones para obtener el volumen calculado depende de la forma del digestor, la cual afecta la selección de los equipos de agitación, la estratificación, la sedimentación en el fondo y la formación de espuma en la parte superior. Para su elección se debe tener en cuenta: el tipo de sustrato, la calidad del suelo, las condiciones de construcción y las restricciones de altura (Radetic, 2018). Para digestores cilíndricos, el principal criterio de dimensionamiento es la relación altura/diámetro, aunque también se emplean otras reglas de diseño sobre los límites superior e inferior de estas dos dimensiones (Ghavinati & Tabatabaei, 2018).

Ecuaciones	Criterios de diseño
$V = \frac{Q C_{s0}}{COV} = \frac{\pi D_D^2 H}{4}$ $TRH = \frac{V}{Q}$ $H_T = H + H_{bl}$ $V_T = \frac{\pi D_D^2 H_T}{4}$ $V_g = \frac{\pi H_g^2}{3} \left(\frac{3}{2} D - H_g \right)$	$2 < COV < 4 \text{ kg SV/m}^3 \text{ d}$ $15 < TRH < 30 \text{ d}$ $6 < H < 12 \text{ m}$ $6 < D_D < 38 \text{ m}$ $0.3 < H_{bl} < 1.5 \text{ m}$ $0.6 < H_T/D_D < 1$ $1/10 < H_g/D_D < 1/4$

(CONAGUA, 2014b; Deng et al., 2020; Ghavinati & Tabatabaei, 2018; Wellinger et al., 2013)

Donde D_D es el diámetro interno del digestor [m], C_{s0} es la concentración inicial de sustrato [kg SV/m³], COV es la carga orgánica volumétrica [kg SV/m³ d], TRH

es el tiempo de retención hidráulica [d], V_g es el volumen [m^3] y H_g la altura [m] del gasómetro.

4.2.4.1. Agitación

Se definieron como equipos de agitación del digestor 2 agitadores mecánicos inclinados de doble impulsor tipo turbina Hydrofoil Chemineer de 3 paletas que operan de forma continua, a baja velocidad e impulsados por un motor eléctrico cada uno. La elección de agitación mecánica continua a baja velocidad se tomó con base en el contenido de sólidos y viscosidad del digestato, mientras que el tipo de impulsor y la ubicación, en las propiedades reológicas del digestato, la geometría y dimensiones del digestor.

La agitación del digestor representa uno de los porcentajes más grandes en la demanda total de energía eléctrica de una planta de digestión anaerobia, por lo cual obtener el grado de agitación deseado al menor consumo de energía es uno de los desafíos más importantes en el diseño del digestor (Singh et al., 2019). El uso de agitadores de múltiples impulsores se considera una alternativa para disminuir el requerimiento de energía en digestores de grandes dimensiones, si la separación entre los impulsores es la adecuada, ya que los flujos generados por cada uno interactúan entre sí y se combinan. Este efecto provoca que la energía consumida por un agitador de doble impulsor sea hasta 50% menos a la requerida por dos agitadores de uno solo, y se calcula incluyendo a la ecuación adimensional de potencia, el factor de potencia para dos impulsores, el cual es función de la separación entre estos (Gogate et al., 2000; Singh et al., 2019).

El dimensionamiento de cada agitador incluyó el cálculo de la longitud del eje, la separación de los impulsores, el diámetro y la altura de cada impulsor, y el requerimiento de energía del motor eléctrico. Se emplearon las mismas ecuaciones mostradas en 4.2.2.1 y se realizaron las modificaciones pertinentes debido a la geometría del digestor y la ubicación de los agitadores.

Ecuaciones

$$P = F_p \frac{N_p D_A^5 n^3 \rho}{g}$$
$$P_m = \frac{P}{\eta}$$

Criterios de diseño

$$0.5 < S/D_A < 1.5$$
$$0.05 < P_m/V < 0.08 \text{ kW/m}^3$$

(Singh et al., 2019)

Donde S es la separación entre impulsores [m] y F_p es el factor de potencia para dos impulsores.

4.2.4.2. Calentamiento

La energía que debe suministrar el sistema de calentamiento del digestor debe ser suficiente para elevar la temperatura de la alimentación a la de operación y compensar las pérdidas de calor a través de la superficie del digestor, por lo cual depende principalmente de: las condiciones climáticas, la temperatura de la alimentación, la temperatura de operación, la geometría, los materiales de construcción y aislamiento del digestor (CONAGUA, 2014b; Wellinger et al., 2013). Para determinarla se empleó la solución en estado estacionario del modelo térmico propuesto por Hreiz et al. (2017) con ciertas modificaciones según las características del digestor propuesto. El modelo está compuesto por las ecuaciones de transferencia de energía en el digestato y el biogás, que tienen en cuenta, además de lo mencionado anteriormente, la transferencia de energía que existe entre los dos cuerpos dentro del digestor.

Ecuación de transferencia de masa en el digestor

$$\rho_d V_d C_{p_d} \frac{dT_d}{dt} = A_{al} - A_d - A_{d-b}$$
$$- E_d - Q_{d-b} - R_{d-b}$$
$$- Q_{p(d-a)} - Q_{f(d-s)}$$
$$+ P_a + Q_{sc}$$

Energía transferida por:

Alimentación

$$A_{al} = \dot{m}_{al} C_{p_d} T_{al}$$

Descarga de digestato

$$A_d = \dot{m}_d C_{p_d} T_d$$

Salida del biogás

$$A_b = \dot{m}_b C_{p_b} T_b$$

Ecuación de transferencia de masa en el biogás

$$\rho_b V_b C_{pb} \frac{dT_b}{dt} = -A_b + A_{d-b} + Q_{d-b} + R_{d-b} - Q_{g(b-a)} - Q_{p(b-a)}$$

Transferencia de masa del digestato al biogás

$$A_{d-b} = \dot{m}_b C_{pb} T_d$$

Evaporación de agua del digestato al biogás

$$E_d = \dot{m}_{bH_2O} \Delta H$$

Convección natural del digestato al biogás

$$Q_{d-b} = h_{d-b} A (T_d - T_b)$$

Radiación del digestato al biogás

$$R_{d-b} = \frac{\sigma (T_d^4 - T_b^4)}{\frac{1 - e_d}{e_d A_{ac}} + \frac{1}{A_{ac}} + \frac{1 - e_g}{e_g A_g}}$$

Donde m es flujo másico [kg/s], C_p es el poder calorífico [kJ/kg K], T es la temperatura [K], ΔH es la entalpía de vaporización del agua [kJ/kg], h es el coeficiente de transferencia de calor por convección [kW/m² K], A_{ac} es el área transversal circular del digestor y A_g la del gasómetro [m²], e_d es emisividad térmica del digestato y e_g la del gasómetro, σ la constante Stefan-Boltzmann [kW/m² K⁴], P_a es la potencia del agitador [kW], $Q_{A(int-ext)}$ son las pérdidas de calor del cuerpo interior (digestato o biogás) al cuerpo exterior (aire o suelo) por un área específica del digestor (paredes, fondo o gasómetro) [kW], Q_{sc} es el calor que debe suministrar el sistema de calentamiento [kW], a denota alimentación, d digestato, b biogás, a aire, s suelo, p paredes, g gasómetro y f fondo del digestor.

Las pérdidas de calor debida a la transferencia de energía entre el interior y el exterior del digestor a través de su superficie se calcularon según las ecuaciones propuestas por Teleszewski & Zukowski (2018). Dos factores influyentes en la determinación de estas pérdidas son la diferencia de temperatura entre el interior y el exterior del digestor debido a las condiciones climáticas del sitio donde esté ubicada la planta, y las capas de materiales de construcción del digestor, entre las cuales se debe incluir un excelente material aislante (preferiblemente en toda la superficie) para disminuir al mínimo las pérdidas (Wellinger et al., 2013).

$$Q_{A(int-ext)} = U_{A(int-ext)} A (T_{int} - T_{ext}) \quad U_{A(int-ext)} = \frac{1}{\frac{1}{h_{int}} + \sum_{i=1}^j \frac{d_i}{k_i} + \frac{1}{h_{ext}}}$$

(Teleszewski & Zukowski, 2018)

Donde $U_{A(int-ext)}$ es el coeficiente global de transferencia de calor [kW/m² K], A es el área donde ocurre la transferencia [m²], d es el espesor [m] y k el coeficiente de conductividad térmica [kW/m K] de la capa i , j es el número de capas de materiales a través de las cuales se transfiere el calor, int denota cuerpo al interior del digestor y ext al exterior.

El sistema de calentamiento interno seleccionado fue una tubería flexible, corrugada, de 2" y soportes de acero inoxidable instalada en las paredes del digestor, por la cual fluye continuamente agua de calentamiento que se obtiene del cogenerador. Esta elección se tomó con base en las características de la tubería, puesto que, en comparación con las demás opciones en el mercado, no requiere de puntos de unión, ofrece mayor superficie por unidad de área y conductividad térmica; además, con este tipo de tubería se requiere menor longitud y velocidad de flujo de agua de calentamiento (Ghavinati & Tabatabaei, 2018). El dimensionamiento del sistema de calentamiento incluyó el cálculo de la longitud de la tubería, el número de vueltas y el flujo másico de agua de calentamiento.

La transferencia de calor de un fluido caliente que fluye al interior de una tubería, en este caso agua, a otro en el exterior que se mueve sobre la tubería, digestato, es dependiente de cómo se da la transferencia de calor del fluido caliente a la superficie de la tubería, que a su vez está sujeta a la condición de flujo (velocidad), y la transferencia de calor de la superficie al fluido en el exterior, que depende de: la conductividad térmica del material y el área de transferencia por longitud de la tubería, la diferencia de temperaturas de los fluidos y la velocidad del fluido exterior debida a la agitación (Bergman et al., 2011). Por otro lado, el flujo másico de agua de calentamiento que fluye por la tubería depende del calor que debe suministrar el sistema de calentamiento y de la temperatura de entrada y salida definidas.

Ecuaciones

Criterios de diseño

$$\dot{m}_{ac} = F \frac{Q_{sc}}{C_{pac}(T_{eac} - T_{sac})}$$

$$60 < T_{eac} < 50 \text{ } ^\circ\text{C}$$
$$1.05 < F < 1$$

(CONAGUA, 2014b; Wellinger et al., 2013)

Ecuaciones transferencia de calor

$$Q_{sc} = UA_t(LMTD)$$

$$LMTD = \frac{(T_{eac} - T_d) - (T_{sac} - T_d)}{\ln\left(\frac{T_{eac} - T_d}{T_{sac} - T_d}\right)}$$

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_e} + \frac{1}{h_i} \frac{D_e}{D_i}}$$

$$h = \frac{kNu}{D}$$

$$L = \frac{A_t}{\pi D_e}$$

Correlación de Hilpert para el cálculo del número de Nusselt

$$Nu = aRe^n Pr^{1/3}$$

$$Pr = \frac{\mu C_p}{k}$$

$$Vueltas = \frac{L}{\pi D_D}$$

(Bergman et al., 2011)

Donde T_{eac} es la temperatura de entrada y T_{sac} la de salida del agua de calentamiento [K], $LMTD$ es la diferencia de temperatura media logarítmica [K], A_t es el área exterior de la tubería [m²], D es el diámetro de la tubería [m], Nu es el número de Nusselt, Pr es el número de Prandtl, L es la longitud de la tubería [m], e denota exterior, i interior y ac agua de calentamiento.

4.2.5. Deshidratador

Se seleccionó como equipo de separación de la fracción sólida de la líquida del digestato una centrífuga decantadora tipo tazón sólido cónico-cilíndrico, puesto que es el tipo de centrífuga más utilizado para espesamiento de lodos. Entre las ventajas que ofrece se encuentran: alto rendimiento de concentración de sólidos en un área

pequeña, bajo costo de capital e instalación, operación silenciosa y con menos olores en comparación con cualquier equipo abierto (CONAGUA, 2014b).

Este equipo está compuesto por un tazón cónico-cilíndrico que gira a una alta velocidad, dentro del cual hay un transportador de tornillo girando a una velocidad ligeramente menor, una caja de cambios y un motor eléctrico. El digestato se alimenta en la línea central antes de que inicie la parte cónica y se acelera hasta alcanzar la velocidad del tazón, cuando esto ocurre, las partículas sólidas se mueven hacia afuera y se sedimentan en las paredes debido a la acción de la fuerza centrípeta y su densidad. Gracias al movimiento generado por la velocidad diferencial entre el tazón y el transportador, los sólidos sedimentados se acumulan en el extremo cónico hasta ser descargados en el recolector de sólidos. A la par que esto ocurre, el líquido fluye en sentido contrario hasta llegar al final del extremo cilíndrico y se rebosa por un vertedero que determina el nivel del líquido en el tazón (Records & Sutherland, 2001).

Dos parámetros importantes para la selección de una centrifuga decantadora son la fuerza-g y el valor Σ , los cuales se utilizan para medir el rendimiento del equipo y comparar entre las diferentes opciones en el mercado (Towler & Sinnott, 2012). Ambos parámetros son dependientes de la geometría y velocidad del tazón e independientes de las propiedades del material a separar. La fuerza-g compara la fuerza centrípeta y gravitacional que se ejercen sobre las partículas sólidas (Records & Sutherland, 2001), mientras, el valor Σ equivale al área de la sección transversal de un tanque de sedimentación por gravedad con el que se obtiene la misma capacidad de clarificación que con una centrifuga. Este parámetro también se utiliza para escalar desde pruebas de laboratorio a escala industrial (Records & Sutherland, 2001).

El rendimiento de la separación medido como eficiencia de captura de sólidos en el digestato seco depende de varios factores relacionados con la alimentación y el diseño del equipo (Records & Sutherland, 2001). Entre los factores relacionados

con el fluido a deshidratar se encuentran: el caudal, el contenido de ST y algunas propiedades de las partículas sólidas (tamaño, forma y densidad) y del líquido (densidad y viscosidad) (Tchobanoglous et al., 2014); mientras que entre los factores relacionados con el diseño y funcionamiento del equipo se encuentran: el diámetro y la longitud del tazón, el ángulo del cono, el nivel del líquido, el radio de descarga del digestato seco, la velocidad de rotación del tazón y la diferencial (Records & Sutherland, 2001; Towler & Sinnott, 2012). Otro factor importante es la dosificación de cierta cantidad de polímero floculante (en disolución), el cual está formado por moléculas de cadena larga que poseen sitios cargados en los cuales los sólidos suspendidos se adhieren formando flóculos de uniones fuertes (Records & Sutherland, 2001; Tchobanoglous et al., 2014).

La potencia total consumida es la suma de la potencia requerida para acelerar el lodo a la velocidad del tazón, mover el transportador y la potencia de frenado, más la necesaria para compensar las pérdidas en el motor y la centrífuga. El primer término depende del caudal y densidad de alimentación, la velocidad del tazón y el radio de descarga de sólidos. El segundo es función de la velocidad diferencial y el torque del transportador; mientras que el tercero, de la velocidad y el torque del piñón de la caja de cambios (Records & Sutherland, 2001).

Por lo mencionado anteriormente, el dimensionamiento de este equipo incluyó el cálculo del diámetro, la longitud y el volumen del tazón, la fuerza-g, el valor Σ y el requerimiento de energía del motor.

Ecuaciones	Criterios de diseño
$\%Captura = \frac{ST_{DS} (ST_D - ST_C)}{ST_D (ST_{DS} - ST_C)} 100\%$	$2 < Q < 150 \text{ m}^3/\text{h}$ $25 < ST_{DS} < 40\%$ $\%Captura > 95\%$ para $ST_D < 5\%$ y dosificación de 4-6 g polímero/kg ST_D
$V = \pi L (R_0^2 - R_1^2)$ $l = R_0 - R_1$	$0.23 < D < 1.8 \text{ m}$ $2.5 < L/D < 4$ $0.65 < R_0/R_1 < 0.75$

$$Fuerza - g = \frac{\left(\frac{2\pi\omega}{60}\right)^2 R_0}{g}$$

$$Valor \Sigma = \frac{\pi L \left(\frac{2\pi\omega}{60}\right)^2 (R_0^2 - R_1^2)}{g \ln\left(\frac{R_0}{R_1}\right)}$$

$$2,000 < Fuerza-g < 3,000$$

$$2,000 < Valor \Sigma < 3,000 \text{ m}^2$$

$$2,500 < \omega < 4,000 \text{ rpm}$$

(CONAGUA, 2014b; Records & Sutherland, 2001; Tchobanoglous et al., 2014)

Ecuaciones de potencia

$$N = \frac{\omega - \omega_p}{R}$$

$$T = RT_p$$

$$P_C = Q\rho\omega^2 r^2 \quad P_T = \frac{2\pi NT}{(60)(1,000)} \quad P_F = \frac{2\pi\omega_p T_p}{(60)(1,000)}$$

$$P_m = \frac{P_C + P_T + P_F}{\eta_c \eta_m}$$

(Records & Sutherland, 2001)

Donde %Captura es el porcentaje de captura de sólidos en la corriente de sólidos [%], ST_D es el contenido de sólidos totales en el digestato [%], ST_{DS} en el digestato seco [%] y ST_C en el líquido clarificado [%], V es el volumen útil [m^3], L la longitud [m] y D el diámetro [m] del tazón, R_0 es la distancia radial del eje de giro a la pared del tazón [m], R_1 es la distancia radial del eje de giro a la superficie del líquido [m], l es el nivel de líquido [m], ω es la velocidad del tazón [rpm], P_C es la potencia requerida para acelerar la alimentación a la velocidad del tazón [kW], r es el radio de descarga de los sólidos [m], N es la velocidad diferencial entre el transportador y el tazón [rpm], R es la relación de la caja de cambios, ω_p es la velocidad [rpm] y T_p el torque [N m] del piñón de la caja de cambios, T es el torque del transportador [N m], P_T es la potencia requerida para el movimiento del transportador [kW], P_F es la potencia de frenado [kW] y η_c es la eficiencia de la centrifuga [%].

4.2.6. Purificador de biogás

Para la desulfuración del biogás se seleccionaron dos columnas idénticas de lecho empacado de carbón activado granular (CAG) que operan en secuencia adsorción-regeneración para garantizar la remoción continua de H_2S y no se afecte la operación del cogenerador. El dimensionamiento de estos equipos incluyó el cálculo del volumen del lecho, el diámetro interno, la altura del lecho y la caída de presión.

El carbón activado es un material hidrófobo y poroso considerado el absorbente más utilizado para la desulfuración de biogás, debido a su excelente capacidad de adsorción de H_2S y estabilidad química y térmica. Además, se puede desorber fácilmente con regeneración a alta temperatura (aire a $300\text{ }^{\circ}C$) sin afectar su estructura cristalina y manteniendo buenos rendimientos de remoción después de repetidas secuencias de adsorción-regeneración hasta por 8,000 h de operación dependiendo de la composición de H_2S del biogás a desulfurar (Deng et al., 2020).

La remoción del sulfuro de hidrógeno en una columna de lecho empacado de CAG se puede dar por dos mecanismos dependiendo de las condiciones de operación: adsorción física en la superficie interna u oxidación catalizada a azufre elemental, el cual también se adsorbe, y agua (Ghavinati & Tabatabaei, 2018). Por lo cual, la cantidad de H_2S que se remueve depende de la capacidad de adsorción, las condiciones de operación de la columna (presión, temperatura, cantidad de oxígeno agregado) y la composición del biogás a tratar (Deng et al., 2020; Ghavinati & Tabatabaei, 2018).

Por otra parte, el dimensionamiento de la columna depende de la capacidad de absorción del CAG, la cantidad de H_2S a remover para lograr la calidad de biogás requerida, y la densidad aparente del lecho, que a su vez es dependiente de la fracción vacía y el tamaño de partícula del CAG. La caída de presión del biogás a lo largo del lecho depende de la velocidad, densidad y viscosidad del biogás, la

fracción vacía del lecho y el tamaño de partícula del GAC (Deng et al., 2020; Ghavinati & Tabatabaei, 2018).

Ecuaciones

$$V_{lecho} = \frac{t_{adsorción} \dot{m}_{H_2S} \%remoción}{C_{CAG} \rho_{lecho}}$$

$$= \frac{\pi D^2 H_{lecho}}{4}$$

$$v_b = \frac{4 Q_b}{\pi D^2}$$

Ecuación de Ergun

$$\frac{\Delta P}{H_{lecho}} = \frac{(1 - \Phi)v_b}{\Phi^3 d_p} \left[\frac{150(1 - \Phi)\mu_b}{d_p} + 1.75 \rho_b v_b \right]$$

(Deng et al., 2020; Ghavinati & Tabatabaei, 2018)

Donde V_{lecho} es el volumen [m³], H_{lecho} la altura [m] o [ft] y Φ la fracción vacía del lecho empacado, C_{CAG} es la capacidad de adsorción de H₂S [kg H₂S/kg CAG] y d_p el diámetro de partícula [ft] del CAG, v_b es la velocidad lineal [ft/h], ρ_b la densidad [lb/ft³] y μ_b la viscosidad [lb/ft h] del biogás y ΔP es la caída de presión [lb/ft²].

4.2.7. Cogenerador

El equipo seleccionado para convertir el biogás en energía eléctrica fue un generador de corriente alterna acoplado a un motor de combustión interna a biogás de 4 tiempos, encendido por chispa y con un sistema cerrado de recuperación de calor residual, ya que ofrece las siguientes ventajas en comparación a la turbina a gas, el otro equipo utilizado para la cogeneración: mayor eficiencia térmica, mecánica y eléctrica y admisión de biogás a baja presión y bajo poder calorífico (Deng et al., 2020; Wellinger et al., 2013).

Criterios de diseño

$$0.2 < C_{CAG} < 0.45 \text{ kg H}_2\text{S/kg de CAG}$$

$$1 < H_{lecho}/D < 4$$

$$0.1 < v_b < 0.5 \text{ m/s}$$

Los motores de combustión interna a biogás funcionan a 4 tiempos (admisión, compresión, expansión y escape) como los convencionales a gas natural, sin embargo, cuentan con ciertas modificaciones en el proceso y los materiales de los componentes del motor para evitar la corrosión, al igual que para mantener la presión de alimentación y la relación combustible-aire en los valores indicados que aseguren la estabilidad de la llama (EPA, 2017; Wellinger et al., 2013). Otra característica importante de estos equipos es el tipo de encendido. Para la generación de energía eléctrica en plantas a gran escala conectadas a la red, el encendido de la mezcla aire-combustible se realiza por medio de una chispa de alta intensidad controlada, ya que es un sistema más simple, no requiere de un combustible adicional y es ambientalmente más amigable que el encendido por compresión al generar menos emisiones de gases de escape (Deng et al., 2020; Wellinger et al., 2013).

La composición del biogás determina varias variables del proceso como: el valor calorífico inferior, las demandas teórica y real de aire para la combustión, puesto que no todos los gases que lo componen son combustibles, e incluso, como en el caso del dióxido de carbono, pueden producir un efecto inhibitorio en la combustión del metano (Deng et al., 2020). El valor calorífico inferior es el indicador del desempeño del biogás como combustible, equivale a la cantidad máxima de calor que se libera cuando una unidad de volumen se quema completamente, mientras que la demanda teórica de aire corresponde a la cantidad necesaria de aire para que esto ocurra según las ecuaciones estequiométricas de combustión. Para garantizar que se dé la combustión completa del biogás, la demanda real de aire debe ser mayor a la teórica en un factor denominado coeficiente de exceso, el cual es una variable muy importante que afecta el diseño de los dispositivos de suministro de aire, el flujo volumétrico y la temperatura de gases de combustión generados, la recuperación de calor residual a partir de estos y las instalaciones para su emisión a la atmósfera (Deng et al., 2020).

En un motor de combustión interna existen tres fuentes de calor residual que pueden ser recuperadas mediante un circuito cerrado de enfriamiento con agua: los gases de escape, el refrigerante del motor y el aceite lubricante. Generalmente, este circuito consta de dos o tres intercambiadores de calor integrados, uno para enfriar cada fluido a la temperatura indicada para el correcto funcionamiento del motor y liberación de los gases de escape. El agua caliente resultante de este proceso se utiliza para suplir los requerimientos de otros equipos de la planta, principalmente para mantener la temperatura en el digestor, y luego retorna al circuito como fluido de enfriamiento (EPA, 2017). La eficiencia térmica total depende de que cantidad de calor residual se puede recuperar en cada intercambiador, mientras que el flujo de agua dentro del sistema cerrado depende de la cantidad de calor transferido y de las temperaturas de retorno y salida definidas según los requerimientos de agua de calentamiento de los equipos de la planta (EPA, 2017).

El dimensionamiento de este equipo consistió en determinar la capacidad instalada, la generación de energía eléctrica, térmica y el flujo de agua dentro del circuito cerrado de recuperación de calor residual, las cuales son dependientes de la cantidad de energía contenida en el biogás y la eficiencia con que se realiza cada transformación de energía en los diferentes componentes del equipo.

Ecuaciones

$$CI = F Q_b VCI \eta_e$$

$$E_e = Q_b t VCI t \eta_e$$

$$E_t = Q_b VCI t \eta_t = m_a C_{p_a} (T_s - T_r)$$

$$\eta_t = \eta_{ge} + \eta_{rm} + \eta_{al}$$

Criterios de diseño

$$1.05 < F < 1.2$$

$$4.5 < VCI < 7 \text{ kWh/m}^3$$

$$200 < CI < 4,000 \text{ kW}$$

$$\text{Pérdidas} < 10\%$$

$$35 < \eta_e < 45\%$$

$$40 < \eta_t < 50\%$$

$$20 < \eta_{ge} < 25\%$$

$$15 < \eta_{rm} < 20\%$$

$$\eta_{al} < 5\%$$

$$VCI = \sum_{i=1}^j v_i VCI_i$$

$$V^0 = \sum_{i=1}^j v_i V_i^0$$

$$Q_a = \alpha V^0 Q_b$$

$$1.05 < \alpha < 1.3$$

(Deng et al., 2020; EPA, 2017)

Donde CI es la capacidad instalada [kW], VCI es el valor calorífico inferior [kWh/m³], t es el tiempo de operación del equipo al día [h/d], E_e es la energía eléctrica [kW] y E_t la térmica [kW] producida, η_e es la eficiencia eléctrica [%], η_t la térmica [%], η_{gc} la térmica en el enfriamiento de los gases de escape [%], η_{rm} la térmica en el enfriamiento del refrigerante del motor [%], η_{al} la térmica en el enfriamiento del aceite lubricante, T_s es la temperatura de salida [K] y T_r la de retorno del agua [K], v_i es la fracción volumétrica del gas combustible i , j es el número de gases combustibles del biogás, α es el coeficiente de exceso de aire, V^0 es la demanda teórica de aire [m³ aire/m³ biogás], b denota biogás y a aire.

4.3. Simulación del proceso

El diagrama de flujo se creó agregando una a una las unidades de proceso y especificando para cada una de estas la cantidad, tipo, duración y secuencia de las operaciones, al igual que las condiciones de operación y criterios o especificaciones de dimensionamiento, según lo establecido en las secciones: 3.1.1, 3.2.1 y 3.2.3.

La información requerida por el software para la especificación de cada unidad y las operaciones que se llevan a cabo en esta se recopila en la Tabla 4.2. Esta información se tomó de tres fuentes: especificaciones del proceso (Tabla 4.1.), criterios de diseño tomados de la bibliografía y cálculos obtenidos a partir de las ecuaciones de diseño y factores de escala (sección 4.2). Cabe resaltar que el número equipos es mayor al número de unidades de proceso, ya que algunas

integran más de un equipo como en el caso de los tanques agitados y el digestor. Por su parte la programación de las unidades y las operaciones se muestra en la Figura 4.1.

El resultado final de la simulación es el diagrama de flujo presentado en la Figura 4.2. Cada sección de la planta se identifica con un color diferente: azul para el pretratamiento, rojo para la digestión, negro para el acondicionamiento del biogás y generación de energía, gris para tratamiento de digestato, y verde para servicios auxiliares.

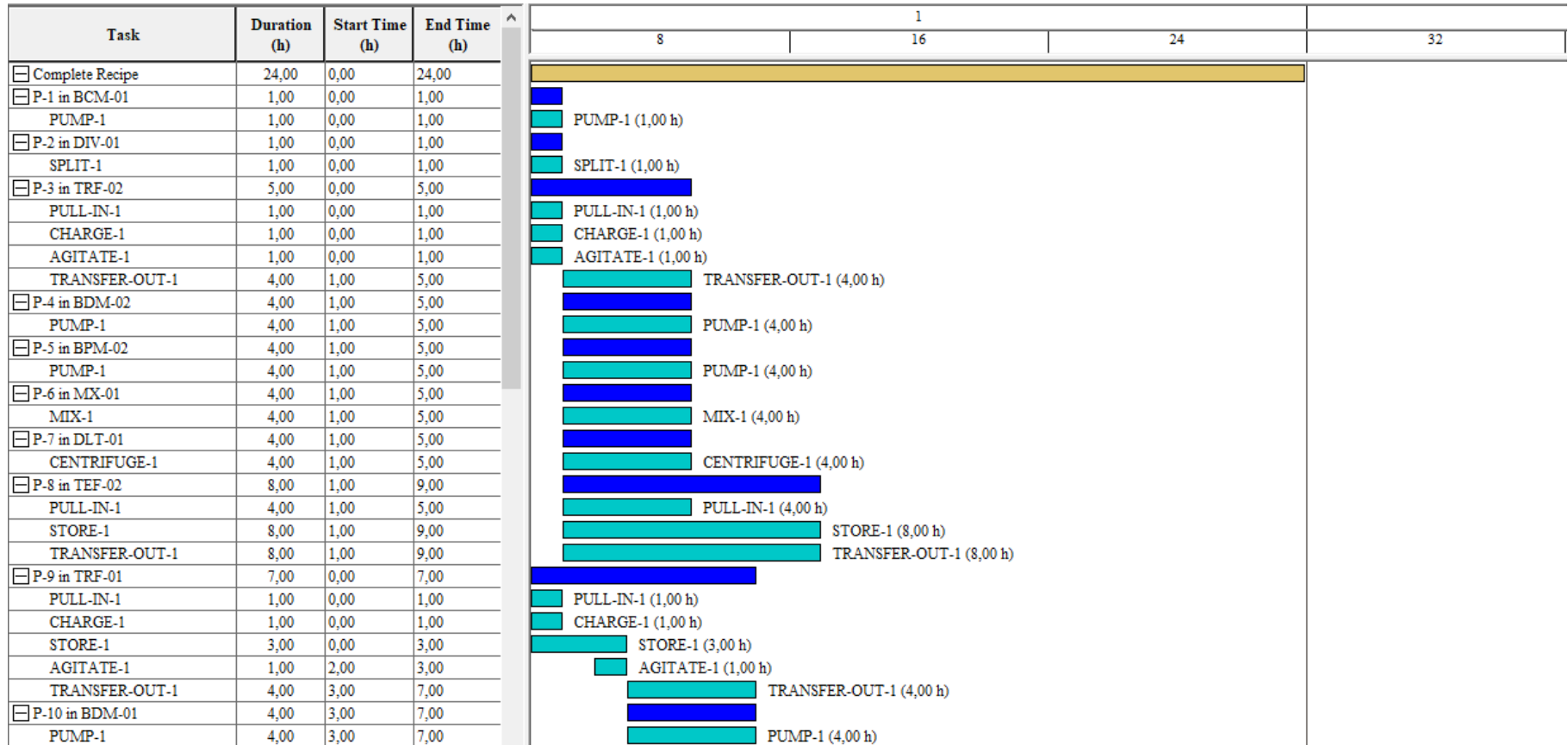
Tabla 4.2. Especificaciones de las unidades de proceso

Sección	Nombre	Operación unitaria/ Unidad de proceso	Operaciones		Especificaciones			
			Operación	Tiempo [h]				
Pretratamiento	TRI-01 Triturador	Disminución de tamaño Triturador de sólidos a granel	Trituración	4	Consumo específico de potencia [kW/kg/h]	0.0088		
					Presión [kPa]	101.325		
					Material	Acero al carbón		
	BCM-02 Bomba de alimentación de agua para dilución	Transporte de líquidos Bomba centrífuga	Bombeo	4	Cambio de presión [kPa]	91.5		
					Eficiencia consumo de potencia [%]	70		
					Material	Acero al carbón		
	TEF-01 Tanque de homogenización	Almacenamiento Tanque de mezcla	Entrada FORSU triturada	4	Consumo específico de potencia para agitación [kW/m ³]	0.030		
					Modo térmico	Adiabático		
					Relación volumen de trabajo/total [%]	85		
					Entrada disolución de NaHCO ₃	4	Relación altura/diámetro	1.1
							Presión [kPa]	101.325
					Agitación	6	Tiempo de proceso total [h]	8
					Transferencia	4	Material	Plástico
	BPM-01 Bomba de alimentación al digestor	Transporte de líquidos Bomba de engranajes	Bombeo	4	Cambio de presión [kPa]	670		
Eficiencia consumo de potencia [%]					20			
Material					Acero inoxidable			

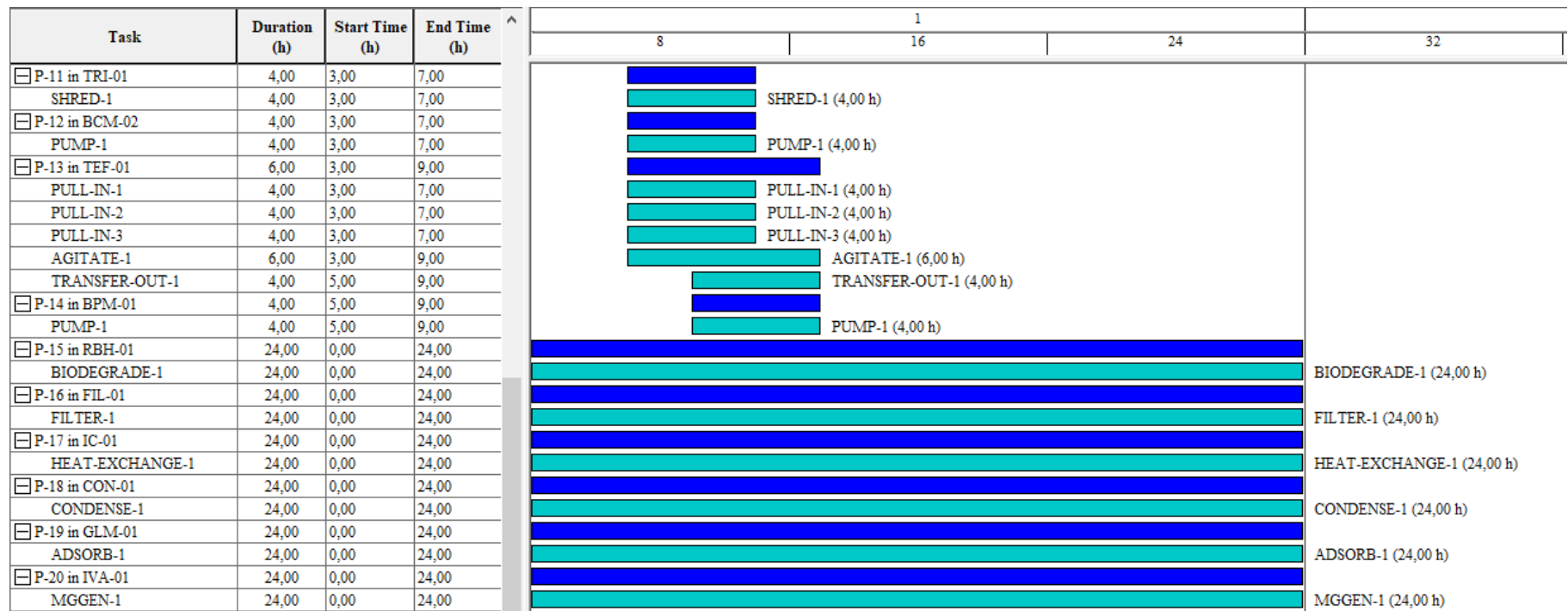
Digestión	RBH-01 Digestor	Reacción ambiental Digestor anaerobio cinético	Biodegradación	24	Temperatura [°C]	37
					Presión [kPa]	5
					Consumo específico de potencia para agitación [kW/m ³]	0.005
					Temperatura entrada y salida agua de calentamiento [°C]	65 50
					Eficiencia de transferencia [%]	95
					TRH [días]	24
					Relación volumen de trabajo/total [%]	85
					Modelo cinético	Angelidaki et al., (1999)
					Material	Concreto
					Tipo de flujo	Contracorriente
Acondicionamiento del biogás y generación de energía	IC-01 Intercambiador biogás-biogás	Intercambio de calor Intercambiador de calor de tubos y coraza	Intercambio de calor	24	Coeficiente de transferencia [kW/m ² K]	1.50
					Temperatura de salida biogás frío [°C]	25
					Acercamiento mínimo [°C]	5
					Material	Acero inoxidable
					Condensación [%]	90
	CON-01 Condensador	Cambio de fase Condensador Intercambiador de calor de tubos y coraza	Condensación	24	Temperatura entrada y salida agua fría [°C]	5 10
					Coeficiente de transferencia [kW/m ² K]	0.86
					Eficiencia de transferencia [%]	90
					Material	Acero inoxidable
					Número de unidades	2
GLM-01 A/B Purificador de biogás	Adsorción Adsorbedor de carbón activado granular para corrientes gaseosas	Adsorción	12	Remoción de H ₂ S [%]	70	
				Capacidad adsorción [kg H ₂ S/kg CAG]	0.35	
				Requerimiento de aire [kg/kg CAG]	5	
		Regeneración	12	Relación altura/diámetro	2.5	
				Material	Acero inoxidable	

Acondicionamiento del biogás y generación de energía	IVA-01 Cogenerador	Generación de energía Motor de combustión interna y generador	Generación	24	Exceso oxígeno [%]	30
					Eficiencia térmica [%]	45
					Eficiencia eléctrica [%]	38
					Pérdidas [%]	10
					Temperatura salida gases de escape [°C]	125
					Temperatura salida y retorno agua de calentamiento [°C]	65 50
					Eficiencia de transferencia [%]	95
					Material	Acero inoxidable
Tratamiento de digestato	BPM-02 Bomba de descarga digestato	Transporte de líquidos Bomba de engranajes	Bombeo	4	Cambio de presión [kPa]	180
					Eficiencia consumo de potencia [%]	25
					Material	Acero inoxidable
	DLT-01 Deshidratador	Centrifugación Decantador	Centrifugación	4	Tamaño de partícula sólidos [mm]	0.03
					Captura sólidos [%]	95
					Material	Acero inoxidable
	TEF-02 Tanque de almacenamiento de agua residual	Almacenamiento Tanque fondo plano	Entrada clarificado	4	Modo térmico	Adiabático
					Relación volumen de trabajo/total [%]	85
			Almacenamiento	8	Relación altura/diámetro	1
					Presión [kPa]	101.325
			Transferencia	8	Tiempo de proceso total [h]	8
	Material	Plástico				
Servicios auxiliares	BCM-01 Bomba de alimentación de agua	Transporte de líquidos Bomba centrífuga	Bombeo	1	Cambio de presión [kPa]	175
					Eficiencia consumo de potencia [%]	70
					Material	Acero al carbón

Servicios auxiliares	TRF-01 Tanque de disolución de bicarbonato de sodio	Almacenamiento Tanque de mezcla	Entrada agua potable	1	Consumo específico de potencia para agitación [kW/m ³]	0.284	
			Carga de NaHCO ₃	1	Modo térmico	Adiabático	
			Almacenamiento	3	Relación volumen de trabajo/total [%]	85	
			Agitación	1	Relación altura/diámetro	1.1	
				1	Presión [kPa]	101.325	
			Transferencia	4	Tiempo de proceso total [h]	7	
	BDM-01 Bomba dosificadora de bicarbonato de sodio	Transporte de líquidos	Bombeo		4	Cambio de presión [kPa]	125
					4	Eficiencia consumo de potencia [%]	20
						Material	Plástico
	TRF-02 Tanque de disolución de polímero	Almacenamiento Tanque de mezcla	Entrada agua potable	1	Consumo específico de potencia para agitación [kW/m ³]	0.307	
			Carga de polímero	1	Modo térmico	Adiabático	
			Agitación	1	Relación volumen de trabajo/total [%]	85	
				1	Relación altura/diámetro	1.1	
				1	Presión [kPa]	101.325	
			Transferencia	4	Tiempo de proceso total [h]	5	
	BDM-02 Bomba dosificadora de polímero	Transporte de líquidos Bomba de diafragma	Bombeo		4	Cambio de presión [kPa]	90
				4	Eficiencia consumo de potencia [%]	20	
					Material	Plástico	



a)



b)

Figura 4.1. Diagrama de Gantt del proceso. a) Secciones de servicios auxiliares y tratamiento de digestato. b) Secciones de pretratamiento, digestión, acondicionamiento de biogás y generación de energía

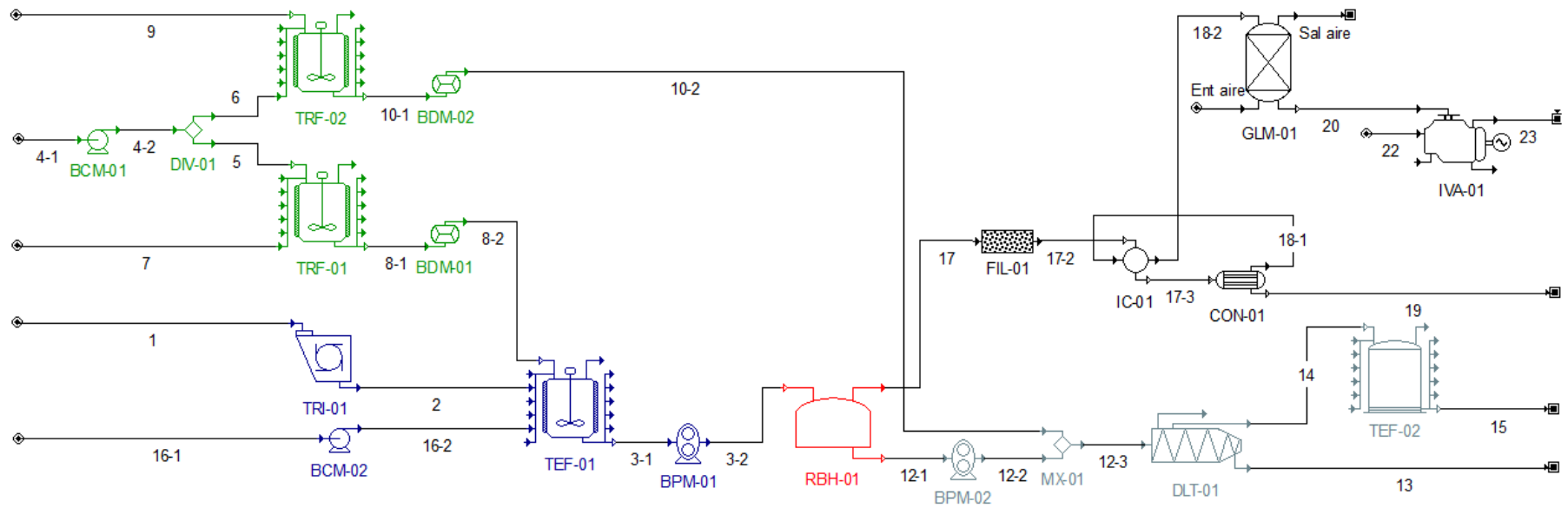


Figura 4.2. Diagrama de flujo de proceso

4.4. Escalamiento planta municipal

En esta sección se presentan los resultados de operación y escalamiento de la planta municipal propuesta, los cuales son la combinación de los obtenidos en el diseño y simulación del proceso.

En la operación de la planta municipal bajo condiciones de diseño se obtienen los resultados mostrados en la Tabla 4.3., y las corrientes de proceso que se detallan en la Tabla 4.4.

Tabla 4.3. Resultados operación planta municipal

	Diaria	Anual
Capacidad de tratamiento		
FORSU [ton]	50.000	17,350.000
Consumo de insumos		
Bicarbonato de sodio [kg]	650.000	225,550.000
Polímero [kg]	76.970	26,708.659
Consumo de servicios		
Agua [ton]	79.561	27,607.565
Agua helada [ton]	8.326	2,888.983
Agua de calentamiento [ton]	112.012	38,868.025
Energía eléctrica [kWh]	1,390.190	482,395.92
Producción de biogás		
Biogás crudo [Nm ³]	6,295.706	2'184,610.128
Biogás acondicionado [Nm ³]	5,902.566	2'048,190.478
Generación de energía en el cogenerador		
Energía eléctrica [kWh]	13,612.45	4'723,518.590
Agua de calentamiento [ton]	789.912	274,099.381

El biogás sale del digester saturado de vapor de agua y con una concentración de H₂S y NH₃ de 309 y 68 ppm, respectivamente, por lo cual se requiere remover parte de estos compuestos para ser utilizado como combustible en un motor de combustión interna. En la deshidratación del biogás por condensación se retira el 90% de la cantidad inicial de agua (masa), el 0.60% de H₂S y el 1.17% de NH₃, mientras que en la desulfuración por adsorción se remueve un 70% adicional de H₂S. Al final del acondicionamiento, el biogás cumple con todas las restricciones

que exige el equipo de uso final, al tener humedad relativa de 25.68%, concentración de H₂S de 96 pmm y de NH₃ de 50 ppm. Adicionalmente, con el acondicionamiento se obtiene un combustible con un valor calorífico inferior de 18,423.242 kJ/kg (5.118 kW/kg) y una composición volumétrica de CH₄ mayor al 60%, lo que aumenta la generación de energía. La variación de la composición volumétrica de biogás a lo largo de su acondicionamiento como combustible para el cogenerador se muestra en la Figura 4.3.

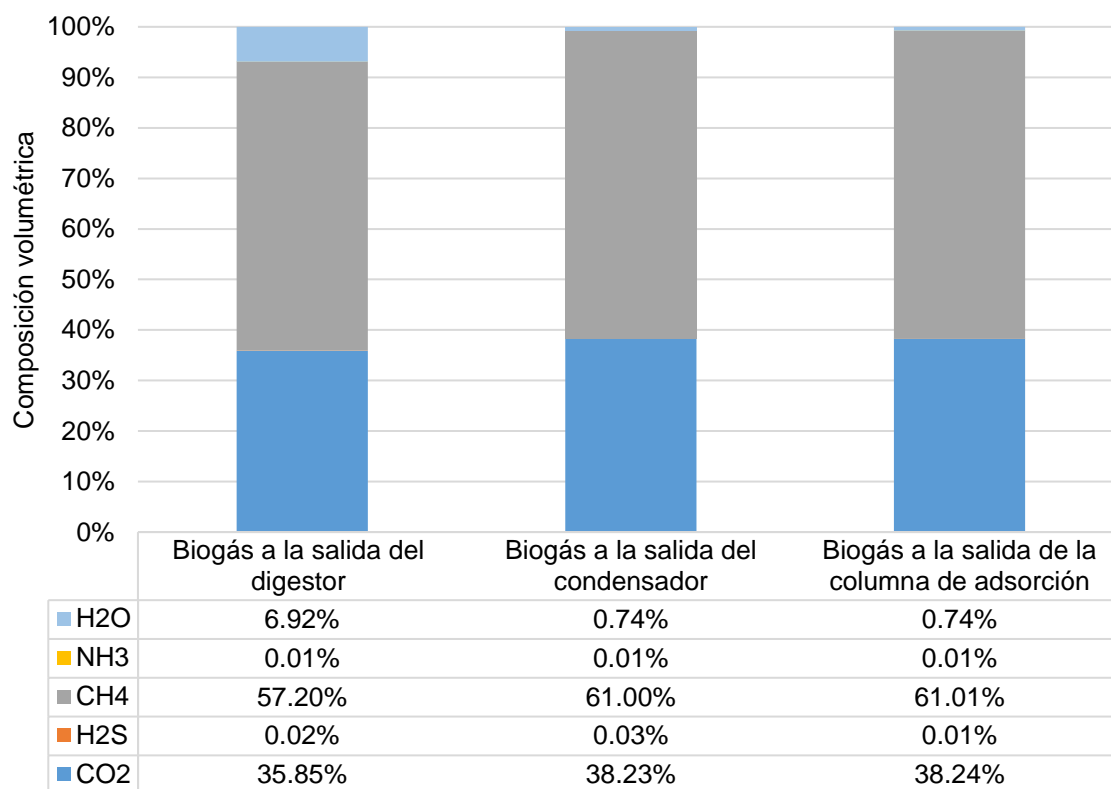


Figura 4.3. Composición del biogás en la sección de acondicionamiento

La generación de energía térmica y eléctrica en el cogenerador es suficiente para el abastecimiento de la planta. El consumo de energía eléctrica corresponde al 1.02% de la generación, por tanto, se puede vender casi el 99% de los excedentes a la red. Por otro lado, el agua de calentamiento necesaria para mantener la temperatura en el digestor equivale al 14.18% de la generada en el circuito cerrado de recuperación de calor residual, por lo cual el excedente se puede utilizar en

nuevas operaciones que se incluyan en el proceso, ceder o vender a plantas o establecimientos públicos o privados aledaños, dependiendo de la ubicación de la planta municipal, siguiendo el esquema de las plantas de este tipo en Europa.

Los rendimientos de producción de biogás y generación de energía eléctrica de la planta municipal son: 125.914 Nm³ y 0.272 MWh por tonelada de FORSU, respectivamente. En comparación con rendimientos reportados por plantas alrededor del mundo de las mismas características (húmeda, mesofílica y monoetapa) mostrados en la Tabla 2.3, el rendimiento de producción de biogás es ligeramente superior al valor más alto reportado 117.480 Nm³/ton, mientras que el rendimiento de generación de energía eléctrica se encuentra en el intervalo entre 0.165 y 0.239 MWh/ton, que corresponde a los valores más bajo y alto reportados.

Tabla 4.4. Tabla de corrientes del proceso

	1	2	3	4	5	6	7	8
	FORSU	FORSU triturada	Alimentación	Agua	Agua para disolución de NaHCO ₃	Agua para disolución de polímero	Bicarbonato de sodio	Disolución de NaHCO ₃
Flujo másico [ton/día]	50.000	50.000	123.360	17.034	10.183	6.850	0.650	10.833
Flujo volumétrico [m³/día]	71.429	71.429	122.325	17.093	10.219	6.874	0.293	10.512
ST [%]	23.372	23.372	10.000				100.000	6.000
Temperatura [°C]	20.0	20.0	20.0	20.0	20.0	20.0	20.0	20.0
Presión [kPa]	101.325	101.325	14.850	101.325	101.325	101.325	101.325	101.325
	9	10	11	12	13	14	15	16
	Polímero	Disolución de polímero	Agua de calentamiento serpentín	Digestato	Digestato deshidratado	Clarificado	Agua residual a tratamiento	Agua para dilución
Flujo másico [ton/día]	0.0769	6.927	112.012	115.999	26.455	96.472	96.472	62.527
Flujo volumétrico [m³/día]	0.0733	6.927	113.768	115.650	25.336	97.296	97.296	62.745
ST [%]	45.000	0.500		5.972	25.000	0.361	0.361	0.002
Temperatura [°C]	20.0	20.0	65.0/50.0	37.0	35.0	35.0	35.0	20.0
Presión [kPa]	101.325	101.325	101.325	125.000	101.325	101.325	101.325	101.325
	17	18	19	20	21	22	23	
	Biogás húmedo	Biogás seco	Condensado a tratamiento	Biogás limpio	Aire	Gases de escape	Agua de calentamiento	
Flujo másico [ton/día]	7.361	7.046	0.315	7.044	76.129	84.383	789.933	
Flujo volumétrico [m³/día]	6,295.706	5,903.606	0.314	5,902.566	59,494.752	65,396.727	802.321	
ST [%]			0.006					
Temperatura [°C]	37.0	25.0	6.0	25.0	25.0	125.0	50.0/65.0	
Presión [kPa]	5.000	4.500	101.325	7.500	7.500	101.325	101.325	

4.4.1. Dimensionamiento de equipos

Cada equipo de la planta municipal se dimensionó empleando: las ecuaciones de diseño y factores de escala presentadas en la sección 4.2, las especificaciones del proceso mostradas en la Tabla 4.2., y los flujos, composiciones, condiciones y propiedades de las corrientes de proceso. Los resultados obtenidos corresponden a: capacidades de procesamiento, dimensiones, materiales de construcción, condiciones de operación, requerimiento de servicios (energía eléctrica, aire, agua de enfriamiento o calentamiento) y generación de energía, los cuales se compararon con los estimados con el modelo de simulación por medio del cálculo de la diferencia porcentual.

A continuación, se presentan los resultados de dimensionamiento por ambos métodos junto con la diferencia porcentual para los equipos de cada sección de la planta municipal.

4.4.1.1. Pretratamiento

Tabla 4.5. Dimensionamiento equipos sección pretratamiento

Equipo		Diseño	Simulación	Diferencia
TRI-01 Triturador	Capacidad [ton/h]	12.50	12.50	
	Velocidad periférica [m/s]	93.50		
	Potencia motor [kW]	110.00	110.00	0.00%
	Consumo específico de potencia [kW/kg/h]	0.0088	0.0088	0.00%
	Material	Acero al carbón	Acero al carbón	
BCM-02 Bomba de alimentación de agua tratada para dilución	Caudal [m ³ /h]	16.45	15.69	4.65%
	Diámetro nominal tubería succión [m]	0.0635		
	Diámetro nominal tubería descarga [m]	0.0508		
	Material tubería	PVC cédula 40		
	Carga dinámica total [kPa]	91.50	91.50	0.00%
	Potencia motor [kW]	0.75	0.72	4.21%
	Material	Acero al carbón	Acero al carbón	

TEF-01 Tanque de homogenización	Volumen total [m ³]	144.30	142.25	1.42%
	Diámetro interno [m]	5.50	5.45	0.90%
	Altura total [m]	6.10	6.05	0.80%
	Altura útil [m]	5.25		
	Altura de borde libre [m]	0.60		
	Material	Plástico reforzado con fibra de vidrio	Plástico	
AGH-01 Agitador tanque de homogenización	Longitud del eje [m]	3.90		
	Diámetro del impulsor [m]	2.20		
	Altura del impulsor [m]	0.45		
	Ancho deflectores [m]	0.45		
	Potencia motor [kW]	3.70	3.67	0.82%
	Consumo específico de potencia [kW/m ³]	0.030	0.030	0.00%
	Material	Acero inoxidable		
BPM-01 Bomba de alimentación al digestor	Caudal [m ³ /h]	32.11	30.58	4.76%
	Diámetro nominal tubería succión [m]	0.1524		
	Diámetro nominal tubería descarga [m]	0.0762		
	Material tubería	PVC cédula 80		
	Carga dinámica total [kPa]	670	670	0.00%
	Potencia motor [kW]	30.00	28.67	4.43%
	Material	Acero inoxidable	Acero inoxidable	

Como se observa en la tabla, las diferencias porcentuales más altas se presentan en el caudal y potencia de las bombas, el volumen y dimensiones del tanque de homogenización.

Las diferencias en el dimensionamiento de la bomba se explican por el factor de flujo considerado en el diseño y no en la simulación, ya que en esta los flujos no se sobrestimaron para que se cumplan las especificaciones del proceso que involucran relaciones másicas. Por otro lado, en la simulación la potencia del motor eléctrico de cada bomba se estimó a partir del rendimiento específico, mientras que en el diseño se calculó y se seleccionó el motor genérico disponible en el mercado de potencia más próxima al valor calculado, por lo cual se presenta diferencia entre los valores reportados por ambos métodos. La diferencia significativa mayor al 4.2% en el caudal debida al factor de diseño se mantiene en todas las bombas del proceso, lo mismo ocurre con la diferencia en la potencia de los motores eléctricos de todos

los equipos que requieren de uno para su operación: bombas, agitadores y centrífuga.

En el caso de las diferencias presentadas en el volumen y dimensiones del tanque de homogenización se deben a ligeras variaciones en los valores de las propiedades físicas de los compuestos y las corrientes tomados en cada método, especialmente de la FORSU triturada. En ambos métodos el valor de una propiedad física de una corriente se calculó como la suma ponderada de los valores de los compuestos constituyentes, sin embargo, en cada método se tomaron de diversas fuentes. En el diseño se emplearon valores cuantificados en la operación de la planta piloto y reportados en la literatura, mientras que en la simulación los registrados en la base de datos.

Cabe resaltar que en esta y demás secciones, algunos cálculos de diseño se emplearon como especificaciones en la simulación, por lo cual la diferencia de dichos resultados de escalamiento es nula.

4.4.1.2. Digestión

Tabla 4.6. Dimensionamiento equipos sección digestión

Equipo		Diseño	Simulación	Diferencia
RBH-01 Digestor	Volumen de trabajo [m ³]	2929.45	2935.80	0.22%
	Volumen total [m ³]	3289.80	3298.65	0.27%
	TRH [días]	24.00	24.00	0.00%
	Diámetro interno [m]	17.50		
	Altura total [m]	13.70		
	Altura útil [m]	12.20		
	Altura gasómetro [m]	3.50		
	Volumen gasómetro [m ³]	291.30		
	Material	Concreto	Concreto	
AGH-02 A/B Agitador del digestor	Potencia motor [kW]	2 x 7.5	14.97	0.18%
	Consumo específico de potencia [kW/m ³]	0.005	0.005	0.00%
	Material	Acero inoxidable		
ISA-01 Serpentin de calentamiento	Flujo de agua de calentamiento [kg/h]	4,786.81	4,667.15	2,50%
	Longitud de la tubería [m]	54.95		
	No vueltas	1		
	Material	Acero inoxidable		

En esta sección la principal diferencia se presenta en el flujo másico de agua de calentamiento para mantener la temperatura del digestor, la cual se justifica en cómo se calculó el requerimiento de energía térmica en cada método. Por un lado, en el diseño se empleó un modelo térmico que tiene en cuenta todos los mecanismos de transferencia de energía entre el digestato y el biogás, y las pérdidas se estimaron considerando los diferentes materiales de construcción del digestor y la cubierta; mientras que en la simulación no se realizó con el mismo grado de detalle. El requerimiento de energía térmica estimado en el simulador es de 77.21 kW y el calculado en el diseño de 83.42 kW; parte de este último se emplea para compensar los 26.43 kW que se pierden a los alrededores, de los cuales el 86.31% corresponde a las pérdidas en la cubierta.

4.4.1.3. Acondicionamiento del biogás y generación de energía

Tabla 4.7. Dimensionamiento equipos sección acondicionamiento del biogás y generación de energía

Equipo		Diseño	Simulación	Diferencia
IC-01 Intercambiador biogás-biogás	Calor transferido [kJ/h]	7,447.57	7,405.95	0.56%
	Área transferencia [m ²]	0.1076	0.1069	0.56%
	Material	Acero inoxidable	Acero inoxidable	
CON-01 Condensador	Calor transferido [kJ/h]	6,599.45	6,559.85	0.60%
	Área transferencia [m ²]	0.5524	0.5491	0.60%
	Flujo másico agua de enfriamiento [kg/h]	349.18	346.9	0.65%
	Material	Acero inoxidable	Acero inoxidable	
IVA-01 Cogenerador	Capacidad instalada [kW]	600		
	Energía eléctrica generada [kWh/día]	13,700.315	13,612.450	0.64%
	Energía térmica generada [MJ/día]	58,776.763	58,406.608	0.63%
	Flujo másico aire [kg/h]	2,644.532	2,663.516	0.72%
	Flujo másico agua circuito cerrado de recuperación de calor [kg/h]	33,128.324	32,912.990	0.65%
	Material	Acero inoxidable	Acero inoxidable	

Los resultados de dimensionamiento obtenidos por ambos métodos fueron muy consistentes ya que las diferencias calculadas no superaron el 1%. Esto se debió a que los valores de las propiedades físicas y térmicas de las corrientes de biogás tomadas en ambos métodos fueron muy similares, ya que las propiedades de los compuestos constituyentes mayoritarios (CH₄ y CO₂) han sido ampliamente estudiados y los valores reportados en la literatura y en la base de datos no varían significativamente.

4.4.1.4. Tratamiento de digestato

Tabla 4.8. Dimensionamiento equipos sección tratamiento de digestato

Equipo		Diseño	Simulación	Diferencia
BPM-02 Bomba de descarga digestato	Caudal [m ³ /h]	30.26	28.91	4.45%
	Diámetro nominal tubería succión [m]	0.1524		
	Diámetro nominal tubería descarga [m]	0.0762		
	Material tubería	PVC cédula 80		
	Carga dinámica total [kPa]	180	180	0.00%
	Potencia motor [kW]	5.5	5.25	4.43%
	Material	Acero inoxidable	Acero inoxidable	
DLT-01 Deshidratador	Capacidad	30.83	30.66	0.55%
	Diámetro del tazón [m]	0.45		
	Longitud del tazón [m]	1.80		
	Volumen del tazón [m ³]	1.02		
	Fuerza-g	2,575.55		
	Valor Σ [m ²]	2,607.69	2,575.17	1.25%
	Potencia motor [kW]	15	14.75	1.67%
Material	Acero inoxidable	Acero inoxidable		
TEF-02 Tanque de almacenamiento de agua residual	Volumen total [m ³]	113.25	114.05	0.71%
	Diámetro interno [m]	5.25	5.30	0.95%
	Altura total [m]	5.25	5.30	0.95%
	Altura útil [m]	4.45		
	Altura de borde libre [m]	0.55		
	Material	Polietileno de alta densidad	Plástico	

En esta sección la diferencia más alta, sin contar la de la bomba de descarga de digestato y la potencia del motor de la centrífuga, es la del valor Σ , la cual se debe a la forma como se calculó en cada método. Por un lado, en el simulador se estimó

según la definición de este parámetro de dimensionamiento: área de la sección transversal de un tanque de sedimentación por gravedad con la misma capacidad de clarificación, empleando la Ley de Stoke y los valores de las propiedades de la fracciones líquida y sólida. Mientras que en el diseño se realizó según la ecuación de capacidad de clarificación que involucra la geometría y operación del equipo.

4.4.1.5. Servicios auxiliares

Tabla 4.9. Dimensionamiento equipos sección servicios auxiliares

Equipo		Diseño	Simulación	Diferencia
BCM-01 Bomba de alimentación de agua potable	Caudal [m ³ /h]	17.85	17.09	4.28%
	Diámetro nominal tubería succión [m]	0.0762		
	Diámetro nominal tubería descarga [m]	0.0508		
	Material tubería	PVC cédula 40		
	Carga dinámica total [kPa]	175.00	175.00	0.00%
	Potencia motor [kW]	1.50	1.44	4.16%
	Material	Acero al carbón	Acero al carbón	
TRF-01 Tanque de disolución de bicarbonato de sodio	Volumen total [m ³]	12.25	12.22	0.15%
	Diámetro interno [m]	2.42	2.42	0.05%
	Altura total [m]	2.65	2.65	0.02%
	Altura útil [m]	2.25		
	Altura de borde libre [m]	0.25		
	Material	Polietileno de alta densidad	Plástico	
AGH-03 Agitador de disolución de bicarbonato de sodio	Longitud del eje [m]	1.85		
	Diámetro del impulsor [m]	0.80		
	Altura del impulsor [m]	0.15		
	Ancho deflectores [m]	0.20		
	Potencia motor [kW]	3.00	2.99	0.49%
	Consumo específico de potencia [kW/m ³]	0.28	0.28	0.00%
	Material	Acero al carbón		
BDM-01 Bomba dosificadora de bicarbonato de sodio	Caudal [m ³ /h]	2.96	2.83	4.41%
	Diámetro nominal tubería succión [m]	0.0508		
	Diámetro nominal tubería descarga [m]	0.0254		
	Material tubería	PVC cédula 40		
	Carga dinámica total [kPa]	125	125	0.00%
	Potencia motor [kW]	0.75	0.72	4.36%
	Material	PVC	Plástico	

TRF-02 Tanque de disolución de polímero	Volumen total [m ³]	8.43	8.42	0.15%
	Diámetro interno [m]	2.14	2.13	0.05%
	Altura total [m]	2.35	2.35	0.05%
	Altura útil [m]	2.00		
	Altura de borde libre [m]	0.20		
	Material	Polietileno de alta densidad	Plástico	
AGH-04 Agitador de disolución de polímero	Longitud del eje [m]	1.65		
	Diámetro del impulsor [m]	0.70		
	Altura del impulsor [m]	0.15		
	Ancho deflectores [m]	0.20		
	Potencia motor [kW]	2.20	2.19	0.17%
	Consumo específico de potencia [kW/m ³]	0.31	0.307	0.00%
	Material	Acero al carbón		
BDM-02 Bomba dosificadora de polímero	Caudal [m ³ /h]	1.82	1.74	4.56%
	Diámetro nominal tubería succión [m]	0.0381		
	Diámetro nominal tubería descarga [m]	0.0254		
	Material tubería	PVC cédula 40		
	Carga dinámica total [kPa]	90	90	0.00%
	Potencia motor [kW]	0.75	0.72	4.27%
	Material	PVC	Plástico	

En esta sección también los resultados de dimensionamiento por ambos métodos son muy parecidos, a excepción de las diferencias significativas presentadas en los caudales y potencia de los motores de las bombas.

5. CONCLUSIONES

En el presente trabajo, a partir de la información de diseño, la filosofía de operación y las lecciones aprendidas en la operación de una planta piloto de digestión anaerobia de la fracción orgánica de residuos sólidos urbanos (FORSU) a escala piloto que trata 0.5 toneladas/día, se desarrolló una metodología de escalamiento basada en el planteamiento de ecuaciones de diseño y la creación de un modelo de simulación del proceso, para dimensionar una planta municipal con capacidad de tratamiento de 50 toneladas de FORSU/día.

El proceso a escalar mantuvo la misma estructura de la planta piloto, distribuida en 5 secciones: pretratamiento, digestión, acondicionamiento del biogás y generación de energía, tratamiento de digestato y servicios auxiliares. Durante el escalamiento se identificaron y especificaron las variables críticas susceptibles al cambio de escala, que determinan el desempeño y definen las características y dimensiones de cada uno de los 24 equipos seleccionados. Como resultado de este análisis, fueron modificados el tipo de agitador del digestor, el digestor, el serpentín de calentamiento y el deshidratador de lodos debido a que el desempeño en operación no fue el esperado o los requerimientos de los equipos consecuentes a una mayor escala fueron más exigentes. Por su parte, en la sección de acondicionamiento del biogás, fueron incorporados dos nuevos equipos: el intercambiador biogás-biogás y el condensador, para garantizar la humedad requerida por el motor de combustión interna del cogenerador.

El planteamiento de las ecuaciones de diseño y los factores de escala se basaron en el tipo de equipo seleccionado, los criterios de diseño, las ecuaciones y/o los modelos matemáticos reportados en la literatura que involucran a las variables críticas identificadas y describen los efectos físicos, cinéticos y termodinámicos que ocurren en cada equipo. Con este método de escalamiento se obtuvo el primer dimensionamiento de la planta municipal mediante la programación de las ecuaciones planteadas en una plantilla de cálculo, la cual se alimentó con los

valores asignados a las variables críticas identificadas, tomados de bibliografía, especificaciones del proceso a escalar, datos de diseño y operación de la planta piloto.

En el desarrollo del modelo de simulación en el software SuperPro Designer®, las especificaciones del proceso a escalar, los criterios de diseño tomados de la bibliografía y los cálculos obtenidos a partir de las ecuaciones de diseño y factores de escala fueron fundamentales para la especificación de las unidades del proceso en el software. Se simuló el proceso a escalar definido con modo de operación semi-continuo de 347 días al año (95% de la disponibilidad total), en el cual las unidades de proceso de pretratamiento, tratamiento de digestato y servicios auxiliares operan por lotes, mientras que las de digestión, acondicionamiento del biogás y generación de energía, en continuo.

El resultado final, al emplear la metodología de escalamiento desarrollada, fue el dimensionamiento de una planta municipal con capacidad de tratamiento de 50 toneladas/día, que genera diariamente 5'902,566 Nm³ de biogás acondicionado y 13,612.45 kWh de energía eléctrica, con rendimientos de producción de biogás y generación de energía eléctrica por tonelada de FORSU de 125.914 Nm³ y 0.272 MWh, respectivamente. Considerando que el consumo de energía eléctrica corresponde al 1.02% de la generación, es posible la venta del excedente de energía a la red. Adicionalmente, la planta municipal produce diariamente 26.45 toneladas de digestado deshidratado que puede ser revalorizado como fertilizante orgánico sólido, siendo este subproducto, una nueva fuente de ingresos económicos al proceso.

Los resultados del dimensionamiento de los equipos por ambas metodologías fueron consistentes al compararse y presentar valores de diferencia porcentual inferiores al 5%. Las diferencias calculadas entre ambas metodologías se debieron principalmente a diferencias en la forma de calcular los resultados de escalamiento

y en los valores de las propiedades fisicoquímicas de los compuestos tomadas en cada método.

6. REFERENCIAS

- Abbasi, S. A. (2018). The myth and the reality of energy recovery from municipal solid waste. *Energy, Sustainability and Society*, 8(1), 36. <https://doi.org/10.1186/s13705-018-0175-y>
- Abbassi-Guendouz, A., Brockmann, D., Trably, E., Dumas, C., Delgenès, J. P., Steyer, J. P., & Escudié, R. (2012). Total solids content drives high solid anaerobic digestion via mass transfer limitation. *Bioresource Technology*, 111, 55–61. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2012.01.174>
- Abbassi-Guendouz, A., Trably, E., Hamelin, J., Dumas, C., Steyer, J. P., Delgenès, J. P., & Escudié, R. (2013). Microbial community signature of high-solid content methanogenic ecosystems. *Bioresource Technology*, 133, 256–262. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2013.01.121>
- AIChE. (2007). *Positive displacement pumps: A guide to performance evaluation*. John Wiley & Sons Inc.
- Akindele, A. A., & Sartaj, M. (2018). The toxicity effects of ammonia on anaerobic digestion of organic fraction of municipal solid waste. *Waste Management*, 71, 757–766. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2017.07.026>
- al Seadi, T., Owen, N., Hellström, H., & Kang, H. (2013). *Source Separation of MSW. An overview of the source separation and separate collection of the digestible fraction of household waste, and of other similar wastes from municipalities, aimed to be used as feedstock for anaerobic digestion in biogas plants*. IEA Bioenergy.
- American Biogas Council. (2018). *Biogas Market Snapshot*. American Biogas Council. <https://americanbiogascouncil.org/biogas-market-snapshot/>
- Anaya-Durand, A., & Pedroza-Flores, H. (2008). Escalamiento, el arte de la ingeniería química: Plantas piloto, el paso entre el huevo y la gallina. *Tecnología, Ciencia, Educación*, 23, 31–39.
- Angelidaki, I., Ellegaard, L., & Ahring, B. K. (1993). A mathematical model for dynamic simulation of anaerobic digestion of complex substrates: Focusing on

- ammonia inhibition. *Biotechnology and Bioengineering*, 42(2), 159–166. <https://doi.org/10.1002/bit.260420203>
- Angelidaki, I., Ellegaard, L., & Ahring, B. K. (1999). A comprehensive model of anaerobic bioconversion of complex substrates to biogas. *Biotechnology and Bioengineering*, 63(3), 363–372. [https://doi.org/10.1002/\(SICI\)1097-0290\(19990505\)63:3<363::AID-BIT13>3.0.CO;2-Z](https://doi.org/10.1002/(SICI)1097-0290(19990505)63:3<363::AID-BIT13>3.0.CO;2-Z)
- Àrea Metropolitana de Barcelona. (2018a). *Ecoparc de Montcada i Reixac Dossier per al visitant*.
- Àrea Metropolitana de Barcelona. (2018b). *L'ecoparc de la Zona Franca*.
- Banks, C. J., Chesshire, M., & Stringfellow, A. (2008). A pilot-scale comparison of mesophilic and thermophilic digestion of source segregated domestic food waste. *Water Science & Technology*, 58(7), 1475–1481.
- Batstone, D. J., & Jensen, P. D. (2011). Anaerobic Processes. In *Treatise on Water Science* (Vol. 4, Issue 1, pp. 615–639).
- Batstone, D. J., Keller, J., Angelidaki, I., Kalyuzhnyi, S. v., Pavlostathis, S. G., Rozzi, A., Sanders, W. T., Siegrist, H., & Vavilin, V. A. (2002). The IWA Anaerobic Digestion Model No 1 (ADM1). *Water Science and Technology: A Journal of the International Association on Water Pollution Research*, 45(10), 65–73. <https://doi.org/10.2166/wst.2002.0292>
- Bergman, T. L., Lavine, A. S., Incropera, F. P., & Dewitt, D. P. (2011). *Fundamentals of heat and mass transfer* (Seventh). John Wiley & Sons Inc.
- Bond, C. F. (1952). New grinding theory aids equipment selection. *Chemical Engineering*, 59(10), 169.
- Campuzano, R., & González-Martínez, S. (2016). Characteristics of the organic fraction of municipal solid waste and methane production: A review. *Waste Management*, 54, 3–12. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2016.05.016>
- Chatterjee, B., & Mazumder, D. (2019). Role of stage-separation in the ubiquitous development of Anaerobic Digestion of Organic Fraction of Municipal Solid Waste: A critical review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 104, 439–469. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2019.01.026>

- Clean Development Mechanism. (2006). *Project 6254: Municipal Solid Waste Anaerobic Digestion with Gas Collection and Power Generation Project in Jiaonan City, P.R. China*. <https://cdm.unfccc.int/Projects/DB/TUEV-RHEIN1337656296.14/view>
- CONAGUA. (2014a). *Manual de agua potable, alcantarillado y saneamiento. Cálculo, diseño y estudio de instalaciones mecánicas*.
- CONAGUA. (2014b). *Manual de agua potable, alcantarillado y saneamiento. Diseño de plantas de tratamiento de aguas residuales municipales: Tratamiento y disposición de lodos*.
- Consorti per a la Gestió dels Residus del Vallès Oriental. (n.d.). *Planta de digestió anaeròbica y de compostatge*. <https://www.cresidusvo.info/conres/apartats/index.php?apartat=201>
- Couper, J. R., Penney, W. R., Fair, J. R., & Walas, S. M. (2012). *Chemical Process Equipment* (Third). Elsevier Inc. <https://doi.org/10.1016/b978-0-12-396959-0.00025-2>
- Crane Co. (2010). *Flow of fluids through valves, fittings and pipe. Technical Paper No. 410*.
- Danish Energy Agency, IB Tech, Clúster Biocombustibles Gaseosos, Instituto de Ingeniería UNAM, & Ea Energy Analyses. (2019). *Biogás en México. Lecciones aprendidas de los proyectos de cooperación 2018-2019*. Programa México-Dinamarca en Energía y Cambio Climático 2017-2020.
- Deng, L., Liu, Y., & Wang, W. (2020). *Biogas technology*. Springer. <https://doi.org/10.1007/978-981-15-4940-3>
- Dimian, A. C., Bildea, C. S., & Kiss, A. A. (2014). *Integrated Design and Simulation of Chemical Processes* (Second). Elsevier B.V.
- EBA. (2021). *EBA Statistical Report 2020*.
- EnviTec Biogas. (2012). *The biogas plant AGRIVALOR ENERGIE in Ribeaupillé (France)*. https://www.envitec-biogas.fr/fileadmin/media/pdf_downloads/subpage_references/fact_sheets/fact_sheet_Ribeaupillé_EN.pdf
- EPA. (2017). *Catalog of CHP Technologies*. EPA.

- Fernández-Rodríguez, J., Pérez, M., & Romero, L. I. (2013). Comparison of mesophilic and thermophilic dry anaerobic digestion of OFMSW: Kinetic analysis. *Chemical Engineering Journal*, 232, 59–64. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2013.07.066>
- Fernández-Rodríguez, J., Pérez, M., & Romero, L. I. (2015). Temperature-phased anaerobic digestion of Industrial Organic Fraction of Municipal Solid Waste: A batch study. *Chemical Engineering Journal*, 270, 597–604. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2015.02.060>
- Fisgativa, H., Tremier, A., & Dabert, P. (2016). Characterizing the variability of food waste quality: A need for efficient valorisation through anaerobic digestion. *Waste Management*, 50, 264–274. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2016.01.041>
- Fisgativa, H., Tremier, A., le Roux, S., Bureau, C., & Dabert, P. (2017). Understanding the anaerobic biodegradability of food waste: Relationship between the typological, biochemical and microbial characteristics. *Journal of Environmental Management*, 188, 95–107. <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2016.11.058>
- Ghavinati, H., & Tabatabaei, M. (2018). Biogas: Fundamentals, Process, and Operation. In *Springer*. Springer. <https://doi.org/10.1007/978-3-319-77335-3>
- GIZ México, SEMARNAT, & SENER. (2018). *Proyectos de Aprovechamiento Energético a partir de Residuos Urbanos en México*. Programa Aprovechamiento Energético de Residuos Urbanos en México.
- Gogate, P. R., Beenackers, A. A. C. M., & Pandit, A. B. (2000). Multiple-impeller systems with a special emphasis on bioreactors: A critical review. *Biochemical Engineering Journal*, 6(2), 109–144. [https://doi.org/10.1016/S1369-703X\(00\)00081-4](https://doi.org/10.1016/S1369-703X(00)00081-4)
- Gutierrez, J. P. (2018). *Situación actual y escenarios para el desarrollo del biogás en México hacia 2024 y 2030*. Red mexicana de bioenergía A.C., Red temática de bioenergía de CONACYT.
- Hall, S. M. (2018). *Rules of Thumb for Chemical Engineers* (Sixth). Elsevier Inc. <https://doi.org/10.1016/b978-0-12-811037-9.10000-1>

- Han, G., Shin, S. G., Lee, J., Shin, J., & Hwang, S. (2017). A comparative study on the process efficiencies and microbial community structures of six full-scale wet and semi-dry anaerobic digesters treating food wastes. *Bioresource Technology*, 245, 869–875. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2017.08.167>
- Harmsen, J. (2019). *Industrial Process Scale-up. A Practical Innovation Guide from Idea to Commercial Implementation* (Second). Elsevier B.V.
- Harun, N., Othman, N. A., Zaki, N. A., Mat Rasul, N. A., Samah, R. A., & Hashim, H. (2019). Simulation of Anaerobic Digestion for Biogas Production from Food Waste Using SuperPro Designer. *Materials Today: Proceedings*, 19, 1315–1320.
- Hitachi Zosen Inova. (2019). *Plantas Kompogas®*. http://www.hz-inova.com/cms/en/home?page_id=1870&lang=es
- Hreiz, R., Adouani, N., Jannot, Y., & Pons, M. N. (2017). Modeling and simulation of heat transfer phenomena in a semi-buried anaerobic digester. *Chemical Engineering Research and Design*, 119, 101–116. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2017.01.007>
- IEA. (2020). *Outlook for biogas and biomethane. Prospects for organic growth*.
- IMTA, SEMARNAT, & SENER. (2016). *Revisión y actualización del potencial de biomasa para generación de energía eléctrica a partir de plantas de tratamiento de aguas residuales presentado en el Inventario Nacional de Energías Renovables (INERE)*.
- Intelligen Inc. (2020). *SuperPro Designer® User guide*.
- Jones, J., Asher, W., Bomben, J., Bomberger, D., Marynowsky, C., & Murray, R. (1993). Tips for justifying pilot plants. *Chemical Engineering*, 100(4), 136–143.
- Jung, H., Lee, Y. J., & Yoon, W. B. (2018). Effect of moisture content on the grinding process and powder properties in food: A review. *Processes*, 6(6), 6–10. <https://doi.org/10.3390/pr6060069>
- Karthikeyan, O. P., & Visvanathan, C. (2013). Bio-energy recovery from high-solid organic substrates by dry anaerobic bio-conversion processes: a review. *Reviews in Environmental Science and Biotechnology*, 12(3), 257–284. <https://doi.org/10.1007/s11157-012-9304-9>

- Komemoto, K., Lim, Y. G., Nagao, N., Onoue, Y., Niwa, C., & Toda, T. (2009). Effect of temperature on VFA ' s and biogas production in anaerobic solubilization of food waste. *Waste Management*, 29(12), 2950–2955.
- Kossen, N. W. F. (1994). Scale-up. In *Advances in Bioprocess Engineering* (pp. 53–65). Kluwer Academic.
- Kratky, L., & Jirout, T. (2011). Biomass Size Reduction Machines for Enhancing Biogas Production. *Chemical Engineering and Technology*, 34(3), 391–399. <https://doi.org/10.1002/ceat.201000357>
- Kumar, A., & Samadder, S. R. (2017). A review on technological options of waste to energy for effective management of municipal solid waste. *Waste Management*, 69, 407–422. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2017.08.046>
- Kumar, A., & Samadder, S. R. (2020). Performance evaluation of anaerobic digestion technology for energy recovery from organic fraction of municipal solid waste: A review. *Energy*, 197, 117253. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2020.117253>
- López Hernández, J. E., Ramírez Higuera, B. L., Gomes Cabral, C. B., & Morgan Sagastume, J. M. (2017). *Guía técnica para el manejo y aprovechamiento de biogás en plantas de tratamiento de aguas residuales*. GIZ México, SENER, SEMARNAT, CONAGUA, ANEAS.
- Luning, L., Water, G., & Engineers, C. (2003). Comparison of dry and wet digestion for solid waste. *Water Science & Technology*, 48(4), 15–20.
- Mata-Alvarez, J. (2003). *Biomethanization of the organic fraction of municipal solid wastes*. IWA Publishing.
- Mediavilla Merchán, V. (2018). *Waste-to-Energy in Mexico Technical potential for biogas production anaerobic digestion of municipal solid waste*. Universiteit Utrecht.
- Mel, M., Syamin, A., Yong, H., & Izan, S. (2015). Simulation Study for Economic Analysis of Biogas Production from Agricultural Biomass. *Energy Procedia*, 65, 204–214.
- Nguyen, H. H. (2014). *Modelling of food waste digestion using ADM1 integrated with Aspen Plus*.

- Octavianthy, D., & Purwanto, W. W. (2018). Designing Smart Energy System for Smart City through Municipal Solid Waste to Electricity: Techno-Economic Analysis. *E3S Web of Conferences*, 67, 1–6.
- OVADE. (2019). *Du cycle de valorisation*. <http://ovade.fr/le-cycle-de-valorisation/>
- Panigrahi, S., & Dubey, B. K. (2019). A critical review on operating parameters and strategies to improve the biogas yield from anaerobic digestion of organic fraction of municipal solid waste. *Renewable Energy*, 143, 779–797.
- Patricio-Fabián, H. (2019). *Evaluación técnico-económica a nivel de planta piloto de un sistema de digestión anaerobia húmeda para el procesamiento de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos*.
- Paul, E. L., Atiemo-obeng, V. A., & Kresta, S. M. (2003). *Handbook of Industrial Mixing: Science and Practice*. John Wiley & Sons Inc.
- Peña-Vargas, M. Y. (2019). *Influencia del tipo de inóculo y de la adición de residuos cárnicos y lácteos en el proceso de digestión anaerobia de la fracción orgánica de residuos sólidos urbanos*.
- Radetic, B. (2018). Anaerobic Digestion, Important Aspects Regarding Digester Design and Sludge Mixing Systems. In *Handbook of Water and Used Water Purification* (pp. 1–13). https://doi.org/10.1007/978-3-319-66382-1_43-1
- Rangel-Lara, D. (2019). *Producción de biogás mediante un proceso de digestión anaerobia seca a partir de tres diferentes tipos de sustratos orgánicos*.
- Records, A., & Sutherland, K. (2001). *Decanter Centrifuge Handbook* (First). Elsevier Advanced Technology.
- Reinhold, G., & Märkl, H. (1997). Model-based scale-up and performance of the biogas tower reactor for anaerobic waste-water treatment. *Water Research*, 31(8), 2057–2065. [https://doi.org/10.1016/S0043-1354\(97\)00028-6](https://doi.org/10.1016/S0043-1354(97)00028-6)
- Ren, Y., Yu, M., Wu, C., Wang, Q., Gao, M., Huang, Q., & Liu, Y. (2018). A comprehensive review on food waste anaerobic digestion: Research updates and tendencies. *Bioresource Technology*, 247(September 2017), 1069–1076. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2017.09.109>
- REN21. (2020). *Renewables Global Status Report 2020*.

- Ruffino, B., Fiore, S., Roati, C., Campo, G., Novarino, D., & Zanetti, M. (2015). Scale effect of anaerobic digestion tests in fed-batch and semi-continuous mode for the technical and economic feasibility of a full scale digester. *Bioresource Technology*, 182, 302–313. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2015.02.021>
- Scano, E. A., Asquer, C., Pistis, A., Ortu, L., Demontis, V., & Cocco, D. (2014). Biogas from anaerobic digestion of fruit and vegetable wastes: Experimental results on pilot-scale and preliminary performance evaluation of a full-scale power plant. *Energy Conversion and Management*, 77, 22–30. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2013.09.004>
- Schnürer, A., & Jarvis, A. (2010). *Microbiological Handbook for Biogas Plants*. Svenskt Gastekniskt Centre AB.
- Schwarz, A., Yahyavi, B., Mosche, M., Burkhardt, C., Jordening, H. J., Buchholz, K., & Reuss, M. (1996). Mathematical modelling for supporting scale-up of an anaerobic wastewater treatment in a fluidized bed reactor. *Water Science and Technology*, 34, 501–508. [https://doi.org/10.1016/0273-1223\(96\)00685-3](https://doi.org/10.1016/0273-1223(96)00685-3)
- SEMARNAT. (2016). *Informe de la Situación del Medio Ambiente en México. Compendio de Estadísticas Ambientales. Indicadores Clave, de Desempeño Ambiental y de Crecimiento Verde. Edición 2015*.
- SEMARNAT. (2020a). *Balance nacional de energía, Energía primaria*. http://dgeiawf.semarnat.gob.mx:8080/ibi_apps/WFServlet?IBIF_ex=D2_ENERGIA01_01&IBIC_user=dgeia_mce&IBIC_pass=dgeia_mce&NOMBREANIO=*
- SEMARNAT. (2020b). *Diagnóstico básico para la gestión integral de los residuos*.
- SENER. (2018a). *Prospectivas de Energías Renovables 2018-2032*.
- SENER. (2018b). *Reporte de avance de energías limpias primer semestre 2018*.
- SENER, IMP, & Clúster Biocombustibles Gaseosos. (2017). *Mapa de Ruta Tecnológica Biogás*.
- Singh, B., Szamosi, Z., & Siménfalvi, Z. (2019). State of the art on mixing in an anaerobic digester: A review. *Renewable Energy*, 141, 922–936. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2019.04.072>
- SNF Inc. (n.d.). *Technical data sheet FLOPAM™ EM 640 TC*.

- Tchobanoglous, G., Stensel, H., Tsuchihashi, R., Burto, F., Metcalf & Eddy Inc, & AECOM. (2014). *Wastewater Engineering Treatment and Resource Recovery* (Fifth). McGraw-Hill Education.
- Teleszewski, T. J., & Zukowski, M. (2018). Analysis of heat loss of a biogas anaerobic digester in weather conditions in Poland. *Journal of Ecological Engineering*, 19(4), 242–250. <https://doi.org/10.12911/22998993/89660>
- Towler, G., & Sinnott, R. (2012). *Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design* (Second). Elsevier Inc. <https://doi.org/10.1021/ie50502a032>
- Tyagi, V. K., Fdez-Güelfo, L. A., Zhou, Y., Álvarez-Gallego, C. J., Garcia, L. I. R., & Ng, W. J. (2018). Anaerobic co-digestion of organic fraction of municipal solid waste (OFMSW): Progress and challenges. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 93, 380–399. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2018.05.051>
- VALORSUL S.A. (n.d.). *Estação de Tratamento e Valorização Orgânica*. <http://www.valorsul.pt/pt/seccao/areas-de-negocio/valorizacao-organica/estacao-de-tratamento-e-valorizacao-organica>
- Weinrich, S., & Nelles, M. (2015). Critical comparison of different model structures for the applied simulation of the anaerobic digestion of agricultural energy crops. *Bioresource Technology*, 178, 306–312. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2014.10.138>
- Wellinger, A., Murphy, J., & Baxter, D. (2013). *The Biogas Handbook: Science, Production and Applications*. Woodhead Publishing.
- Wilken, D., Rauh, S., Bontempo, G., Hofmann, F., Strippel, F., Kramer, A., Ricci-Jürgensen, M., & Fürst, M. (2019). *Biowaste to Biogas*. Fachverband Biogas e.V., Deutsche Gesellschaft für Internationale Zusammenarbeit (GIZ) GmbH, International Solid Waste Association (ISWA), Indian Biogas Association (IBA).
- Xu, F., Li, Y., Ge, X., Yang, L., & Li, Y. (2018). Anaerobic digestion of food waste – Challenges and opportunities. *Bioresource Technology*, 247, 1047–1058. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2017.09.020>
- Xue, S., Song, J., Wang, X., Shang, Z., Sheng, C., Li, C., Zhu, Y., & Liu, J. (2020). A systematic comparison of biogas development and related policies between

- China and Europe and corresponding insights. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 117, 109474. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2019.109474>
- Yu, L., & Wensel, P. C. (2013). Mathematical Modeling in Anaerobic Digestion (AD). *Journal of Bioremediation & Biodegradation*. <https://doi.org/10.4172/2155-6199.s4-003>
- Zhang, C., Su, H., Baeyens, J., & Tan, T. (2014). Reviewing the anaerobic digestion of food waste for biogas production. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 38, 383–392. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.05.038>
- Zhang, L., Loh, K. C., & Zhang, J. (2019). Enhanced biogas production from anaerobic digestion of solid organic wastes: Current status and prospects. *Bioresource Technology Reports*, 5(July 2018), 280–296. <https://doi.org/10.1016/j.biteb.2018.07.005>
- Zhang, Y., & Angelidaki, I. (2015). Submersible microbial desalination cell for simultaneous ammonia recovery and electricity production from anaerobic reactors containing high levels of ammonia. *Bioresource Technology*, 177, 233–239. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2014.11.079>
- Zlokarnik, M. (2006). *Scale-Up in Chemical Engineering* (Second). Wiley-VCH.