



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

**BASES TÉCNICAS PARA EL DISEÑO DE UN PILOTO
DE DIGESTIÓN ANAEROBIA PARA EL
TRATAMIENTO DE RESIDUOS SÓLIDOS ORGÁNICOS
MUNICIPALES (RSOM)**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

INGENIERO QUÍMICO

PRESENTA:

JOSÉ IGNACIO BIELMA VELASCO





Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



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: Profesor: Reynaldo Sandoval González

VOCAL: Profesor: José Agustín Texta Mena

SECRETARIO: Profesor: Alfonso Durán Moreno

1er SUPLENTE: Profesor: Ezequiel Millán Velasco

2do SUPLENTE: Profesor: Leticia Valle Arizmendi

SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:

TORRE DE INGENIERÍA, 3ER PISO, ALA SUR

ASESOR DEL TEMA:

Dr. ALFONSO DURÁN MORENO

(Nombre y firma)

SUSTENTANTE:

JOSÉ IGNACIO BIELMA VELASCO

(Nombre y firma)

CONTENIDO

CONTENIDO	<i>i</i>
SIGLAS, ABREVIATURAS Y SÍMBOLOS	<i>v</i>
GLOSARIO	<i>viii</i>
RESUMEN	<i>ix</i>
1 INTRODUCCIÓN	2
1.1 Justificación	2
1.2 Objetivo general	3
1.3 Objetivos específicos	3
1.4 Alcances	4
2 PROCESO DE DIGESTIÓN ANAEROBIA DE RSOM	5
2.1 Fundamentos de Digestión Anaerobia	5
2.1.1 Hidrólisis	6
2.1.2 Acidogénesis	6
2.1.3 Acetogénesis.....	6
2.1.4 Metanogénesis	8
2.2 Factores que afectan la Digestión Anaerobia	9
2.2.1 Temperatura	9
2.2.2 pH y alcalinidad.....	10
2.2.3 Potencial REDOX.....	12
2.2.4 Nutrientes e inhibidores	12
2.2.5 Tipo de sustrato	14
2.2.6 Co-digestión.....	19
2.2.7 Inoculación	21
2.2.8 Presión parcial de hidrógeno	22
2.2.9 Superficie específica y tamaño de partícula	23
2.2.10 Agitación y mezclado	25
2.2.11 Tiempo de retención hidráulico (TRH)	26
2.2.12 Tiempo de retención de sólidos o celular (TRS).....	27

2.2.13	Carga orgánica (CO)	28
2.2.14	Potencial bioquímico de metano (PBM)	30
2.3	Clasificación de los biodigestores para tratamiento de residuos sólidos orgánicos	
	municipales	32
2.3.1	Húmedos de una etapa.....	32
2.3.2	Secos de una etapa	34
2.3.3	Sistemas multietapa	36
2.3.4	Sistemas continuos	38
2.3.5	Sistemas semi-continuos	41
2.3.6	Sistemas discontinuos	42
3	COMPONENTES DE LAS PLANTAS DE DIGESTIÓN ANAEROBIA	46
3.1	Recepción y pretratamiento.....	46
3.1.1	Remoción de impurezas	47
3.1.2	Reducción del tamaño de partícula	48
3.1.3	Higienización.....	48
3.2	Bombeo y transporte.....	48
3.3	Biorreactor	50
3.4	Sistema de calentamiento.....	51
3.5	Sistema de agitación.....	52
3.6	Monitoreo y control	53
3.7	Biogás: características y tratamientos principales.	55
3.7.1	Características energéticas del biogás en una planta de Digestión Anaerobia.	55
3.7.2	Tratamiento del biogás.....	57
3.8	Residuos, uso y disposición	61
4	BASES DE DISEÑO.....	63
4.1	Sitio	63
4.2	Características de las materias primas en el límite de batería.....	64
4.3	Características de la operación.....	65
4.3.1	Sólidos totales	65

4.3.2	Tipo de biodiestor	66
4.3.3	Carga orgánica	66
4.4	Servicios auxiliares	66
4.5	Otras condiciones de operación	67
4.6	Normatividad aplicable.....	68
4.6.1	Límites máximos permisibles de residuos	68
4.6.2	Tuberías	69
4.6.3	Instalaciones eléctricas.....	69
4.7	Criterios y estándares de diseño.....	69
4.7.1	Criterios de seguridad e Instrumentación	69
4.7.2	Criterios de flujo en tuberías	70
4.7.3	Criterios para la selección de válvulas	71
5	METODOLOGÍA	72
5.1	Desarrollo de la propuesta conceptual	72
5.1.1	Balance de materia	72
5.1.2	Balance de materia en Filtro Prensa.....	76
5.1.3	Dimensionamiento del biodigestor	76
5.1.4	Balance de energía	77
6	RESULTADOS Y DISCUSIÓN	85
6.1	Potencial Bioquímico de Metano	85
6.2	Balances de materia y diagrama de bloques	87
6.3	Diagrama de Flujo de Proceso	91
6.4	Descripción del Proceso	94
6.4.1	Arranque.....	94
6.4.2	Operación	95
6.5	Lista de Equipos.....	99
6.5.1	Tanques de almacenamiento y tanque de mezclado	99
6.5.2	TR-101 A/B Digestor anaerobio	99
6.5.3	FP-101 Filtro Prensa.....	101
6.5.4	TRI-101 Triturador de RSOM	102

6.5.5	Agitadores EA-101 y EA-102 A/B	102
6.5.6	Bombas BA-101, BA-102, BP-101, BP-102, BP-103 A/B y BP-104	103
6.5.7	Serpentín de calentamiento CH-101 A/B	105
6.6	Filosofía de Operación	108
6.7	Diagrama de Tuberías e Instrumentación	111
6.8	Plano de Localización General	112
7	CONCLUSIONES.....	115
8	REFERENCIAS	117

Siglas, abreviaturas y símbolos

CO	Carga orgánica, generalmente expresada en kgSV/(m ³ *d) o en kgDQO/(m ³ *d)
Cp	Capacidad calorífica a presión constante
C_{ST}	Concentración de sólidos totales kg ST/kg total
C_{SV}	Concentración de sólidos volátiles kg SV/kg total
CSTR	<i>Continuous Stirred Tank Reactor</i> (Reactor continuo de tanque agitado)
D_a	Diámetro del impulsor del agitador
D_T	Diámetros de los tanques cilíndricos y biodigestores
d_i	diámetro interno de tubos
d_o	diámetro externo de tubos
DA	Digestión anaerobia
DFP	Diagrama de flujo de procesos
DQO	Demanda química de oxígeno
DTI	Diagrama de Tubería e Instrumentación
dv/dz	gradiente de velocidad
FORSU	Fracción orgánica de residuos sólidos urbanos
H	Altura total del tanque
H_{MAX}	Altura máxima de operación del tanque
H_{MIN}	Altura mínima de operación del tanque
H_{NOR}	Altura normal de operación del tanque
h_{io}	Coefficiente convectivo de transferencia de calor interno referido al área externa

h_o	Coeficiente convectivo de transferencia de calor externo
k_m	conductividad térmica
LMTD	<i>Log mean temperature difference</i> (Diferencia media logarítmica de temperaturas)
N	Velocidad del agitador (revoluciones/segundo)
$n \& m$	Parámetros de la ley de potencias $\eta = m(dv/dz)^{n-1}$
NTK	Nitrógeno total Kjeldahl
Nu	Número de Nusselt
P	Potencia
PBM_{ThAtC}	Potencial bioquímico de metano teórico calculado a partir de la composición química elemental
PBM_{ThOFC}	Potencial bioquímico de metano teórico calculado a partir de la composición orgánica (% carbohidratos, % proteínas y % lípidos)
PBM_{ThDQO}	Potencial bioquímico de metano teórico calculado a partir de la DQO
PFR	<i>Plug Flow Reactor</i> (Reactor de flujo pistón)
PLG	Plano de Localización General
Pr	Número de Prantl
Re	Número de Reynolds
RSM	Residuos sólidos municipales (inorgánicos y orgánicos)
RSOM	Residuos sólidos orgánicos municipales, conocido también como FORSU.
SF	Sólidos fijos
ST	Sólidos totales
SV	Sólidos volátiles

TR	Tiempo de residencia
TRH	Tiempo de retención hidráulica
TRS	Tiempo de retención de sólidos
U	Coeficiente global de transferencia de calor
$UASB$	<i>Upflow Anaerobic Sludge Blanket</i> (Reactor de cama de lodos anaerobios de flujo ascendente).
V_l	Volumen líquido del biodigestor
V_t	Volumen total del biodigestor
v	Velocidad
VHP	Potencia flujo viscoso
w_i	flujo másico del componente i
WHP	Potencia hidráulica de la bomba
X_w	espesor de tubo
η	Viscosidad aparente de un fluido no-newtoniano
μ	Viscosidad de un fluido newtoniano
ρ	Densidad
τ	Esfuerzo cortante

Glosario

Acetogénesis: Es el proceso por el cual las bacterias anaerobias producen acetato a partir de los ácidos grasos generados en la acidogénesis. Análogamente se produce hidrógeno y dióxido de carbono.

Acidogénesis: En esta segunda etapa de la digestión anaerobia los monómeros generados en la hidrólisis son descompuestos por las bacterias acidogénicas para producir ácidos grasos.

Biodigestor o biorreactor: Es la unidad del proceso donde se desarrolla, de manera controlada, la degradación anaerobia de la materia orgánica.

Biogás: Es el producto de principal interés en la digestión anaerobia, está constituido básicamente por metano (50-70 %), bióxido de carbono (30-50%) y trazas de otros gases.

Carga orgánica: Es la cantidad de materia orgánica introducida diariamente en el biorreactor por unidad de volumen.

Composta: Es el producto orgánico estable que se obtiene como producto de la acción microbiana sobre los residuos orgánicos y que contiene nutrientes de fácil asimilación para las plantas. En la digestión anaerobia el digestato que se produce debe pasar por la descomposición aerobia para ser considerado composta.

Digestión anaerobia: Es el proceso mediante el cual la materia orgánica se degrada, mediante la acción de microorganismos, en ausencia de oxígeno, obteniéndose como producto final biogás y digestato.

Digestato: Es el residuo producido durante la digestión anaerobia el cual puede contener materia orgánica aún sin degradar.

Hidrólisis: Es el primer paso de la digestión anaerobia, en esta etapa las macromoléculas orgánicas, tales como proteínas, grasas y carbohidratos, se rompen para dar lugar a sus unidades más pequeñas como son aminoácidos, ácidos grasos y azúcares simples.

Higienización: es un pretratamiento que se realiza a los residuos orgánicos que contengan microorganismos que puedan ser nocivos para la salud. La higienización puede ser térmica o química y se realiza, en su mayoría, por restricciones legales de tipo sanitarias.

Inoculación: Es el proceso que consiste en poner en contacto una fuente con alto contenido de microorganismos anaerobios con la materia orgánica que no contiene este tipo de microorganismos para acelerar la degradación de ésta.

Metanogénesis: En esta última etapa del proceso de digestión anaerobia las bacterias metanogénicas producen principalmente metano entre otros gases.

Potencial bioquímico de metano: es un procedimiento desarrollado para determinar la producción de metano de un sustrato orgánico dado durante su descomposición anaeróbica.

Residuos sólidos orgánicos municipales (RSOM): Son los residuos orgánicos que se generan en las casas habitación como resultado de la eliminación de materiales que se utilizan en las actividades domésticas o provenientes de cualquier otra actividad que se desarrolle dentro de la vía pública con características domiciliarias. Este término se ha dejado de acuñar y actualmente se usa el término Fracción Orgánica de Residuos Sólidos Urbanos (FORSU).

Sólidos fijos: Son el residuo de los sólidos totales, disueltos o suspendidos, después de llevar una muestra a sequedad durante un tiempo determinado a 550°C.

Sólidos totales: Suma de los sólidos suspendidos totales, sales disueltas y materia orgánica.

Sólidos volátiles: Cantidad de materia orgánica (incluido aquellos inorgánicos) capaz de volatilizarse por el efecto de la calcinación a $550\text{ }^{\circ}\text{C} \pm 50\text{ }^{\circ}\text{C}$ en un tiempo de 15 a 20 minutos.

Tiempo de retención: Es el promedio de tiempo en que la materia orgánica permanece en el biorreactor. A mayor tiempo de retención se necesita un reactor de mayor volumen.

RESUMEN

El presente trabajo se elaboró en el marco del proyecto 174710 “*Generación de un Sistema Piloto de tratamiento de Residuos Sólidos Orgánicos Municipales (RSOM)*” en el cual se realizaron, en su primera etapa, la investigación y el estado de arte de las tecnologías de digestión anaerobia para el tratamiento de los RSOM, la caracterización de residuos entre otras actividades esenciales para el adecuado diseño de la planta. Para la elaboración de este documento se tomaron algunos datos generados en el laboratorio 301 en el conjunto E de la facultad de Química, UNAM, también se contó con el apoyo de la empresa IBETECH para algunos criterios y datos de diseño.

Se hizo una propuesta técnica básica de la operación de la planta piloto la cual tratará una tonelada diaria de RSOM en un reactor anaerobio semi-continuo, se realizó un balance de materia y energía sobre un Diagrama de bloques y un Diagrama de flujo de proceso propuesto con base en el desarrollo de plantas en operación de digestión anaerobia; para el cual se estimó que el rendimiento de biogás sea de 130 m³/día con una composición promedio de 52.4 % de CH₄. La descomposición de la materia orgánica se llevará a cabo en dos reactores biológicos llamados biodigestores o biorreactores en los cuales parámetros como la temperatura, la agitación y el pH deben ser controlados para asegurar el rendimiento esperado.

La capacidad energética del metano producido es de 800 kWh/día; tomando en cuenta la eficiencia del generador y gastos energéticos de la planta, esta baja hasta 170 kWh/día lo cual es un valor que se encuentra dentro del intervalo de energía que se produce actualmente en algunas plantas.

1 INTRODUCCIÓN

Las cifras sobre la generación de residuos sólidos urbanos (RSU) a nivel nacional que se han reportado en los últimos años presentan limitaciones importantes, básicamente porque no se trata de mediciones directas, sino de estimaciones. Son calculadas por la Secretaría de Desarrollo Social (Sedesol) conforme a lo establecido en la norma NMX-AA-61-1985 sobre la determinación de la generación de residuos sólidos. Según dicha dependencia, en 2011 se generaron alrededor de 41 millones de toneladas, lo que equivale a más de 112 mil toneladas de RSU diariamente.

La generación de RSU se ha incrementado notablemente en los últimos años; tan sólo entre 2003 y 2011 creció 25%, como resultado principalmente del crecimiento urbano, el desarrollo industrial, las modificaciones tecnológicas, el gasto de la población y el cambio en los patrones de consumo.

La descomposición de RSOM también conocida como fracción orgánica de residuos sólidos urbanos (FORSU) libera gases que pueden ser nocivos para la salud si no se tiene control de ellos, además estos gases contribuyen al calentamiento global. Actualmente sólo una fracción muy baja de estos residuos recibe tratamiento adecuado y generalmente es para producir compostas por lo que no se tiene un aprovechamiento energético de estos residuos.

1.1 JUSTIFICACIÓN

La digestión anaerobia de los Residuos Sólidos Orgánicos Municipales (RSOM), posee múltiples ventajas sobre otros tratamientos que usualmente se le da a la materia orgánica, como puede ser el compostaje.

Primero, el proceso de digestión anaerobia da como resultado la producción de biogás el cual es usado como combustible y que puede ser aprovechado para generación de energía eléctrica y térmica. De esta forma se evita la emisión de metano a la atmósfera, este gas tiene un efecto de gas de invernadero 21 veces

mayor que el CO₂. También se logra la disminución de olores disminuyendo la concentración de ácidos grasos volátiles, se disminuyen la DBO y la DQO del sustrato y disminuye la cantidad de materia orgánica.

A diferencia de un sitio de disposición final como lo es el relleno sanitario, el biogás generado contiene un mayor porcentaje de metano y por tanto mayor poder calorífico, obteniéndose en un lapso más corto de tiempo.

Con el presente trabajo se busca realizar un diseño conceptual de una planta piloto para procesar una tonelada diaria de RSOM mediante la tecnología de digestión anaerobia, de esta manera se evaluarán durante el funcionamiento de la planta las condiciones de operación que permitan el adecuado tratamiento de los RSOM producidos en el valle de México

Para ello, se realizarán documentos básicos de ingeniería para el diseño de esta planta tales como bases de diseño, descripción del proceso, el diagrama de flujo de proceso (DFP), el diagrama de tubería e instrumentación (DTI) y el plano de localización general (PLG) con base en procesos desarrollados de plantas en operación.

1.2 OBJETIVO GENERAL

Elaborar las bases técnicas para el diseño de una planta piloto de digestión anaerobia para el tratamiento de RSOM.

1.3 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Definir los criterios para el diseño de una planta piloto de digestión anaerobia para tratar 1 tonelada de RSOM, a partir de información general del proceso, criterios de seguridad y estándares establecidos alrededor del mundo.

- Establecer un diseño conceptual del tratamiento por digestión anaerobia de RSOM, incluyendo cálculos y documentos de Ingeniería.
- Elaborar un balance de materia y energía del proceso de digestión anaerobia de la planta piloto.

1.4 ALCANCES

- Realizar un balance de materia y energía que permita calcular los equipos principales del proceso.
- Realizar la descripción del proceso con las características de las corrientes y de los equipos que conformarán la planta.
- Desarrollar el diagrama de flujo de procesos y un diagrama de tubería e instrumentación.
- Realizar un plot plan a partir de las dimensiones de equipos y de criterios de seguridad.

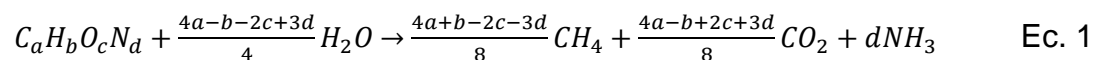
2 PROCESO DE DIGESTIÓN ANAEROBIA DE RSOM

La digestión anaerobia es un proceso de degradación donde la materia orgánica compleja, como carbohidratos, proteínas, grasas, entre otros; es transformada en constituyentes simples mediante una serie de interacciones metabólicas de un amplio rango de microorganismos que catalizan el proceso en ausencia de oxígeno (Juanga, 2005; Campuzano 2011). Mediante esta descomposición, que se lleva a cabo en cuatro etapas, se produce biogás que puede ser usado como combustible (Campuzano, 2011), y luego puede usarse para generar electricidad. Este gas es una mezcla de CH₄ y CO₂ principalmente, pero con pequeñas proporciones de H₂, H₂S, NH₃ y otros gases. Típicamente entre 40% y 60% de la materia orgánica alimentada es convertida a Biogás (Juanga, 2005).

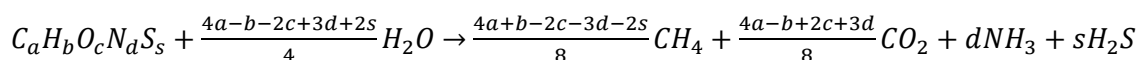
Los Residuos Sólidos Orgánicos Municipales (RSOM), también conocida como la Fracción Orgánica de los Residuos Sólidos Urbanos (FORSU), son sustratos muy complejos y por lo tanto requiere de una ruta metabólica más complicada para que sean degradados, lo que involucra toda una serie de reacciones bioquímicas para llegar a la conversión final, es decir, para la formación de biogás y digestato (Endar, 2009; Fernandez-Güelfo *et al.*, 2011).

2.1 FUNDAMENTOS DE DIGESTIÓN ANAEROBIA

La reacción global de la digestión anaerobia –tomando en cuenta únicamente el contenido de C, H, O y N de los desechos– es el siguiente (Tchobanoglous *et al.*, 1993):



En la digestión anaerobia de los RSOM también se produce H₂S debido al azufre que puede contener la materia orgánica, si se toma en cuenta el azufre que contienen los residuos orgánicos, la ecuación 1 queda (Deublein *et al.*, 2011):



Ec. 2

2.1.1 *Hidrólisis*

La hidrólisis es el primer paso de la digestión anaerobia, en esta etapa las macromoléculas orgánicas, tales como proteínas, grasas y carbohidratos, se rompen para dar lugar a sus unidades más pequeñas (aminoácidos, ácidos grasos y azúcares) (Leary, 2008).

La hidrólisis de las moléculas complejas es llevada a cabo por la acción de enzimas extracelulares que son producidas por los microorganismos hidrolíticos para que la materia orgánica se solubilice y pueda pasar las paredes celulares de los microorganismos. Esta etapa puede ser el proceso limitante de la velocidad global del proceso, sobre todo cuando se tratan de residuos con alto contenido de sólidos (Martí, 2002).

2.1.2 *Acidogénesis*

Los compuestos orgánicos solubles que se forman en la hidrólisis atraviesan las paredes celulares de los mismos microorganismos en una segunda etapa (Campuzano, 2011) y son transformados en CO₂ y en varias cadenas orgánicas pequeñas de ácidos grasos volátiles (Burke, 2001; de Mes *et al.*, 2003; Leary, 2008). En esta etapa también se logra producir aldehídos, alcoholes, hidrógeno y agua (ISAT/GTZ, 1999 Vol I; Campuzano, 2011).

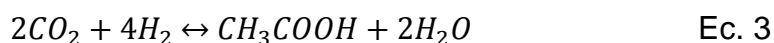
2.1.3 *Acetogénesis*

Los compuestos orgánicos que se formaron en la etapa previa que no son ácido acético se transforman químicamente en este ácido, también se produce más CO₂ y H₂ por medio de bacterias acetogénicas (de Mes *et al.*, 2003; Campuzano, 2011).

Estas bacterias pueden crecer bajo condiciones ácidas. Para producir ácido acético necesitan oxígeno y carbono. Para ello ocupan el oxígeno disuelto en la solución. Por este medio las bacterias acetogénicas propician una condición anaerobia para los microorganismos productores de metano (ISAT/GTZ, 1999 Vol I).

Las reacciones acetogénicas son no espontáneas, ya que la diferencia entre las energías libre de Gibbs son, en su mayoría, positivas. Por ejemplo para la degradación del ácido propiónico el $\Delta G'_f$ es de 76.11 kJ/mol y para la degradación del etanol el $\Delta G'_f$ es 9.6 kJ/mol, éstas y otras reacciones presentes en la fase acetogénica se muestran en la Tabla 1.

Los microorganismos homoacetogénicos constantemente reducen espontáneamente H_2 y CO_2 a ácido acético (Deublein et. al., 2008):



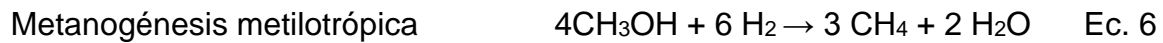
Para hacer posible la reacción a la inversa es necesario tener una presión parcial de H_2 muy baja.

Tabla 1. Reacciones acetogénicas (Mata-Álvarez, 2003; Deublein et al., 2008).

Sustrato	Reacción:
Ácido propiónico	$CH_3(CH_2)COO^- + 3H_2O \rightarrow CH_3COO^- + HCO_3^- + 3H_2 + H^+$
Ácido butírico	$CH_3(CH_2)_2COO^- + 2H_2O \rightarrow 2CH_3COO^- + 2H_2 + H^+$
Ácido valérico	$CH_3(CH_2)_3COOH + 2H_2O \rightarrow CH_3COO^- + CH_3CH_2COOH + H^+ + 2H_2$
Ácido isovalérico	$(CH_3)_2CHCH_2COO^- + HCO_3^- + H_2O \rightarrow 3CH_3COO^- + H_2 + H^+$
Ácido hexanoico	$CH_3(CH_2)_4COOH + 4H_2O \rightarrow 3CH_3COO^- + 5H_2 + H^+$
Dióxido de carbono e Hidrógeno	$2 CO_2 + 4H_2 \rightarrow 3CH_3COO^- + 2H_2O + H^+$
Glicerina	$C_3H_8O_3 + H_2O \rightarrow CH_3COOH + 3H_2 + CO_2$
Ácido Láctico	$CH_3CHOHCOO^- + 2H_2O \rightarrow CH_3COO^- + HCO_3^- + 2H_2 + H^+$
Etanol	$CH_3(CH_2)OH + H_2O \rightarrow CH_3COOH + 2H_2$

2.1.4 Metanogénesis

En esta etapa bacterias del reino Archea transforman el ácido acético y el hidrógeno en CO₂ y CH₄, siendo este último gas el predominante (Campuzano, 2011). En última etapa las reacciones principales que se llevan a cabo (Leary, 2008) son:



Sin embargo, al igual que la etapa anterior, esta fase está compuesta de una gran variedad de reacciones las cuales se muestran en la Tabla 2.

Tabla 2. Reacciones metanogénicas (Deublein *et al.*, 2008).

Tipo sustrato	de	Reacción	ΔG_f (kJ mol ⁻¹)
CO ₂		$4\text{H}_2 + \text{HCO}_3^- + \text{H}^+ \rightarrow \text{CH}_4 + 3\text{H}_2\text{O}$	-135.4
		$\text{CO}_2 + 4\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_4 + 2\text{H}_2\text{O}$	-131.0
		$4\text{HCOO}^- + \text{H}_2\text{O} + \text{H}^+ \rightarrow \text{CH}_4 + 3\text{HCO}_3^-$	-130.4
Acetato		$\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_4 + \text{HCO}_3^-$	-30.9
Metanol		$4\text{CH}_3\text{OH} \rightarrow 3\text{CH}_4 + \text{HCO}_3^- + \text{H}_2\text{O} + \text{H}^+$	-314.3
		$\text{CH}_3\text{OH} + \text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}$	-113.0
Ejemplo: Etanol		$2\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH} + \text{CO}_2 \rightarrow \text{CH}_4 + 2\text{CH}_3\text{COOH}$	-116.3

Para lograr las condiciones anaeróbicas que el proceso requiere se debe tener el biorreactor completamente sellado que permita al biogás ser colectado para un posterior uso y deben eliminarse las emisiones de metano a la atmósfera. En el proceso también se producen trazas de otros gases como NH₃ y H₂S los cuales dependen del contenido de nitrógeno y azufre en los RSOM de alimentación. Sin embargo, estos elementos son también nutrientes requeridos por las bacterias (Leary, 2008).

2.2 FACTORES QUE AFECTAN LA DIGESTIÓN ANAEROBIA

Durante el proceso, el metabolismo de las bacterias se ve afectado por muchos parámetros, para un óptimo desempeño del proceso estos parámetros deben ser controlados. Todos los parámetros que afectan la digestión anaerobia se enlistan en este capítulo.

2.2.1 Temperatura

El consorcio de bacterias que están presentes en la digestión anaerobia pueden trabajar bajo tres intervalos diferentes de temperatura, estos intervalos de temperatura reciben los siguientes nombres de operación:

- Psicofílicas (10-20 °C)
- Mesofílicas (20-40 °C)
- Termofílicas (50-60 °C)

El crecimiento bacteriano y por lo tanto la cinética de las reacciones es más lenta a bajas temperaturas por lo que la digestión psicofílica requiere un gran tiempo de retención y por lo tanto un biorreactor bastante voluminoso (de Mes *et al.*, 2003).

Por esto la mayoría de las plantas son mesofílicas y termofílicas. A pesar que el proceso termofílico es más rápido requiere más calor para mantener la temperatura y es más difícil de controlar que una mesofílica y el proceso mesofílico es menos susceptible a toxicidad por amoníaco cuando el sustrato contiene mucho nitrógeno (Campuzano, 2011). Los residuos generados en el digestor en una planta mesofílica son menos olorosas que las termofílicas; en biorreactores completamente mezclados los olores se reducen de manera significativa (Burke, 2001).

Dentro de los dos intervalos de temperatura de operación en procesos industriales la temperatura óptima para la operación mesofílica es de 37 °C y para el intervalo termofílico es de 55 °C. Además, para obtener los mejores resultados la temperatura no debe variar ± 0.5 °C, sin embargo el sistema puede operar sin

problemas con variaciones mayores de temperatura ($\pm 2-3$ °C) (Schnürer *et al.*, 2009).

El proceso termofílico ofrece otras ventajas, debido al aumento de la temperatura la viscosidad disminuye lo que facilita el mezclado. Además la solubilidad de los compuestos orgánicos aumenta y el sistema se vuelve más higiénico ya que las bacterias que son nocivas para la salud como la salmonella se destruyen, pero con disturbios de ± 1 °C el proceso se puede ver alterado afectando la producción (Schnürer *et al.*, 2009).

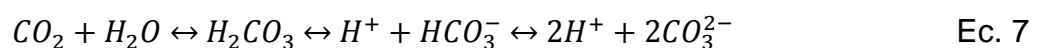
2.2.2 pH y alcalinidad

Las bacterias productoras de metano viven mejor en condiciones neutras hasta ligeramente alcalinas. Burke (2001) menciona un intervalo óptimo de pH de 6.8 hasta 8.5, mientras que de Mes *et al.* (2003) dicen que debe ir de 6.5 a 7.5.

Los niveles óptimos de actividad de los diferentes grupos bacterianos según Martí (2002) es de 7.2 a 7.4 para acidogénicos, 7.0 a 7.2 para acetogénicos y de 6.5 a 7.5 para metanogénicos. Al Seadi *et al.* (2008) mencionan que el intervalo óptimo para bacterias metanogénicas está entre 7.0 y 8.0, y que para bacterias acidogénicas este valor es inferior. Asimismo este autor menciona que si el pH disminuye de 6.0 o se eleva de 8.3 el proceso es inhibido.

Para tener un control del pH y evitar cambios es necesario tener suficiente alcalinidad, la cual funciona como buffer, el sistema $\text{CO}_2/\text{HCO}_3^-$ es el principal buffer que mantiene el pH, el valor de la alcalinidad de bicarbonato debe estar por encima de 2500 mg/L para tener una adecuada estabilidad del sistema (Martí, 2002; Gerardi, 2003). Por otro lado, Monson *et al.* (2007) mencionan que la concentración mínima de alcalinidad en el biodigestor debe ser de 500 mg/L.

El esquema general del buffer es:



Con un aumento en la concentración de H^+ , el CO_2 se disuelve en el sustrato como moléculas no cargadas, y con una disminución de H^+ en el sustrato, el CO_2 disuelto forma ácido carbónico que se ioniza y los iones hidrógeno son liberados.

Así mismo ocurre con el sistema NH_4^+/NH_3 , donde al disminuir el pH, los iones amonio se forman con la liberación de iones hidroxilo, mientras que si el pH aumenta se forman más moléculas de amoniaco (Gerardi, 2003; Deublein *et al.*, 2008; Schnürer *et al.*, 2009).



Existen factores que pueden alterar este balance, tales como una carga excesiva en el biorreactor, presencia de sustancias tóxicas, rápida acidificación de los residuos orgánicos o por un decremento en la temperatura. Como consecuencia se puede tener un aumento en la producción de H_2S , o de amoniaco que conllevaría a la inhibición de la reacción.

Algunas medidas para evitar la acidificación son:

- Detener el suministro del sustrato.
- Incrementar el tiempo de residencia.
- Remoción continua de ácidos.
- Adición de sustancias neutralizadoras como CaO , $Ca(OH)_2$, Na_2CO_3 , $NaHCO_3$, $KHCO_3$ o $NaOH$.
- Aumentar la capacidad buffer mediante la adición de co-sustratos seleccionados.
- Diluir en agua.
- Reiniciar el biorreactor.

Entre las medidas preventivas y correctivas enlistadas, la adición de sustancias para ajustar el pH y la alcalinidad es la más usada. El bicarbonato de sodio y el bicarbonato de potasio son los mejores para aumentar la alcalinidad, en el caso de querer aumentar el pH rápidamente se recomienda añadir carbonato de calcio (Gerardi, 2003). El mismo autor da intervalos marginales de alcalinidad en los

cuales funciona la digestión anaerobia y va desde 1000 hasta 5000 mg/L (alcalinidad como mg de CaCO₃) con un óptimo de 1500 a 3000 mg/L.

2.2.3 Potencial REDOX

El potencial redox es un valor relativo medido a partir del punto 0 arbitrario del valor del electrodo normal de hidrógeno. Cualquier sistema o ambiente que acepta electrones de un electrodo normal de hidrógeno, se define por tener el potencial redox positivo; cualquier ambiente que dona electrones se dice que tiene potencial redox negativo.

En el biorreactor se necesita un potencial REDOX bajo, para organismos metanogénicos el rango óptimo está entre -300 y -330 mV, este valor puede elevarse hasta 0 mV sin ningún problema. Para mantener un potencial REDOX bajo, no deben añadirse agentes oxidantes tales como oxígeno, sulfatos, nitritos y nitratos (Deublein *et al.*, 2008).

El potencial redox está fuertemente influido por la presencia o ausencia de oxígeno molecular, ya que en la ausencia de oxígeno, la fermentación se presenta y utiliza varias sustancias orgánicas como aceptores de electrones, algunos de los productos finales de estas reacciones son ácidos, alcoholes, H₂ y CO₂. La digestión anaerobia (DA) utiliza al comienzo del proceso compuestos inorgánicos como aceptores de electrones, algunos de estos son el sulfato (SO₄²⁻), los iones de hierro (Fe³⁺) y manganeso (Mn⁴⁺), el nitrato (NO₃⁻) y el bióxido de carbono (CO₂). Algunos microorganismos pueden utilizar un único tipo de aceptor, mientras que otros pueden utilizar diferentes tipos de aceptores. Ciertos aceptores son más convenientes que otros debido a que permiten la formación de mayor energía: O₂ > Mn⁴⁺ > NO₃⁻ > Fe³⁺ > SO₄²⁻ > CO₂, donde el O₂ proporciona la mayor energía, y el CO₂ la menor (Schnürer *et al.*, 2011).

2.2.4 Nutrientes e inhibidores

Los principales nutrientes necesarios son el carbono, nitrógeno y fósforo, pero también deben contener trazas de algunos minerales como S, K, Na, Ca, Mg y Fe

(Martí, 2002). Además de estos elementos, el molibdeno, tungsteno, selenio, bario, cobalto y níquel son nutrientes que las bacterias necesitan a bajas concentraciones (Gerardi, 2003). Cuando la concentración de estos elementos aumenta pueden volverse tóxicos para las bacterias. La Tabla 3 muestra la concentración óptima de algunos iones metálicos y la concentración en las que comienza a inhibir el proceso de digestión anaerobia.

Tabla 3. Concentraciones tóxicas de metales en solución en el biorreactor (Deublein *et al.*, 2008).

Substancia	Concentración óptima (mg/L)	Concentración en la que la inhibición comienza (mg/L)	
		Iones libres	Como carbonato
Na	100-200	5000-30000	-----
K	400	2500-5000	-----
Ca	200	2500-7000	-----
Mg	720	1000-2400	-----
Cr	0.005-50 ¹	28-300	530
Fe	1-10 ¹	-----	1750
Ni	0.005-0.5 ¹	10-300	-----
Cu	-----	5-300	170
Zn	-----	3-400	160
Cd	-----	70-600	180

¹Concentración mínima requerida.

2.2.4.1 Relación C/N/P

Por otro lado, en la literatura se muestran rangos óptimos de las relaciones entre Carbono y Nitrógeno (C:N), y Carbono y fósforo (C:P) los cuales en promedio son:

- C:N óptimo 20-25 (Burke 2001), 15-30 (Martí 2002) y 20-30 (Verma 2002).
- C:P óptimo menor a 187 (Burke 2001) y 75-113 (Martí 2002).

Substratos con un C:N bajo pueden incrementar la producción de amoniaco, mientras que una relación C:N alta puede provocar daños en el metabolismo microbiológico (Deublein *et al.*, 2008). Por otro lado, esta relación disminuye al final de la digestión, debido a que el gran parte del carbono contenido en la materia orgánica se transforma en biogás.

2.2.4.2 Amonio y amoniaco

El amoniaco es producido durante la descomposición de proteínas en la digestión anaerobia, éste se encuentra en equilibrio con el ion amonio. El efecto que tiene el amoniaco sobre el proceso de digestión anaerobia depende de su concentración, tal como se muestra en la Tabla 4.

Tabla 4. Efecto del nitrógeno amoniacal en el proceso de DA (McCarty, 1964).

NH ₃ -N (mg/L)	Efectos
50-100	Benéficos
200-1000	Sin efectos adversos
1500-3000	Efectos inhibitorios a pH altos
>3000	Tóxico

2.2.5 Tipo de sustrato

El tipo de sustrato que se use para la digestión anaerobia dará un resultado distinto ya sea en velocidad de la reacción, calidad del biogás y cantidad del mismo, e incluso pueden producirse sustancias intermedias tóxicas para las bacterias.

Por ejemplo, en la hidrólisis de aceites y grasas se producen ácidos grasos que pueden inhibir la digestión anaerobia, por otro lado, la descomposición de proteínas forma amoniaco y sulfuro de hidrógeno que puede inhibir la formación de metano.

Para sustratos ricos en proteínas no se recomienda su tratamiento en un proceso de dos o más etapas debido a que el pH óptimo es la misma para las etapas (Deublein *et al.*, 2008).

Durante el proceso de digestión anaerobia las proteínas se transforman a aminoácidos, luego los aminoácidos se degradan para dar paso a grupos aminos que existen como amoníaco (NH_3) o amonio (NH_4^+) los cuales se encuentran en equilibrio mutuo y si existen en exceso pueden llegar a inhibir la producción de metano.

2.2.5.2 *Sustratos ricos en carbohidratos*

La digestión anaerobia de los carbohidratos es muy variada, son digeridos a distintas velocidades dependiendo al tamaño de la cadena. Los azúcares simples se degradan fácil y rápidamente, esto puede parecer bueno, pero si hay demasiados azúcares simples en el sustrato a digerir, la concentración de ácidos grasos puede aumentar mucho e inhibir la producción de metano; esto ocurre porque la hidrólisis de estos azúcares es muy rápida, pero el crecimiento de las bacterias metanogénicas es más lento.

Por otro lado, los polisacáridos se degradan más lentamente que los azúcares simples. El polisacárido más común en los desechos de hogares es el almidón que se encuentra en la papa, arroz y pastas. Si la digestión anaerobia se lleva a cabo en exceso de este azúcar ocurrirá una acidificación en el proceso, tal como con los azúcares simples. Para evitar estos problemas se recomienda operar la hidrólisis y metanogénesis por separado o usar co-sustratos (véase 2.2.6) (Schnürer *et al.*, 2009).

La celulosa es el compuesto orgánico más común de la tierra, se encuentra como base estructural de las plantas, y es un polisacárido de cadena muy larga, por ello su degradación es tardada y difícil. Junto a la celulosa, la hemicelulosa y lignina son carbohidratos muy difíciles de degradar y que necesitan de un pretratamiento para su posterior digestión.

2.2.5.3 *Sustratos ricos en lípidos o grasas*

Los residuos de rastros, cocinas, industrias de productos lácteos y aceites, son ricos en grasas. Estos desechos pueden producir más biogás y con mayor contenido de metano que las proteínas; pero al degradarse se forman ácidos grasos que pueden ser inhibitorios para algunos organismos cuando se acumulan, principalmente los ácidos de cadena larga que son lentos de degradar. Deublein *et al.* (2008) recomiendan operar en el rango termofílico para la digestión de grasas.

2.2.5.4 *Composición del sustrato y producción de biogás*

Espinosa *et al.* (2007) hicieron un estudio en La Habana, Cuba para determinar la composición elemental de los residuos sólidos urbanos. El resultado de su estudio arrojó que la composición de la FORSU es la que se muestra en la Tabla 6.

Tabla 6. Composición elemental de la FORSU (Espinosa *et al.*, 2007)

C	H	O	N	S	Cenizas
(% p/p, base seca)					
45.72	6.04	41.55	1.11	0.25	5.33

Cada desecho tiene distintas características y composición, incluso un mismo tipo de residuo, esto se traduce en rendimientos de biogás diferentes. Algunos de estos rendimientos se muestran en la Tabla 7.

En la Tabla 7 se tienen rendimientos de biogás típicos y se recomiendan, en algunos casos, tiempos de residencia o pretratamientos. Estas recomendaciones pueden o no seguirse, el pretratamiento más recomendado en algunos casos es la higienización (véase 3.1.3).

Tabla 7. Rendimientos promedios de biogás para distintos tipos de sustratos
(Adaptado de Deublein *et al.*, 2008).

Substrato	Contenido de sólidos (%)	Rendimiento de biogás (m ³ /kg ST)	Observaciones y recomendaciones
Bagazo	40-50	0.6-0.7	No higienización
Manzanas podridas	22-45	0.56-0.68	No higienización
Frutas podridas	25-45	0.4-0.7	No higienización
Residuos de rastros	-----	0.3-0.7	Higienización, pre-tratamiento no complejo
Harina de carne y hueso	8-25	0.8-1.2	Higienización, pre-tratamiento sencillo
Residuos vegetales	5-20	0.4	TR= 8 a 20 días*** Deben triturarse.
Desechos de mercados	8-20	0.4-0.6	TR= 30 días. Pretratamiento complejo. El pH disminuye.
Cereales	85-90	0-4-0.9	Pretratamiento sencillo.
Basura orgánica de hogares	40-75	0.3-1.0	Higienización, pretratamiento complejo.
Sobras de comedores-cocinas	9-37	0.4-1.0	Higienización, pretratamiento complejo.
Grasa de cocinas	2-70	0.6-1.6	Higienización.

*No higienización: No necesitan de este pre-tratamiento.

**Higienización: Se recomienda realizarla.

***Tiempo de residencia

No todos los desechos son aceptables en el biodigestor, la mayoría de las veces los residuos deben recibir un tratamiento antes de entrar al biodigestor para una mayor eficiencia de éste. El pretratamiento que debe darse a la basura depende también si la digestión es seca o húmeda. Regularmente este pretratamiento consiste en quitarle a la basura desechos no deseados, regular el contenido de humedad agregándole agua y disminuir el tamaño de partícula (Monson *et al.*, 2007; Schnürer *et al.*, 2009).

Las variaciones del rendimiento de biogás se deben a las características del sustrato, temperatura de digestión y el pretratamiento usado. Los desechos alimenticios, por ejemplo, no siempre tienen la misma composición, ésta varía con el lugar y de la época del año en que es colectada (Schnürer *et al.*, 2009).

2.2.6 *Co-digestión*

Para la digestión anaerobia pueden usarse varios sustratos a la vez, con el fin de obtener los beneficios que brindan los distintos tipos de desechos y disminuir riesgos causados por inhibidores que puedan producirse debido a un tipo específico de sustrato. Al proceso de digestión anaerobia que combina varios tipos de sustratos se le conoce como “co-digestión” (Al Seadi *et al.*, 2008; Khalid *et al.*, 2011; Varnero, 2011).

La co-digestión es usada para mejorar el rendimiento de la digestión anaerobia debido a sus múltiples beneficios. Por ejemplo, la dilución de componentes tóxicos, incremento de la carga de materia orgánica biodegradable, mejor balance de nutrientes, efecto sinérgico de los microorganismos y mayor rendimiento de biogás. Además, se incrementan la velocidad de degradación y la estabilidad del sistema. El uso de co-sustratos con bajo contenido de nitrógeno y lípidos incrementa la producción de biogás ya que se reducen los problemas asociados a la acumulación de componentes volátiles intermedios y a altas concentraciones de amoníaco (Khalid *et al.*, 2011).

En la Tabla 8 se muestran algunos rendimientos típicos de biogás de distintos “co-sustratos”.

Tabla 8. Rapidez relativa de producción y rendimientos de biogás de la co-digestión de residuos sólidos orgánicos @ P=1 bar y T=0°C (Khalid *et al.*, 2011).

Sustrato	Co-sustrato	Tasa de producción de biogás (L/d)	Rendimiento de metano (L/kg SV)	Observaciones
Residuos de frutas y verduras	Agua residual de rastros	2.53	611	Se incrementa hasta en 51.5 % la producción de biogás con las aguas residuales.
RSM	Cenizas generadas en la combustión	6.50	222	Aumenta la rapidez de producción de biogás.
RSM	Grasas y aceites provenientes del tratamiento de aguas residuales	13.6	350	Incremento de 72% en la rapidez de producción y 46% en el rendimiento de metano.
Lodo de depuradora	RSM	3.00	532	Incrementa la producción de biogás en proporción al porcentaje de RSM.

2.2.7 Inoculación

El uso de una fuente con alto contenido de microorganismos anaerobios para el arranque de un sistema anaerobio se conoce como inoculación. La calidad y cantidad de inóculo es crítico para el rendimiento y la estabilidad del proceso de DA durante el arranque o reinicio de un digestor anaerobio.

Se ha demostrado que el “lodo granular”, subproducto que se obtiene de la DA en biorreactores UASB (del inglés *Upflow Anaerobic Sludge Blanket*) puede ser utilizado para incrementar la población metanogénica en el arranque de digestores ya que es una buena fuente de inoculación debido a su estabilidad, densidad microbiana, y disponibilidad (Wilkie, 2008). También puede utilizarse una mezcla de lodos con estiércol de cerdo (generalmente con relación de 1:1 en peso) e incluso solamente el estiércol para obtener una inoculación aceptable; destacando que debe ser estiércol de origen porcino y no bovino, pues se ha demostrado experimentalmente que este último no estabiliza el proceso de manera eficiente (Pérez *et al.*, 2007).

También resulta crucial la relación residuos/inóculo así como el conocimiento de la biodegradabilidad de los residuos sólidos. En un sistema termofílico seco de DA, la fuente de inoculación y el porcentaje de ST seleccionado, son los parámetros principales a analizar para que el digestor llegue a un balance en la población microbiana.

La inoculación sistemática, el porcentaje de inóculo respecto a la alimentación y la fuente de inoculación varían para cada proceso de DA, ya sea experimental o a gran escala. Por ejemplo, el porcentaje de inoculación respecto a la alimentación de residuos para el tratamiento de FORSU es aproximadamente de 30% en peso (Pérez *et al.*, 2007).

2.2.8 Presión parcial de hidrógeno

La primera etapa del proceso que se ve afectado por la presión parcial de H₂ es la acidogénesis ya que si ésta aumenta, disminuye la cantidad de compuestos orgánicos reducidos químicamente que se forman. Las bacterias de esta etapa producen hidrógeno y están en constante simbiosis con los organismos que forman metano (Deublein *et al.*, 2008).

El hidrógeno formado en la acidogénesis y acetogénesis puede evitar la oxidación de los ácidos generados en la acidogénesis; para disminuir la presión parcial de hidrógeno es necesaria la presencia de microorganismos consumidores de éste; las bacterias metanogénicas son quienes se encargan de consumirlo para producir metano. Cuando garantizamos una presión parcial baja de H₂ las reacciones en la acetogénesis se vuelven termodinámicamente posibles (Ostrem, 2004), pero una presión parcial de hidrógeno demasiado baja detendría la producción de metano. Por ejemplo, el valor de la energía libre de Gibbs de la degradación del ácido propiónico (propionato) a acetato es +76.1 kJ. Cuando el acetato y el hidrógeno se consumen por bacterias, la energía libre se vuelve negativa (Ostrem, 2004; Deublein *et al.*, 2008; Ender, 2009).

La presión parcial de H₂ máxima aceptable depende de las especies de bacterias y del sustrato; la presión parcial ideal de hidrógeno está en el rango de 10⁻³ a 10⁻⁵ atm como se aprecia en la Figura 1.

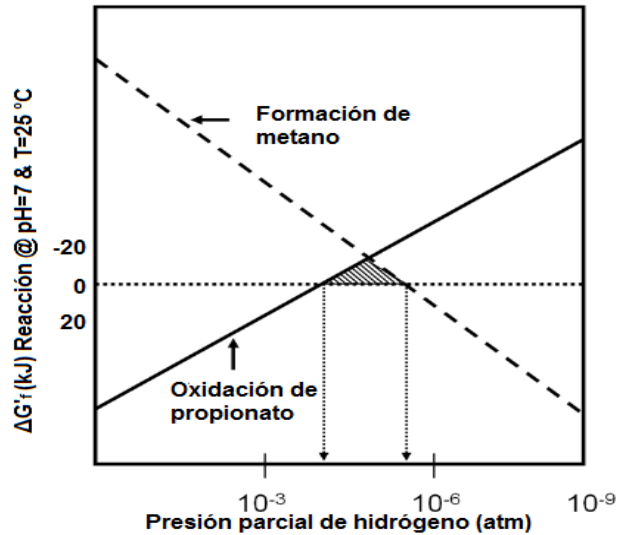


Figura 1. Influencia de la presión parcial de Hidrógeno (p_{H_2}) sobre la liberación de energía (ΔG_f) durante la acetogénesis y la formación de metano a partir de dióxido de carbono e hidrógeno (Adaptado de Deublein *et al.*, 2008; Schnürer *et al.*, 2009)

2.2.9 Superficie específica y tamaño de partícula

El soporte de una reacción bioquímica es la superficie, mientras más grande sea ésta, las bacterias tendrán mayor contacto con el sustrato facilitando su digestión. Para aumentar la superficie específica se debe disminuir el tamaño de partícula (Deublein *et. al.*, 2008).

La Figura 2 demuestra claramente que la digestión anaerobia se acelera en los primeros días como resultado de un tratamiento mecánico de trituración previo y el rendimiento de biogás, en todo el proceso, es mayor.

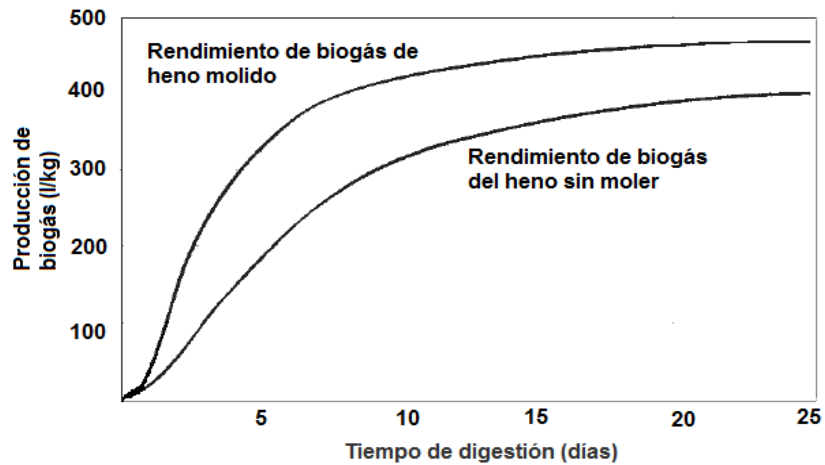


Figura 2. Producción de biogás a partir de heno molido y sin moler (Deublein *et al.*, 2008).

En la Figura 3 se aprecia que la trituración de carne, frutas y verduras no altera significativamente la producción de biogás. Sin embargo, cuando se trituran residuos con alto contenido de polímeros orgánicos estructurales (celulosa, lignina, etc.) la producción de biogás aumenta considerablemente (del 15 al 20%), esto sucede porque las bacterias tienen más superficie donde pueden actuar para degradar la materia orgánica compleja (Schnürer *et al.*, 2009).

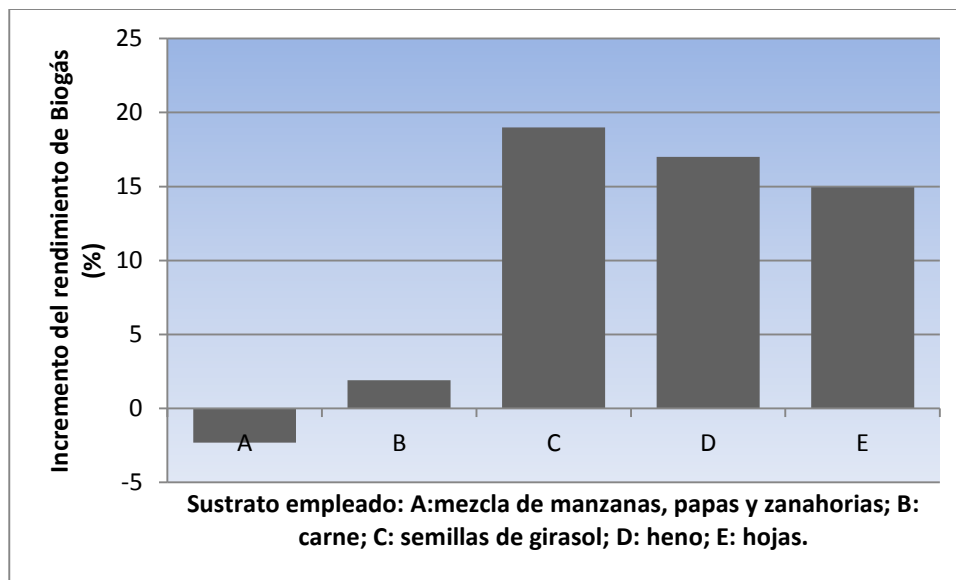


Figura 3. Aumento en la producción de biogás a través de la molienda (Schnürer *et al.*, 2009).

De acuerdo a la regulación estadounidense EC 208/2006 el máximo tamaño de partícula adecuado para la digestión es 12 mm y muchos estudios muestran que mientras más pequeño es el tamaño de partícula mayor será el rendimiento de metano (Al Seadi *et al.*, 2008; Schnürer *et al.*, 2009).

2.2.10 Agitación y mezclado

Una adecuada agitación en el biodigestor permite la distribución de bacterias, sustrato y nutrientes, así como una temperatura homogénea dentro del biorreactor. El mezclado minimiza el asentamiento de las fracciones pesadas y la formación de capas que disminuyen la eficiencia del proceso.

La agitación en el biorreactor debe llevarse a cabo siguiendo las siguientes recomendaciones (Deublein *et al.*, 2008; Schnürer *et al.*, 2009).

- El Sustrato fresco tiene que ser mezclado con sustrato degradado para inocular la materia fresca con bacterias activas.
- El biogás debe removerse efectivamente del biorreactor.
- La simbiosis de los microorganismos metanogénicos y acetogénicos no debe perturbarse.
- Los microorganismos son sensibles al estrés y pueden destruirse con agitaciones fuertes. Una agitación adecuada previene, además, la formación de espuma debido a la gasificación.
- Las capas flotantes y de fondos deben ser destruidos.
- Los gradientes de temperaturas se traducen en menor eficiencia de la reacción.

Una agitación muy lenta favorecerá gradientes de temperatura, conglomeración de sólidos y una baja transferencia del biogás en el lodo a la fase gaseosa; por otro lado, si la agitación es muy alta se alteran las relaciones microbianas.

Ghanimeh *et al.* (2012) encontraron que agitar los digestores continuamente a 100 rpm mejora la estabilidad durante el arranque del proceso y que únicamente aumenta el rendimiento de biogás a concentraciones de ST superiores al 10%; asimismo, Conklin *et al.* (2008) encontraron que la actividad bacteriana mejora a

velocidades de agitación por debajo de 200 rpm; y Gomez *et al.* (2006) encontraron que una lenta agitación (80 rpm) fue mejor que una agitación vigorosa y que sin agitación en la co-digestión de lodos y desechos alimenticios.

2.2.11 Tiempo de retención hidráulico (TRH)

Es una medida que describe el tiempo promedio que el sustrato reside en el biodigestor y es igual al volumen del biorreactor dividido entre el flujo diario de entrada, tal como se describe en la ecuación 13 (Burke, 2001).

$$TRH = \frac{V}{Q} \quad \text{Ec.13}$$

Donde:

V: Volumen del biodigestor, (m^3)

Q: Caudal de entrada en el biodigestor, (m^3/d).

Reduciendo el TRH se reduce también el tamaño del biodigestor, que resulta en una menor inversión. Por lo que existe un incentivo para diseñar sistemas de digestión completos con el menor tiempo de residencia posible. Un tiempo de retención más corto da lugar a una mayor rapidez de producción de biogás por unidad de volumen del biorreactor, pero se tendrá un menor rendimiento por unidad de masa del sustrato, es decir, se tiene menor degradación de la materia orgánica (como sólidos volátiles o DQO).

El TRH elegido para una biomasa específica depende de la degradabilidad de la materia orgánica, por lo que en caso de fácil degradación requiere menor TRH. El TRH típico va desde 10 a 25 días, pero puede ser mayor (Schnürer *et al.*, 2009).

Se requerirá un menor TRH cuando se opere a condiciones termofílicas y mucho mayor a condiciones psicofílicas. En la Tabla 9 de la sección 2.2.13 se muestran algunos rangos de TRH recomendados para tratar algunos tipos de desechos orgánicos a condiciones mesofílicas y termofílicas.

2.2.12 Tiempo de retención de sólidos o celular (TRS)

Este tiempo determina la relación entre la cantidad de materia orgánica o de sólidos volátiles que ingresan al biodigestor y la cantidad de éstas que salen. En biodigestores CSTR (*Continuous Stirred Tank Reactor*) y PFR (*Plug Flow Reactor*) tanto el TRH como el TRS son iguales (Varnero, 2011). Si existe recirculación de sólidos, el TRS y el TRH varían significativamente.

El tiempo de retención de sólidos es el factor más importante para controlar la conversión de sólidos a gas y para mantener la estabilidad de un sistema (Burke, 2001). El tiempo de retención de sólidos es la siguiente:

$$TRS = \frac{(V)(C_d)}{(Q_w)(C_w)} \quad \text{Ec. 14}$$

Donde:

V: Volumen del digestor (m^3)

C_d: Concentración de sólidos en el digestor ($kg\ ST/m^3$)

Q_w: Caudal de lodos de salida del biodigestor por día (m^3/d)

C_w: Concentración de los sólidos a la salida ($kg\ ST/m^3$)

Cuando el TRS es muy pequeño, la metanogénesis puede inhibirse. A una temperatura de 25 °C el valor de TRS debe ser al menos de 15 días para asegurar que las distintas etapas se lleven a cabo (de Mes *et al.*, 2003) y de al menos 10 días cuando se lleve a cabo a 35 °C (Rowse, 2011)

Si el tiempo de retención de sólidos es pequeño, el crecimiento y reemplazamiento de las bacterias es insuficiente, por lo que, en el biodigestor, existiría un lavado de bacterias por debajo del TRS crítico: cuando el crecimiento de bacterias en el proceso es igual que la pérdida de ellas debido al flujo (Burke, 2001; Rowse, 2011).

El TRS mínimo para evitar el lavado de bacterias es de 10 días, pero mientras más alto sea, mejor. Altos valores de TRS provén capacidad amortiguadora contra componentes tóxicos y altas cargas (Gerardi, 2003).

2.2.13 Carga orgánica (CO)

La CO está definida como la masa de Sólidos Volátiles (SV), Demanda Biológica de Oxígeno (DBO) o Demanda Química de Oxígeno (DQO) añadida cada día a una unidad de volumen del biodigestor (Rowse 2011).

$$CO = \frac{(Q)(C_{SV})}{V} = \frac{C_{SV}}{TRH} [=] \frac{kgSV}{m^3 \cdot día} \quad \text{Ec. 15}$$

Donde:

Q: Flujo volumétrico a la entrada, (m^3/d)

C_{vs}: Concentración de sólidos volátiles, ($kg SV/ m^3$)

V: Volumen activo del biorreactor, ya sea de fase sólida y/o líquida, (m^3)

La eficiencia del biodigestor depende de la carga orgánica (CO) y del rendimiento de biogás que se obtenga de la basura. Leary (2008) menciona que el límite superior de carga en el biorreactor debe ser de 15 kg SV/m³. Los SV son la parte del total de sólidos (ST) que se volatilizan durante la incineración a temperaturas superiores a 550 °C.

El tipo de sustrato y la temperatura de operación también juegan un papel importante en carga orgánica que puede ingresarse al biodigestor, En la Tabla 9 se muestran las características de CO y TRH de los diferentes procesos que se pueden llevar a cabo a condiciones mesofílicas y termofílicas (Leary, 2008).

Tabla 9. Tiempos de retención y Velocidades de Carga Orgánicas típicas en sistemas de una etapa (Leary, 2008).

Temperatura	Substrato	Sólidos Totales	TRH ¹ mín	TRH ¹ máx	CO ² mín	CO ² máx
Mesofílica	Separado mecánicamente	Seca	17	30	6	9
		Semiseca ³	15	20	6	8
		Húmeda	14	30	2.6	4
	Industria alimenticia	Seca	17	25	4	6
		Semiseca ³	12	14	3	4
	Desechos residenciales	Seca	15	25	4	6
		Húmeda	14	30	3	4
	Termofílica	Separado mecánicamente	Seca	12	20	9
Semiseca ³			6	15	6	20
Industria alimenticia		Seca	12	16	6	9
Desechos residenciales		Seca	12	16	4	6
		Semiseca ³	12	14	8	12

¹ En días (d)

² En kgSV/(m³*d)

³ Este autor se refiere a la digestión anaerobia semiseca a aquella con un contenido de ST entre 15 y 20 %.

2.2.14 Potencial bioquímico de metano (PBM)

El Potencial bioquímico de metano (PBM) es un procedimiento desarrollado para determinar la producción de metano de un sustrato orgánico dado durante su descomposición anaeróbica. En análisis del PBM ha mostrado ser un método relativamente simple para obtener la cantidad y la conversión de materia orgánica a metano (Raposo *et al.*, 2011). La información de este análisis es muy valiosa para optimizar el diseño y funcionamiento de un digestor anaerobio.

El PBM_{Th} puede obtenerse de distintas maneras, mediante la composición elemental como lo mencionan Deublein *et al.* (2008), también mediante la composición de fracción orgánica (carbohidratos, proteínas y lípidos) o con la DQO. A continuación se muestran las ecuaciones que calculan el potencial bioquímico teórico; los resultados son expresados en mL CH_4/g SV añadido (Raposo *et al.*, 2011):

$$PBM_{ThAtC} = \frac{\left[\left(\frac{a}{2}\right) + \left(\frac{b}{8}\right) - \left(\frac{c}{4}\right)\right] * 22400}{12a + b + 16c} \quad \text{Ec. 16}$$

$$PBM_{ThAtC} = \frac{\left[\left(\frac{a}{2}\right) + \left(\frac{b}{8}\right) - \left(\frac{c}{4}\right) - \left(\frac{3d}{8}\right) - \left(\frac{e}{4}\right)\right] * 22400}{12a + b + 16c + 14d + 32e} \quad \text{Ec. 17}$$

El sufijo Th corresponde a teórico y AtC se refiere a que es calculado mediante la composición elemental de los RSOM, el primer PBM_{ThAtC} se basa en una composición elemental tipo $C_aH_bO_c$ y la segunda toma en cuenta el nitrógeno y el azufre ($C_aH_bO_cN_dS_e$). Por otro lado para el cálculo del PBM_{Th} derivado del porcentaje de carbohidratos, proteínas y lípidos de la materia orgánica (PBM_{ThOFC} –El subfijo OFC viene del inglés *Organic Fraction Content*–) se tiene (Raposo *et al.*, 2011):

$$PBM_{ThOFC} = 415 * \%Carbohidratos + 496 * \%Proteínas + 1014 * \%Lípidos \quad \text{Ec. 18}$$

Teóricamente el análisis de la demanda química de oxígeno (DQO) permite el cálculo del PBM_{Th} , este valor es de 350 mL de metano a condiciones estándar, que puede ser obtenido por 1 g de DQO removido (Raposo *et al.*, 2011):

$$PBM_{ThDQO} = SV_{añadido} * \left(\frac{g DQO}{g SV} \right) * 350 \quad \text{Ec. 19}$$

La principal desventaja de la prueba experimental de PBM es la duración de los análisis y el hecho que no proveen resultados en un tiempo corto. Debido a esto las ecuaciones anteriores para el cálculo de PBM_{Th} son ampliamente recomendados. Sin embargo, los datos experimentales son necesarios. Con estos datos se puede calcular la degradabilidad de la materia orgánica, ya que el PBM_{Th} representa el rendimiento máximo, es decir, si todos los sólidos volátiles se transformasen a biogás (Raposo *et al.*, 2011).

2.3 CLASIFICACIÓN DE LOS BIODIGESTORES PARA TRATAMIENTO DE RESIDUOS SÓLIDOS ORGÁNICOS MUNICIPALES

El biodigestor o biorreactor es el equipo más importante del proceso de digestión anaerobia, ya que en él se llevan a cabo las bio-reacciones que permiten la transformación de la materia orgánica en biogás. Típicamente, los biorreactores anaerobios se clasifican en muchas formas, de ellas destacan la clasificación por contenido de humedad y por etapas.

De acuerdo al contenido de humedad, puede ser húmeda o seca; mientras que, de acuerdo al número de etapas puede ser de una sola etapa y multietapa (Verma, 2002; Vandevívere *et al.*, 2003).

2.3.1 Húmedos de una etapa

En los sistemas de digestión anaerobia húmeda, los biodigestores operan con sustratos con menos del 15% en contenido de sólidos totales (ST) por lo que se debe agregar agua a la materia orgánica que se va a tratar hasta lograr la concentración de sólidos deseada. Esto aumenta los costos fijos y de operación, ya que aumenta el volumen del biodigestor, se requiere más energía y de un post-tratamiento de aguas residuales (Verma, 2002).

Se trata de un sistema en una sola etapa ya que todas las reacciones involucradas se llevan a cabo en un solo biorreactor, aquí conviven las cuatro fases (hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis) y tipos de microorganismos de la digestión anaerobia.

Este tipo de tratamiento no admite partículas grandes ni impurezas, por lo que comúnmente se tiene un pretratamiento en *hidropulpers* donde las fracciones ligeras (plásticos, fibras, etc.) y las pesadas (arena, metales, rocas, etc.) son desechadas, en este pretratamiento se reduce de un 15 a 20 % el contenido de sólidos volátiles y proporcionalmente se reduce el rendimiento de biogás (Vandevívere *et al.*, 2003).

Las anteriores desventajas se compensan con el fácil transporte y bombeo del sustrato y los residuos generados, la simplicidad del sistema, el amplio conocimiento que se tiene de ella y los equipos de manejo de lodos son más baratos que los usados en tecnologías secas (Vandevivere *et al.*, 2003).

Comúnmente se usan biorreactores CSTR. El sustrato se alimenta continuamente en un biorreactor agitado para asegurar un buen mezclado, al mismo tiempo que una corriente de lodos sale del mismo. Esto provoca que algunas partículas que se alimentan permanezcan poco tiempo en el biodigestor, por lo tanto se tiene un rendimiento menor de biogás. Para solucionar este problema algunos procesos cuentan con una precámara dentro del biorreactor, en la cual se alimenta una corriente de recirculación proveniente del mismo biorreactor. En la Figura 4 se muestra un esquema donde se ilustra esta precámara y que también es característico de la tecnología de Waasa (Vandevivere *et al.*, 2003).

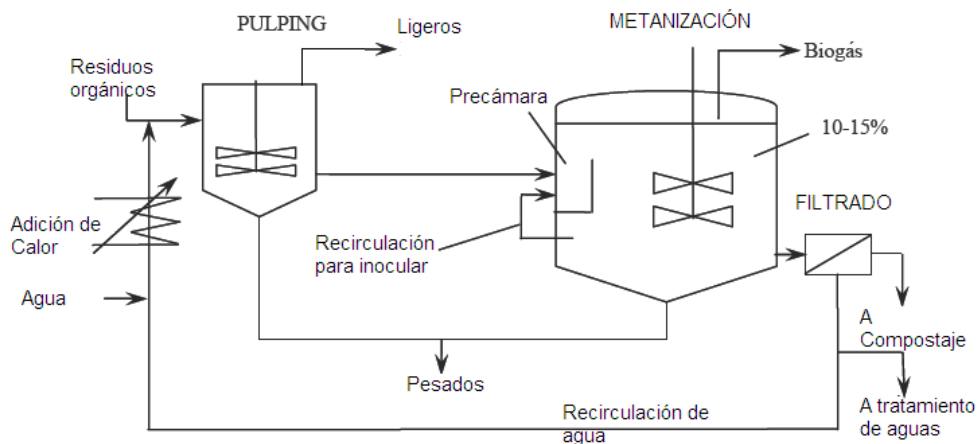


Figura 4. Esquema típico de un sistema húmedo de una etapa (Vandevivere *et al.*, 2003).

Las ventajas y desventajas de un sistema de digestión anaerobia húmeda en una sola etapa se resumen en la Tabla 10.

Tabla 10. Ventajas y desventajas de la digestión anaerobia húmeda de una etapa (Vandevivere *et al.*, 2003).

Critero	Ventajas	Desventajas
Técnico	- Basado en procesos conocidos muy	- Fases pesadas y ligeras presentes - Abrasión con arena - Pretratamiento complicado - Algunas partículas con insuficiente TRH
Biológico	- Dilución de inhibidores con agua	- Pérdida de SV - Sensible a los cambios de carga al biorreactor.
Económico y ambiental	- Equipo de manejo de lodos económico	- Alto consumo de agua - Alto consumo de energía

2.3.2 Secos de una etapa

Los sistemas de digestión anaerobia seca se caracterizan por tener un sustrato a la entrada del biodigestor con un contenido de sólidos superior al 20%, y que por cuestiones del manejo y bombeo de estos residuos raramente opera arriba del 40% de sólidos totales (ST), de modo que no se necesita agregar agua para diluir el sustrato, a menos que el contenido de sólidos totales sea superior a 40% (Leary, 2008).

El transporte y manejo de la basura se lleva a cabo por cintas transportadoras, tornillos y bombas especializadas para corrientes altamente viscosas. Este tipo de equipos son más caros que las bombas centrífugas usadas en sistemas húmedos y requieren de un mayor mantenimiento y limpieza. También son mucho más robustas y flexibles en la medida en que las impurezas tales como piedras, vidrio o madera pueden ingresar al biorreactor sin causar un desequilibrio de las reacciones. El único pretratamiento que es necesario antes de alimentar, es reducir el tamaño de partícula a menos de 4 cm de largo (Vandevivere *et al.*, 2003).

Los sistemas de una sola etapa secas operan con altas cargas orgánicas. En la planta de Dranco en Brecht se cargan 15 kg SV/(m³*d) (Verma, 2002), aunque típicamente la carga orgánica (CO) de los sistemas secos está en 12 kg SV/(m³*d) que representa el doble de un valor típico de un sistema húmedo de una sola etapa (Vandevivere *et al.*, 2003).

Debido a su alta viscosidad, el sustrato se mueve a través del biodigestor en flujo tapón. Para los diseños con recirculación de desechos debe garantizarse la inoculación, y sobre todo evitar la sobrecarga y acidificación del biorreactor. Normalmente los biorreactores empleados son de tipo PFR (*Plug Flow Reactor*), pero también se usan los tipo batch para la digestión anaerobia seca de una sola etapa, en estos últimos biorreactores los desechos son alimentados una sola vez, dejándolos reaccionar hasta que la producción de biogás cesa (Varnero, 2011). En resumen, las principales ventajas y desventajas de llevar a cabo la digestión anaerobia seca de una etapa se muestran en la Tabla 11.

Tabla 11. Ventajas y desventajas de la Digestión Anaerobia seca de una etapa (Vandevivere *et al.*, 2003).

Criterio	Ventajas	Desventajas
Técnico	<ul style="list-style-type: none"> - No es necesario remover inertes como vidrio, piedras y plásticos - No se forman capas dentro del biorreactor 	<ul style="list-style-type: none"> - No pueden tratarse desechos húmedos (<20 % ST)
Biológico	<ul style="list-style-type: none"> - Poca pérdida de SV en el pretratamiento - Alta CO - Dispersión limitada de inhibidores 	<ul style="list-style-type: none"> - Poca posibilidad de diluir inhibidores con agua
Económico y ambiental	<ul style="list-style-type: none"> - Pretratamiento barato y biorreactores más pequeños - Menores requerimientos energéticos y de consumo de agua - Higienización completa 	<ul style="list-style-type: none"> - Equipo de transporte más robusto y caro

A nivel industrial las principales tecnologías de digestión anaerobia seca de una etapa son Dranco, KompoGas y Valorga. Todas estas son tecnologías con biodigestores de flujo pistón, aunque debido a la agitación, mecánica y con recirculación de biogás, que tiene Valorga podría considerarse también como un CSTR. Estos arreglos se muestran en la Figura 5.

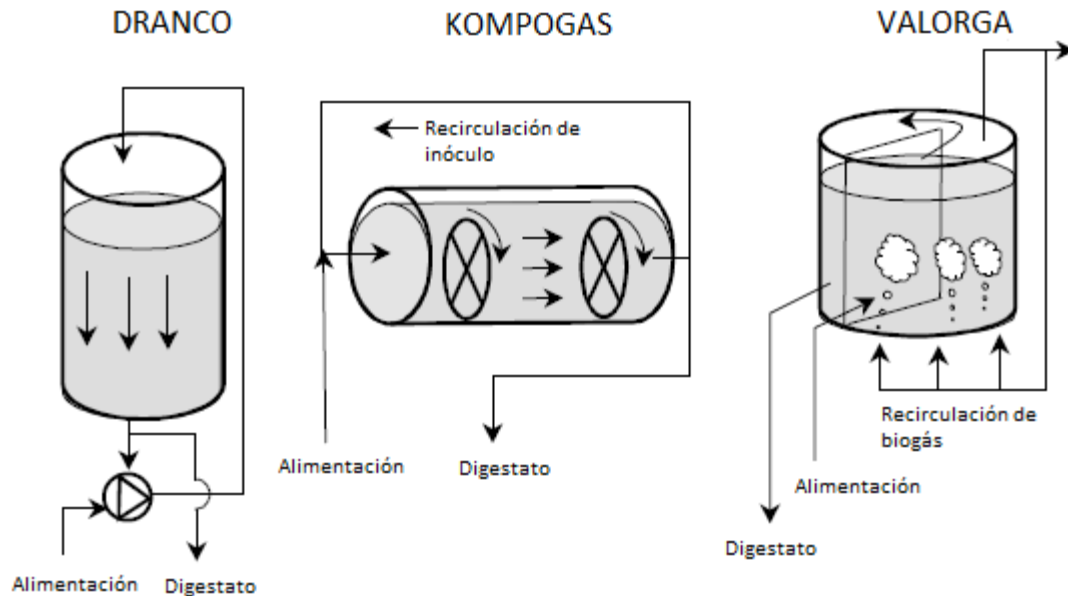


Figura 5. Arreglos de biodigestores secos de una sola etapa (Vandevivere *et al.*, 2003).

2.3.3 Sistemas multietapa

La idea de un sistema de dos y multi etapas se origina en que el proceso global de la conversión de los residuos orgánicos en biogás, está controlada por una secuencia de reacciones bioquímicas que no comparten necesariamente las mismas condiciones ambientales óptimas. El principio consiste en la separación de las fases de la digestión: principalmente la hidrólisis de la metanogénesis. La optimización de estas reacciones por separado en las diferentes etapas o biorreactores conduce a una velocidad de reacción total y producción de biogás mayores (Verma, 2002; Vandevivere *et al.*, 2003).

Cada biorreactor puede operar a condiciones distintas de CO, la cantidad de sólidos totales, pre-tratamientos (antes de cada biorreactor), el pH o la configuración del mismo y combinaciones de dos o más condiciones de operación (Endar, 2009).

Típicamente se opta por separar en dos etapas la digestión anaerobia, en la primera conviven la hidrólisis y la acetogénesis, en la segunda, la acetogénesis y la metanogénesis. Generalmente la primera etapa es más rápida y necesita un TRH menor que la segunda. Cabe mencionar que aunque, teóricamente, las etapas se encuentran separadas, todas las reacciones se llevan a cabo en ambos biorreactores, por lo tanto en los dos biorreactores debe haber espacio para el biogás producido y un conducto para la salida de éste, tal como se muestra en la Figura 6 donde se representa un esquema típico de un sistema de dos etapas (Leary, 2008).

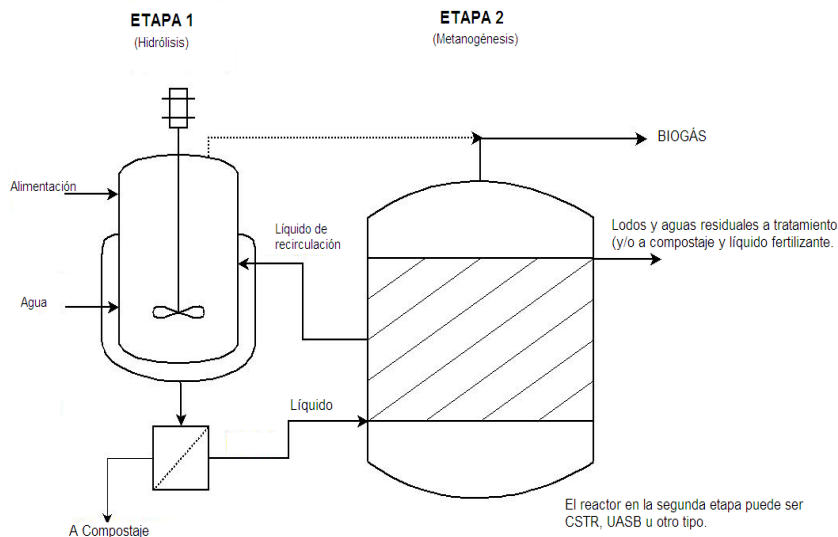


Figura 6. Esquema general de un sistema de digestión anaerobia de dos etapas (Leary, 2008).

La Figura 6 muestra sólo un esquema de la amplia gama de posibles diseños y uno de los más sencillos. Ésta y otras ventajas y desventajas se muestran en la Tabla 12.

Tabla 12. Ventajas y desventajas de la Digestión Anaerobia multietapa
(Vandevivere *et al.*, 2003)

Criterio	Ventajas	Desventajas
Técnico	- Flexibilidad en el diseño	- Sistema muy complejo
Biológico	- Mejor seguridad para el tratamiento de residuos de cocina pobres en celulosa - Único diseño seguro para C/N < 20	- Menores rendimientos de biogás cuando la metanogénesis es húmeda.
Económico y ambiental	- Menos metales pesados en lodos cuando la metanogénesis es húmeda.	- Elevada inversión

2.3.4 *Sistemas continuos*

En los biodigestores continuos, la alimentación se realiza constantemente, sin interrupciones, de la misma forma, los lodos y el biogás salen del biorreactor a un flujo continuo y aproximadamente constante. Dentro de éste el sustrato se mueve mediante dispositivos mecánicos o por diferencia de presión (Al Seadi *et al.*, 2008).

Los biodigestores continuos pueden ser verticales u horizontales, o pueden operar en dos o más etapas. Principalmente los biodigestores continuos pueden ser CSTR o PFR, los primeros se usan para la digestión húmeda, mientras que los PFR se usan en la digestión anaerobia seca. Los biorreactores CSTR, teóricamente, tienen las mismas características (ST, SV y temperatura) en toda la fase líquida del biodigestor, mientras que un PFR va cambiando sus características a lo largo de éste (Deublein *et al.*, 2008).

Los biodigestores PFR más sencillos se muestran en la Figura 7, mientras que en la Figura 8 se muestra un digestor seco a escala laboratorio; generalmente se usan bandas transportadoras y/o dispositivos mecánicos de agitación, para que los elementos más pesados no se acumulen en el fondo y los más ligeros queden arriba, de esta manera se logra una mayor eficiencia del biodigestor.

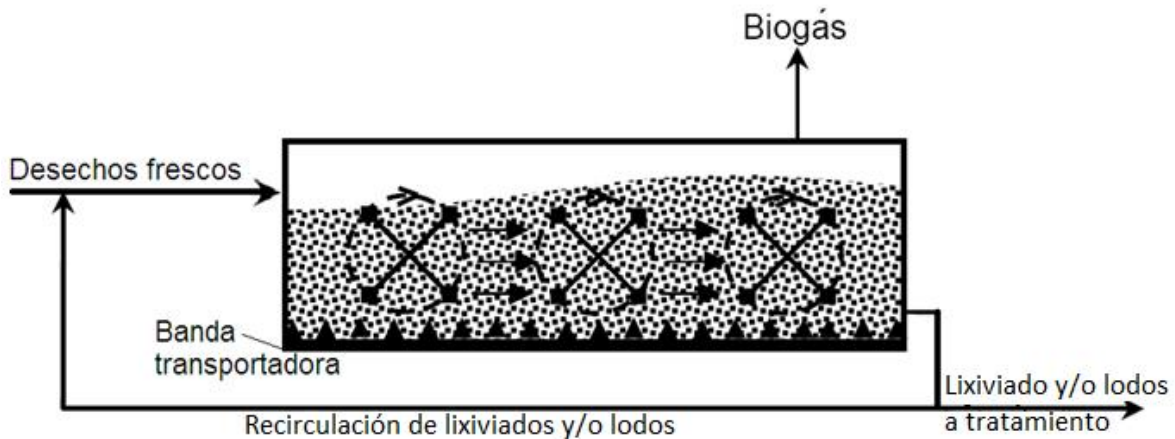


Figura 7. Esquema de un PFR con recirculación (Adaptado de Endar, 2009).

La diferencia entre el biodigestor de la Figura 7 y el digestor a escala laboratorio de la Figura 8 no sólo radica en el tamaño. La diferencia más importante está en la forma de su transporte; el primero transporta los residuos mediante una banda transportadora en el fondo y agitadores de paleta a lo largo del biodigestor, mientras que el segundo mueve los residuos mediante un tornillo transportador.

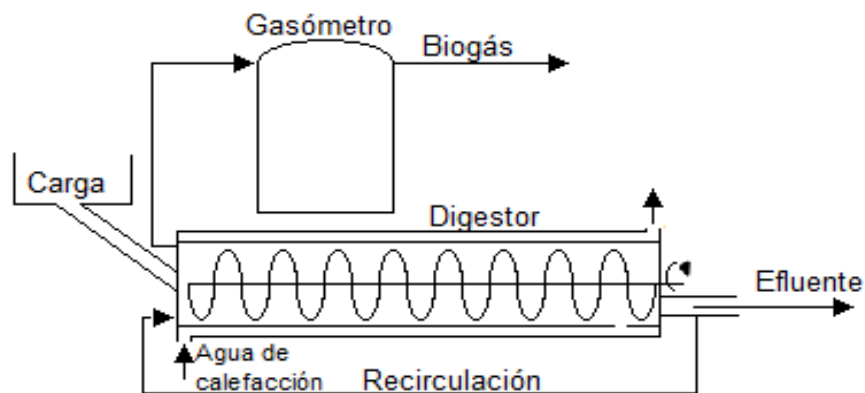


Figura 8. Digestor seco de una etapa a escala laboratorio (Vereda *et al.*, 2006).

Para aumentar la eficiencia de un biorreactor CSTR se puede usar un arreglo de “contacto anaerobio” el cual se muestra en la Figura 9, consiste un sólo CSTR, luego los lodos de salida pasan a un desgasificador donde se remueven las burbujas de biogás adheridas a las partículas de lodo, esto mejora su posterior sedimentación, en caso contrario el lodo flotaría sobre la superficie del tanque de decantación. Finalmente, una fracción de los lodos que salen del sedimentador son recirculados, esto aumenta el TRS del orden de 25 a 40 días y la CO que manejan estos procesos va de 0.5 a 10 (kg DQO)/(m³*d) (Varnero, 2011).

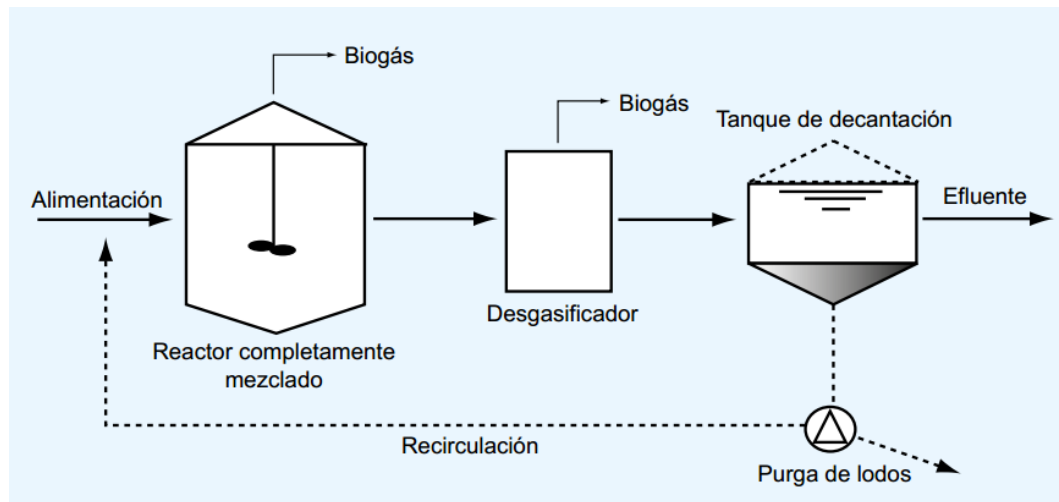


Figura 9. Esquema de un proceso de contacto anaerobio (de Mes *et al.*, 2003; Varnero, 2011).

Además de los biorreactores CSTR y PFR existen otros tipos de biorreactores usados en la digestión anaerobia continua, uno muy usual es el de tipo filtro anaerobio (AF por sus siglas en inglés, *Anaerobic Filter*). Este biorreactor está relleno de un material fijo (constituido por plástico o cerámica) y compacto (Varnero, 2011). En la Figura 10 se muestra un esquema de este tipo de biorreactor.

El flujo dentro del digestor es ascendente, lo que permite una retención mayor de partículas no solubles. El filtro anaerobio es aconsejable para aguas residuales con carga orgánica moderada soluble o que se degrade fácilmente. El relleno favorece una elevada área superficial específica que favorece el crecimiento de bacterias. En estos biorreactores los microorganismos se agrupan formando

gránulos, estos agregados no son susceptibles al lavado del sistema (Varnero, 2011).

El biogás generalmente se adhiere a los gránulos formados y se retiene en un colector de gas en la parte superior del biodigestor. El líquido de la salida contiene algunos sólidos residuales que se eliminan en un sedimentador posterior (de Mes *et al.*, 2003).

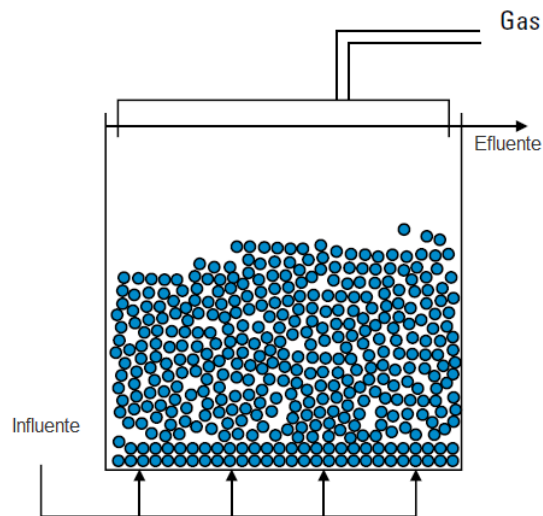


Figura 10. Esquema de un biorreactor de filtro anaerobio (de Mes *et al.*, 2003)

2.3.5 *Sistemas semi-continuos*

Los biodigestores semicontinuos se alimentan en un corto tiempo durante el día, o varias veces al día, y descarga el digestato durante el mismo periodo, durante este tiempo se opera como un biorreactor continuo. El resto del día el sustrato se deja reaccionar y opera como si se tratara de un biorreactor tipo batch. La reacción no llega a su fin antes de que se añada sustrato adicional al día siguiente lo que lo diferencia de una operación discontinua, donde la reacción se lleva a cabo completamente antes de vaciar el biodigestor (Rowse, 2011; Varnero, 2011).

Los biorreactores clásicos semi-continuos se usan principalmente en el medio rural debido a lo pequeño que son estos sistemas. Los diseños más populares son el digestor Indio y Chino (Varnero, 2011). Sin embargo este tipo de sistemas suelen usarse más para tratar residuos en granjas (principalmente excremento de animales) (ISAT/GTZ, 1999).

En término conceptual un biorreactor semi-continuo diferirá de uno continuo o batch del modo de alimentación, por lo que pueden usarse los mismos modelos de biodigestores para todos los casos. Por ejemplo, un biorreactor CSTR y uno semi-continuo pueden tener las mismas características de agitación, modo de calentamiento, tratamientos previos y posteriores; y lo único que distinguiría a uno de otro es que el continuo se alimentará constantemente todo el día, desde el arranque hasta que tenga que detenerse la operación (fin de vida útil del equipo o mantenimiento) sin interrupciones; y uno semicontinuo se alimentará en uno o varios periodos en un intervalo de tiempo definido.

2.3.6 Sistemas discontinuos

Los biorreactores discontinuos, por lotes o batch tienen la característica de ser alimentados una sola vez, dejándo reaccionar el sustrato hasta que la rapidez de reacción se vuelve demasiado lenta, esto se sabe porque la producción de biogás disminuye al grado de ser casi nula. Cuando esto ocurre, los lodos son removidos del biodigestor y pasan a un tratamiento posterior, mientras que el biogás sale continuamente del biodigestor.

Gráficamente el comportamiento de la producción de biogás, según indica Ostrem (2004), sigue una campana a lo largo del tiempo. Cuando es cargado el sustrato al biorreactor, la hidrólisis se lleva a cabo y la producción de gas es baja, formando únicamente CO₂. La producción de metano incrementa cuando la formación de ácidos se lleva a cabo, y tiene un máximo a la mitad del periodo de degradación cuando la metanogénesis domina el proceso. Hacia el final del periodo de degradación, sólo el material menos fácil de digerir permanece, y la producción de biogás cae (Ostrem, 2004; Varnero, 2011).

Entre las ventajas que destacan operar en lotes están los bajos requerimientos de pretratamiento de los desechos que van a tratarse, no requiere de equipos complejos de agitación y mezclado en el biodigestor por lo que la inversión es pequeña comparado a otros procesos (Verma, 2002; Vandevivere *et al.*, 2003).

Además, en un biodigestor batch no existen problemas de lavado de bacterias debido a que no hay corrientes de salida durante el proceso de digestión. En la Tabla 13 se resumen las principales ventajas y desventajas de los biodigestores batch.

Tabla 13. Ventajas y desventajas de biodigestores batch (Adaptado de Vandevivere *et al.*, 2003).

Criterio	Ventajas	Desventajas
Técnico	<ul style="list-style-type: none"> - Diseño simple - Bajos costos de tecnología - Se pueden cargar residuos voluminosos 	<ul style="list-style-type: none"> - Riesgos de explosión durante la descarga del biorreactor - Formación de capas dentro del biorreactor si no se tiene mezclado.
Biológico	<ul style="list-style-type: none"> - No hay lavado de bacterias 	<ul style="list-style-type: none"> - Baja CO - Bajo rendimiento de Biogás
Económico y ambiental	<ul style="list-style-type: none"> - Barato. Aplicable a países en desarrollo - El biodigestor es pequeño - Bajo consumo de agua 	<ul style="list-style-type: none"> - Gran superficie de tierra necesaria para la planta

Los biodigestores batch pueden operar con agitación o sin ésta, o pueden llevarse a cabo en seco o húmedo dependiendo del tipo de desecho que se maneje. Si el objetivo es tener una producción constante de biogás, deberán tenerse varios biodigestores que operen con fechas distintas de carga, ya que en los primeros días se obtiene una mayor producción de biogás y, luego, ésta decrece (Varnero, 2011). Los sistemas batch se dividen principalmente en tres tipos que son los que aparecen en la Figura 11.

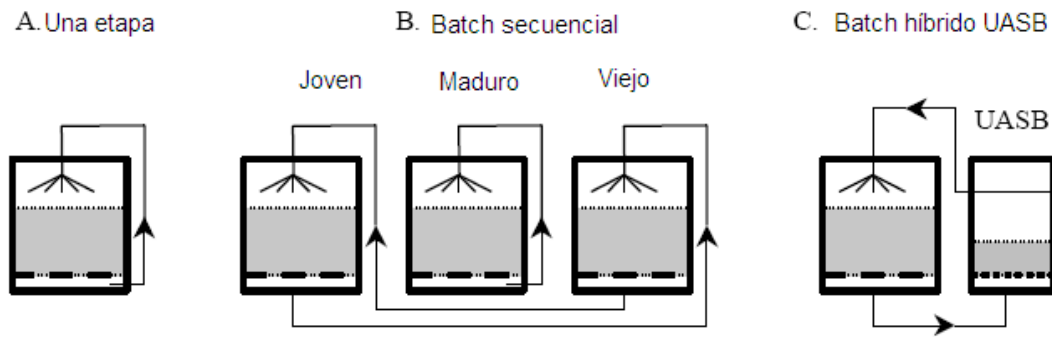


Figura 11. Sistemas de biodigestores batch (Vandevivere *et al.*, 2003).

La Figura 11.A muestra un sistema batch en el cual se colecta el lixiviado, proveniente de los mismos desechos, en el fondo del biodigestor y se recirculan, rociándose en la cima del mismo. Vandevivere *et al.* (2003) reportan un rendimiento de 70 kg de biogás por tonelada de desechos alimentados.

El arreglo en la Figura 11.B es conocido con el nombre de SEBAC (*Sequential Batch Anaerobic Composting*) tiene tres fases de operación. En la primera fase (joven) se producen ácidos orgánicos y, el lixiviado rico en estos ácidos, se alimenta a un biorreactor viejo donde ocurre la metanogénesis. Luego este biorreactor “joven” pasa a ser maduro cuando disminuye la producción de ácidos orgánicos, entonces los lixiviados se recirculan a la cima del mismo. Cerca del final del proceso, de aproximadamente tres semanas, el lixiviado del, ahora, biorreactor viejo se usa para el arranque del nuevo biorreactor joven para iniciar un nuevo ciclo (Verma, 2002; Vandevivere *et al.*, 2003).

Para este sistema se reportan rendimientos de biogás de 0.14 a 0.3 m³/kg SV. Cuando el sustrato fueron RSOM se obtuvo 0.3 m³ CH₄/kg SV con 57% de reducción de SV en 30 días operando termofílicamente (Verma, 2002).

Por último, en la Figura 11.C se tiene el sistema batch-UASB (*Upflow Anaerobic System Blanket*), dos biorreactores están siempre en contacto mediante la recirculación de lixiviados. El primer biorreactor es un batch común, mientras que el segundo es un tipo UASB.

La alimentación al biodigestor UASB generalmente se realiza en la parte inferior del biodigestor, por lo que el flujo se da de manera ascendente de modo que la alimentación atraviesa una capa densa de lodos. Generalmente, estos biodigestores son utilizados para tratamiento de aguas residuales en donde la DQO soluble es convertida a biogás, el biodigestor contiene deflectores en la parte superior donde se separan la fase gaseosa, líquida y sólida. Un esquema general de este biodigestor se aprecia en la Figura 12 (de Mes *et al.*, 2003).

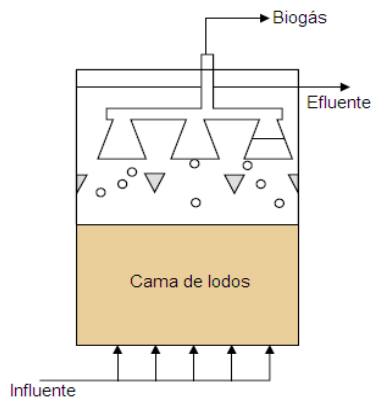


Figura 12. Biorreactor UASB (de Mes *et al.*, 2003)

3 COMPONENTES DE LAS PLANTAS DE DIGESTIÓN ANAEROBIA

Existen muchas plantas sencillas de digestión anaerobia, como las rurales, que pueden limitarse a un simple biorreactor enterrado, con su cúpula de biogás, tuberías de plástico y llaves de paso. Asimismo existen las plantas industriales que constan de muchos equipos y áreas para que la transformación de los desechos orgánicos a biogás se dé de la mejor forma posible, es decir, tener optimizado y controlado el proceso.

3.1 RECEPCIÓN Y PRETRATAMIENTO

Una planta de digestión anaerobia debe contar con un área de recepción de los desechos (área de maniobras), también con un área de almacenamiento, esto facilita el mezclado de diferentes co-sustratos en una operación continua, el tamaño de ésta dependerá de la frecuencia con que llegan las materias primas y la capacidad de la planta; cuando se tratan de materias primas con alto contenido de sólidos, éstos se almacenan en silos; si es un sustrato fácilmente bombeable se almacena en tanques (Varnero, 2011).

El siguiente paso es el acondicionamiento de la materia prima. En muchos casos los residuos orgánicos vienen acompañados de innumerables impurezas como residuos inorgánicos o troncos y ramas grandes que no pueden ser tratadas mediante la digestión anaerobia o pueden incluir patógenos dañinos a la salud de los trabajadores. La secuencia de pretratamiento sigue generalmente el esquema que se presenta en la Figura 13, aunque el paso de reducción de tamaño de partícula puede combinarse con la de ajuste al contenido de agua (Deublein *et al.*, 2008).

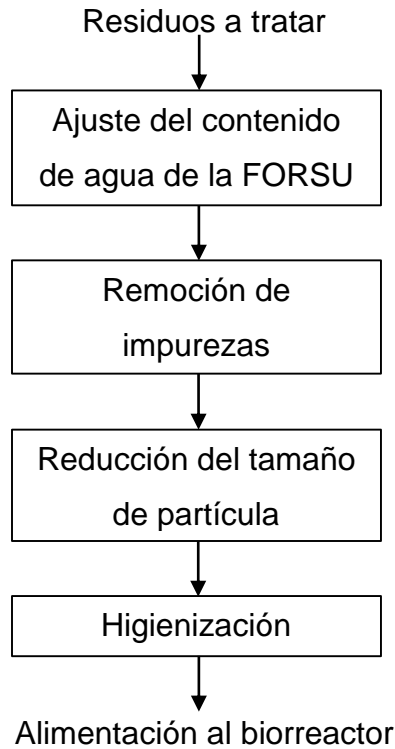


Figura 13. Pretratamiento de los desechos orgánicos antes del biodigestor (Adaptado de Deublein *et al.*, 2008).

3.1.1 *Remoción de impurezas*

El primer paso del pretratamiento, en la mayoría de los casos, es remover las impurezas, principalmente contaminantes no orgánicos que pueden causar problemas en el biodigestor; esto puede lograrse manualmente donde los empleados extraen los contaminantes visibles en los residuos que se van a alimentar al sistema. También puede lograrse mediante tamizado, en la cual se reduce al mismo tiempo el tamaño de partícula, y las partículas que no cumplan con el tamaño no pasan al sistema (Monson *et al.*, 2007).

Asimismo pueden usarse hydropulpers, los cuales son mezcladores-separadores; en estos equipos se ajusta el contenido de agua, las fracciones ligeras como fibras y plásticos son removidas automáticamente y las fracciones pesadas como metales y arena se remueven en el fondo del equipo (Vandevivere *et al.*, 2003; Monson *et al.*, 2007).

3.1.2 Reducción del tamaño de partícula

El método más usado para incrementar el grado de descomposición de los residuos a biogás es reducir el tamaño de partícula. La vía más común para lograr esta reducción es mediante un pretratamiento mecánico, para el cual suelen usarse molinos, tornillos, o cuchillas rotatorias (trituradoras) (Schnürer *et al.*, 2009).

Otra forma de aumentar la solubilidad es mediante la desintegración térmica, química o biológica usando tratamiento de calor, la adición de ácidos y bases, ultrasonido, electroporación, enzimas hidrolíticas, entre otros. El método que provee el mejor resultado depende del sustrato a tratar (Deublein *et al.*, 2008; Schnürer *et al.*, 2009).

3.1.3 Higienización

La higienización es un pretratamiento que se realiza a los desechos orgánicos que contengan microorganismos que puedan ser nocivos para la salud. La higienización puede ser térmica o química y se realiza, en su mayoría, por restricciones legales de tipo sanitarias.

La higienización térmica se lleva a cabo en un recipiente agitado, con un tiempo de residencia de 1 hora, en donde los desechos deben permanecer a 70 °C. La higienización química se realiza agregando una solución acuosa de Ca(OH)_2 a los desechos orgánicos con un tiempo de residencia de al menos cuatro días (Deublein *et al.*, 2008).

3.2 BOMBEO Y TRANSPORTE

Después del pretratamiento, el sustrato debe ingresar al biodigestor. La técnica de alimentación depende del tipo de sustrato; la materia prima que es fácilmente bombeable (húmeda) se transporta mediante bombas centrífugas y la que no lo es, es transportada por bombas de desplazamiento positivo o bombas de pistón (Al Seadi *et al.*, 2008). En la Tabla 14 se hace una descripción más detallada de estos tipos de bombas.

Tabla 14. Comparación de bombas (Adaptado de Deublein *et al.*, 2008).

Tipo	Bomba centrífuga	Bomba de desplazamiento positivo
Diseños	Bomba y motor sumergibles	<i>Eccentric screw pump</i> Bomba de pistón rotatorio
Características	<ul style="list-style-type: none"> - Rendimiento alto - Baja presión de la cabeza - Recomendada hasta sustratos con 12% ST 	<ul style="list-style-type: none"> - Dosificadora - Presión constante - Apta para sustratos con alta viscosidad y ST

Todas las piezas móviles de las bombas se desgastan, y por lo tanto deben ser reemplazadas, por esta razón, las bombas deben estar equipadas con válvulas de cierre (*stop valves*), que permiten la alimentación y el vaciado de los digestores y tuberías (Al Seadi *et al.*, 2008).

Cuando el contenido de fibras es alto, el transporte del sustrato se realiza mediante tractores al sistema de alimentación, estos sistemas cuentan con un contenedor en el cual, mediante varillas de empuje –con o sin inclinación sobre la horizontal– se transporta a los tornillos rotatorios y estos alimentan el sustrato al biodigestor (Figura 14), la única condición previa es la ausencia de piedras grandes y que el sustrato haya sido triturado con el fin de un mejor transporte (Al Seadi *et al.*, 2008).

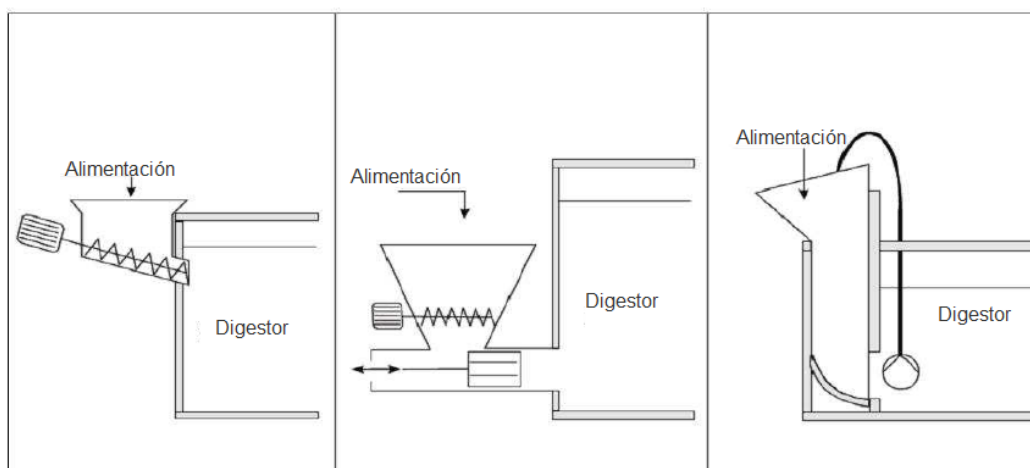


Figura 14. Principales tipos de alimentación para sustratos con alto contenido de fibras (Al Seadi *et al.*, 2008).

En la Figura 14, en el arreglo de la izquierda, la alimentación de sólidos en el digestor se realiza por medio de compuertas que permiten grandes cantidades de sólidos para ser entregado en cualquier momento, directamente al digestor. En la figura del centro la alimentación se realiza mediante pistones por medio de cilindros hidráulicos que empujan el sustrato hasta el biodigestor donde pasa por una abertura en la pared de éste. Finalmente, en el arreglo de la derecha la alimentación se realiza mediante tornillos transportadores (*plug screws*) en el fondo del biodigestor.

3.3 BIORREACTOR

Como se abordó en la sección 2.3, los biorreactores pueden tener distintos arreglos y son operados de muchas formas. Del mismo modo pueden estar hechos de diversos materiales y deben tener otras especificaciones técnicas no mencionadas.

Los biodigestores a escala industrial tienen una puerta de acceso en la parte superior de al menos de 60 x 80 cm, esto es especialmente para mantenimiento (Deublein *et al.*, 2008).

En los países en desarrollo suelen construirse biodigestores con ladrillos de arcilla y suelen estar enterrados para evitar la pérdida de calor. En los países desarrollados, los biodigestores pueden ser de concreto reforzado, de acero inoxidable, o de acero normal y se encuentran aislados térmicamente (Deublein *et al.*, 2008).

Los biodigestores de concreto pueden pintarse para proteger la superficie interna del mismo, o puede aplicarse un recubrimiento el cual puede ser de los siguientes materiales (Deublein *et al.*, 2008):

- Asfalto
- Plásticos diversos (PVC)
- Poliuretano
- Resinas epoxi

- Concreto asfáltico
- Mortero plástico

Algo similar ocurre con los biodigestores de acero, los cuales, en ocasiones pueden ser fabricados con hojas de acero revestidas con alguna resina con espesor de 2 a 40 μm (Deublein *et al.*, 2008).

3.4 SISTEMA DE CALENTAMIENTO

La digestión anaerobia requiere energía para mantener un ambiente apto para el desarrollo de las bacterias que participan en el proceso, es decir, necesita la energía para elevar la temperatura del sustrato a la temperatura de operación dentro del digestor, además se necesita mantener la temperatura en el biodigestor, por lo que también debe reponerse la pérdida de energía al ambiente.

Por otro lado el proceso global de digestión anaerobia es exotérmica y, de acuerdo a Deublein *et al.* (2008), genera aproximadamente 70 kJ por cada mol de Carbono consumido contenido en la materia orgánica en forma de carbohidratos. Por lo que para el balance de energía también debe tomarse en cuenta este parámetro.

El sistema de calentamiento puede estar fuera o dentro del biodigestor. Para mantener una temperatura constante en el proceso y compensar las eventuales pérdidas de calor, el biodigestor debe estar aislado y equipado con un intercambiador de calor externo. Algunas plantas usan calentamientos externos e internos (Al Seadi *et al.*, 2008), en las plantas más complejas y donde la higienización es necesaria se utiliza calentamiento externo (Deublein *et al.*, 2008).

Los cambiadores de calor típicos usados para calentar lodos y aguas residuales son de (Deublein *et al.*, 2008):

- Tubería de doble camisa
- Placas
- Coraza y tubos
- Espiral (Serpentín)

3.5 SISTEMA DE AGITACIÓN

El mezclado puede llevarse a cabo con agitadores mecánicos, mediante la recirculación de los lodos o a través de la inyección de biogás (Endar, 2009). De éstos, la agitación mecánica es la más efectiva, pero los agitadores necesitan mantenimiento seguido debido al ensuciamiento que pueden generar los sólidos orgánicos que contiene el biodigestor (Gerardi, 2003).

La recirculación de lodos como método de mezclado pocas veces se usa solo, siempre va acompañada de agitación mecánica. La agitación no necesita ser continua para lograr una destrucción aceptable de sólidos volátiles, además debido al consumo de energía que representa, la agitación puede realizarse en varios periodos durante el día. En la Figura 15 se muestran esquemas típicos de agitación mecánica y con recirculación de biogás en biodigestores.

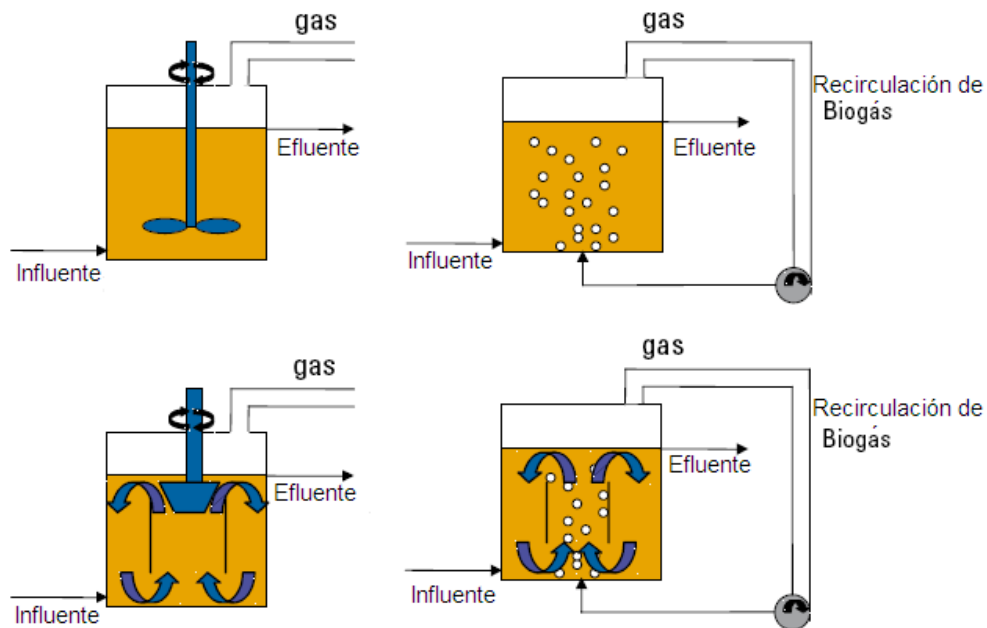


Figura 15. Esquema agitación en biodigestores, mecánicamente agitado (izquierda) y agitado mediante recirculación de biogás (derecha) (de Mes *et al.*, 2003).

De acuerdo con experiencias previas, un mezclado breve pero intenso es mejor que un mezclado prolongado pero débil (Al Seadi *et al.*, 2008). Dentro de los agitadores mecánicos existen varios subtipos.

Los primeros son los agitadores de hélice con motor sumergible usados principalmente en los biodigestores verticales, por lo general tienen de dos a tres hélices geométricamente optimizadas. También se encuentran los agitadores de paleta que se utilizan principalmente en biodigestores horizontales PFR lo que ayuda a balancear las diferencias en concentraciones y temperatura del sustrato. Los de agitador axial se instalan en biodigestores verticales con flujo ascendente, estos agitadores producen un vórtice que distribuye el flujo que proviene del fondo hacia las paredes del biodigestor (Monson *et al.*, 2007; Al Seadi *et al.*, 2008; Deublein *et al.*, 2008).

De acuerdo a Schlicht (1999) un agitador mecánico consume alrededor de 1 HP por cada 1000 pies cúbicos de volumen en biodigestores de gran escala.

Según Couper *et al.* (2005) los agitadores de tres hélices con diámetros de impulsores mayores a 6 in son muy pesados y son aplicados para altas velocidades (hasta 1750 rpm). Por otro lado, los agitadores hydrofoil tienen alta eficiencia; son usados para una buena transferencia de calor y sólidos en suspensión. La relación óptima de diámetro del impulsor y diámetro del digestor (D_a/D_t) está entre 0.4 y 0.6.

3.6 MONITOREO Y CONTROL

El monitoreo y control de los parámetros que afectan la digestión anaerobia es importante para mantener las condiciones óptimas del proceso. El monitoreo y control de todo el proceso puede prevenir que un problema operacional menor se vuelva un problema mayor que lleve, incluso, al apagado completo del proceso (Speece, 1996). El control es muchas veces difícil debido a las relaciones entre los diferentes parámetros que influyen en el proceso (Gerardi, 2003).

Las mayores dificultades para controlar los biodigestores son que no tienen un comportamiento lineal, la escasez de modelos precisos, parámetros de proceso impredecibles, así como sensores fiables disponibles (Yamuna *et al.*, 1999). El monitoreo y control avanzado del sistema puede incrementar el contenido de metano, aumentar el rendimiento de biogás, incrementar cargas orgánicas,

biorreactores más pequeños y prevenir la sobrecarga del biorreactor (Wolfsberger, 2008).

Los parámetros típicos de monitoreo en plantas a escala industrial son: la alcalinidad, producción y composición del biogás, hidrógeno disuelto, ácidos grasos volátiles, pH y sólidos volátiles suspendidos (Wolfsberger, 2008). Existen otros parámetros posibles de monitoreo como la relación de ácidos volátiles y alcalinidad, o la conversión de ácido propiónico a acetato (Speece, 1996).

El pH y el contenido de metano en el biogás son parámetros que reflejan algo que ya sucedió en el biodigestor debido a un cambio en la concentración de ácidos (Speece, 1996); la alcalinidad indica algo que está ocurriendo en el momento (Gerardi, 2003). Por otro lado, el monitoreo de H₂ en el biodigestor no es muy claro, tiene algunas limitaciones y depende del tipo de biorreactor y del tipo de sustrato que se alimente (Speece, 1996).

Además de los parámetros mencionados arriba, Deublein *et al.*, (2008) recomiendan el monitoreo del flujo de sustrato, la concentración de materia seca en el sustrato, DBO₅ y DQO, concentración de nutrientes e inhibidores y concentración de metales pesados.

El monitoreo de los parámetros de la digestión anaerobia requiere sensores, para colocarlos deben tomarse en cuenta las siguientes recomendaciones (Deublein *et al.*, 2008):

- Los sensores no deben estar colocados cerca del fondo del biorreactor.
- Debe ser posible limpiar y calibrar los sensores regularmente. Deben estar instalados con un bypass de modo que pueda montarse y desmontarse sin problemas.
- Los instrumentos de medición de caudal deben proporcionar valores fiables. No deben estar influenciados por las burbujas de gas en el líquido.
- Los analizadores de gas necesitan de un secador del gas antes, también de un filtro para eliminar H₂S si es necesario.

3.7 BIOGÁS: CARACTERÍSTICAS Y TRATAMIENTOS PRINCIPALES.

El biogás es el producto principal de la digestión anaerobia y tiene un poder calorífico menor al gas natural y al gas L.P. Se trata de una mezcla de gases, principalmente metano y bióxido de carbono. En este capítulo se abordarán los rendimientos de biogás que ofrecen los sustratos, así como su composición y los elementos que son necesarios para mejorar la calidad del biogás proveniente de la digestión anaerobia.

3.7.1 Características energéticas del biogás en una planta de Digestión Anaerobia.

El rendimiento de un digester depende en gran medida de la configuración del biorreactor y de las características de la RSOM. El biogás puede contener de 50 a 70% de metano en volumen, una gama muy amplia para estimar con precisión el potencial de energía (Gerardi, 2003; Deublein *et al.*, 2008; Schnürer *et al.*, 2009).

Es la producción de metano la que aporta el poder calorífico que contiene el biogás para generar energía, ya sea que vaya a ser utilizado para estufas, introducirlo a la red de gas o para la generación energía eléctrica; por ello es muy importante conocer este parámetro –mucho más que conocer la producción de biogás– (Leary, 2008). En la Tabla 15 se compara la energía que se obtiene de quemar biogás con un porcentaje en volumen de 65% y 55% de metano, y gas natural; a condiciones estándar (0 °C y 1 bar).

Tabla 15. Comparación energética del biogás y gas natural (Montes, 2008).

Composición del gas	Biogás (CH ₄ 65%)	Biogás (CH ₄ 55%)	Gas Natural
Valor calorífico superior (kWh/m ³)	7.1	6	12
Valor calorífico inferior (kWh/m ³)	6.5	5.5	10.8

Además de metano el biogás contiene bióxido de carbono en un porcentaje bastante alto, también se encuentra saturado con vapor de agua y contiene trazas

de otros gases, la descripción detallada de las composiciones y su efecto en la calidad del biogás se resumen en la Tabla 16.

Tabla 16. Componentes e impurezas típicas del biogás (Deublein *et al.*, 2008).

Componente	Presencia en el biogás	Impacto
CH₄	50-70 % vol	Aporta poder calorífico.
CO₂	25-50 % vol	Baja el poder calorífico.
		Daña las celdas alcalinas de combustible.
		Causa corrosión como ácido carbónico.
H₂S	0-0.5% vol	Corrosión en equipos y tuberías
		Emisiones de SO ₂ en los quemadores
		Inhibición de catálisis
		En combustión no completa emisiones de H ₂ S
NH₃	0-0.05% vol.	Emisiones de NO _x después de quemadores
		Daña celdas de combustibles
H₂O	1-5% o más. Depende de la temperatura.	Causa corrosión en equipos y tuberías.
		Riesgo de congelamiento de tuberías y boquillas.
		Daño en instrumentación.
Polvo	> 5µm	Bloquea boquillas y celdas de combustibles.
N₂	0-5% vol	Baja el poder calorífico
Siloxanos	0-50 mg/m ³	Actúa como abrasivo y daña motores

Según Al Seadi *et al.* (2008) el contenido de vapor de agua en el biogás es de 2% vol. a 20 °C y de 7% vol. a 40°C; mientras que Weast (1958) afirma que a 110 °F hay 10% en vol., a 90 °F hay 5% y a 40 °F se tiene 1% de vapor de agua.

Además de los compuestos mencionados en la Tabla 16, el biogás también contiene oxígeno e hidrógeno en muy poca proporción, los cuales no tienen efecto dañino en las propiedades del biogás excepto el de disminuir su poder calorífico (Gerardi, 2003; Schnürer *et al.*, 2009).

3.7.2 Tratamiento del biogás

El biogás que sale del biodigestor se encuentra saturado con vapor de agua y además contiene H₂S, los cuales son bastante corrosivos para metales. El biogás debe tener la cantidad mínima posible de H₂S cuando sea usado como combustible en generadores eléctricos. Deublein *et al.* (2008) mencionan que un contenido de H₂S de 0.05% en volumen es el valor máximo permitido, aunque en las especificaciones actuales, para tener garantía del motor, la concentración de H₂S no debe sobrepasar el 0.02%. La Agencia de Protección Ambiental (EPA por sus siglas en inglés) señala que por protección a los trabajadores la concentración de H₂S debe estar por debajo de los 20 ppm.

3.7.2.1 Remoción de humedad

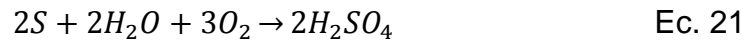
A la salida del biodigestor, generalmente el biogás se encuentra saturado con vapor de agua (Varnero, 2011). El biogás puede secarse por compresión y/o enfriamiento del gas, absorción con soluciones de glicol y para pequeñas y medianas escala se recomienda la adsorción con sílica gel o carbón activado los cuales son caros (Deublein *et al.*, 2008; Varnero, 2011).

Frecuentemente la tubería de conducción del biogás tiene una pendiente de entre 1 y 2 % donde el condensado que se forma en las paredes de la tubería se drena al punto más bajo de la tubería donde se encuentran localizadas las “trampas de humedad” (Lara *et al.*, 2011), existen diferentes tipos de estas trampas, también hay otras más modernas que pueden atrapar polvo y/o espuma. Las trampas de humedad deben ir antes de cualquier equipo, lo más cerca posible del biodigestor.

3.7.2.2 Desulfuración

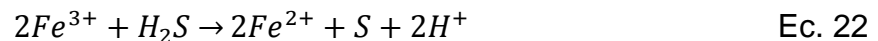
El sulfuro de hidrógeno (H₂S), durante la combustión, en combinación con el agua puede formar ácido sulfúrico (H₂SO₄) el cual puede dañar al generador de electricidad. Existen muchos métodos para la remoción del H₂S: biológicos, físicos y químicos.

La desulfuración biológica ocurre, principalmente, por medio de las bacterias de los géneros *Thiobacillus* y *Sulfolobus*, las cuales oxidan el H₂S mediante las siguientes reacciones (Al Seadi *et al.*, 2008; Deublein *et al.*, 2008):



Estas reacciones se llevan a cabo cuando se añade aire al biogás en cantidades del 4 al 6% para evitar los límites de explosión. Los microorganismos requieren una superficie humedecida para su inmovilización de 1 m² por cada 20 m³d⁻¹ de biogás (Varnero, 2011).

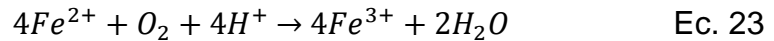
La desulfuración química, dentro del biodigestor, se logra añadiendo cloruro de hierro II ó III mediante una bomba dosificadora, de modo que el azufre precipita (Deublein *et al.*, 2008; Varnero, 2011):



El H₂S puede removerse, también, por adsorción mediante filtros de hidróxido de hierro III Fe(OH)₃ y ésta puede ser regenerada por exposición al aire. La capacidad de absorción sin regeneración de Fe(OH)₃ es de 15 g de H₂S por kg y aproximadamente 150 g/kg a través de regeneración repetitiva (ISAT/GTZ, 1999 Vol II.)

El equipo consiste de un recipiente que contiene la solución de los agentes quelatantes de hierro (III) a una concentración de 0.01 a 0.05 % en peso, en el que el biogás se inyecta. Si el biogás contiene algo de oxígeno para la regeneración de los iones Fe³⁺, un contenedor es suficiente. Si el oxígeno no se acepta en el biogás, un segundo recipiente es requerido. En el primer recipiente se lleva a cabo

la desulfuración, mientras que en el segundo la solución de iones Fe^{2+} son regenerados inyectando aire. El proceso de oxidación es el siguiente (Deublein *et al.*, 2008):



El hierro (III) puede lograr una remoción de H_2S del 99.9%. Este proceso es conocido como LO CAT.

La otra forma de limpiar el biogás es mediante la adsorción, ésta puede llevarse a cabo en compuestos de hierro o carbón activado.

3.7.2.3 Almacenamiento

Generalmente, debido a que la demanda del fin último del biogás es fluctuante, surge la necesidad de contar con un depósito capaz de abastecer el consumo durante los periodos de alta demanda, además de almacenar el biogás cuando la demanda es baja (Al Seadi *et al.*, 2008; Deublein *et al.*, 2008).

Actualmente existen varios tipos de instalaciones de almacenamiento de biogás. La más simple es establecerlo en la cúpula del biodigestor, usando una membrana. El volumen del depósito dependerá de la producción y de la demanda del biogás. Según Al Seadi *et al.* (2008), el almacenamiento de biogás debe tener, al menos, la capacidad de almacenar un cuarto de la producción diaria del biogás y, normalmente, esta capacidad se encuentra entre uno y dos días de producción de biogás.

Los depósitos de biogás son clasificados en contenedores de baja, media o alta presión. Dentro del primer grupo se encuentran los almacenadores que reciben el nombre de doble membrana, éstas pueden instalarse en la cúpula del biodigestor o ser externos a éste (Al Seadi *et al.*, 2008).

Un sistema de flujo provee aire en el espacio entre las membranas interior y exterior, y así se logra mantener la presión del gas a un nivel constante,

independientemente del suministro o retiro de gas en el tanque. El aire presurizado tiene 2 funciones, la primera es la de mantener la forma de la membrana externa ante ventiscas; mientras que la segunda es la de ejercer una presión constante en la membrana interior y así empujar al biogás a un volumen y presión constante hacia la tubería de salida. La presión a la que operan estos almacenadores va de 0.05 a 5 mbar (Al Seadi *et al.*, 2008; Deublein *et al.*, 2008).

Los almacenadores de media y alta presión operan entre 5-20 y 200-300 bar respectivamente. Estos tanques son más pequeños, pero la inversión y costos de operación aumentan debido a los requerimientos energéticos para la compresión y expansión del biogás, además los recipientes son fabricados con acero (Deublein *et al.*, 2008).

3.7.2.4 Quemadores

Existen ocasiones en que se produce más biogás del que puede ser usado por la planta durante mucho tiempo, por lo que el almacenador de biogás puede no ser suficiente. La producción adicional de biogás debe quemarse para evitar emisiones de metano a la atmósfera, en cualquier planta de biogás el quemador debe usarse lo menos posible.

El quemador debe tener un sistema piloto de encendido automático, un arrestador de flama entre el depósito de biogás y el quemador, una válvula de seguridad con sistema de ignición y un detector de flama (Al Seadi, 2008; Deublein *et al.*, 2008).

Los quemadores pueden ser abiertos o cerrados. Los quemadores abiertos son simples y de bajo costo, pero su eficiencia es baja; tienen una sombrilla en el techo para proteger la flama.

Los quemadores cerrados consisten en antorchas encerradas por un recipiente cilíndrico. Este diseño previene el enfriamiento y, como resultado, la combustión es mucho más uniforme y eficiente (Al Seadi *et al.*, 2008).

3.8 RESIDUOS, USO Y DISPOSICIÓN

El proceso de degradación de la materia orgánica en biogás produce, además del combustible, un residuo conocido como digestato, el cual tiene buena calidad para ser usado como fertilizante (Schnürer *et al.*, 2009). El digestato contiene nitrógeno, fósforo, potasio y magnesio el cual es absorbido por las plantas fácilmente (Al Seadi *et al.*, 2008).

Debido a cuestiones sanitarias, en muchos países antes de que pueda usarse como fertilizante, el digestato debe ser deshidratado y en muchos casos sanitizado (higienización), desodorizado y tratado aeróbicamente; si la fermentación se lleva a cabo a altas temperaturas (termofílica) la higienización puede evitarse, asimismo el proceso de digestión anaerobia llevándose a cabo adecuadamente reduce en gran porcentaje la cantidad de sólidos volátiles que se traduce en reducción de olores (Deublein *et al.*, 2008).

El tratamiento aerobio del digestato sólido usualmente toma entre 2 y 6 semanas, dependiendo del grado de descomposición que tienen. Este tratamiento generalmente se lleva a cabo en un lugar cerrado (Deublein *et al.*, 2008), sobre todo para evitar emisiones gaseosas de amoníaco (Schnürer *et al.*, 2009).

Para la deshidratación, usualmente el digestato se hace pasar en un filtro prensa o decantador para aumentar el contenido de sólidos a más del 45% (Al Seadi *et al.*, 2008). Esta deshidratación provee una fase líquida rica en nitrógeno y una fase sólida rica en fósforo, tal como se muestra en la Tabla 17, en esta tabla se tiene un lodo que sale del biodigestor con un alto contenido de humedad, ya que se trata de un tratamiento de digestión anaerobia húmeda.

Tabla 17. Fracciones separadas por un decantador centrífugo (Al Seadi *et al.*, 2008).

	Cantidad (%)	ST (%)	N (%)	NH ₄ ⁺ -N (%)	P (%)	K (%)
Digestato	100	100 (6.4)	100 (5.7)	100 (4.2)	100 (1.6)	100 (2.6)
Fracción sólida	14	65 (30)	25 (10.1)	15 (4.5)	75 (8.7)	17 (3.1)
Fracción líquida	86	35 (2.6)	75 (4.9)	85 (4.2)	25 (0.5)	83 (2.5)

Los lodos provenientes del proceso de digestión anaerobia pueden tener alto contenido de metales pesados y contaminantes orgánicos, estos pueden provenir de químicos que vienen en el mismo sustrato usado en la digestión anaerobia, el contenido de estos sustratos puede alterar la calidad del lodo como fertilizante; para evitar este problema se recomienda asegurar la calidad del sustrato a la entrada del biodigestor (Schnürer *et al.*, 2009).

En México no hay legislación al respecto, lo más parecido sería usar la *NOM-004-SEMARNAT-2002* para el digestato producido y para el lixiviado usar las normas oficiales mexicanas: *NOM-001-SEMARNAT-1996* y la *NOM-002-SEMARNAT-1996*.

El lixiviado puede ser usado en tres formas distintas; el primero y menos ventajoso, es descargarlo como lodo a una planta de tratamiento de aguas residuales; el segundo, recircularlo para inocular y ajustar el contenido de humedad a la entrada del biodigestor; finalmente, puede ser usado como un líquido fertilizante (RIS, 2005). Deublein *et al.* (2008) aportan una cuarta utilización del lixiviado y consiste en precipitar fosfatos de magnesio y amonio o cristalizar el nitrógeno en forma de carbonato ácido de amonio (NH₄HCO₃) y recircular el agua. Esto es útil en plantas con alimentación de biomasa seca.

4 BASES DE DISEÑO

En esta sección se definirán las características principales de la operación de la planta piloto para lograr el adecuado diseño de la misma con una capacidad para tratar una tonelada de sólidos orgánicos por día. Esta Planta Piloto que tiene como objetivo, la obtención de biogás y la generación eléctrica a partir de la digestión anaerobia, vía húmeda, de los RSOM.

Otros subproductos serán los lodos generados en el digestor los cuales se deshidratarán mecánicamente para su disposición, el digestato sólido obtenido de esta deshidratación se llevará a compostaje y la fracción líquida puede ser usada como fertilizante.

4.1 SITIO

SEMARNAT *et al.*, (2010) hacen las siguientes recomendaciones para la ubicación de una planta generadora de biogás, a partir de la digestión anaerobia:

- Evitar la cercanía con aeródromos de servicio público o aeropuertos.
- No ubicarlo en áreas naturales protegidas, fracturas o fallas geológicas.
- Debe instalarse al menos a 500m de cualquier núcleo poblacional, de cualquier agua superficial y de cualquier pozo de extracción de agua.
- Localización fuera de zonas de inundación.

La planta se localizará en Cuautitlán, Estado de México; los datos climatológicos fueron obtenidos de la estación 15081 localizada en Tepotzotlán; la atmósfera del lugar no es corrosiva.

Tabla 18. Datos climatológicos del sitio de instalación de la planta (SMN, 1981-2010)

Temperatura media normal (°C)	Temperatura máxima normal (°C)	Temperatura mínima normal (°C)	Temperatura mínima extrema (°C)	Temperatura máxima extrema (°C)
15.6	24.1	7.0	-7.0	40.0

Los vientos reinantes en la región provienen del nornoreste en dirección sursuroeste. El dato es importante para la colocación de los equipos que emiten chispas, esto con respecto al biodigestor y al gas inflamable que se genera.

4.2 CARACTERÍSTICAS DE LAS MATERIAS PRIMAS EN EL LÍMITE DE BATERÍA

Debido a la localización de la planta, los RSOM deben provenir de zonas aledañas a este sitio. Para el diseño de la planta deben tomarse en cuenta los resultados arrojados por el laboratorio 301 en el conjunto E de la facultad de Química, UNAM, en cuanto a la composición de la basura. Los RSOM al entrar a la planta llegarán separados y se alimentarán 1 tonelada diaria de estos residuos a la planta.

Los parámetros principales y que se tomarán en cuenta para el diseño son:

Sólidos Totales: 214 g/ kg de RSOM (78% humedad)

Sólidos Volátiles Totales: 166 g/kg de RSOM

Sólidos Fijos: 48 g/kg de RSOM)

Relación g DQO/g SV: 1.56

Tabla 19. Condiciones de la materia prima en L.B.

Materia Prima	Condiciones en límite de batería	Temperatura	Presión	Densidad (g/cm³)
RSOM	Sólidos, en tambores	16 °C	No aplica en sólidos	1.056
Agua	Líquido en Pipa	16 °C	Atmosférica	1.000
NaHCO ₃	Solución en agua al 6%	16 °C	Atmosférica	1.095

Los RSOM en cuanto a su composición de carbohidratos, proteínas y grasas es la que se reporta a continuación.

% Carbohidratos	61.4
% Proteínas	29.9
%Grasas	8.7

Para los cálculos del balance de materia se tomó la composición elemental reportada por Espinosa *et al.*, (2007), la ecuación 2 reportada por Deublein *et al.* (2008) para la cual se considerará una destrucción de SV del 75% y el biogás tendrá un contenido de humedad del 7% en volumen a 37 °C reportado por Weast (1958).

4.3 CARACTERÍSTICAS DE LA OPERACIÓN

La planta piloto trabajará a condiciones de operación que se establecieron con base en las características de los RSOM y de algunas características de plantas de digestión anaerobia que operan en el mundo. De acuerdo a esto las variables principales de la operación son, en resumen, el porcentaje de ST de los RSOM a tratar a la entrada del biodigestor, la temperatura, el tipo de biodigestor y la carga orgánica al digestor.

4.3.1 Sólidos totales

La corriente de entrada de los residuos hacia el biodigestor tendrá un porcentaje de contenido de sólidos totales de 10 %, por lo que será húmeda debido a su práctico manejo y diseño. Para lograr disminuir la concentración de sólidos en la FORSU se agregará agua potable en el inicio de la operación. Cuando la planta se haya estabilizado se recirculará el lixiviado proveniente de la deshidratación del digestato.

4.3.2 Tipo de biodiestor

Se usará un biodigestor tipo CSTR con agitación mecánica continua durante el periodo de alimentación y descarga del mismo, debido a los bajos flujos la alimentación se realizará durante cuatro horas al día, mismo tiempo en que se obtendrá el efluente del biodigestor. La temperatura de operación será de 37 ± 2 °C, lo que quiere decir que operará a condiciones mesofílicas. Para lograr esta temperatura se usará un serpentín de calentamiento capaz de soportar las condiciones corrosivas dentro del recipiente. De este mismo modo las paredes internas del biodigestor estarán recubiertas resina bisfenólica (Atlac 382).

Se tendrán dos biodigestores, debido al transporte de estos desde el lugar de fabricación al de instalación con una altura de 3.6 m, será fabricado de fibra de vidrio y contará con aislamiento térmico. La presión de operación normal del biodigestor estará entre 7 mbar hasta 30 mbar. Se considerará presión de desfogue a través de las válvulas de alivio a 50 mbar y de vacío cuando esté por debajo de la atmosférica (0 bar manométrica).

4.3.3 Carga orgánica

La CO deberá ser 4.0 kg de SV/(m³*d), y a partir de este dato y el flujo volumétrico diario de entrada se puede obtener el tiempo de retención hidráulica (TRH) a partir de la ecuación 15. Este valor de 4.0 kg SV/(m³*d) es el valor máximo recomendado a la cual el biorreactor puede operar sin problemas, se encuentra reportado en la Tabla 9. La destrucción de estos sólidos volátiles se estima en 75% debido al alto tiempo de residencia y a valores que se han llegado a tener reportados en la literatura.

4.4 SERVICIOS AUXILIARES

Los servicios auxiliares en una planta son esenciales para lograr una operación confiable. Los servicios auxiliares comprenden aquellas corrientes o insumos que necesita la planta para operar adecuadamente pero que no se encuentran directamente en contacto con las corrientes de proceso de la planta.

Para el caso de la planta piloto los servicios auxiliares que aplican son:

- Energía eléctrica para motores de equipos, instrumentación y alumbrado.
- Agua de calentamiento al biodigestor
- Agua contra incendios
- Gas combustible

El principal servicio auxiliar es el agua de calentamiento al biodigestor el cual entrará a una temperatura máxima de 48 °C y saldrá a 42 °C (5 °C más que lo que permanece el biodigestor). El agua potable la proveerá el municipio de Cuautitlán a una presión de 2 bar y una temperatura media de 16 °C. Para llevar el agua a 48 °C es necesario tener un medio de calentamiento de ésta, la cual está fuera de los límites de batería de este trabajo.

Otro servicio importante a resaltar es la energía eléctrica necesaria para el funcionamiento de los equipos. Para evitar cualquier falla éstos estarán conectados a la red de CFE de 110 V y además a la planta de generación eléctrica que tendrá la planta piloto.

El gas combustible deberá alimentarse a un calentador de agua con encendido automático para proporcionar agua de calentamiento al biorreactor cuando éste lo necesite.

4.5 OTRAS CONDICIONES DE OPERACIÓN

La entrada y salidas del biodigestor operará 4 horas al día; algunas otras partes de la planta operarán en batch o semicontinualmente. A la entrada del biodigestor la corriente deberá tener una concentración de al menos 1500 mg/L de CaCO₃.

El área de pre tratamiento operará desde 4 hasta 4.5 horas, dependiendo de las condiciones de trituración. Si es necesario se recircularán los residuos triturados del tanque buffer para obtener un tamaño de partícula más fino. Este tamaño de partícula debe de ser en promedio de 0.5 cm ya que se trata de operación húmeda.

4.6 NORMATIVIDAD APLICABLE

No existe en México legislación para el tratamiento de la FORSU mediante digestión anaerobia, sin embargo, algunas normas pueden adaptarse como las que se presentan a continuación.

El listado de la normatividad aplicable que esta planta requiere cumplir es la siguiente:

4.6.1 Límites máximos permisibles de residuos

Los lodos que se obtengan del proceso de digestión anaerobia deberán cumplir con la *NOM-004-SEMARNAT-2002-Lodos y biosólidos*-. Esta norma establece las especificaciones y los límites máximos permisibles en lodos y biosólidos provenientes del desazolve de los sistemas de alcantarillado, de plantas potabilizadoras y del tratamiento de aguas residuales, con el fin de posibilitar su aprovechamiento y proteger al medio ambiente y salud humana.

La aplicación de los lodos en terrenos con fines agrícolas y mejoramiento de suelos se sujetará a lo establecido en la Ley Federal de Sanidad Vegetal y conforme a la normatividad vigente en la materia.

Para los lixiviados generados durante el proceso las normas *NOM-001-SEMARNAT-1996* y la *NOM-002-SEMARNAT-1996* serán las que dictaminen los límites máximos permisibles de contaminantes, la primera norma lo establece cuando los residuos sean vertidos en bienes y aguas nacionales, mientras la segunda establece los límites para alcantarillado.

Para el biogás en exceso que no pueda ser utilizado se necesita de un quemador para evitar fugas a la atmósfera de metano. El quemador debe cumplir lo especificado por la *NOM-085-SEMARNAT-2011* que establece los límites máximos permisibles de emisiones gaseosas para los equipos fijos de combustión.

4.6.2 Tuberías

Las NOM's anteriores no tienen un apartado de biogás o del tratamiento de residuos mediante digestión anaerobia, pero la SEMARNAT *et al.*, (2010) especifican que se sigan esas normas. Del mismo modo especifica considerar el punto 5.1 de la *NOM-003-SECRE-2002-* que establece los criterios de diseño de tuberías para distribución de gas natural y L.P. por ductos.

4.6.3 Instalaciones eléctricas

El diseño, instalación, dispositivos, la seguridad y la operación de la instalación eléctrica de aprovechamiento energético del biogás se deberá apegar a lo especificado en la *NOM-001-SEDE-2005*.

4.7 CRITERIOS Y ESTÁNDARES DE DISEÑO

En todas las instalaciones industriales existen recomendaciones para operar las plantas. A continuación se mencionan algunas prácticas que deben cumplirse en la planta piloto.

4.7.1 Criterios de seguridad e Instrumentación

El criterio más importante para el diseño de la planta es la seguridad, debido a que tratamos con un gas inflamable, los equipos que emiten chispas (motor generador de electricidad y el quemador) deben ser instalados en contraviento del biodigestor.

Además del criterio de seguridad anterior, la planta deberá contener:

- Dos válvulas de emergencia que estén localizadas entre el biorreactor y el equipo de consumo de gas de modo que el biogás no pueda fluir hasta que el motor esté en marcha y para que el flujo de gas se interrumpa cuando:
 - La velocidad de rotación nominal se excede
 - La presión de gas caiga al mínimo
 - La presión de gas supere la presión máxima de diseño.

- El interruptor de emergencia se active
- El control de energía falle
- El sistema contra incendios se active
- El quemador deberá instalarse al menos a 30 metros del biodigestor y del almacenador de biogás (SEMARNAT *et al.*, 2010).
- El biorreactor y almacenador de biogás deberán contar con válvulas de alivio para desfogar en caso de aumentar la presión interna para evitar una posible explosión; también deberá contar con una de contravacío para evitar el colapso de estos recipientes.

Los instrumentos de medición y control con los que, al menos, deberá contar el sistema de digestión para su adecuado monitoreo y operación son:

- Medidor y control de pH y alcalinidad.
- Medidor y control de flujo de biogás
- Medidor de la composición de biogás.
- Medidor y control de la temperatura.
- Medidor y control de presión en el biodigestor y en el almacenador de biogás.
- Medidor y control de nivel líquido (o sólido) del biodigestor.

4.7.2 Criterios de flujo en tuberías

Este criterio es fundamental para el cálculo de los diámetros de las tuberías. Ya que una velocidad mayor a la recomendada (diámetros muy pequeños) puede dar lugar a la abrasión de las paredes internas, en este caso también podría causar taponamiento debido a que se manejan sólidos. Por otro lado, velocidades pequeñas (diámetros grandes) dan lugar a asentamiento de sólidos lo que ocasiona obstrucción de la tubería. En la Tabla 20 se muestran las velocidades recomendadas en una tubería para el posterior cálculo del diámetro a usar.

Tabla 20. Criterio de flujo en tuberías (McCabe *et al.*, 1991).

Fluido	Tipo de flujo	Velocidad (ft/s)	Velocidad (m/s)
Líquidos poco viscosos	Flujo por gravedad	0.5 - 1	0.15 – 0.30
	Entrada de bomba	1 - 3	0.3 – 0.9
	Salida de bomba	4 - 10	1.2 - 3
	Línea de conducción	4 - 8	1.2 – 2.4
Líquidos viscosos	Entrada de bomba	0.2 – 0.5	0.06 – 0.15
	Salida de bomba	0.5 - 2	0.15 – 0.6
Aire o gas		30-100	9-30

4.7.3 Criterios para la selección de válvulas

Algunas válvulas tienen un uso adecuado para unas sustancias que para otras, en la Tabla 21 se muestran estos criterios.

Tabla 21. Criterios de selección de válvulas (IBETECH, 2013).

Función y servicio de las válvulas	Tipo de válvula
Descarga de bombas de agua	Combinación de retención / mariposa, bola o compuerta
Alimentación y salida de equipos de proceso	Bola, compuerta o mariposa
Líneas de lodo	Diafragma o bola
Línea de biogás	Mariposa o aguja

5 METODOLOGÍA

En este capítulo se explica cómo se llegó a la realización de los cálculos pasando de lo general a lo particular. Es decir, primero se parte de un esquema completo de toda la planta, el cual es el balance de materia y energía y luego las ecuaciones necesarias para tener las especificaciones de algunos equipos.

5.1 DESARROLLO DE LA PROPUESTA CONCEPTUAL

Con base en datos de laboratorio, en las bases de diseño propuestas y en lo que reporta la literatura se propuso una planta de digestión anaerobia con los componentes necesarios para el adecuado funcionamiento.

5.1.1 Balance de materia

Primero se realizó el balance de materia del proceso, para estos cálculos se considera una densidad de 1 g/cm³ del agua, y 1.056 g/cm³ de los RSOM ya triturados. La CO utilizada fue la mencionada en las bases de diseño. En las corrientes líquidas se reportan flujos máxicos de ST, SV, SF y agua, así como el flujo volumétrico. En las corrientes de gas el flujo se reporta en Nm³/d y Nm³/h (0 °C y 100 kPa), y deben calcularse para las condiciones de operación: a 37 °C y 78 kPa.

5.1.1.1 Ajuste de Sólidos Totales

Para lograr el % de ST deseado se parte de la ecuación:

$$\%ST = \frac{W_{RSOM} * C_{ST}}{W_{H_2O} + W_{RSOM}} (100\%) \quad \text{Ec. 24}$$

Donde:

W_{RSOM} es el flujo máxico de RSOM

W_{H_2O} es el flujo máxico de Agua

C_{ST} es la concentración de sólidos totales en los RSOM (kg ST/kg RSOM)

De la ecuación 24 se despeja el flujo de agua (W_{H_2O}) quedando:

$$W_{H_2O} = \frac{W_{RSOM} * C_{ST}}{\%ST} (100\%) - W_{RSOM} \quad \text{Ec. 25}$$

5.1.1.2 Cálculo de la producción de biogás en el biodigestor

1. Primero se calculó la composición elemental, en proporción molar, de la FORSU. Para esto se siguieron los siguientes pasos:

- Se normalizó el porcentaje en peso de C, H, N, O y S, reportados en la Tabla 6, es decir, se eliminó la fracción de cenizas.
- Se dividieron los porcentajes en masa normalizados sobre la masa molar (M) de cada elemento y sacar el porcentaje en mol de cada elemento.

$$\frac{n_{elemento}}{100 g} = \frac{\%Masa_{elemento}}{M_{elemento}} \quad \text{Ec. 26}$$

$n_{elemento}/100g$ es el número de moles del elemento por cada 100 g de sólidos volátiles

$$\%mol_{elemento} = \left(\frac{\frac{n_{elemento}}{100 g}}{\sum \frac{n_{elemento}}{100 g}} \right) * 100\% \quad \text{Ec. 27}$$

- Se ajustó el porcentaje de moles dividiendo el %mol de cada elemento entre el %mol del elemento en menor proporción.
- Este número se redondeó para tener números enteros, estos números representan los subíndices que se tiene en 1 mol de la composición elemental de la FORSU, el cual queda de la forma: $C_aH_bO_cN_dS_s$.

2. Posteriormente se calcularon los coeficientes estequiométricos de la reacción global de digestión anaerobia como reportan Deublein *et al.* (2011) descrita en la ecuación 2.

3. Se calculó el número de moles para la cantidad de residuos tratados, y se multiplicó este valor por los coeficientes estequiométricos estableciendo como base un 75% de destrucción de sólidos volátiles.
4. Los valores obtenidos en moles de los gases debido a la reacción se transformaron a Nm³ mediante la ecuación de los gases ideales:

$$V_{\text{Biogás seco}} = \frac{nRT}{P} \quad \text{Ec. 28}$$

Donde:

V: volumen del gas en m³N @ 0°C y 1 bar; en m³ @ 37 °C y 0.78 bar

n: número de moles de biogás

R: Constante de los gases 0.08314472 $\frac{\text{bar} * \text{m}^3}{\text{K} * \text{mol}}$

T: Temperatura @ 273.15 K y @ 310.15 K

P: Presión @ 1 bar y @ 0.78 bar

Nota: Para estos cálculos se ignoró la producción de amoniaco en el biogás, ya que de acuerdo a Williams *et al.* (2011) a las condiciones de operación el amoniaco reacciona para dar lugar a iones amonio que permanecen en el digestato.

5. A la par de los cálculos anteriores se realizó el análisis del PBM siguiendo las ecuaciones reportadas por Raposo *et al.* (2011). Con lo cual se obtuvo la producción máxima de metano posible a generar; debido a que se supone una eficiencia de 75%, el PBM_{ThAtC} , PBM_{ThOFC} y el PBM_{ThDQO} se multiplicaron por los 75%.

Al realizar el balance de PBM_{ThAtC} mediante la composición reportada en la Tabla 6, el flujo de metano esperado, que se obtiene al multiplicar el PBM_{ThAtC} por la eficiencia de destrucción de sólidos volátiles, es el mismo que el obtenido en el punto 4 el cual no es un valor obtenido estrictamente de la caracterización de los RSOM en el valle de México, sino un estudio realizado por Espinosa *et al.* (2007).

Por otro lado el PBM_{ThOFC} y el PBM_{ThDQO} se obtienen con valores de la caracterización de los RSOM y ya que el biogás seco prácticamente guarda una relación inversa entre la producción de metano y CO_2 se ajusta el contenido de ambos gases: si el $PBM_{ThDQO} * 0.75$ es diferente al análisis arrojado en el punto 4 se corrige el valor del punto 4 por el arrojado aquí, y se hace lo correspondiente con el CO_2 para cumplir el balance de masa.

6. La suma de los flujos de los gases da lugar al flujo de biogás seco total, ya que se estima, de acuerdo a Weast (1958) que a $37\text{ }^\circ\text{C}$ se encuentra saturado de biogás aproximadamente en un contenido de 7% en volumen, se recalcula el flujo de biogás total:

$$V_{\text{Biogás húmedo}} = \frac{V_{\text{Biogás seco}}}{1-0.07} \quad \text{Ec. 29}$$

5.1.1.3 Cálculo del digestato de salida del biodigestor

Por definición un reactor CSTR tiene la misma concentración de reactivos y productos en todo el volumen líquido del biodigestor, además de conservar la misma temperatura. La FORSU que ingresa al biodigestor cambia sus propiedades al momento de entrar en contacto con el resto de la masa. Debido a la degradación de la materia orgánica y las interacciones que los microorganismos tienen con ella es difícil determinar la composición exacta del efluente, pero en términos de SF, SV, ST y agua podemos determinar fácilmente su composición, así como el flujo másico y volumétrico.

Los sólidos fijos nunca reaccionan y se mantienen durante todo el proceso por lo que el balance de SF es:

$$W_{SF_{ent}} = W_{SF_{sal}} \quad \text{Ec. 30}$$

Los sólidos volátiles, por su parte, se consideró un 75% de degradación de estos a biogás, por lo que el balance es:

$$W_{SV_{sal}} = W_{SV_{ent}}(1 - 0.75) \quad \text{Ec. 31}$$

Y el flujo de ST es la suma de los SF más los SV, esto durante todo el proceso.

$$W_{ST} = W_{SV} + W_{SF} \quad \text{Ec. 32}$$

5.1.2 Balance de materia en Filtro Prensa

De acuerdo a Williams *et al.* (2011) y la información que estos autores compilaron, un filtro prensa puede operar sin necesidad de agregar floculante, aunque la eficiencia es menor. En la fracción sólida se tendrá un 25% de ST y se capturará el 65% de los sólidos en esta fracción. La ecuación 32 permite realizar el cálculo del flujo de sólidos totales en la fracción sólida del digestato; esta ecuación aplica para sólidos fijos y sólidos volátiles

$$W_{ST_{fs}} = 0.65 * W_{ST_{dig}} \quad \text{Ec. 33}$$

$W_{ST_{fs}}$ Flujo másico de sólidos totales en la fracción sólida

$W_{ST_{dig}}$ Flujo másico de sólidos totales a la entrada del filtro prensa

Para conocer la cantidad de agua que irá presente en el digestato sólido, únicamente se divide el flujo de sólidos totales entre el porcentaje de sólidos del digestato sólido tal como se muestra en la ecuación 33:

$$W_{H_2O_{fs}} = W_{ST_{fs}}/0.25 \quad \text{Ec. 34}$$

$W_{H_2O_{fs}}$ Flujo másico de agua en la fracción sólida del filtro prensa

Para los cálculos de flujo de la fracción líquida simplemente se usa la ecuación global de balance de materia, donde entradas al filtro prensa será igual a la salidas.

5.1.3 Dimensionamiento del biodigestor

El cálculo del volumen de los biodigestores se realizó a partir de la ecuación 15, despejando el volumen líquido del biodigestor:

$$V_l = \frac{Q * C_{SV}}{V_{CO}} \quad \text{Ec. 35}$$

Donde:

V_l es el volumen líquido del biodigestor (m^3),

C_{SV} es la concentración de los sólidos volátiles en los RSOM de entrada al biodigestor ($kg\ SV/m^3$)

Q es el flujo de RSOM diluida que entra al biodigestor (m^3/d), este flujo es:

$$Q = Q_{RSOM} + Q_{agua} \quad \text{Ec. 36}$$

El volumen total del biodigestor debe tener espacio para el biogás por lo que el volumen líquido debe tener un sobrediseño para dejar espacio al biogás que se genera en el proceso de digestión, además dentro del digestor estará un serpentín y un agitador mecánico que también ocupará un espacio dentro del digestor.

5.1.4 Balance de energía

El digestor anaerobio es calentado para mantener condiciones estables para que la digestión anaerobia se lleve a cabo. Para la digestión, los requerimientos de energía incluyen (LAWPCA, 2009):

- Elevar la temperatura de los RSOM que ingresan al biodigestor (de la temperatura ambiente hasta $37\text{ }^\circ\text{C}$)
- Compensar la pérdida de calor a través de las paredes del biodigestor; en este caso consideramos que ese valor es prácticamente cero porque está aislado.

Además de los dos factores anteriores existe otro que es considerado por Deublein *et al.* (2008), el cual es la energía que produce la reacción, debido a que se trata de una reacción global exotérmica.

5.1.4.1 *Requerimientos energéticos para elevar la temperatura de los RSOM*

El balance energético para elevar la temperatura del sustrato a la temperatura del biodigestor es (LAWPCA):

$$Q_T = W_{RSOM} * Cp_{RSOM} * (t_2 - t_1) + \sum_{i=2}^n Q_i \quad \text{Ec. 37}$$

Donde:

W_{RSOM} es el flujo másico [=] $\frac{\text{masa}}{\text{tiempo}}$

Cp_{RSOM} es el calor específico del sustrato [=] $\frac{\text{Energía}}{\text{masa*temperatura}}$

T_2 y T_1 son las temperaturas del sustrato calentado y antes de calentar, respectivamente.

Q_1 es el flujo de energía requerido para calentar el sustrato [=] $\frac{\text{Energía}}{\text{tiempo}}$

Q_n es la energía que se involucra en el proceso; en este caso son Q_2 y Q_3 que son la energía que se pierde en las paredes y la que se produce por la reacción respectivamente.

5.1.4.2 *Requerimientos energéticos para compensar las pérdidas de energía por las paredes del biodigestor*

El balance de energía debido a las pérdidas a través de las paredes del biodigestor se consideró que fuese cero debido a que el recipiente está aislado y las pérdidas de calor son despreciables.

$$Q_2 = U * A * (T_b - T_\infty) = 0 \quad \text{Ec. 38}$$

Donde:

U es el coeficiente de transferencia de calor [=] $\frac{\text{Energía}}{(\text{longitud})^2 * \text{tiempo} * \text{temperatura}}$

A es el área de transferencia de calor [=] $(\text{longitud})^2$

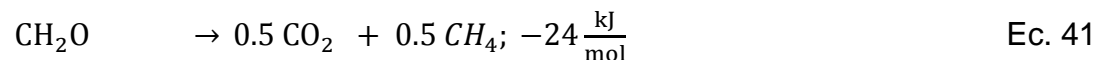
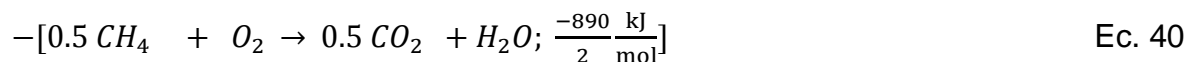
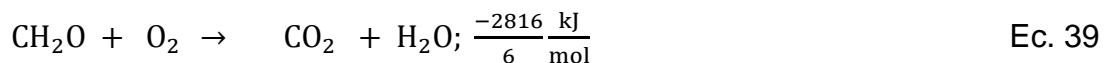
T_b es la temperatura del operación del biodigestor

T_∞ es la temperatura fuera del tanque

5.1.4.3 Energía de reacción

El proceso de digestión anaerobia es exotérmico. Por cada mol de carbono de carbohidratos que se degrada se generan 24 kJ, los carbohidratos son mayoría en los RSOM a la entrada del biodigestor por lo que el valor 24 kJ/mol°C se asumirá para proteínas y grasas, de modo que el calor de la reacción será de 24 kJ por cada mol de carbono de materia orgánica que reaccione; sin embargo, para tener un diseño confiable en el serpentín de calentamiento, se tomará el escenario de arranque de la planta, donde no existe reacción química. Sin embargo, para los cálculos del balance normal de operación que se incluirá en el DFP si se tomará en cuenta. Este calor lo llamaremos Q_3 y como es un calor que la reacción produce tiene un valor negativo.

El calor de reacción en la digestión anaerobia por cada mol de C se calcula:



Entonces para el calor de la reacción se tomará en cuenta que por cada mol de carbono que reacciona se producen 24 kJ de energía.

5.1.4.4 Balance global de energía en el biodigestor

Para calcular la cantidad de agua de calentamiento necesaria para mantener la temperatura, a través de un serpentín de calentamiento, se adiciona el balance del medio de calentamiento:

$$W_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{W_{\text{RSOM}} * C_{p_{\text{RSOM}}} * (t_2 - t_1) + Q_3}{C_{p_{\text{H}_2\text{O}}} * (T_1 - T_2)} \quad \text{Ec. 42}$$

Donde:

$W_{\text{H}_2\text{O}}$ es el flujo másico del agua necesaria para mantener la temperatura del biorreactor a t_2 .

Cp_{H_2O} es la capacidad calorífica del agua [=] $\frac{\text{Energía}}{\text{masa} \cdot \text{temperatura}}$

T_1 es la temperatura de entrada del agua al biodigestor

T_2 es la temperatura del agua a la salida del biodigestor

5.1.4.5 Cálculo del área del serpentín

Una vez calculado el flujo de agua necesario para mantener las condiciones de operación en el biodigestor, se usa la ecuación de Fourier para calcular el área de transferencia de calor necesaria.

$$Q = U * A * LMTD = W_{H_2O} * Cp_{H_2O} * (T_1 - T_2) \quad \text{Ec. 43}$$

$$A = \frac{Q}{LMTD * U} \quad \text{Ec. 44}$$

Donde:

Q es el flujo de energía que se requiere para mantener la temperatura en el biodigestor, el cual es el mismo que debe soportar el cambiador de calor.

U es el coeficiente global de transferencia de calor [=] $\frac{\text{Energía}}{(\text{longitud})^2 \cdot \text{tiempo} \cdot \text{temperatura}}$

A es el área de transferencia de energía que se necesita [=] $(\text{longitud})^2$

$LMTD$ es la diferencia media logarítmica de temperaturas entre el serpentín y el sustrato del biodigestor; esto es:

$$LMTD = \frac{(T_1 - t) - (T_2 - t)}{\ln\left(\frac{T_1 - t}{T_2 - t}\right)} \quad \text{Ec. 45}$$

T_1 es la temperatura del agua caliente (48 °C)

T_2 temperatura del agua de salida del serpentín (42 °C)

t es la temperatura del biodigestor (37°C).

La ecuación de Fourier es la ecuación 43. En la ecuación 44 ya se encuentra despejada el área de transferencia; la diferencia de temperatura logarítmica debido a que a lo largo del serpentín la temperatura del agua cambia.

Para el cálculo del coeficiente global de transferencia se usa la ecuación:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_{io}} + R_{di} + R_{do} + \frac{x_w d_o}{d_m k} + \frac{1}{h_o}} \quad \text{Ec. 46}$$

Donde:

h_{io} es el coeficiente interno convectivo referido al área externa del serpentín. R_{di} y R_{do} son las resistencias térmicas interna y externa, respectivamente, debido a incrustaciones

d_o es el diámetro externo del serpentín

d_m es el diámetro promedio del serpentín

x_w es el espesor del tubo.

k es la conductividad térmica del material del serpentín

h_o es el coeficiente externo convectivo

Por otro lado los coeficientes convectivos se calculan mediante el uso de correlaciones ya bien conocidas, usando el número de Nusselt (Nu), Reynolds (Re) y el Prandtl (Pr) principalmente, por lo que se deben conocer la conductividad, capacidad calorífica, viscosidad, entre otras de la materia orgánica que se está tratando. Para facilitar los cálculos se asumió que estos valores son los del agua; excepto la viscosidad la cual varía mucho con la agitación que se le proporciona a los RSOM.

El cálculo del número de Nusselt para el coeficiente externo de convección en un tanque agitado para un serpentín está dado por Suryanarayanan *et al.* (1976):

$$Nu = \frac{h_o D_t}{k} = 0.21(\text{Re})^{0.66} (\text{Pr})^{0.33} \left(\frac{D_a}{D_t}\right)^{0.17} \left(\frac{H_a}{D_t}\right)^{0.13} \left(\frac{D_c}{D_t}\right)^{-0.29} \left(\frac{d_o}{D_t}\right)^{-0.45} \quad \text{Ec. 47}$$

En donde los números de Reynolds y Prandtl dependen de la viscosidad la cual se estima de acuerdo a la ecuación 48. Los demás parámetros son:

D_a diámetro del impulsor del agitador

D_t diámetro del tanque

D_c diámetro que forma el serpentín de calentamiento

H_a Altura de los impulsores sobre la parte más baja del digestor, se recomienda que $\frac{H_a}{D_t}$ sea 0.5.

d_o diámetro externo del tubo del serpentín

La viscosidad aparente es:

$$\mu = \frac{m}{(BN)^{1-n}} \quad \text{Ec. 48}$$

Donde B es un parámetro que tiene el valor de $11 \pm 10\%$. Sin embargo, de acuerdo a los datos experimentales el valor de B que se ajusta bastante es 6.5. Y el número de Reynolds usado para calcular el número de Nusselt es:

$$Re = \frac{\rho N D_a^2}{\mu} \quad \text{Ec. 49}$$

El número de Nusselt interno se calculó de acuerdo a los resultados obtenidos de Re y Pr.

5.1.4.6 Cálculo de las bombas

Para el cálculo de las bombas, primero se realizó un balance de energía entre dos puntos en una tubería, esto para conocer la caída de presión en ese tramo. Para ello se utilizó el programa Aspen® PipeDes que utiliza el balance energético que se muestra a continuación (Bird *et al.*, 2010).

$$\frac{1}{2}(v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \int_{p_1}^{p_2} \frac{1}{\rho} dp = \widehat{W}_m - \widehat{E}v \quad \text{Ec 50}$$

Donde:

$\frac{1}{2}(v_2^2 - v_1^2)$ es el parámetro de cambio en energía cinética.

$g(z_2 - z_1)$ es el parámetro de elevación (energía potencial).

$\int_{p_1}^{p_2} \frac{1}{\rho} dp$ es la energía por diferencia de presión.

\hat{W}_m es el trabajo proporcionado por la bomba en $\hat{W}_m [=] \frac{\text{longitud}^2}{\text{tiempo}^2}$

$\hat{E}v$ es el término de disipación viscosa

La ecuación 50 es un balance global, sin embargo la herramienta de Aspen toma los parámetros de disipación viscosa, diferencia de alturas reflejado en una caída de presión en un tramo de tubería.

Los parámetros que se introdujeron a la herramienta fueron los accesorios de la tubería, el tramo recto en la tubería, la diferencia de alturas y características del fluido tales como densidad y parámetros de la ley de potencias de un fluido no newtoniano. El fluido a tratar y el digestato son fluidos pseudoplásticos, los cuales siguen la ley de potencias tal como se describen en las ecuaciones 50 y 51 (Bird *et al.*, 2010):

$$\tau_{zx} = -\eta \left(\frac{dv_x}{dz} \right) \quad \text{Ec. 51}$$

$$\eta = m \left(\frac{dv_x}{dz} \right)^{n-1} \quad \text{Ec. 52}$$

Donde:

τ_{zx} es el esfuerzo cortante

η es la viscosidad aparente

$\frac{dv_x}{dz}$ es la velocidad de corte

m & n son parámetros de la ley de potencias. Estos parámetros fueron proporcionados por el laboratorio 301 en el conjunto E de la facultad de Química, UNAM. Estos parámetros son:

Para digestato:

n-1	-0.9205
n	0.0795
m	0.468

Para RSOM al 10% ST:

n-1	-0.9522
n	0.0478
m	1.773

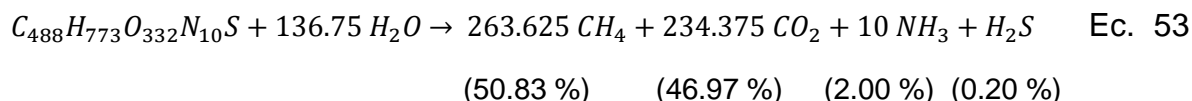
Conociendo la presión a la que debe llegar el fluido en el punto de descarga y la caída de presión calculada se conoce la presión de descarga de la bomba y mediante el flujo se puede conocer la potencia de las bombas en kW.

6 RESULTADOS Y DISCUSIÓN

En el presente capítulo se presentarán los balances de materia y energía y los documentos de ingeniería que estos arrojaron como el diagrama de bloques, el diagrama de flujo de procesos (DFP), el diagrama de tuberías e instrumentación (DTI) entre otros.

6.1 POTENCIAL BIOQUÍMICO DE METANO

A partir de la composición reportada por Espinosa *et al.* (2007), la reacción global de digestión anaerobia es:



Los porcentajes en volumen que se obtienen del biogás se encuentran dentro del intervalo reportado en la literatura; sin embargo, este rendimiento es un teórico. Por ello se calculó la producción de biogás para 1 tonelada de RSOM, el resultado fue:

Tabla 22. Volumen de biogás generado a partir de 1 Tonelada de RSOM con base en los datos de Espinosa *et al.* (2007).

Gas	Nm ³ /ton RSOM
CH ₄	59.20
CO ₂	54.71
NH ₃	2.33
H ₂ S	0.23
Total	116.48

El resultado del potencial bioquímico de metano con eficiencia del 100% y del esperado (75%) se muestra en la Tabla 23:

Tabla 23. Potencial bioquímico de metano de los RSOM estimado.

PBM	Nm ³ CH ₄	Nm ³ CH ₄ con una eficiencia del 75%
PBM _{AtC}	82	62
PBM _{OFC}	87	65
PBM _{DQO}	97	72

El resultado de la PBM_{AtC} al 75%, teóricamente, debe dar el mismo valor que los flujos calculados por las ecuaciones 2 y de los gases ideales; pero en las ecuaciones reportadas por Raposo *et al.* (2011) el valor de volumen que ocupa 1 mol de gas (22 400 mL) está redondeado y eso causa esa ligera diferencia de resultados.

Por otro lado también se aprecia en la Tabla 23 que los potenciales calculados con datos más *ad hoc* a la caracterización de los RSOM del Valle de México dan un rendimiento de metano mayor, sobre todo la que es calculada con la DQO, con lo cual, de la Tabla 24 se ajustó el valor de metano y bióxido de carbono quedando la composición de la siguiente forma:

Tabla 24. Flujo y composición del biogás estimada para tratar 1 tonelada de RSOM en el valle de México.

Gas	Nm ³ /ton RSOM	% Vol
CH ₄	68	52.38
CO ₂	52.5	40.44
NH ₃	0	0
H ₂ S	0.23	1660 (ppm)
Biogás seco	120.73	-----
H ₂ O	9.09	7
Total	129.82	100.00

La combustión del biogás de la producción estimada en la planta generaría un total de 761 kWh de energía, pero debido a que la eficiencia típica de las plantas

generadoras de electricidad está alrededor del 30%, la planta sólo producirá 254 kWh efectivas.

6.2 BALANCES DE MATERIA Y DIAGRAMA DE BLOQUES

Para la planta piloto se propuso un sistema simple que cumpla con lo indispensable para un adecuado proceso. Para ello debe contener un triturador, un tanque buffer para que la RSOM ingrese con el porcentaje de sólidos establecida en las bases de diseño y esté homogeneizada, así como una capacidad buffer para evitar la acidificación y cambios bruscos de pH en el interior del biodigestor. Asimismo, el digestato se pasa a un proceso de deshidratación para que se pueda aprovechar como composta y el líquido puede ser usado para riego agrícola.

De este modo el modelo propuesto de digestión anaerobia es el que se ilustra en la Figura 16, para la cual se tienen los flujos de la Tabla 25 y la Tabla 26. Dentro de estas tablas, en la Tabla 26 se muestra el balance de materia continuo y en él no se gasta en agua de proceso, ya que el lixiviado que se obtiene en la deshidratación del digestato se recircula para que la entrada al biodigestor tenga 10% de ST.

Cabe señalar que no puede reutilizarse todo el lixiviado y que se necesita agua de proceso debido a que pudiese ocurrir una inhibición por amoníaco. La relación óptima lixiviado/agua de proceso se obtendrá ya en la operación de la planta piloto ya que ésta depende de muchos factores.

Tabla 25. Flujos de corrientes de la planta piloto (sin recirculación).

PARÁMETRO	CORRIENTES	1	2	3	4	5	6	7	8 y 9	10	11	12
	unidad	RSOM	AGUA DE PROCESO	RESIDUOS TRITURADOS	BICARBONATO DE SODIO @6%	SALIDA TANQUE BUFFER	BIOGÁS EN TANQUE BUFFER	BIOGÁS EN DIGESTOR	AGUA DE CALENTAMIENTO	DIGESTATO	DIGESTATO SÓLIDO	DIGESTATO LÍQUIDO
MSV	kg/d	166	---	166	0	166	---	---	---	41.5	26.975	14.525
MSF	kg/d	48	---	48	5.157	53.157	---	---	---	53.157	34.552	18.605
MST	kg/d	214	---	214	5.157	219.157	---	---	---	94.657	61.527	33.130
MH ₂ O	kg/d	786	1101.94	1887.936	89.790	1972.41	---	7.20	7670.488	1939.909	184.581	1755.328
Densidad	kg/m ³	1056	1000	1026.595	1095	1029.28	---	---	1000	1013	1100	1000
M _{total}	kg/d	1000	1101.94	2105.621	85.947	2191.57	---	156.984	7670.488	2034.566	246.108	1788.458
Flujo volumétrico	m ³ /d	0.947	1.322	2.050	0.078	2.129	---	129.817*	7.670	2.008	0.224	1.788
ST	%	21.4	0	10.163	6	10	---	---	---	4.65	25	1.89

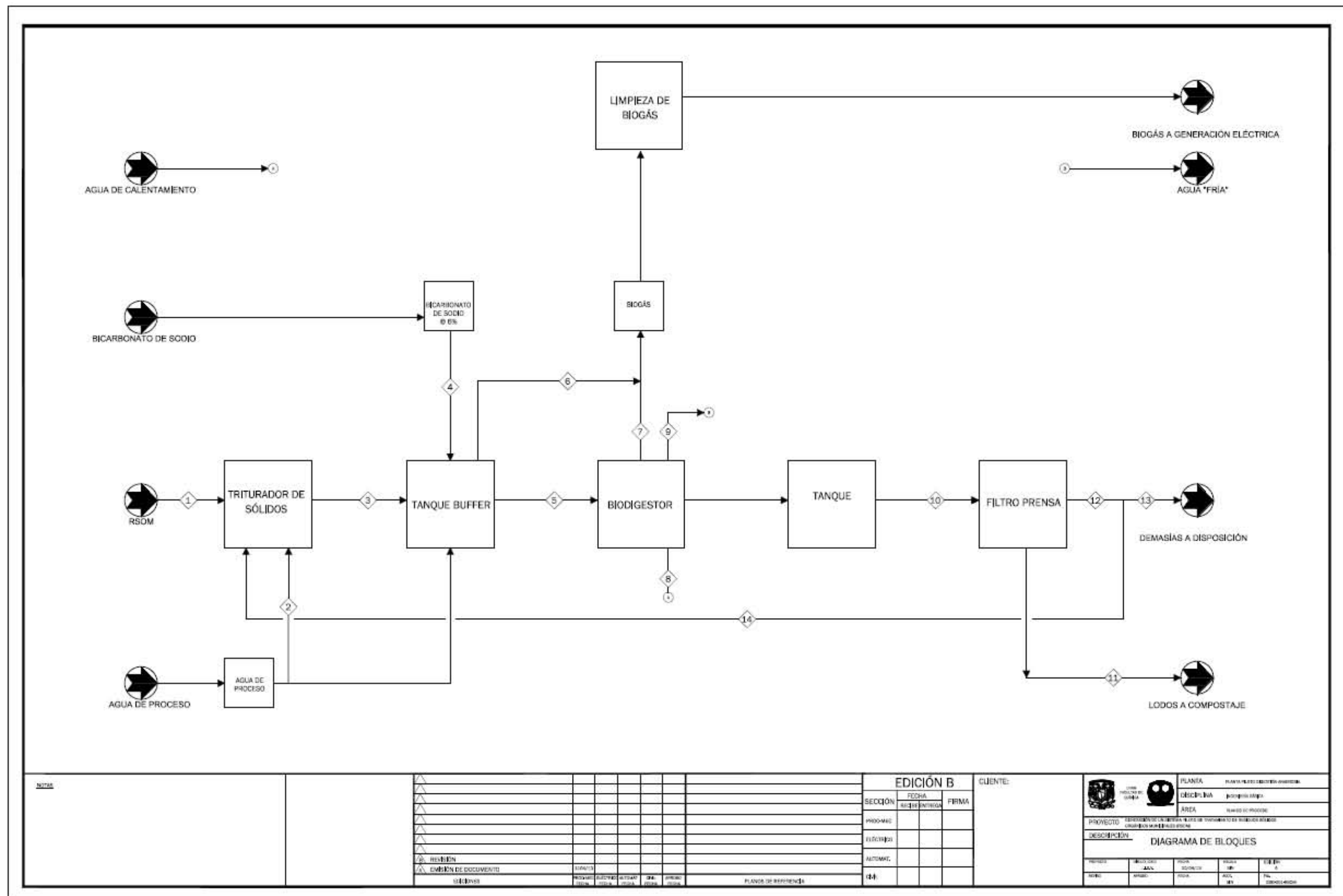


Figura 16. Diagrama de bloques de la planta piloto

Tabla 26. Flujos diarios de las corrientes para la planta piloto con recirculación de lixiviado.

PARÁMETROS	CORRIENTES	1	2	3	4	5	6	7	8 y 9	10	11	12	12	13	14
	unidad	RESIDUOS SÓLIDOS CRUDOS	AGUA DE PROCESO Recirculación	RESIDUOS TRITURADOS	BICARBONATO DE SODIO @6%	SALIDA TANQUE BUFFER	BIOGÁS EN TANQUE BUFFER	BIOGÁS EN DIGESTOR	AGUA DE CALENTAMIENTO	DIGESTATO	DIGESTATO SÓLIDO	DIGESTATO LÍQUIDO cal	DIGESTATO LÍQUIDO Sup	DIGESTATO LÍQUIDO A L.B.	DIGESTATO LÍQUIDO RECIRCULADO
MSV	kg/d	166	---	176.924	0	176.924	---	---	---	44.23	28.75	15.48	15.48	10.92395878	4.56
MSF	kg/d	48	---	64.525	2.383	66.908	---	---	---	66.91	43.49	23.42	23.42	16.52459613	6.89
MST	kg/d	214	---	241.449	2.383	243.832	---	---	---	111.14	72.24	38.90	38.90	27.44855491	11.45
MH2O	kg/d	786	---	2157.148	37.339	2194.487	---	7.68	10240.938	2159.84	216.72	1943.12	1943.12	1371.148237	571.97
Densidad	kg/m ³	1056	1000	1023.347	1095	1024.514	---	---	1000	1013	1,100	1000	1000	1000	1000
Mtotal	kg/d	1000	---	2398.597	39.722	2438.319	---	167.341448	10240.938	2270.98	288.96	1982.02	1982.02	1398.596792	583.42
Flujo volumétrico	m ³ /d	0.947	---	2.346	0.036	2.380	---	138.496*	10.241	2.242	0.263	1.982	1.982	1.399	0.583
ST	%	21.4	---	10.066	6	10	---	---	---	4.89	25	1.96	1.96	1.963	1.963

6.3 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO

El diagrama de flujo de procesos, abreviado como DFP, está constituido de tres partes. La primera es el dibujo en donde se describen todas las corrientes de proceso enumeradas que involucra el flujo de materia; no sólo se presentan los flujos de las corrientes principales como en el diagrama de bloques; sino también aquellos flujos que llegaran a ser intermitentes. También se muestran todos los equipos del proceso con su respectiva nomenclatura (y no en manera de bloques), de esta manera se conoce cuántos equipos existen en el proceso.

La segunda parte corresponde a la lista de estos equipos dibujos mencionando a cada uno de ellos; en él se menciona la descripción de la nomenclatura.

La última parte, y la más importante, son los balances de materia y energía representados en una tabla donde se muestran los flujos máscicos de los componentes de cada corriente, también se presenta el flujo volumétrico. Del balance de energía se muestran la presión y la temperatura de todas las corrientes.

Regularmente el DFP va acompañado de otro documento de ingeniería que describe lo que, gráficamente está dibujado en el DFP. El DFP se muestra en la Figura 17 y en la Figura 18, mientras que la descripción de este DFP (descripción del proceso) se muestra en la sección 6.4.

La nomenclatura y dibujo de los equipos se basó en el documento **P.2.0401.01** de Pemex Exploración y Producción.

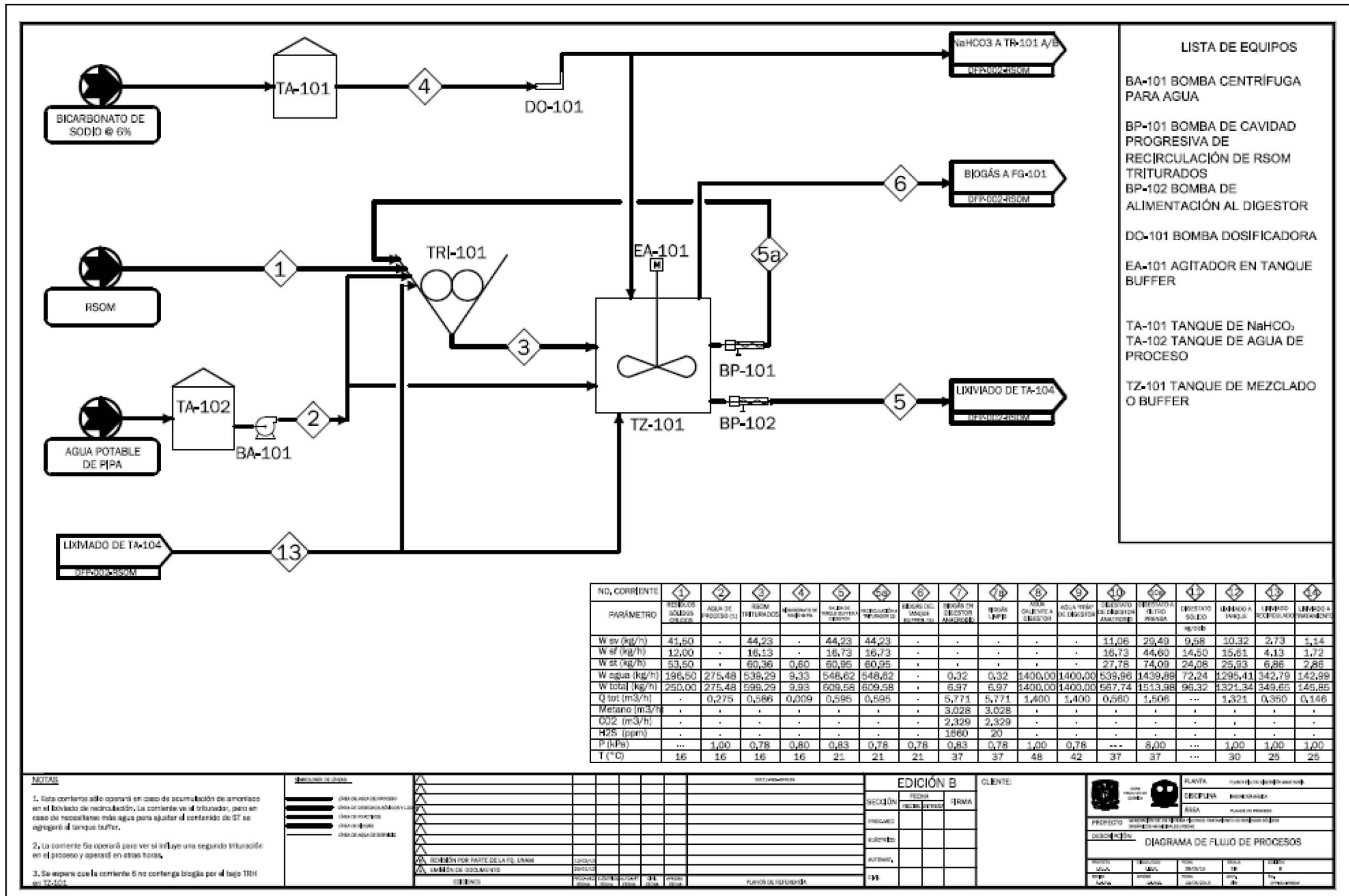


Figura 17. Diagrama de Flujo de Procesos 1/2

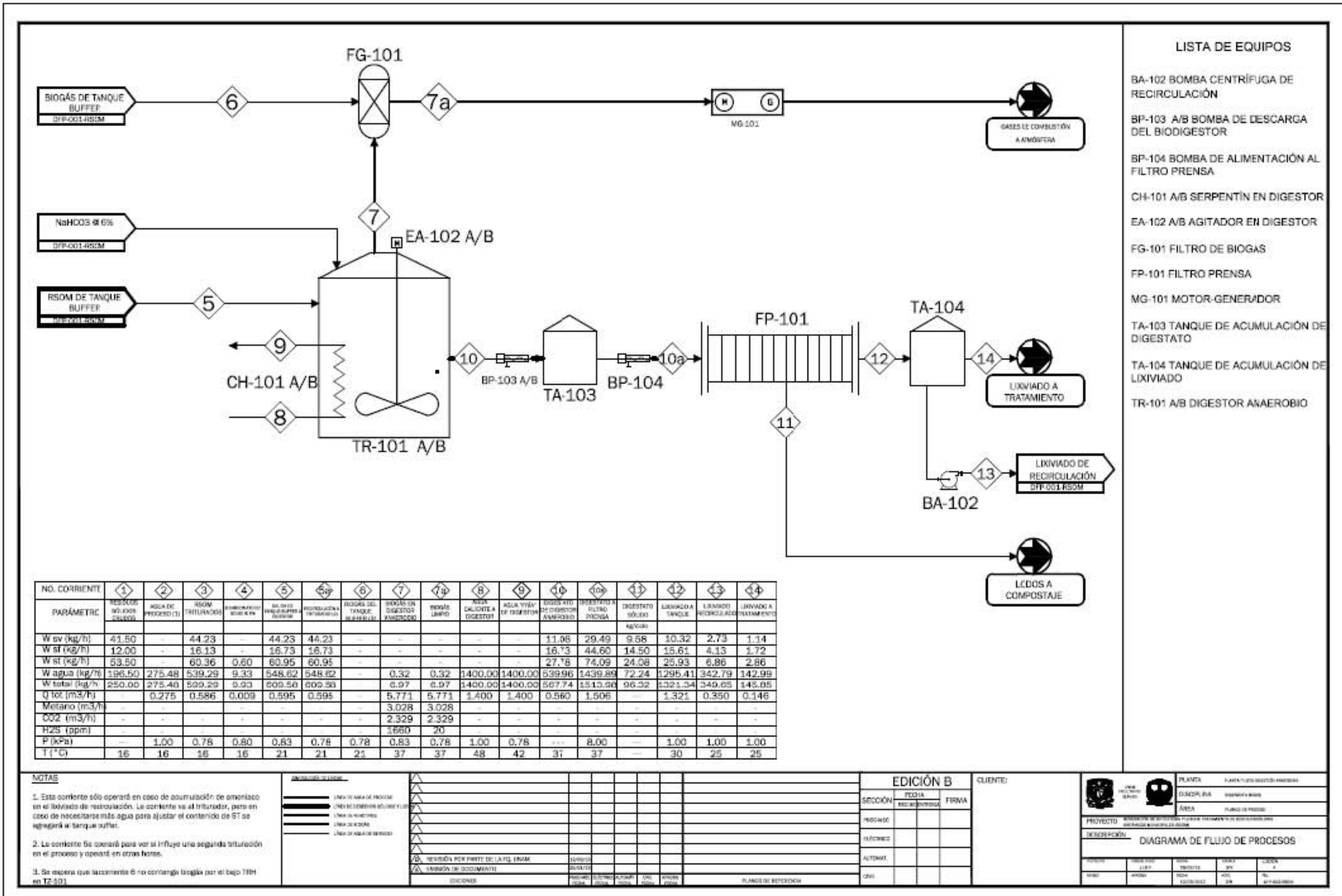


Figura 18. Diagrama de Flujo de procesos 2/2

6.4 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

La descripción del proceso de la planta piloto se realizará en dos vertientes. La primera consiste en la descripción del arranque de la planta; la segunda, una vez que la producción de biogás se haya regularizado, consiste en la descripción de la operación normal de la planta.

6.4.1 Arranque

Desde el arranque de la planta puede tardar más de dos meses hasta el adecuado funcionamiento de ésta. Durante el primer día de operación deben de agregarse digestato proveniente de otra planta de digestión anaerobia y RSOM en proporción 1:1; esto es una carga aproximada de 40 toneladas de desechos orgánicos entre ambos biodigestores. La carga al biodigestor se realizará continuamente durante 68 horas, esto es debido al flujo de la bomba de alimentación al biorreactor (BP-102) y capacidad del triturador TRI-101 que es donde ingresarán los residuos. El ajuste en el contenido de sólidos se realizará con agua caliente para que desde el inicio la temperatura interna del biodigestor se mantenga en 37 °C.

Al tiempo que los residuos son alimentados al biodigestor, el agua caliente para el cambiador de calor CH-101 A/B debe estar lista para cualquier disminución en la temperatura.

Durante los dos meses del arranque el digestato se hará recircular mediante la bomba BP-103 A/B; esto significa que la carga orgánica diaria (CO) al principio será lenta (2 kg SV/(m³*d)) y se irá incrementando como el comportamiento del biodigestor lo permita.

Una fracción inicial de 50% del digestato será enviado al tanque de almacenamiento de digestato TA-103 y será deshidratado en el filtro prensa FP-101.

Cuando comience la producción de biogás ésta será inestable por lo que debe enviarse a un quemador. Cuando el flujo de biogás sea constante se pondrá en marcha el generador para la producción de electricidad.

6.4.2 Operación

La planta piloto de digestión anaerobia contará con las partes principales mencionadas en los antecedentes. Primero contará con un área de recepción donde llegará 1 tonelada de residuos orgánicos municipales diarios los cuales, en caso de ser necesario, deberán extraerse inertes o elementos que puedan obstruir la operación tales como ramas, metales, plásticos, etc. Los residuos orgánicos (corriente 1) se alimentarán, manualmente, a una tolva con volumen de 0.2 m^3 al mismo tiempo que el agua de proceso o de recirculación para facilitar el flujo de los RSOM a través del triturador de RSOM TRI-101 hacia el tanque de mezclado o buffer TZ-101, este flujo será por gravedad.

El propósito de la trituración es reducir el tamaño de partícula, de este modo aumenta la solubilidad de los residuos y facilita la degradación microbiana. El triturador es tipo doméstico de cuchillas rotatorias con una potencia de 3 HP y operará con un flujo de 599 kg/h de RSOM con agua que puede ser potable (corriente 2) o de recirculación (corriente 13).

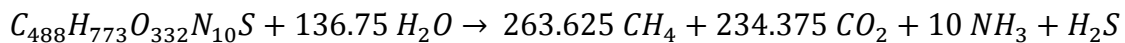
La materia prima diluida y triturada será transportada mediante gravedad a través de una tubería de $2 \frac{1}{2}$ " (Corriente 3) hacia el tanque de mezclado con capacidad de almacenar materia prima para dos días de operación, pero únicamente se tratará de operar con un tiempo de residencia de un día. En este tanque se añade la cantidad necesaria de agua y bicarbonato de sodio al 6% (corriente 4) para ajustar el contenido de humedad al 10% de ST y de $1500 \text{ mg CaCO}_3/\text{L}$ equivalente a más de $2500 \text{ mg NaHCO}_3/\text{L}$. Para analizar el funcionamiento de una segunda fase de trituración también se propuso la recirculación del tanque de mezclado al triturador en un tiempo de operación de cuatro horas mediante la bomba de alimentación al biodigestor BP-102.

La corriente de NaHCO_3 proviene del tanque de almacenamiento TA-101 y se alimenta con la bomba dosificadora DO-101 a razón de 9.07 L/h al tanque de mezclado. En caso de que sea necesario la misma bomba servirá para proporcionar más capacidad buffer al biodigestor TR-101 A/B, esto para evitar una posible acidificación de éste.

El tanque buffer TZ-101 tendrá una salida de biogás (corriente 6) por lo poco que pudiese degradarse los RSOM. La descarga del tanque TZ-101 se realizará mediante una bomba de cavidad progresiva BP-102 que alimentará al biodigestor TR-101 A/B. El tanque TZ-101 tiene un agitador mecánico de paletas (Agitador en tanque buffer EA-101) que sirve para tener a los RSOM lo más homogéneo posible en cuanto a porcentaje de sólidos y alcalinidad. Este agitador (EA-101) girará a una velocidad de 100 rpm.

El biodigestor (TR-101 A/B) es el equipo más importante de todo el proceso, aquí las bacterias transformarán la materia orgánica en biogás mediante la digestión anaerobia. El biodigestor operará a condiciones mesofílicas (37 °C), será de una sola etapa y semi-intermitente. Debido a los bajos flujos que se manejan no es apropiada una operación continua ya que las bombas que se necesitan serían demasiado pequeñas. La alimentación y descarga se realizarán al mismo tiempo para tratar de mantener un nivel estable en el biorreactor.

En el biodigestor la reacción química que se lleva a cabo es:



La materia orgánica reacciona con el agua, mediante la actividad de las bacterias anaerobias para producir metano, bióxido de carbono, amoníaco y sulfuro de hidrógeno como principales productos. Debido al equilibrio entre el NH_3 y NH_4^+ se considera que todo el amoníaco se disuelve en el digestato para producir ion amonio y proporcionar alcalinidad al sistema. Por otro lado la materia prima de la entrada $C_{488}H_{773}O_{332}N_{10}S$ es una composición aproximada la cual se trata de sólidos volátiles, de esta forma el digestato que se produce tiene menos cantidad de sólidos totales (ST) (debido a la reacción de sólidos volátiles en el biodigestor). Y debido a que se trata de un biorreactor que podemos considerar como CSTR en el biodigestor la composición es la misma que a la salida de éste, esto no es totalmente cierto ya que la alimentación y la descarga de éste se realizará semicontinualmente.

El biodigestor se alimentará durante cuatro horas diarias (corriente 5), al mismo tiempo que también se retirará una parte correspondiente de digestato (corriente

10) mediante la bomba de descarga del biodigestor (BP-103) al tanque de almacenamiento de digestato TA-103. Por otro lado el biogás fluirá constantemente las 24 horas con un flujo de 5.771 Nm³/h, realizando la conversión del flujo a condiciones normales a las condiciones de operación del biodigestor (0.8 bar y 37 °C) el flujo real es de 6.353 m³/h.

El biodigestor contará con dos equipos complementarios importantes, el primero de ellos es el agitador del biodigestor EA-102 A/B, que preferentemente sería de tipo hidrofoil, el cual es ideal para velocidades de agitación bajas y para corrientes con alto contenido de sólidos, también contará con un motor de ajuste de velocidad y debido a que no se requiere una agitación vigorosa el biodigestor no contará con placas deflectoras.

El biodigestor tiene, además con un serpentín de calentamiento (CH-101 A/B) para adecuar la temperatura del biodigestor a 37°C. El medio de calentamiento es agua a 48°C (corriente 8), la cual al pasar por el biodigestor alcanzará una temperatura a la salida de 42 °C (corriente 9). El flujo máximo de agua en el serpentín (cuando no exista reacción química) será de 2.333 m³/h, una vez alcanzado el régimen permanente el flujo será de 0.420 m³/h.

El biogás fluye afuera del biodigestor por una tubería con una composición de: 52.5% de metano, 40.4 % de CO₂, 7% de vapor de agua (saturado) y alrededor de 1660 ppm de H₂S. El flujo estimado de cada uno de estos gases es como se muestra en la Tabla 27.

Tabla 27. Flujo de biogás en digestor anaerobio estimada.

Gas	Flujo (Nm ³ /h)
CH ₄	3.03
CO ₂	2.33
NH ₃	trazas
H ₂ S	0.01
H ₂ O	0.40
Total	5.77

El biogás contiene gran cantidad de humedad y de sulfuro de hidrógeno que podría generar ácido sulfúrico. Por ello es importante que la tubería tenga una inclinación de 1% para que el vapor condensado resbale por ella, además de agregar un filtro de hierro para disminuir la cantidad de H₂S en el biogás, se debe disminuir a menos de 200 ppm para el adecuado funcionamiento del motor para generar energía eléctrica.

El digestato que se extrae del biodigestor (corriente 10) va al tanque de almacenamiento de digestato TA-103, el cual servirá para proporcionar digestato en cada operación del filtro prensa FP-101; el digestato que se produce diariamente se alimentará al filtro prensa (corriente 10a) a través de la bomba de alimentación al filtro prensa "BP-104" que elevará la presión de 0.8 bar hasta 8 bar que es la presión de operación del filtro prensa. El proceso de filtrado es intermitente, cada operación es un ciclo, el cual tendrá una duración aproximada de 30 minutos y la alimentación al filtro otros 30 minutos. Para deshidratar el digestato se trabajarán 3 ciclos por día con un flujo de 1.495 m³/h.

Debido a que a la salida del biodigestor los RSOM tendrán una concentración aproximada de 4.9% ST no es forzosamente necesario agregar un floculante en el proceso, aunque esto elevaría la eficiencia de separación de los sólidos. Por otro lado, en este diseño se plantea la recirculación del lixiviado de salida del filtro prensa. Se espera que la concentración de sólidos en la torta sea de 25% y que el 65% de los sólidos totales se encuentren en la fase sólida.

Para poder recircular y aprovechar el lixiviado también para elevar la temperatura de los RSOM se requiere un tanque de almacenamiento de lixiviado (TA-104) con un tiempo de residencia bajo, así el lixiviado recién salido del filtro prensa podrá ser recirculado a una temperatura ligeramente menor a la del biodigestor, esto ayudará a reducir consumo energético. La recirculación se realizará mediante una bomba centrífuga (BA-102) hasta el triturador para que los RSOM fluyan, en caso de tener que agregar más agua para ajustar el contenido de ST en el tanque buffer.

El lixiviado restante se mandará a tratamiento, o bien puede ser usado como riego en campos ya que la NOM-001-SEMARNAT lo permite. El digestato sólido se llevará a disposición para generar composta de acuerdo a la NOM-004-SEMARNAT.

6.5 LISTA DE EQUIPOS

A continuación se describen las características generales de los equipos que aparecen en el DFP, para tanques se describen la capacidad; para bombas la diferencia de presión, flujo y potencia estimadas.

6.5.1 Tanques de almacenamiento y tanque de mezclado

La planta piloto albergará los tanques de almacenamiento y el tanque de mezclado como se indica en los DFP ya vistos, en la siguiente tabla se mencionan las principales características de los tanques.

Tabla 28. Características principales de los tanques

Recipiente:	TA-101	TA-102	TA-103	TA-104	TZ-101
Servicio	Tanque de NaHCO ₃	Tanque de agua de proceso	Tanque de acumulación de digestato	Tanque de acumulación de lixiviado	Tanque de mezclado o buffer
Flujo diario máx. (L/d)	90.00	1100	2260	1400	2400
Tiempo de residencia (d)	8	1	0.34	1	0.5
Volumen (m ³)	0.720	1.1	0.770	1.4	1.2
Presión	Atmosférica	Atmosférica	Atmosférica	Atmosférica	Atmosférica

6.5.2 TR-101 A/B Digestor anaerobio

El Digestor anaerobio que se empleará es uno tipo tanque agitado (CSTR), su volumen fue calculado de acuerdo a las bases de diseño. El volumen calculado se muestra en la Tabla 29.

Tabla 29. Parámetros de diseño de biodigestores TR-101 A/B

Parámetro	Sin recirculación	Con recirculación
CO (kg SV/(m ³ *d))	4	4
Q (m ³ /d)	2.134	2.380
Csv (kg SV/m ³)	77.79	74.34
VI (m ³)	41.50	44.23
Vt (m ³)	49.80	53.08
TRH (d)	19.45	18.58

Para el cálculo del volumen total se consideró un 20% de sobrediseño por las variaciones de flujo al ajustar el contenido de humedad, por los equipos que van dentro del biodigestor y para generar el espacio para el biogás dentro del biodigestor. La propuesta en las bases de diseño fue la de operar dos biodigestores en paralelo. De esta forma el volumen total de cada biodigestor queda entre 24.90 m³ y 26.54m³. Las dimensiones que se fijaron se muestran a continuación.

Tabla 30. Características principales de los biodigestores TR-101 A/B

Flujo diario máximo entrada (l/d)	2400	Diámetro (m)	3	Material	PRFV*
Tiempo de residencia (d)	18.6	Altura total (m)	3.6	Altura útil (m)	3.2
Volumen (m ³)	22.11	Volumen total (m ³)	25.45	H _{MIN} (m)	3.0
Presión man.	50 mbar	H _{MAX}	3.45		

El material con el que estará hecho es plástico reforzado con fibra de vidrio (PRFV) con estructuras externas de acero para poder soportar el agitador mecánico, además contará con aislamiento térmico para conservar la temperatura, el aislamiento será mediante fibra de vidrio. El biodigestor es un tanque cilíndrico que operará a una presión manométrica entre 7 mbar hasta una máxima de 50 mbar (0.83 bar absolutas).

6.5.3 FP-101 Filtro Prensa

Para llegar a las especificaciones necesarias para el cálculo de este equipo se propuso alimentar el lodo del digestor anaerobio durante tres ciclos por día, esto en el intervalo de operación de alimentación al biodigestor. Para conseguir el filtro adecuado se usó la ecuación:

$$Volumen\ total = \frac{Volumen\ total\ de\ alimentación\ de\ producto\ (digestato) * fracción\ de\ ST\ entrada * densidad}{Densidad\ de\ la\ torta\ de\ filtro\ húmeda * fracción\ de\ sólido\ seco\ en\ la\ torta} \quad Ec. 53$$

$$Volumen\ total = \frac{757\ l * 0.049\ kg\ \frac{ST}{l} * 1.000\ kg/l}{1.1\ \frac{kg}{l} * 0.25\ kg\ ST/l} = 134.71\ litros$$

Una vez obtenido el volumen de la torta se procede a escoger el filtro prensa. Del filtro que se escogió se mencionan sus características principales en la tabla 28. Para tener una mejor referencia de las longitudes se puede ver el esquema de la Figura 19.

Tabla 31. Características generales del FP-101

Dato	Valor	Dato	Valor
Volumen	134 L	Presión de operación	100 psig
Ancho y largo de placa	630 mm	Volumen de torta por placa	12.7 L
Número de placas	15	Potencia de bomba de alimentación	2.2 kW
Peso en vacío	1380 kg	Peso en carga	1500 kg
Ancho (D)	1450 mm	Alto (C)	1530 mm

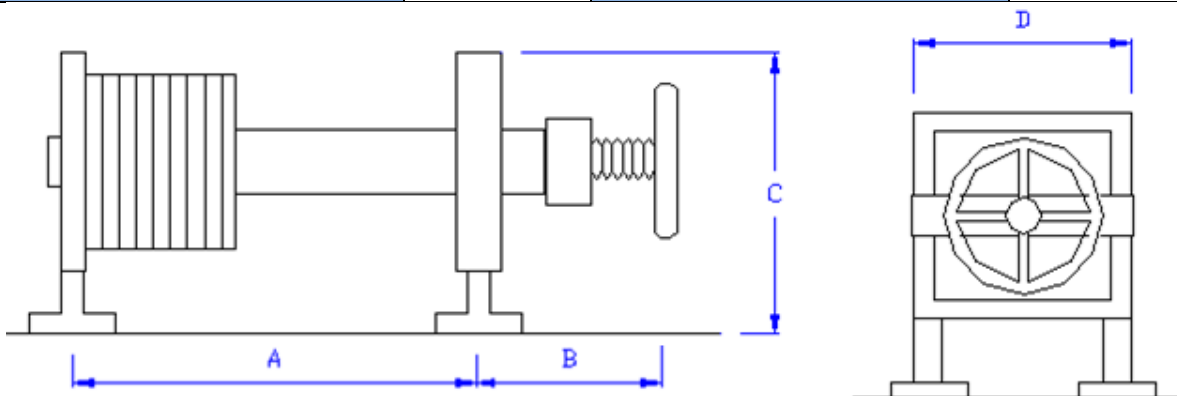


Figura 19. Esquema del filtro prensa.

6.5.4 TRI-101 Triturador de RSOM

Tabla 32. Características generales del triturador TRI-101

Parámetro		Unidad		Unidad
Tamaño de partícula requerida (dp)=	0.5	cm	0.20	in
Tiempo de trituración diaria (t)=	4	h	240	min
Capacidad del triturador para FORSU (C)=	250	kg/h	551.16	lb/h
Flujo de alimentación de agua máximo (Qc)=	600	kg/h		
Potencia	2.237	kW		
Dimensiones	0.6 x 0.3	m		

Ya que el equipo opera 4 horas diarias en condiciones normales de operación, el consumo de energía es de 8.95 kWh. La colocación del triturador está 60 cm por arriba del nivel normal en el tanque buffer, esto es 1.9 m arriba del nivel de piso terminado (NPT). La tubería del agua tendrá que llegar a 2m arriba del NPT.

6.5.5 Agitadores EA-101 y EA-102 A/B

El material de los agitadores será acero inoxidable 304, el impulsor del agitador EA-101 ocupará un diámetro total de 0.7 m y será de paletas para un adecuado mezclado en el tanque TZ-101. El biodigestor al ser más grande necesita un agitador más grande, pero debido a que en el cálculo de la potencia el diámetro es el factor más importante el diámetro que se usará en el biodigestor será de 48 in que generalmente es el máximo usado en tanques agitados. Las características principales de los agitadores están dadas en la Tabla 33.

El agitador EA-101 operará a lo sumo 4.5 horas diarias en operación normal, por lo que consumirá 6.75 kWh. Los agitadores EA-102 A/B operarán durante las cuatro horas de alimentación y descarga continuamente, después de eso operarán durante 15 minutos cada dos horas, tal como se recomienda en la literatura. Esto da una operación para cada agitador de 6.5 horas al día, lo que da un consumo diario de 58.5 kWh por ambos agitadores. De operar los agitadores continuamente

el consumo sería de 216 kWh, este valor es prácticamente lo que la planta produciría.

Tabla 33. Principales características de los agitadores.

Parámetros	EA-101	EA-102 A/B
Velocidad (rpm)	100	80
Diámetro impulsor (m)	0.70	1.22
Densidad (kg/m ³)	1090	1005
Tipo de impulsor	Paletas	Hydrofoil
Potencia (kW)	1.5	4.5
Altura desde el fondo (m)	0.5	1.5
Flecha	1" diámetro x 1.10 m largo	2.88" diámetro x 120" largo.

6.5.6 Bombas BA-101, BA-102, BP-101, BP-102, BP-103 A/B y BP-104

Antes de pasar al cálculo de las bombas, primero se calcularon los diámetros de las tuberías a partir de los criterios establecidos en la Tabla 20.

De este modo las tuberías principales del proceso se muestran a continuación en la Tabla 34.

Tabla 34. Diámetros de tuberías principales.

	Corriente	2	3	4	5	6	7	8 y 9 (máx)	10	10a	12	13	14
Flujo (m ³ /h)		0.275	0.586	0.009	0.595	0	3.177	0.97	0.56	1.506	1.321	0.35	0.146
velocidad (m/s)	Succión	0.620	0.053	0.068	0.076	0.000	13.143	1.374	0.072	0.088	0.119	0.496	0.207
	Descarga	2.083			0.126					0.193		0.789	
diámetro nom (pulgadas)	Succión	3/8	2 1/2	1/8	2	1/8	1/4	1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	1/2	1/2
	Descarga	1/8			1 1/2				2	2		3/8	
diámetro interno (pulgadas)	Succión	0.493	2.469	0.269	2.067	0.269	0.364	0.622	2.067	3.068	2.469	0.622	0.622
	Descarga	0.269			1.61					2.067		2.067	

Algunas velocidades son menores a las recomendadas debido a que a un diámetro demasiado pequeño podría obstruir la tubería, sobre todo en las corrientes con alto contenido de sólidos; sin embargo un diámetro más grande

también puede ocasionar deposición obteniendo el mismo resultado de posible obstrucción, por lo que la tubería deberá tener drenes para tratar de resolver este posible problema.

Como ejemplo de cálculo se escogió a la bomba de alimentación al biodigestor BP-102, para la cual se usaron los datos del fluido, m y n de la ley de potencias y la longitud de la tubería estimada.

Este recorrido del fluido a través de la tubería provoca una caída de presión que es calculada por el programa PipeDes, esta caída de presión más los 50mbar que debe existir en el biodigestor es el ΔP que debe entregar la bomba, la cual se calcula con la ecuación:

$$\Delta P = (P_{TR-101A/B} - P_{TZ-101}) + \Delta P_{altura} = 0.73 \text{ Psi} + 5.36 \text{ Psi} = 6.1 \text{ Psi} \text{ Ec. 54}$$

La caída de presión es pequeña debido a los pequeños tramos y flujos, la mayoría del ΔP se debe a la diferencia de alturas entre los recipientes. El ΔP que debe entregar la bomba es menos de la mitad de una atmósfera y debido a los flujos pequeños la bomba será pequeña. El ΔP obtenido es la suma de la estática y la de fricciones, para obtener la cabeza de la bomba se debe agregar el parámetro cinético, el cual se encuentra en la Tabla 35. Una vez calculado (en pies) puede calcularse la potencia que la bomba entrega al fluido a través de la ecuación 55:

$$WHP = \frac{Q \cdot \Delta H \cdot sp.gr.}{3960} = \frac{2.62 \text{ GPM} \cdot 14.1 \text{ ft} \cdot 1.01}{3960} = 0.01 \text{ HP} \text{ Ec. 55}$$

La potencia hidráulica (WHP) es muy pequeña. Para el cálculo de la potencia real en bombas de desplazamiento positivo está dada por la ecuación 56:

$$HP = WHP + VHP \text{ Ec. 56}$$

Donde WHP es la potencia hidráulica de la bomba y VHP es la potencia viscosa donde el proveedor es el encargado de dar ese dato, dependiendo de especificaciones tales como el ΔP , el flujo y velocidad del rotor como parámetros

principales. Esta potencia viscosa para este caso estará alrededor de 0.5 HP con una velocidad del rotor de 100 rpm. Con esto la potencia total de la bomba sería de ½ HP, la cual es una bomba pequeña.

En resumen la Tabla 35 muestra las principales características de las tuberías y caídas de presión en éstas, así como la potencia que entrega la bomba. La bomba de alimentación al filtro prensa BP-104 viene en conjunto con el filtro prensa FP-101 por lo que la potencia total fue tomada de allí.

Tabla 35. Resumen de las características de la tubería y potencias de bombas.

	d (in)	Q (m ³ /h)	ΔP* (ft)	$\frac{\Delta v^2}{2ag_c}$ (ft)	WHP	HP
BA-101	1/8	0.275	4.0	1.450	0.002	
BA-102	3/8	0.35	7.4	0.210	0.003	
BP-101	1 1/2	0.595	7.7	0.003	0.005	0.5
BP-102	1 1/2	0.595	14.1	0.003	0.009	0.5
BP-103 A/B	2	0.280	15.0	0.006	0.005	0.25
BP-104	2	1.506	240	0.006	0.405	3

*El ΔP es la diferencia de presiones estimada que debe entregar la bomba.

6.5.7 Serpentin de calentamiento CH-101 A/B

El diámetro interno del serpentín, de acuerdo a la Tabla 34, es de 1/2", con ello las propiedades del agua a 45 °C, el Reynolds y Prantdl internos del serpentín son:

d_i (in)	0.622	μ (cP)	0.6
d_i (m)	0.016	ρ (kg/m³)	990.2
v (m/s)	1.37	k (W/K m)	0.628
Re	35836	Cp (J/kg K)	4.174
Pr	3.99		

De acuerdo a estos valores puede usarse la ecuación para flujo turbulento la cual es (Bird *et al.*, 2010):

$$Nu = \frac{h_i d_i}{k} = 0.026 Re^{0.8} Pr^{0.33} \left(\frac{\mu_b}{\mu_0} \right)^{0.14}$$

Se supuso que las viscosidades son las mismas y por lo tanto el término $\frac{\mu_b}{\mu_o}$ es 1.

Nu	181.41	d_o (m)	0.021
h_i (W/m²K)	7211	h_{io} (W/m²K)	5340

El material del serpentín debe ser acero inoxidable debido a la generación de ácidos y iones amonio dentro del biodigestor. El acero inoxidable tiene la desventaja de tener menor conductividad térmica que el acero al carbón. Debido a esto se escogió el acero inoxidable AISI 316 ya que la conductividad térmica es relativamente mayor; es de $16.3 \text{ W}\cdot\text{K}^{-1}\cdot\text{m}^{-1}$.

x_w (m)	0.0055	k (W/(K m))	16.3
d_o (m)	0.0213	d_m (m)	0.0185
d_i (m)	0.0158	x_wd_o/d_mk (m²K/W)	0.00040

Los parámetros de la resistencia debido a incrustaciones del lado interior del serpentín (R_{di}) es $0.001 \left(\frac{BTU}{h^{\circ}F^2} \right)^{-1}$; del lado del lodo este valor no está reportado en la literatura, sin embargo se adoptó el valor de R_{do} de $0.008 \left(\frac{BTU}{h^{\circ}F^2} \right)^{-1}$ el cual reporta Kern (1965) para el canal sanitario de Chicago que es lo más parecido a residuos orgánicos.

Los parámetros de la geometría del agitador para el cálculo del coeficiente convectivo externo de transferencia de calor son:

$\frac{D_a}{D_t}$	0.4064	$\frac{D_c}{D_t}$	0.95
$\frac{H_a}{D_t}$	0.5	$\frac{d_o}{D_t}$	$7.112 \cdot 10^{-3}$

Algunas características del fluido se supusieron iguales a la del agua y otras son estimadas:

D_T (m)	3	η=μ_{ap} (cP)	64
N (rev/s)	80/60	C_p (J/kg K)	4174
ρ (kg/m³)	1005	k (W/K m)	0.628
Re	31034	Pr	426.58

De acuerdo a estas propiedades el Nu y el coeficiente convectivo de transferencia de calor externo son:

$$Nu = h_o D_T / k \quad 10524 \quad h_o \text{ (W/m}^2\text{K)} \quad 2203$$

En resumen, las resistencias (con unidades: K m²/W) y el coeficiente global de transferencia de calor queda:

Resistencia por incrustación interna (agua caliente)	R_{d_i}	1.8E-4	Resistencia convectiva interna referido al diámetro externo	1/h_{io}	1.9E-4
Resistencia por incrustación externa (digestato)	R_{d_o}	1.4E-3	Resistencia convectiva externa	1/h_o	4.5E-4
Resistencia del material de conducción	X_{w_{d_o}}/d_{m_k}	3.9E-4	Resistencia total	1/U	2.6E-3

El flujo de energía necesario para lograr los 37 °C en cada biodigestor, en el peor de los casos (cuando aún no se lleva a cabo la reacción y la temperatura del agua es de 16 °C) es de 6.69 kJ/s. El coeficiente global de intercambio de calor es de 382 W/K m², es decir, 67.3 BTU/h °F ft². El LMTD y el área total calculada del serpentín de calentamiento son:

$$LMTD \text{ (K)} \quad 7.61 \quad Q \text{ (kJ/s)} \quad 6.69 \quad A \text{ (m}^2\text{)} \quad 2.30$$

El serpentín se sujetará en la pared interna del biorreactor, el diámetro de los extremos del serpentín será 0.95*D_T, una vuelta completa del serpentín tiene una longitud de 8.95m. La longitud total necesaria del serpentín y el número de vueltas fue calculado:

$$L = \frac{A}{2\pi r} = \frac{2.30 \text{ m}^2}{\pi(0.0213 \text{ m})} = 34.30 \text{ m}$$

$$\#Vueltas = \frac{34.30 \text{ m}}{8.95 \text{ m}} = 3.83$$

Para asegurar el calentamiento y no estar por debajo del requerido, el número de vueltas serán 4. Y para que haya una adecuada transferencia de calor en el tanque la distancia entre una y otra vuelta debe ser de d_o.

En términos generales la planta consumirá sólo en trabajo mecánico un total de 83.2 kWh lo cual representa cerca del 33% de la producción de energía neta de la planta. Aunado a esto habrá que considerar la energía térmica que se gasta en condiciones normales la cual es de 39 kWh. Este valor representa el 15% de la energía total generada; sin embargo, si se tratara de una planta de cogeneración no se ocuparía la energía eléctrica generada sino únicamente la térmica.

Tomando en cuenta únicamente la producción de energía eléctrica en la planta, se consumiría cerca del 50% de la producción estimada diaria. Este consumo es elevado si consideramos que en la literatura (Monson *et al.*, 2007) se reporta un intervalo del 10 al 40% de consumo dentro de la planta dependiendo del sistema elegido de digestión anaerobia. Asimismo los mismos autores reportan consumos de energía térmica de hasta el 30% del total de la energía térmica producida en sistemas de cogeneración. Este valor es más alto al que se obtiene en este diseño y se debe también a que las temperaturas en Europa son mucho más bajas y se necesita más energía para calentar el sustrato.

6.6 FILOSOFÍA DE OPERACIÓN

La Filosofía de operación es el documento donde se establecen los lineamientos generales de operación de la planta y que afectan el diseño de la ingeniería de procesos.

En este documento se comienza por hacer una breve descripción del proceso, esta descripción ya fue hecha en el capítulo 6.4 por lo que no se redundará en ella; la segunda parte de este documento lo comprende la descripción de la operación normal mencionando los controles que permiten esta operación normal.

Como normas generales para efectuar los ajustes para la operación y control de la Planta Piloto, deberán seguirse los siguientes lineamientos:

1. Deberá indicarse el estado de todo el equipo electromecánico que integra la Planta Piloto.

2. Los códigos de color sugeridos para indicación de estado de equipos serán: verde operando, rojo fuera de operación y ámbar en falla.
3. Ninguna bomba debe operar en seco.
4. Ningún impulsor de agitador debe operar fuera del volumen líquido.
5. Todo equipo mayor que esté controlado por un tablero de control dedicado o propietario deberá poder conectarse al PLC para indicar al menos las señales de estado del equipo y las alarmas que se presenten.

Debido a que la planta piloto operará semicontinualmente, algunos de los tanques de almacenamiento se llenarán y vaciarán cada día, pero algunos no deben quedar totalmente vacíos como el caso del tanque de almacenamiento de lixiviado TA-104 ya que en el arranque del día siguiente se ocupará el lixiviado, junto con agua de proceso, para ajustar el contenido de sólidos totales en el tanque de mezclado o buffer TZ-101. Por ello es indispensable que las bombas cuenten con botones de paro y arranque ubicados en el tablero del equipo y en el Control lógico programable (PLC). Los tanques contarán con indicadores de nivel en campo los cuales serán monitoreados constantemente.

Por otro lado, los biorreactores deben tener alarmas de alto, muy alto, bajo y muy bajo nivel (LAH, LAHH, LAL y LALL). La alarma LAH se emitirá cuando el nivel de los biodigestores rebase los 3.35 m de altura; y la alarma LAHH con la cual deberán cerrarse las válvulas que alimenten al tanque en cuestión se activará cuando el nivel se encuentre en los 3.45 m. La alarma de muy bajo nivel (LALL) se activará cuando el nivel esté por debajo de 3m.

Además de los indicadores de nivel en los tanques, para el adecuado funcionamiento de las bombas también deberán colocarse una válvula check en la tubería a la descarga de la bomba para evitar retornos del líquido y tener que purgar la bomba cuando la línea se quede sin líquido.

En el tanque de mezclado TZ-101 la agitación para darle homogeneidad a los RSOM se efectuará por medio del agitador EA-101 el cual tendrá un botón de paro

y arranque en campo y funcionará únicamente cuando el tanque TZ-101 esté lleno.

En algunos casos será necesaria la recirculación de los RSOM al 10% de ST del tanque de mezclado hacia el triturador, para la cual se encuentra la Bomba de recirculación BP-101. Esta operación será realizada cuando el tamaño de partícula no sea la adecuada para el tratamiento.

También contará con un sensor y transmisor de pH en campo el cual enviará la señal al PLC para que la bomba dosificadora de NaHCO_3 siga en funcionamiento hasta alcanzar un pH de 7 y una capacidad buffer de 2500 mg CaCO_3/L .

El equipo más importante del proceso es el biodigestor TR-101 A/B por lo que el control de las variables del proceso son fundamentales. Las principales variables a controlar son la presión, la temperatura, el pH y el nivel del líquido en el tanque.

La presión depende mucho del nivel del líquido y de picos de producción que pudieran tenerse. Debido a esto el biodigestor contará con una válvula de alivio y rompedora de vacío con arrestador de flama. En caso de un incremento en la presión la válvula de alimentación (FCV.1) se cerrará y la bomba de descarga del biodigestor BP-103 A/B debe encenderse.

La temperatura es uno de los parámetros de mayor importancia para mantener la operación del proceso en buenas condiciones, para ello la temperatura dentro del biodigestor no debe variar más de ± 2 °C. Durante las cuatro horas de alimentación de la materia prima la válvula reguladora de temperatura (TV.1 / CH-101 A y TV.2 / CH-101 B) mantendrá un flujo regulado de agua caliente para mantener los 37 °C deseados en el digestor. Durante las 16 horas restantes es posible que la reacción provoque un ligero incremento de temperatura en el biodigestor, en ese caso el agua bombeada que pase a través del serpentín debe estar fría hasta que la temperatura quede regulada.

El pH se controlará agregando NaHCO_3 al biodigestor, en caso de que el interior de éste comience a acidificarse (pH menores de 6.2), para ello se activará la bomba dosificadora y se abrirá la válvula de alimentación al digestor en cuestión (FCV.2) para aportar más capacidad buffer a la ya aportada en TZ-101. En el caso

en que el pH comience a aumentar por arriba de 7.7 se aumentará la CO (disminuyendo el tiempo de residencia), y se suspenderá la adición de NaHCO_3 al tanque buffer, asimismo el ajuste de la humedad de los RSOM se hará con agua potable y no con el lixiviado que contiene iones amonio y capacidad buffer. Si el aumento de pH se prolonga tendrá que agregarse ácido diluido al tanque buffer hasta alcanzar un pH de al menos 7.5.

Los agitadores de los biorreactores (EA-102 A/B) operarán mientras exista líquido bajo las condiciones mencionadas en la sección 6.5.1, contarán con botones de paro y encendido en campo y en el PLC.

La alimentación al filtro prensa se hará mediante la bomba BP-104 la cual se accionará cuando el tanque TA-103 esté lleno y se apagará cuando se encuentre en el nivel mínimo de operación del tanque. La operación del filtro prensa será manual y se tomarán muestras de lixiviado y de digestato sólido para la realización de análisis de laboratorio.

De acuerdo a estos análisis y al comportamiento de la producción de biogás en la planta se elegirá el flujo de lixiviado a recircular del tanque de almacenamiento de lixiviado TA-104 al triturador de RSOM TRI-101, que permita el menor uso de agua potable sin un aumento en la concentración de ion amonio en el volumen líquido del biorreactor. De igual manera los análisis de laboratorio y el monitoreo de los parámetros operacionales permitirá operar la planta en sus condiciones óptimas, para que de este modo se minimice el consumo de energía y se maximice la cantidad y calidad del biogás.

6.7 DIAGRAMA DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN

Se realizó un diagrama de tubería e instrumentación (DTI) de una sección de la planta, la más importante que es el biodigestor, partiendo de la nomenclatura usada en el DFP. Debido al tamaño del plano las características principales del equipo no las enumero en el diagrama, éstas ya se encuentran en la lista de equipo. Asimismo sólo se ilustra un biodigestor ya que el otro contará exactamente

con las mismas características. Los diámetros de la tubería son los calculados en la sección 6.5.6.

Para su realización se tomó en cuenta la filosofía de operación, así como algunos arreglos típicos en plantas de digestión anaerobia, tomando en cuenta la seguridad e integridad del proceso. El código de las tuberías es simple comenzando por el diámetro nominal, seguido del material de la tubería, el servicio y el área de proceso. El plano se encuentra en la página siguiente como la figura 20.

El material de la tubería para lodos es PVC a excepción de la entrada al filtro prensa, para biogás es acero inoxidable y acero al carbón una vez que éste ha sido limpiado; para el NaHCO_3 el material también es acero al carbón y debido a la corrosión que se pueda tener en el cambiador de calor, esta tubería debe de ser de acero inoxidable AISI 316.

6.8 PLANO DE LOCALIZACIÓN GENERAL

La planta piloto cabe en un área de 15 m x 10 m; y en ella se encuentran los elementos indispensables de la planta: los equipos del proceso, espacio para almacén de la materia prima y digestato, así como espacio para el tratamiento del lixiviado generado, el cual no es indispensable de tratar si el producto puede usarse para riego de campos.

Asimismo en el plano pueden apreciarse la existencia de espacios para el mantenimiento de los equipos y para el libre tránsito de personas dentro de la planta.

La distribución de los equipos también tiene un porqué: primero hay que señalar que los vientos reinantes en el Valle de México provienen del Norte y Nornoreste y van al sur y sursuroeste, debido a las chispas que emiten los equipos de combustión (el generador eléctrico -MC-101- y el quemador de biogás -CF-101-) y los biodigestores tienen biogás en la cúpula; éstos se colocaron en dirección contraria a la dirección del viento para evitar accidentes.

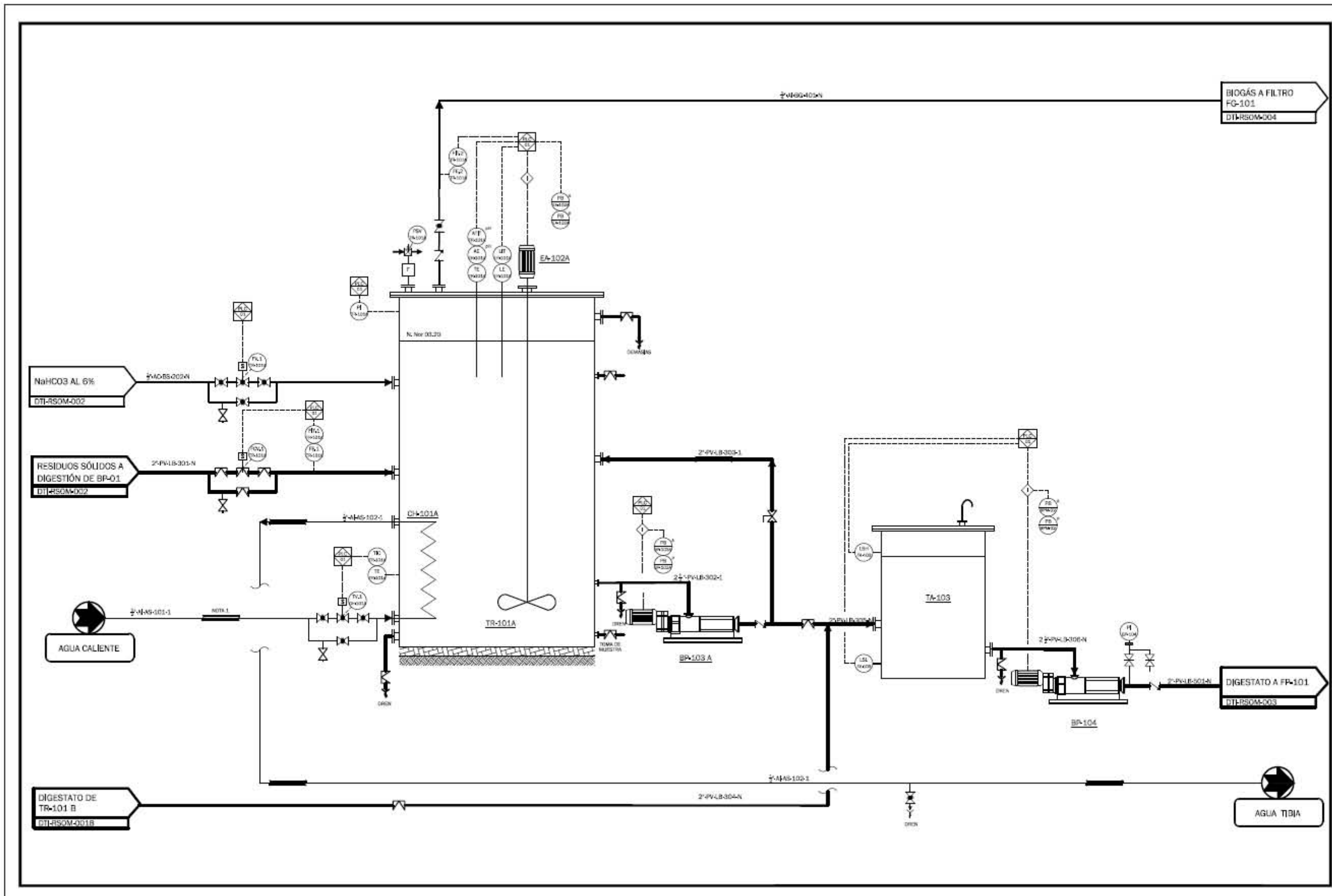
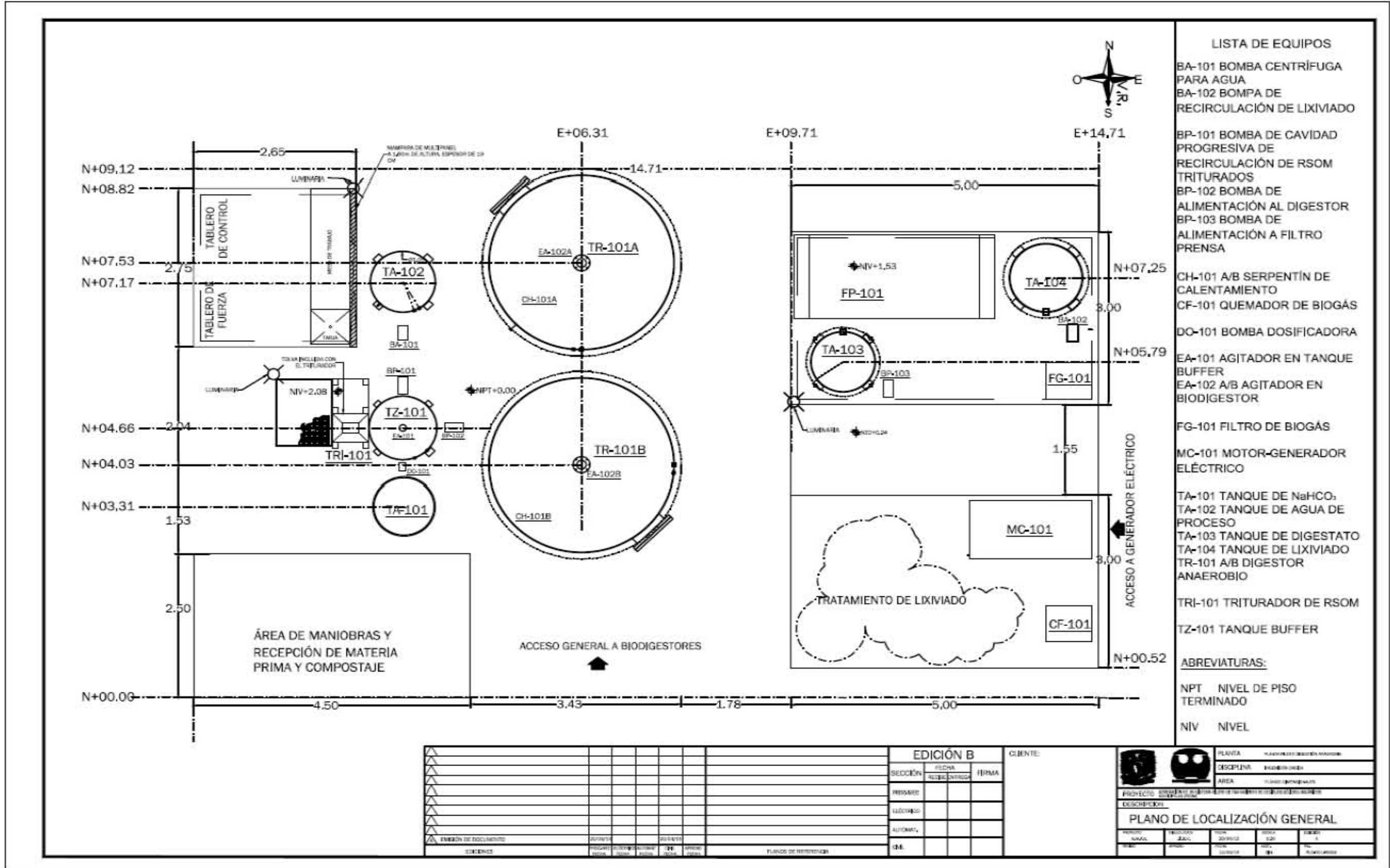


Figura 20. DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN (DTI-001-RSOM)



- LISTA DE EQUIPOS**
- BA-101 BOMBA CENTRÍFUGA PARA AGUA
 - BA-102 BOMPA DE RECIRCULACIÓN DE LIXIVIADO
 - BP-101 BOMBA DE CAVIDAD PROGRESIVA DE RECIRCULACIÓN DE RSOM TRITURADOS
 - BP-102 BOMBA DE ALIMENTACIÓN AL DIGESTOR
 - BP-103 BOMBA DE ALIMENTACIÓN A FILTRO PRENSA
 - CH-101 A/B SERPENTÍN DE CALENTAMIENTO
 - CF-101 QUEMADOR DE BIOGÁS
 - DO-101 BOMBA DOSIFICADORA
 - EA-101 AGITADOR EN TANQUE BUFFER
 - EA-102 A/B AGITADOR EN BIODIGESTOR
 - FG-101 FILTRO DE BIOGÁS
 - MC-101 MOTOR-GENERADOR ELÉCTRICO
 - TA-101 TANQUE DE NaHCO₃
 - TA-102 TANQUE DE AGUA DE PROCESO
 - TA-103 TANQUE DE DIGESTATO
 - TA-104 TANQUE DE LIXIVIADO
 - TR-101 A/B DIGESTOR ANAEROBIO
 - TRI-101 TRITURADOR DE RSOM
 - TZ-101 TANQUE BUFFER
- ABREVIATURAS:**
- NPT NIVEL DE PISO TERMINADO
 - NIV NIVEL

		EDICIÓN B		CLIENTE:	
SECCIÓN	FECHA	FECHA	FECHA	FECHA	FECHA
REVISAR	REVISAR	REVISAR	REVISAR	REVISAR	REVISAR
ELABORAR	ELABORAR	ELABORAR	ELABORAR	ELABORAR	ELABORAR
AUTOMAT.	AUTOMAT.	AUTOMAT.	AUTOMAT.	AUTOMAT.	AUTOMAT.
CH.	CH.	CH.	CH.	CH.	CH.
CONTENIDO		PLANO DE REFERENCIAS			

Figura 21. PLANO DE LOCALIZACIÓN GENERAL (PLG-001-RSOM)

7 CONCLUSIONES

Se definieron los criterios y parámetros por los que se rige la digestión anaerobia y a los cuales debe operar la planta. Por facilidades de operación y mejor control del proceso y arranque de la planta, se eligió un proceso semicontinuo, en húmedo y mesofílico. La operación adecuada de la planta permitirá evitar obstrucciones en tuberías y el correcto funcionamiento de los equipos que conforman el tren de tratamiento.

El diseño presenta las operaciones indispensables que debe contener cualquier planta de digestión anaerobia siguiendo recomendaciones basadas en procesos similares teniendo como punto de partida la caracterización previa de los RSOM. Asimismo se realizó el análisis de los equipos de proceso más importantes, resaltando el biorreactor, el cual es el corazón del proceso. Éste contiene los accesorios necesarios para el control del pH, presión, nivel, temperatura y agitación. Esto permitirá que el consorcio de bacterias no se vea afectado en su metabolismo y la producción y calidad del biogás sea constante.

La operación de los equipos del proceso será semicontinua permite un ahorro en el consumo de energía. Aunque la reacción dentro del biodigestor se lleva a cabo continuamente, el agitador de los biodigestores debe tener una operación intermitente debido al alto consumo de energía de éste y que, de acuerdo a otros procesos, la operación intermitente es perfectamente válida en la mayoría de los casos.

Los RSOM de la Ciudad de México tienen un buen potencial para la generación de energía eléctrica. Se pueden generar desde 82 hasta 97 m³ de metano a condiciones estándar de presión y temperatura por tonelada de RSOM en su operación normal. Si consideramos que la conversión no es completa y es alrededor del 75% de SV, la producción energética total sería de 800 kWh/d, considerando los gastos energéticos de la planta y eficiencia de los generadores esta cantidad se reduce a 170 kWh. Esto presenta un 21% de la capacidad total del sistema y un 50% de la energía eléctrica que genera el biogás. El consumo

energético de la planta es ligeramente mayor al reportado en la literatura y puede deberse a las condiciones de operación y sobre todo al tamaño de la planta.

La propuesta de esta planta permite que se lleven a cabo las pruebas necesarias para un análisis profundo durante la operación de ésta, aunque el tratamiento de una tonelada diaria de RSOM fue una restricción para este diseño pero no debe considerarse una limitante ya que se puede operar fuera de este rango; asimismo, durante las pruebas se determinará cuáles son las condiciones óptimas de operación.

Es difícil predecir un sistema tan complejo como lo es la digestión anaerobia, para definir mejor el proceso se necesita la participación de todas las áreas de ingeniería para la elaboración de las bases de diseño extendida, ingeniería de detalle, procura, construcción y operación.

8 REFERENCIAS

- Burke, D., 2001. *Dairy Waste Anaerobic Digestion Handbook*. Olympia: Enviromental Energy Company.
- Chhabra, R. & Richardson, J., 1999. *Non-Newtonian Flow in the process Industries*. Woburn: Butterworth Heinemann.
- Couper, J. R., Penney, W. R., Fair, J. R. & Walas, S. M., 2005. *Chemical Process Equipment: Selection and Design*. Segunda ed. Oxford: Gulf Professional Publishing.
- Crane, 1988. *Flow of fluids through valves, fittings and pipe*. Chicago: s.n.
- Deublein, D. & Steinhauser, A., 2008. *Biogas from waste and renewable resources*. Munich:Wiley-VCH.
- Endar, S., 2009. *Anaerobic digestion of organic solid waste for energy production*. Karlsruhe: KIT Scientific Publishing.
- Espinosa, M. d. C. y otros, 2007. La Fracción Orgánica de los Residuos Sólidos Urbanos como fuente potencial de producción de biogás. *CENIC Ciencias Biológicas*, XXXVIII(1), pp. 33-37.
- Fernandez-Güelfo, L., Álvarez-Gallego, C. & Romero, L., 2011. Determination of critical and optimum conditions for biomethanization of OFMSW in a semi-continuous stirred tank reactor. *Chemical Engineering Journal*, Issue 171, pp. 418-424.
- Gerardi, M., 2003. *The Microbiology of Anaerobic Digesters*. s.l.:Wiley-Interscience.
- Gomez, X. y otros, 2006. Anaerobic co-digestion of primary sludge and the fruit and vegetable fraction of the municipal solid wastes -Conditions for mixing and evaluation of the organic loading rate-. *Renewable Energy*, Issue 31, pp. 2017-2024.
- ISAT/GTZ, 1999. *Biogas Digest, Biogas Basics Volume II*, s.l.: s.n.

ITT, W. a. w. A., s.f. *Design recommendation*. [En línea]
Available at:
http://www.treatment.xylem.com/designrecommendations/m_digestion_digester_mixing.pdf

[Último acceso: 13 Mayo 2013].

Kern, D. Q., 1965. *Procesos de Transferencia de Calor*. Primera ed. México: CECSA.

Khalid, A. y otros, 2011. The anaerobic digestion of solid organic waste. *Waste Management*, Issue 31, pp. 1737-1744.

Lara, E. S. & Hidalgo, M. B., 2011. *Diseño de un biorreactor y conducción del biogás generado por las excretas de ganado vacuno, estación Tunshi-Espoch*. Rioamba: Escuela Superior Politécnica de Chimborazo.

LAWPCA, L.-A. W. P. C. A., 2009. *Anaerobic Digestion and Energy Recovery Project*, Maine: CDM.

Leary, M., 2008. *Current Anaerobic Digestion Technologies Used for Treatment of Municipal Organic Solid Waste*. Sacramento: California Integrated Waste Management Board.

McCarty, P., 1964. *Anaerobic waste treatment fundamentals. Part III: Toxic materials and their control*. s.l.:Public Works.

Mitzlaff, K., 1998. *Engines for Biogas*. Wiesbaden: Deutches Zentrum fur Entwicklungstechnologien GATE.

Monson, K., Esteves, S., Guwy, A. & Dinsdale, R., 2007. *Anaerobic Digestion of Biodegradable Municipal Wastes*. Glamorgan: University of Glamorgan.

Montes, M. E., 2008. *Estudio técnico-económico de la digestión anaerobia conjunta de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos y lodos de depuradora para la obtención de biogás*. s.l.:s.n.

Ostrem, K., 2004. *Greening waste: Anaerobic digestion for treating the organic fraction of municipal solid wastes*. s.l.:Columbia University.

Pérez, M. & Romero, L. I., 2007. Dry-thermophilic anaerobic digestion of OFMSW. Focusing on the inoculum sources. *Bioresource Technology*, pp. 3195-3203.

Rowse, L., 2011. *Design of small scale anaerobic digesters for application in rural developing countries*. s.l.:University of South Florida.

Schlicht, A., 1999. *Digester mixing systems*, Aurora: Walker Process Equipment.

Schnürer, A. & Jarvis, A., 2009. *Microbiological handbook for biogas plants*. Malmö: SGC.

Schnürer, A. & Jarvis, A., 2011. *Microbiological Handbook for Biogas Plants*, Estocolmo: SGC.

Speece, R., 1996. *Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewaters*. Nashville: Archae Press.

Suryanarayanan, S., Mujawar, B. & Raja Rao, M., 1976. Heat Transfer to Pseudoplastic Fluids in an Agitated Vessel. *Ind. Eng. Chem., Process Des. Dev.*, XV(4), pp. 564-569.

Vandevivere, P., Verstraete, W. & De Baere, 2003. Types of anaerobic digesters for solid wastes. En: *Biomethanization of the organic fraction of municipal solid wastes*. Barcelona: IWA, pp. 111-137.

Varnero, M. T., 2011. *Manual de biogás*. Santiago: FAO.

Verma, S., 2002. *Anaerobic Digestion of Biodegradable Organics in Municipal Solids Wastes*. E.U.A.: Columbia University.

Ward, A. J., Hoobs, P. J., Holliman, P. J. & Jones, D. L., 2008. Optimisation of the anaerobic digestion of agricultural resources. *Bioresource Technology*, Issue 99, pp. 7928-7940.

Wilkie, A. C., 2008. *Biomethane from Biomass, Biowaste, and Biofuels*, Washington DC: J. Wall.

Williams, J. & Esteves, S., s.f. *Biomethane-Regions*. [En línea] Available at:

http://biomethaneregions.cra.wallonie.be/img/download/TrainingTheTrainers_UK

Digestate Characteristics and Processing.pdf

[Último acceso: 24 Abril 2013].

Wolfsberger, A., 2008. *Modelling and control of the Anaerobic Digestion of Energy Crops*. Gerersdorf: Universität für Bodenkultur.

Yamuna Rani, K. & Ramachandra Rao, V., 1999. Control of fermenters -A review-. *Bioprocess Engineering*, Issue 21, pp. 77-88.

”