



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE
MÉXICO**

FACULTAD DE INGENIERÍA

**FACTIBILIDAD DE LA CONVERSIÓN DE UNA PLANTA
DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES A
GENERADORA DE ENERGÍA ELÉCTRICA**

TESIS

PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

INGENIERO ELÉCTRICO ELECTRÓNICO

PRESENTA:

GERARDO ANTONIO VALDÉS BUSTAMANTE

DIRECTOR DE TESIS:

DRA. ALEJANDRA CASTRO GONZÁLEZ



MÉXICO D.F., CIUDAD UNIVERSITARIA

2010



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.

AGRADECIMIENTOS

Doy gracias a Dios nuestro Señor por haberme dado la gracia para poder culminar mis estudios con éxito y por todas sus bendiciones.

A mi familia por su presencia y su apoyo en todo momento.

A mi asesora, Dra. Alejandra Castro González, por su tiempo y su invaluable ayuda para concretar este trabajo.

A mis sinodales por su ayuda en la revisión de este trabajo.

Dr. Arturo Guillermo Reinking Cejudo
Ing. Julio Carlos Luna Castillo
Dr. Enrique César Valdez
Ing. David Vázquez Ortiz

ÍNDICE GENERAL

LISTA DE TABLAS	I
LISTA DE FIGURAS	II
NOMENCLATURA	III

RESUMEN	IV
---------	----

Página

CAPÍTULO 1

1.1 INTRODUCCIÓN	1
1.2 OBJETIVO GENERAL	2
1.3 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	2

CAPÍTULO 2

ANTECEDENTES Y ANÁLISIS TÉCNICO

2.1 Digestión de lodos biológicos	3
2.2 Proceso de tratamiento de las aguas residuales de Ciudad Universitaria	4
2.2.1 Sistema de lodos activados	5
2.2.2 Filtros percoladores	7
2.2.3 Discos biológicos	9
2.3 Degradación anaerobia	10
2.4 Condiciones del proceso de la degradación anaerobia	12
2.4.1 pH, alcalinidad y la relación ácidos volátiles/alcalinidad	12
2.4.2 Temperatura	13
2.4.3 Tiempo de retención de sólidos e hidráulico	13
2.5 Factores de Inhibición	14
2.5.1 Amoníaco	14
2.5.2 Sulfuro	15
2.5.3 Competencia	15
2.5.4 Toxicidad	16
2.5.5 Sodio	16
2.5.6 Potasio	17
2.5.7 Metales pesados	18
2.5.8 Hidrógeno	18
2.5.9 Ácidos grasos volátiles (AGV)	19
2.5.10 Ácidos grasos de larga cadena (AGLC)	20
2.6 Pretratamiento	21
2.6.1 Pretratamiento térmico	21
2.6.2 Pretratamiento mecánico	22
2.6.3 Pretratamiento químico	22
2.6.3.1 Hidrólisis ácida y alcalina	23
2.6.3.2 Pretratamiento oxidativo del lodo	24
2.6.4 Ultrasonido	24

CAPÍTULO 3

BIOMASA PARA LA OBTENCIÓN DE ENERGÍA

3.1	Energía de la biomasa	26
3.2	Conversión de la biomasa en energía	26
3.2.1	Procesos termoquímicos	27
3.2.2	Procesos fisicoquímicos	27
3.2.3	Procesos bioquímicos	29
3.3	Tipos de reactores anaerobios	31
3.3.1	Digestión de velocidad estándar a condiciones ambientales	31
3.3.2	Digestor de alta velocidad con regulación de temperatura	32
3.3.3	Digestor de dos etapas	32
3.3.4	Digestión mesofílica y termofílica	33
3.4	Criterios de diseño para digestores de una sola etapa y de alta velocidad	33
3.4.1	Base de la población	33
3.4.2	Carga volumétrica de los sólidos	34
3.4.3	Tiempo de retención de sólidos (TRS)	34
3.4.4	Reducción de sólidos volátiles	35
3.4.5	Diseño del reactor	35
3.4.6	Mezcla del digestor	36
3.4.7	Bombeo de recirculación externa	36
3.4.8	Mezcla mecánica interna	37
3.4.9	Mezcla interna del gas	37
3.4.10	Control de temperatura	37
3.4.11	Requisitos de calentamiento	38
3.4.12	Equipo de calefacción	38
3.4.13	Cubiertas del digestor	39
3.5	Predicción de la producción de biogás	39

CAPÍTULO 4

BIOGÁS

4.1	Composición del biogás	41
4.2	Limpieza del biogás	42
4.2.1	Remoción del dióxido de carbono	42
4.2.2	Remoción del agua	45
4.2.3	Remoción de H ₂ S	45
4.2.4	Remoción de trazas de gases	45
4.3	Compresión y almacenamiento del biogás	47
4.4	Calor y electricidad	48
4.5	Unidades CHP	49

CAPÍTULO 5

RESULTADOS DE CASO DE ESTUDIO

5.1	Cuantificación de los lodos biológicos de exceso de la planta de tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria	51
5.2	Producción de biogás y metano	52
5.3	Producción de electricidad	52
5.4	Volumen del digestor y del tanque de lodo digerido	53

CAPÍTULO 6

RESULTADOS

6.1	Factibilidad técnica	54
6.1.1	Reactor anaerobio	54
6.1.2	Generador eléctrico	57
6.2	Factibilidad Ambiental	59
6.3	Factibilidad Económica	62
6.3.1	Costo del Capital (K)	62
6.3.2	Flujos de Efectivo	65
6.3.3	Evaluación Financiera	71
6.3.3.1	Valor Presente (VP)	71
6.3.3.2	Valor Presente Neto (VPN)	72
6.3.3.3	Relación Beneficio Costo (RBC)	73
6.3.3.4	Tasa Interna de Retorno (TIR)	73
6.3.3.5	Periodo de Recuperación de la Inversión (PRI)	74
6.3.3.6	Inversión de Flujos (IDF)	74

CAPÍTULO 7

NORMATIVIDAD

7.1	Ley de promoción y desarrollo de los bioenergéticos	77
7.2	NOM-004-SEMARNAT-2002	78
7.3	Convención de Cambio Climático de las Naciones Unidas (UNFCCC)	79
7.4	Protocolo de Kyoto y Mecanismo de Desarrollo Limpio	80
7.4.1	Elementos de Proyectos del MDL	81
7.4.2	Ciclo de proyectos del MDL de acuerdo con el PK	82
7.5	Mercado de bonos de carbono	83
7.5.1	Certificados de Reducción de Emisiones (CER)	83
7.5.2	Montos Asignados Anualmente (AAU)	84
7.5.3	Unidades de Reducción de Emisiones (ERU)	84
7.5.4	Unidades de Remoción de Emisiones (RMU)	84
7.5.5	Compras Spot	84
7.5.6	Contratos de entrega futura	85
7.5.7	Opciones	85

CAPÍTULO 8

PERMISOS

8.1 Ley de la Comisión Reguladora de Energía	87
8.2 Ley del Servicio Público de Energía Eléctrica	87
8.3 Guía de gestiones para implementar en México plantas de generación eléctrica que utilicen energías renovables	89
8.4 Ley para el aprovechamiento de Energías Renovables y el financiamiento de la Transición Energética	91

CAPÍTULO 9

CONCLUSIONES	93
---------------------	-----------

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	94
-----------------------------------	-----------

LISTA DE TABLAS

	Página
Tabla 2.1 Factores que afectan al rendimiento de los procesos de tratamiento secundario típicos	11
Tabla 2.2 Rendimientos de los procesos unitarios	11
Tabla 2.3 Concentraciones críticas de varios inhibidores químicos en el tratamiento del exceso de lodo aerobio de plantas de tratamiento	19
Tabla 2.4 Resumen de estudios de pretratamiento mecánico	23
Tabla 2.5 Resumen de estudios de pretratamiento basado en la hidrólisis térmica alcalina y ácida	23
Tabla 2.6 Resumen de estudios de pretratamiento por ozonación	24
Tabla 2.7 Resumen de las ventajas de los estudios de pretratamiento ultrasónico	25
Tabla 3.1 Composición del gas de la gasificación	27
Tabla 3.2 Comparación de biocombustibles sólidos	29
Tabla 3.3 Criterios de diseño típicos para la digestión mesofílica	34
Tabla 3.4 TRS sugeridos para el diseño de digestores de alta velocidad y de mezcla completa	35
Tabla 3.5 Destrucción de sólidos volátiles en digestores mesofílicos completamente mezclados de alta-tasa.	35
Tabla 3.6 Parámetros de diseño típicos para sistemas de mezclado en digestores	38
Tabla 4.1 Composición del biogás de diferentes fuentes y del gas natural	41
Tabla 4.2 Componentes del biogás que requieren ser removidos en la purificación del biogás	43
Tabla 4.3 Solubilidad aproximada de CO ₂ en agua	43
Tabla 4.4 Opciones más comunes de almacenamiento del biogás	48
Tabla 4.5 Capacidades de generación eléctrica	50
Tabla 6.1 Valores de DQO removida	57
Tabla 6.2 Comparación de los niveles de nutrientes entre los lodos digeridos y lodos sin tratar	61
Tabla 6.3 Comparación entre digestión y composteo para el tratamiento de desechos biodegradables	61
Tabla 6.4 Monto de Inversión	62
Tabla 6.5 Porcentaje de participación de las fuentes de financiamiento	64
Tabla 6.6 Prestamos otorgados	64
Tabla 6.7 Gastos de operación y costos directos	65
Tabla 6.8 Pronóstico del costo por KWh	66
Tabla 6.9 Ingresos por concepto de ahorro de energía eléctrica	66
Tabla 6.10 Pronóstico de los precios internacionales de la tonelada de CO ₂	67
Tabla 6.11 Ingresos por concepto de la venta de bonos de carbono	68
Tabla 6.12 Pronóstico de precios por kilogramo de composta	68
Tabla 6.13 Ingresos por concepto de la venta de composta	69
Tabla 6.14 Ingresos totales anuales	70
Tabla 6.15 Costos totales anuales	70
Tabla 6.16 Flujos de efectivo anuales	71
Tabla 6.17 Flujos acumulados actualizados	75
Tabla 6.18 Inversión de flujos	75
Tabla 7.1 Aprovechamiento de lodos digeridos	79
Tabla 7.2 Frecuencia de muestreo y análisis para lodos y lodos digeridos	79
Tabla 7.3 Proyectos MDL en México	83

LISTA DE FIGURAS

	Página	
Figura 2.1	Diagrama de los pasos del procesamiento de los lodos	5
Figura 2.2	Distribución de la Planta de Tratamiento	6
Figura 2.3	Proceso de tratamiento de aguas residuales	7
Figura 2.4	Diagrama del proceso de lodos activados	8
Figura 2.5	Corte de un filtro percolador	8
Figura 2.6	Corte de un reactor biológico rotativo de contacto	9
Figura 2.7	Foto de un reactor biológico rotativo de contacto	10
Figura 2.8	Pasos subsecuentes en el proceso de la digestión	12
Figura 2.9	Producción de biogás vs TRS	14
Figura 3.1	Línea de producción para la fabricación de briquetas	28
Figura 3.2	Digestor de velocidad estándar	31
Figura 3.3	Digestor de alta velocidad	32
Figura 3.4	Digestor de dos etapas	33
Figura 3.5	Tipos de mezclado en los digestores	36
Figura 4.1	Contaminación de los pistones de un motor por silicio	46
Figura 4.2	Utilización del biogás y requerimientos actualizados	48
Figura 4.3	Sincronía entre varios motogeneradores	50
Figura 5.1	Fachada de la PTAR-CU	51
Figura 5.2	Ubicación de la PTAR-CU	51
Figura 5.3	Sedimentadores secundarios	51
Figura 5.4	Filtro biológico	51
Figura 5.5	Discos biológicos rotatorios	52
Figura 5.6	Tanque de aireación	52
Figura 6.1	Área propuesta para el sistema de bioenergía (a)	54
Figura 6.2	Área propuesta para el sistema de bioenergía (b)	54
Figura 6.3	Tren de tratamiento de los lodos activados hasta la generación de electricidad	55
Figura 6.4	Cubierta flexible para el almacenamiento del biogás	55
Figura 6.5	Medidor de biogás	55
Figura 6.6	Quemador de Biogás	56
Figura 6.7	Sistema de bombeo	56
Figura 6.8	Motogenerador Caterpillar modelo G3304	57
Figura 6.9	Tasa de Interés Interbancaria de Equilibrio (TIIE)	63
Figura 7.1	Certificados de Reducción de Emisiones	82
Figura 7.2	Precios y volúmenes de Ton CO ₂ comerciados en la Unión Europea	86

NOMENCLATURA

AGV	Ácidos Grasos Volátiles
AGLC	Ácidos Grasos de Larga Cadena
ATP	Trifosfato de Adenosina
BANOBRAS	Banco Nacional de Obras y Servicios Públicos
BANXICO	Banco Nacional de México
BSR	Bacterias Sulfato-Reductoras
CER	Certified Emission Reductions (Certificado de Reducción de Emisiones)
CFE	Comisión Federal de Electricidad
CHP	Combined Heat and Power (Calor y Energía Combinados).
CRE	Comisión Reguladora de Energía
DBO	Demanda Bioquímica de Oxígeno
DQO	Demanda Química de Oxígeno
EIA	Energy Information Administration (Administración de la Información de la Energía)
EPA	Environmental Protection Agency (Agencia de Protección Ambiental)
FIRCO	Fideicomiso de Riego Compartido
FONCICYT	Fondo de Cooperación Internacional en Ciencia y Tecnología
GEI	Gases Efecto Invernadero
INE	Instituto Nacional de Ecología.
MDL	Mecanismo de Desarrollo Limpio
MS	Materia Seca
MSI	Materia Seca Inorgánica
N	Nitrógeno
NH ₃	Amoniaco
ODS	Organic Dry Solids (Materia Seca Orgánica)
P	Fósforo
PK	Protocolo de Kyoto
POR	Potencial de Óxido-Reducción
ppm	partes por millón
PSG	Pressure Sensor Glow Plug (Sensor de Presión Resplandeciente)
PTAR	Planta de Tratamiento de Aguas Residuales
SAT	Secretaría de Administración Tributaria
SAGARPA	Secretaria de Agricultura y Ganadería
SE	Secretaría de Economía
SEMARNAT	Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales
SENER	Secretaria de Energía
SPE	Sustancias Poliméricas Extracelulares
SRE	Secretaría de Relaciones Exteriores
SS	Sólidos Suspendidos
SST	Sólidos Suspendidos Totales
SSV	Sólidos Suspendidos Volátiles
ST	Sólidos Totales
SV	Sólidos Volátiles
SX	Siloxano
TRH	Tiempo de Retención Hidráulico
TRS	Tiempo de Retención de Sólidos
TRS _{des}	Tiempo de Retención de Sólidos Destruídos
UNFCCC	Convención de Cambio Climático de las Naciones Unidas

RESUMEN

En nuestro estudio se propone la instalación de un digestor de volumen nominal de 800 m³, para el tratamiento de los lodos biológicos de exceso que se eliminan diariamente en la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Ciudad Universitaria (PTAR-CU), con un flujo de entrada de 80 m³lodo/día, operando bajo condiciones mesofílicas, es decir a una temperatura de 35 °C y un Tiempo de Retención de Sólidos (TRS) de 10 días; así como la instalación de un tanque de almacenamiento de lodos digeridos de volumen nominal de 400 m³ con un tiempo de almacenamiento de 15 días. Bajo estas condiciones se generarían 123 m³biogás/día equivalentes a 80 m³CH₄/día con una capacidad de generación de energía eléctrica de 2,583 MJ/día, equivalente a 30 KW, cantidad de energía suficiente para encender 333 focos de 100 W en un día a partir de un generador CATERPILLAR modelo G3304 de aspiración natural, con una relación de compresión de 10.5:1, de cuatro tiempos, con una capacidad de generación de 44 kW. Puesto que la generación de metano es de 80 m³/día y de 29,200 m³/año, la cantidad de toneladas métricas de CO₂ que se dejarían de emitir a la atmósfera serían de 416 T_{eq}CO₂, obteniendo ingresos anuales de \$99,290.88 en el primer año de operación por este concepto. Los ingresos que se obtendrían por facturación de energía eléctrica en el primer año de operación serían de \$288,000, mientras que por concepto de la venta de los lodos digeridos como abono orgánico serían de \$27,375. Las multas que se evitarían por concepto de los desechos sólidos sin disposición y manejo, en los cuales incurre la PTAR de Ciudad Universitaria (CU) por no darle tratamiento a los lodos biológicos de exceso que elimina diariamente, son de 259,802 pesos. En nuestro estudio, el horizonte de planeación se estableció a 20 años, generándose durante este periodo los flujos de efectivo suficientes para poder financiar el proyecto a un costo de capital del 8.5%, recuperándose la inversión dentro del horizonte de planeación del proyecto planteado.

CAPÍTULO 1

1.1 Introducción

México cuenta con 632 plantas de tratamiento de aguas residuales (PTAR) con una capacidad instalada de 59, 258 l/s y con un gasto de operación de 34,473 l/s, en las cuales los lodos de purga prácticamente no tienen tratamiento por lo que son evacuados al drenaje, a algún cuerpo de agua (mar, río, lago) o sobre el suelo, constituyendo de esta forma una fuente de contaminación (SEMARNAT, 2009). Estos lodos están constituidos principalmente por flóculos microbianos (lodos secundarios) y por materia orgánica e inorgánica diversa sedimentada al inicio de los procesos (lodos primarios). Tienen un carácter altamente putrescible y son considerados como un residuo peligroso tal y como lo indica la NOM-004-SEMARNAT-2002. Consecuentemente, requieren de un tratamiento previo para su utilización como abono, esto se obtiene a través de la degradación anaerobia ya que reduce en un 56% los sólidos volátiles cumpliendo con lo establecido en NOM-004-SEMARNAT-2002 que indica que por lo menos se debe de reducir en un 38% la masa de los sólidos volátiles. El mecanismo de la digestión es un proceso controlado en el cual hay una degradación de los sólidos volátiles y la materia orgánica mediante bacterias en ausencia de oxígeno, resultando en la producción de gas metano y dióxido de carbono, con trazas de hidrógeno, ácido sulfhídrico, amoníaco y en la generación de lodos estabilizados. Este tipo de tratamiento contribuye en una mejora ambiental principalmente porque se reduce de una manera considerable la producción de lodos biológicos ya que la remoción de los sólidos volátiles da 90% de biogás y 10% de lodos digeridos, evitando además el costo excesivo del manejo de los lodos. Por otro lado, con la producción de metano y su utilización se disminuye la generación de gases efecto invernadero coadyuvando con los compromisos previamente establecidos por México mediante los tratados internacionales firmados para la disminución de gases efecto invernadero tal y como lo establece el Protocolo de Kyoto. Además, con la cantidad de bióxido de carbono equivalente que se deja de emitir a la atmósfera se pueden obtener Certificados de Reducción de Emisiones que se pueden comercializar en el Mercado de Bonos, obteniéndose una forma de financiamiento para este tipo de proyectos o simplemente ingresos adicionales.

En el ámbito mundial, por ejemplo la PTAR de la provincia de Iraklio en Grecia tiene instalado un sistema anaerobio para tratar los lodos de desecho, generando 194 KW eléctricos mediante la instalación de tres motogeneradores usando el biogás producido durante la digestión. Además de Iraklio, las PTAR de Sindos, Chania y Psytalia generan 240 kW, 166 kW y 7400 kW en electricidad respectivamente.

En lo que respecta a México, existen dos proyectos que utilizan el biogás para generar electricidad. Uno de ellos es el proyecto Bioenergía de Nuevo León, S. A. de C. V. que es el primer proyecto en México y Latinoamérica de energía renovable utilizando como combustible el biogás que se forma en un relleno sanitario, en este caso ubicado en el Municipio de Salinas Victoria, Nuevo León. Con una capacidad neta de 7 MW, la energía eléctrica que se genera durante la noche (7:00 p.m. a 7:00 a.m.) es aprovechada primordialmente para fines de alumbrado público, utilizando para esto la red del sistema eléctrico nacional de Comisión Federal de Electricidad (CFE). Durante el día, la energía es utilizada para satisfacer necesidades de energía del resto de los socios, destacando principalmente el Sistema de Transporte Colectivo Metrorrey. Actualmente está en

proceso la ampliación del proyecto, con la cual se espera incrementar la capacidad de generación en 5 MW, a 12 MW.

Otro de los proyectos es el que llevó a cabo Abastos Cuautitlán S.A., que es un rastro que cuenta con una PTAR con certificación Tipo Inspección Federal (TIF 194), con capacidad para sacrificio de 2,000 cerdos y 400 vacas diarios. Con la idea de generar energía eléctrica a partir de sus aguas residuales, construyeron un digestor de 30 metros de largo por 13 metros de ancho por 6 metros de profundidad. Basados en los valores de DQO del agua residual se estimó una producción máxima de biogás de 4,900 m³/día (207 m³ por hora) suficientes para alimentar hasta un máximo de 6 motogeneradores de 60 kW. Aunque solo se tienen funcionando 4 motogeneradores debido a que el tiempo de retención es relativamente bajo.

Es por ello la originalidad de este trabajo de tesis, ya que en la PTAR de Ciudad Universitaria (CU) se generan diariamente 45 toneladas de lodos de desecho que se vierten directamente al drenaje sin ningún tratamiento previo. Esta materia prima se está desechando sin aprovecharla para su uso como energía, además que representa una fuente de ingresos adicionales. Asimismo, se plantea en este trabajo la posibilidad de transformar una PTAR en generadora de electricidad.

Para generar electricidad a partir del biogás producido por la degradación anaerobia de los lodos de exceso que se generan en la PTAR-CU, sin necesidad de utilizar combustibles derivados del petróleo, como gas natural, combustóleo, etc., se requiere conocer los principios, potencial y condiciones del proceso de la degradación anaerobia de los lodos de desecho de PTAR. Con la estimación de la cantidad de biogás que se produce, se calcula la capacidad de generación de energía eléctrica. Para determinar la factibilidad económica se requiere calcular los flujos de efectivo a partir de los ingresos totales anuales, que se obtengan por los conceptos de venta de energía eléctrica, de composta y de bonos de carbono, y de los costos totales anuales.

1.2 Objetivo general

Determinar la factibilidad de la producción de electricidad a partir del biogás generado por la degradación anaerobia de los lodos biológicos de exceso de la planta de tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria para beneficio de la comunidad universitaria.

1.3 Objetivos específicos

Los objetivos del presente trabajo son:

- Dar a conocer los principios y potencial de la degradación anaerobia de los lodos de desecho de plantas de tratamiento de aguas residuales.
- Conocer las condiciones del proceso de la degradación anaerobia.
- Determinar la cantidad de biogás generado, así como su composición y poder calorífico a partir de degradación anaerobia de los lodos de desecho de la planta de tratamiento de Ciudad Universitaria.
- Determinar el costo de construcción de un sistema anaerobio, así como su beneficio ambiental en la zona.
- Conocer el marco jurídico que regula la generación de energía eléctrica para autoabastecimiento.

CAPÍTULO 2

ANTECEDENTES Y ANÁLISIS TÉCNICO

2.1 Digestión de lodos biológicos

Al tratar las aguas residuales, la disposición del lodo es un problema de importancia creciente, representando hasta el 50% de los gastos de operación actuales de una depuradora de aguas residuales (PTAR) (Baeyens y col.,1997). Las PTAR generan el lodo como subproducto de los procesos físicos, químicos y biológicos usados durante el tratamiento. Este lodo debe someterse a un cierto tratamiento para reducir sus volúmenes asociados, mejorar su apariencia y reducir los problemas de salud. Este tratamiento por lo tanto: (i) En primer lugar reduce el contenido en agua del lodo crudo, y (ii) Transforma la materia orgánica altamente putrescible en un residuo orgánico e inorgánico relativamente estable o inerte (Werther y Ogada, 1999; Dewil y col., 2007).

La parte de la purificación del agua de una PTAR abarca comúnmente un tratamiento previo para quitar cerca de 50 a 60% de sólidos suspendidos y 30 a 40% de DBO (Qasim, 1999; Metcalf y Eddy, 2003). El lodo primario estable contiene principalmente agua (entre el 97% y el 99%) y se separa sobre todo materia orgánica que es altamente putrescible.

El tratamiento previo es seguido por un paso biológico, donde los microorganismos aerobios quitan el restante de DBO y los sólidos suspendidos. El nitrógeno (N) y el fósforo (P) son quitados comúnmente simultáneamente, aunque el N es más fácil de eliminar primero. Un clarificador secundario produce efluente descargable como desbordamiento y lodo inferior (agua 98-99%), reciclando una parte para mantener la concentración de los microorganismos en el nivel requerido, y parte evacuada a las unidades del tratamiento del lodo de la PTAR. Si un tratamiento previo está presente, el lodo primario y secundario están generalmente combinados y espesados para experimentar el tratamiento adicional.

La digestión es un paso importante en la mayor parte de las rutas del tratamiento. Todas las rutas comienzan con lodo crudo (primario y secundario) produciendo en 1 a 2 % de materia seca (MS). La parte inorgánica de la materia seca (MSI) está entre 30 % y 45 %.

En un primer paso, el lodo primario o secundario se espesa por gravedad, flotación o filtración. Al hacer eso, la cantidad de lodo se puede reducir como un tercio de su volumen inicial. El agua separada se recicla al influente de la PTAR. Una vez que esto ha sido logrado, el lodo es sujeto a algunas formas de estabilización bioquímica, con la digestión jugando un papel importante por sus capacidades de transformar la materia orgánica en biogás (60 a 70% de volumen de metano, CH₄), de tal modo también se reduce la cantidad de sólidos finales del lodo para su disposición, destruyendo la mayor parte de los patógenos presentes en el lodo, y limitando problemas posibles del olor asociado a la materia putrescible residual. Por estas razones, la digestión de los lodos optimiza los costos de una PTAR y se considera como parte esencial de una PTAR moderna. La producción del biogás puede convertirse en energía térmica y eléctrica para el mismo suministro del la PTAR.

La digestión del lodo utiliza tanques herméticos. Esencialmente todo el material orgánico puede ser digerido, a excepción de los materiales provenientes de la madera, ya que los microorganismos anaerobios no pueden degradar la lignina. El biogás que se forma tiene

un alto poder calorífico y se considera como una fuente de energía renovable. Claramente, es beneficioso producir tanto biogás como sea posible. A pesar de estas ventajas de la digestión, algunas limitaciones son inevitables, por ejemplo: (i) Solamente se descompone una fracción parcial de la materia orgánica, (ii) La velocidad bastante lenta de la reacción, los grandes volúmenes asociados y los altos costos de los digestores, (iii) La vulnerabilidad del proceso a los varios inhibidores, (iv) La baja calidad del sobrenadante, (v) La presencia de otros componentes del biogás tales como el dióxido de carbono (CO_2), el sulfuro de hidrógeno (H_2S) y exceso humedad, (vi) La presencia posible de siloxanos volátiles en el biogás puede causar grave daño en el generador eléctrico debido a la formación de silicón microcristalina en el interior, y (vii) La concentración creciente de metales pesados y varios residuos orgánicos industriales en el lodo residual debido a la reducción significativa de la fracción orgánica durante la digestión, dejando la fracción mineral sin degradar. Un diagrama de los pasos del procesamiento de los lodos se muestra en la Figura 2.1

La microbiología de la digestión es compleja y delicada, implicando a varios grupos bacterianos, cada uno de ellos tienen sus propias condiciones de trabajo óptimas. Son sensibles a varios parámetros como pH, alcalinidad, concentración de amoníaco libre, hidrógeno, ácidos grasos volátiles (AGV), etc. Estos parámetros pueden ser factores para inhibir a alguno o a todos los grupos bacterianos.

Los diferentes tratamientos previos al lodo de desecho que se han estudiado son mecánicos, térmicos, químicos y biológicos, que dan lugar a una lisis o a una desintegración de las bacterias del lodo, lo que ocasiona la descarga y solubilización del material intracelular en la fase líquida y transformando el material orgánico presente en el lodo crudo en biodegradable. Por lo tanto, se convierte el material fácilmente disponible para los microorganismos. Estos tratamientos previos optimizan la generación del biogás. Puesto que la tasa de la degradación por una parte se acelera, y por otra las dimensiones de los digestores se reducen para una carga dada, así reduciendo los requisitos de capital.

2.2 Proceso de tratamiento de las aguas residuales de Ciudad Universitaria

La UNAM cuenta con aproximadamente 220,000 estudiantes en promedio general, en donde alrededor del 80% asisten a las instalaciones de Ciudad Universitaria. Tal magnitud de población flotante demanda 160 litros por segundo (l/s) de agua potable proveniente de tres pozos localizados en la misma CU y genera aproximadamente 110 l/s de aguas residuales. De este caudal, 70 l/s son captados por la red de drenaje original, la cual abastece la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de CU (PTAR-CU), que cuenta con una capacidad para tratar 40 l/s. En la Figura 2.2 se muestra un croquis de la planta.

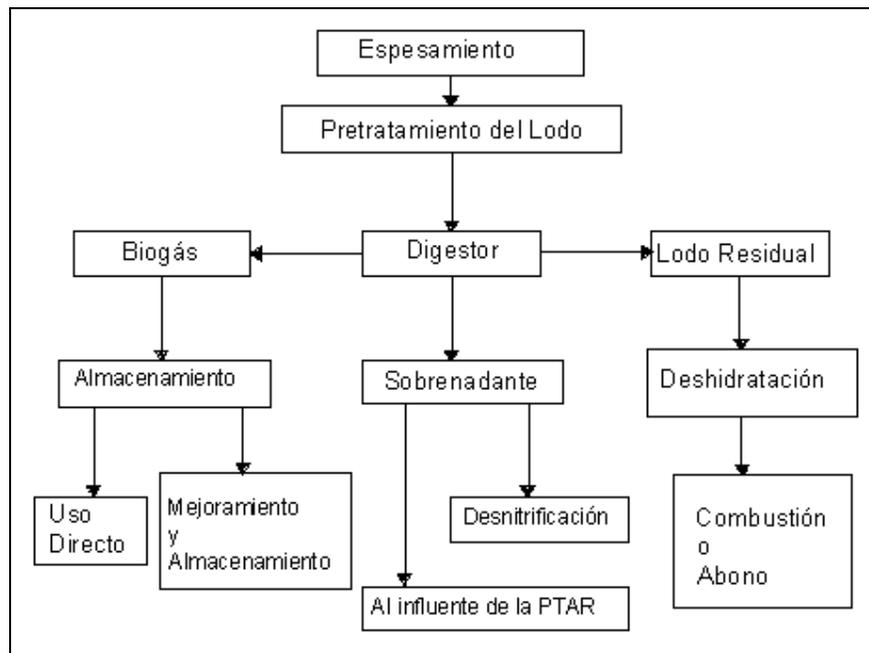


Figura 2.1. Diagrama de los pasos del procesamiento de los lodos (Appels y col., 2008)

El resto del caudal captado es descargado en la red de drenaje municipal de la ciudad. La PTAR-CU cuenta con tres procesos de tratamiento en paralelo: Lodos activados (20 l/s), discos biológicos (10 l/s) y filtro percolador (10 l/s). El agua tratada, previa filtración y desinfección con cloro, es utilizada en el riego de las áreas verdes de CU, para lo cual se cuenta con una red de distribución de agua tratada (Noyola y Morgan-Sagastume, 2004). El proceso de tratamiento de aguas residuales general se muestra en la Figura 2.3.

2.2.1 Sistema de lodos activados

Este proceso fue desarrollado en Inglaterra en 1914 por Arden Locked y su nombre proviene de la producción de una masa de microorganismos capaz de estabilizar un residuo orgánico por vía aerobia. En la actualidad existen muchas variantes del proceso convencional, aunque todas ellas conservan el mismo principio de funcionamiento. Son indudablemente los más aplicados en el mundo. Su versatilidad y criterios de diseño bien definidos los ha llevado a ser el sistema preferido para el tratamiento de aguas residuales, aunque su operación y mantenimiento son muy costosos. Es un proceso de tratamiento por el cual el agua residual y el lodo biológico (microorganismos) son mezclados y aireados en un tanque denominado tanque de aireación. Los flóculos biológicos formados en este proceso se capturan en un tanque de sedimentación, donde son recirculados nuevamente al tanque de aireación, con el objeto de mantener una concentración de biomasa, como sólidos suspendidos volátiles (SSV), entre 2,000 y 4,000 mg/l.

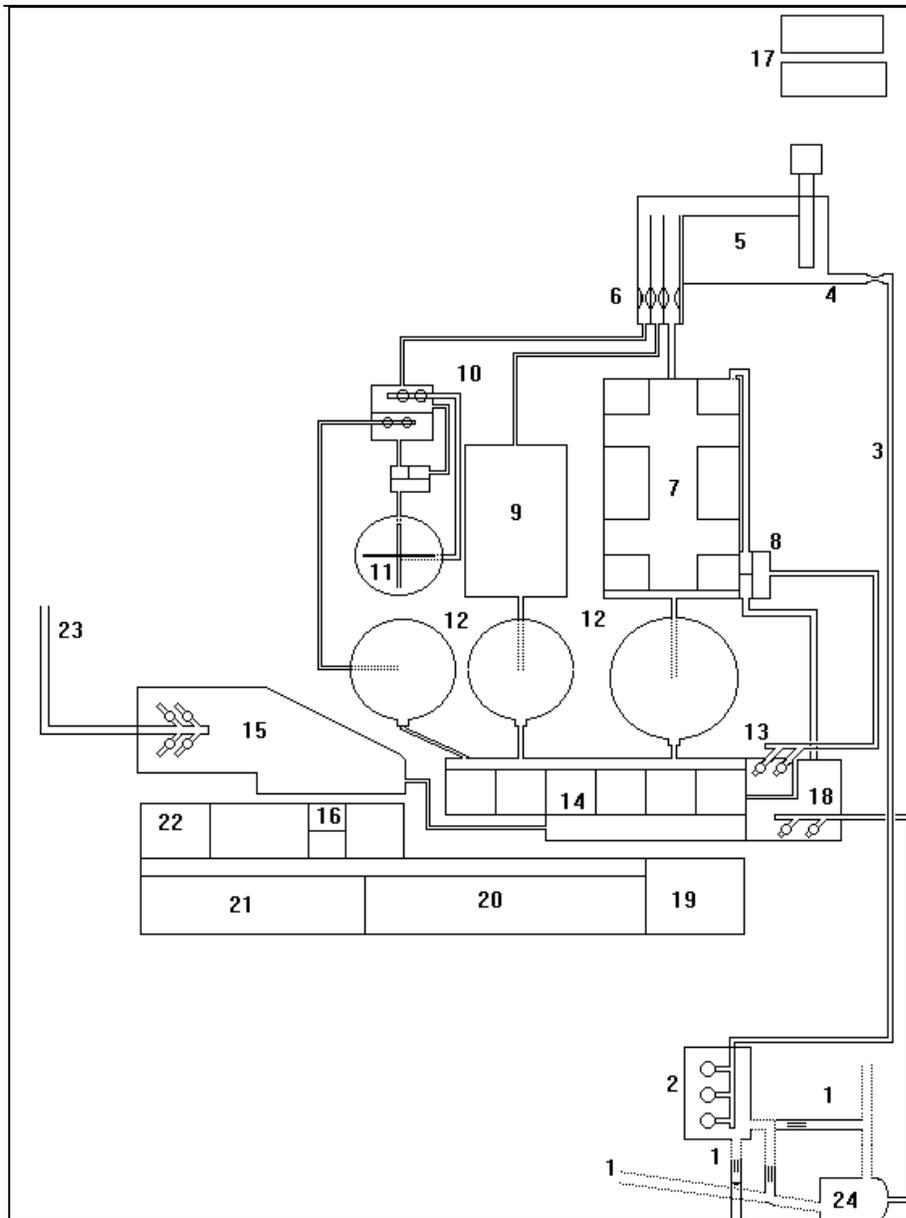


Figura 2.2 Distribución de la Planta de Tratamiento (Dirección General de Obras y Conservación)

1. Colectores (3), 2. Cárcamo de bombeo de agua cruda, 3. Tubería de alimentación, 4. Canal de entrada, 5. Tanque desarenador, 6. Medidores Parshall (3), 7. Tanque de aeración, 8. Caja partidora, 9. Discos biológicos rotatorios, 10. Cárcamo de bombeo, 11. Filtro biológico, 12. Sedimentadores secundarios (3), 13. Cárcamo de lodos, 14. Filtros de arena (6), 15. Tanque de contacto de cloro, 16. Dosificador de cloro, 17. Tanque de gas cloro, 18. Cárcamo de aguas de lavado y pluviales, 19. Cuarto de control, 20. Laboratorios., 21. Oficinas, 22. Subestación eléctrica, 23. Tubería de alimentación a cisternas, 24. Drenaje municipal.

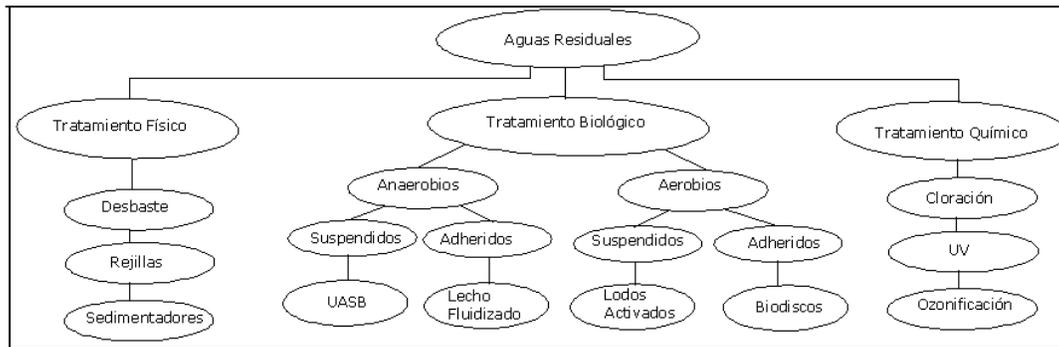


Figura 2.3 Proceso de tratamiento de aguas residuales (Castro-González, 2007)

En el proceso de lodos activados, los microorganismos son completamente mezclados con la materia orgánica en el agua residual de manera que ésta les sirven de alimento para su producción. Es importante indicar que la mezcla o agitación se efectúa por medios mecánicos (aireadores superficiales o sopladores) los cuales tiene doble función: 1) Producir mezcla completa y 2) Agregar oxígeno al medio para que el proceso se desarrolle. La representación esquemática del proceso se muestra en la Figura 2.4 (Deublein y Steinhauser, 2008).

2.2.2 Filtros percoladores

Los filtros percoladores son biorreactores que por medio de una capa de microorganismos adherida a un medio permeable permite la depuración de agua residual de manera aerobia. El medio permeable recibe el nombre de empaque y los microorganismos forman una capa en el empaque a la que se le denomina biopelícula o lama. El empaque puede ser de roca o plástico. El diámetro de las rocas varía de 25 a 100 mm y la profundidad del filtro puede ser entre 0.9 y 2.5 m, cuando el empaque o soporte es plástico se tienen profundidades de 9 a 12 m. Los filtros percoladores son generalmente circulares y cuentan con un distribuidor en la parte superior que mantiene toda la superficie mojada. La materia orgánica del agua residual a depurar es el alimento de los microorganismos que se adhieren a los empaques o soportes. En la Figura 2.5 se muestra el corte de un filtro percolador.

La materia orgánica que se encuentra en el agua residual es degradada por la población microbiana que se encuentra adherida al empaque. Cuando el agua residual pasa a través del filtro, el oxígeno y nutrientes se difunden en la biopelícula, estos son consumidos por la comunidad microbiana, formándose algunos productos de desecho y CO_2 que se difunden en la biopelícula del agua.

Con este proceso los microorganismos crecen y aumenta el grosor de la biopelícula. La capa microbiana tiene dos partes, una aerobia y la otra anaerobia, la parte aerobia es aquella que está en contacto con el agua residual, y es en ella donde se difunde la materia orgánica y el oxígeno, es decir, donde se lleva a cabo el proceso de depuración.

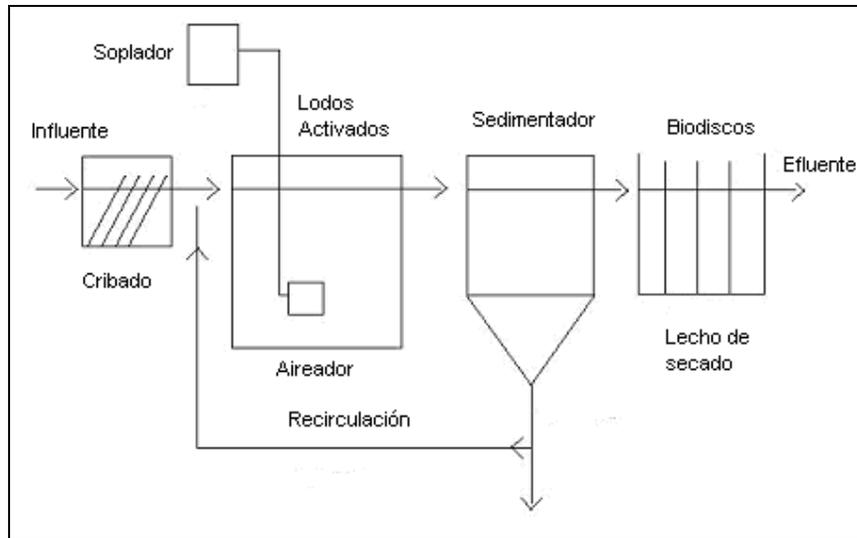


Figura 2.4 Diagrama del proceso de lodos activados (Deublein y Steinhauser, 2008)

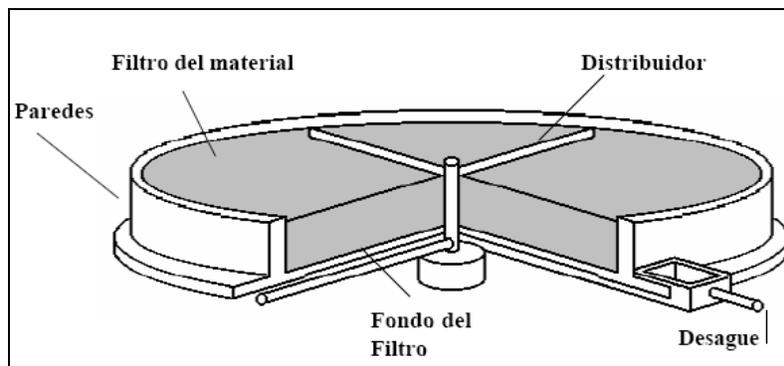


Figura 2.5 Corte de un filtro percolador (Lardon y col., 2004)

La parte de biopelícula que está en contacto con la pared del empaque es la parte anaerobia. Los microorganismos de esta parte entran en una fase endógena de crecimiento debido a que no cuentan con una fuente orgánica externa y pierden la habilidad de sostenerse en el empaque. Este fenómeno es llamado desgajamiento y es función de la carga orgánica e hidráulica. La carga hidráulica influye en la velocidad de corte y la orgánica en la tasa de microorganismos en la biopelícula (Metcalf y Eddy, 2003).

Además de la remoción de materia orgánica, los filtros percoladores pueden ser nitrificadores, ya que bajo las condiciones apropiadas pueden crecer también bacterias nitrificadoras en la biopelícula. Éstas oxidan el nitrógeno del amoníaco y lo convierten en nitratos.

La nitrificación y la remoción de demanda química de oxígeno (DQO) se pueden dar simultáneamente debido a que las bacterias nitrificadoras y heterotróficas (encargadas de la remoción de la materia orgánica) tienen el mismo tiempo de residencia de sólidos (TRS o SRT por sus siglas en inglés). Sin embargo, existen condiciones que pueden favorecer ya sea la nitrificación o la remoción de DQO. La nitrificación se favorece con cargas

hidráulicas bajas (tasa estándar), altas temperaturas, largos periodos de retención (flujo en serie o medio sintético) y una concentración de demanda bioquímica de oxígeno (DBO) menor a 20 l/d (Siegert y Banks, 2005).

2.2.3 Discos biológicos

El proceso de tratamiento mediante biodiscos (Figuras 2.6 y 2.7), es también conocido como reactor biológico rotativo de contacto, que consiste en una serie de discos circulares de poliestireno, o cloruro de polivinilo, situados sobre un eje, a corta distancia unos de otros. Los discos están parcialmente sumergidos en el agua residual y giran lentamente en el seno de la misma.

En el funcionamiento de un sistema de este tipo, los crecimientos biológicos se adhieren a las superficies de los discos, hasta formar una película biológica sobre la superficie mojada de los mismos. La rotación de los discos pone la biomasa en contacto, de forma alternativa, con la materia orgánica presente en el agua residual y con la atmósfera, para la absorción del oxígeno. La rotación del disco induce la transferencia de oxígeno y mantiene la biomasa a condiciones aerobias. La rotación también es el mecanismo de eliminación de exceso de sólidos en los discos por medio de los esfuerzos cortantes que origina y sirve para mantener en suspensión los sólidos arrastrados, de modo que puedan ser transportados desde el reactor hasta el clarificador (Pavlostathis y Gossett, 2004).

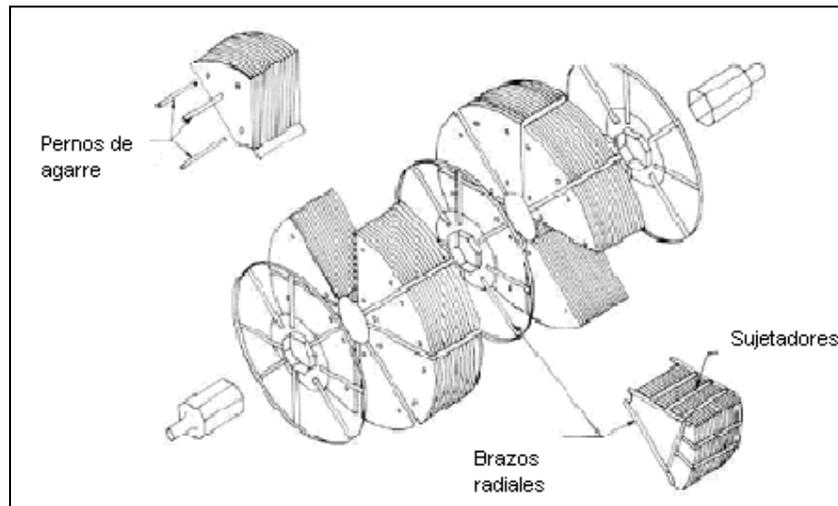


Figura 2.6 Corte de un reactor biológico rotativo de contacto (Carballa y col., 2004)



Figura 2.7 Foto de un reactor biológico rotativo de contacto (Carballa y col., 2004)

Existen muchos factores que pueden afectar el rendimiento de los sistemas biológicos empleados en el tratamiento secundario de las aguas residuales esto se muestra en la Tabla 2.1.

La selección del proceso debe sustentarse en base a los datos de rendimiento que muestran los diferentes procesos como se muestra en la Tabla 2.2.

2.3 Degradación anaerobia

La digestión del material orgánico sigue básicamente cuatro etapas: Hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis como se observa en la Figura 2.8. La degradación anaerobia es un proceso complejo que requiere estrictas condiciones anaerobias (potencial de la oxidación-reducción, POR < -200 mV) para proceder, y depende de la actividad coordinada de una asociación microbiana compleja para transformar el material orgánico en sobre todo CO₂ y metano (CH₄). A pesar de los pasos sucesivos, la hidrólisis es considerada generalmente como un limitante en la velocidad (Ghyoot y Verstraete, 1997; Qasim, 1999; Wang y col., 1999; Tiehm y col., 2001; Vavilin y col., 2002; Aquino y Stuckey, 2008).

En la etapa de la hidrólisis se degrada el material orgánico insoluble y compuestos de peso molecular elevado tales como lípidos, polisacáridos, proteínas y ácidos nucleicos, en sustancias orgánicas solubles (por ejemplo, aminoácidos y ácidos grasos). Los componentes formados durante la hidrólisis son fracturados a moléculas de menor tamaño en la acidogénesis, la segunda etapa. Los AGV son producidos por las bacterias acidogénicas (o fermentantes) junto con el amoníaco (NH₃), CO₂, H₂S y otros subproductos.

Tabla 2.1 Factores que afectan al rendimiento de los procesos de tratamiento secundario típicos (Metcalf y Eddy, 2003)

Proceso	Factores que afectan el proceso
Lodos activados	Tiempo de retención hidráulica Carga hidráulica Carga orgánica Capacidad de aireación Tiempo medio de retención celular Relación alimento / microorganismo Relación de recirculación de fango Nutrientes Factores ambientales
Filtros percoladores	Tipo y profundidad del medio filtrante Carga hidráulica Carga orgánica Ventilación Disposición por etapas Caudal de recirculación Distribución del caudal
Biodiscos	Número de etapas Carga orgánica Carga hidráulica Mecanismo de transmisión Densidad del medio Tipo de ejes Relación de recirculación Sumergencia Velocidad de rotación

Tabla 2.2 Rendimientos de los procesos unitarios (Metcalf y Eddy, 2003)

Unidades de tratamiento	Rendimiento de eliminación del constituyente, porcentaje					
	DBO	DQO	SS	P	N	NH ₃
Lodos Activados	80-95	80-85	80-90	10-25	15-50	8-15
Filtros Percoladores	65-80	60-80	60-85	8-12	15-50	8-15
Biodiscos	80-85	80-85	80-85	10-25	15-50	8-15

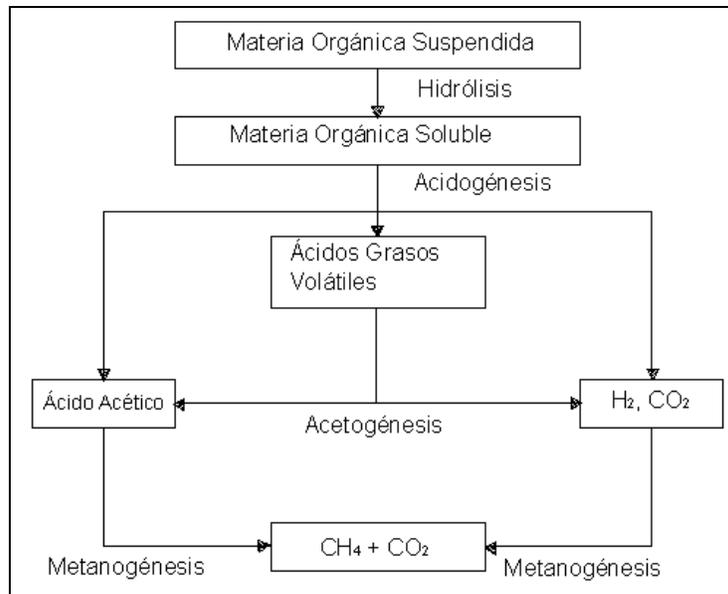


Figura 2.8 Pasos subsecuentes en el proceso de la digestión (Appels y col., 2008)

La tercera etapa en la degradación anaerobia es la acetogénesis, donde los ácidos orgánicos y los alcoholes más altos producidos por la acidogénesis son digeridos a moléculas más pequeñas por las bacterias acetogénicas para producir principalmente el ácido acético así como el CO_2 y H_2 . Esta conversión es controlada en gran parte por la presión parcial de H_2 en la mezcla.

La etapa final es la metanogénesis, la cual produce el metano por dos grupos de bacterias metanogénicas: El primer grupo bacteriano de esta etapa fracciona el acetato en metano y en dióxido de carbono y el segundo grupo utiliza el hidrógeno como donante de un electrón y el dióxido de carbono como aceptor para producir metano.

2.4 Condiciones técnicas del proceso de la degradación anaerobia

Dentro del ambiente anaerobio, varios parámetros importantes afectan los índices de los diversos pasos del proceso de la digestión, como el pH, alcalinidad, temperatura, y tiempos de retención.

2.4.1 pH, alcalinidad y la relación ácidos volátiles/alcalinidad

Cada grupo de microorganismos tiene un diferente intervalo óptimo de pH. Las bacterias metanogénicas son extremadamente sensibles al pH con un rango óptimo entre 6.5 y 7.2 (Boe, 2006; Turovskiy y Mathai, 2006). Los microorganismos fermentantes son algo menos sensibles y pueden funcionar en una gama más amplia del pH entre 4.0 y 8.5 (Hwang y col., 2004). En un pH bajo, los principales productos son ácido acético y butírico, mientras que en un pH de 8.0 principalmente se produce ácido acético y propiónico (Boe, 2006).

Los AGV producidos durante la digestión tienden a reducir el pH. Esta reducción es debida normalmente por la actividad de las bacterias metanogénicas, que también producen alcalinidad bajo la forma de dióxido de carbón, amoníaco y bicarbonato

(Stichting, 1985; Turovskiy y Mathai, 2006;). El pH es controlado por la concentración del CO_2 en la fase gaseosa y HCO_3^- alcalino de la fase líquida. Si la concentración del CO_2 en la fase gaseosa sigue siendo constante, la adición posible de HCO_3^- alcalino puede aumentar el pH en el digestor (Turovskiy y Mathai, 2006). Una capacidad de 70 mg CaCO_3/l o una relación molar de por lo menos del 1.4:1 de bicarbonato/AGV se debe mantener para tener un proceso de digestión estable y un proceso de amortiguamiento de la digestión (Stichting, 1985).

2.4.2 Temperatura

La temperatura tiene un efecto importante sobre las características fisicoquímicas de los componentes encontrados en el sustrato de la digestión. También tiene influencia en el índice de crecimiento y el metabolismo de microorganismos y por lo tanto en la dinámica de la población del reactor anaerobio. Las bacterias metanogénicas acetotróficas son uno de los grupos más sensibles al incremento de la temperatura. La degradación de los ácidos propiónico y butírico son también sensibles a las temperaturas por arriba de 70 °C. La temperatura tiene por otra parte un efecto significativo sobre la presión parcial de H_2 en digestores, influenciando en la cinética del metabolismo sintrófico. Termodinámicamente se muestra que las reacciones endotérmicas (bajo condiciones estándar), por ejemplo la degradación del ácido propiónico en acetato, CO_2 , y H_2 , llegaría a ser energéticamente más favorable en una temperatura más alta, mientras que reacciones que son exotérmicas (por ejemplo, las metanogénicas hidrogenotróficas) son menos favorables en temperaturas más altas (Rehm y col., 2000).

Un incremento en la temperatura tiene varias ventajas (Boe, 2006; Rehm y col., 2000) incluyendo una solubilidad cada vez mayor de los compuestos orgánicos, aumentando los índices de las reacciones biológicas y químicas, y un índice de mortalidad cada vez mayor de los patógenos (condiciones termófilas).

Sin embargo, el uso de las temperaturas altas (termófilas) tiene efectos contrarios como el aumento de la fracción del amoníaco libre, que desempeña un papel de inhibición de los microorganismos. Pero si el pK_a es cada vez mayor que los AGV, el proceso será más susceptible a la inhibición (Boe, 2006). El control es asimismo, un tema delicado para una digestión termófila con respecto a la digestión mesófila.

Es importante mantener una temperatura de funcionamiento estable dentro del digestor, ya que fluctuaciones agudas y/o frecuentes de la temperatura tiene efectos en las bacterias, especialmente en las metanogénicas. Una falla en el proceso puede ocasionar cambios de temperatura superior a 1 °C/día; y los cambios en temperatura de más de 0.6 °C/día deben ser evitados (Turovskiy y Mathai, 2006).

2.4.3 Tiempo de retención de sólidos e hidráulico

El tiempo de retención de los sólidos (TRS) es el tiempo promedio que los sólidos pasan en el digestor, mientras que el tiempo de retención hidráulico (TRH) es el tiempo medio del lodo líquido que se mantiene en el digestor. Los pasos subsecuentes del proceso de la digestión se relacionan directamente con el TRS. Una disminución del TRS disminuye el grado de las reacciones y viceversa. Cada vez que se retira el lodo, una fracción de la población bacteriana se quita así que implica que el crecimiento de los microorganismos

debe por lo menos compensar la remoción del microorganismo para asegurar un estado estacionario y evitar la falla del proceso (Stichting,1985; Turovskiy y Mathai, 2006).

En un estudio sobre el efecto del tiempo de retención hidráulica en la eficiencia de la degradación a escala laboratorio (Stichting, 1985), además de la relación obtenida entre la producción del gas y el tiempo de retención en un reactor semicontinuo. Los resultados de esa investigación fueron: Que los tiempos de retención menores a 5 días no son factibles para una digestión estable; las concentraciones de AGV se incrementan debido a un descenso de número de bacterias metanogénicas y las concentraciones de AGV siguen siendo relativamente altas para TRS de 5 a 8 días. También se observó que hay una degradación incompleta de compuestos, especialmente de los lípidos y que la digestión estable se obtiene después de 8 a 10 días cuando se presentaron bajas concentraciones de AGV. La degradación de los lípidos iniciales se estabiliza en TRS>10 días; en este tiempo, todos los compuestos del lodo crudo a tratar se reducen significativamente. El TRS es un diseño fundamental y un parámetro de funcionamiento para todos los procesos anaerobios. Una representación esquemática del TRS contra el grado de degradación anaerobia se muestra en la Figura 2.9.

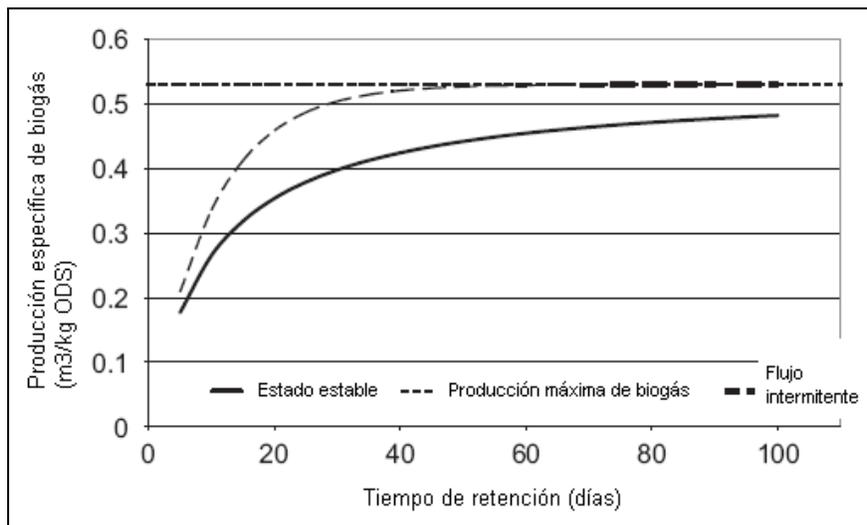


Figura 2.9 Producción de biogás vs TRS (Appels y col., 2008)

2.5 Factores de inhibición

Los compuestos de inhibición están presentes en el sustrato del digestor o son generados durante la digestión. A continuación se presentan algunos de ellos.

2.5.1 Amoníaco

El amoníaco se produce durante la degradación de la materia nitrogenada, principalmente proteínas y urea (Boe, 2006; Chen y col., 2008). El amonio (NH_4^+) y el amoníaco libre (NH_3) son las dos formas más predominantes de la presencia inorgánica del nitrógeno. El amoníaco libre es el más tóxico de ambos, debido al hecho de que puede pasar a través de la membrana celular (Sung y Liu, 2003; Chen y col., 2008). En la célula causa un desbalance en los protones y la deficiencia del potasio (Chen y col., 2008). La concentración del amoníaco libre depende principalmente de tres parámetros:

Concentración total de amoníaco, temperatura y pH (Hansen y col., 1998). Un incremento en la temperatura tiene un efecto positivo sobre la tasa de crecimiento microbiana pero también da lugar a una concentración libre más alta del amoníaco. En la digestión termofílica es más fácil de inhibirse el sistema por amoníaco que en la digestión mesofílica (Hansen y col., 1998; Sung y Liu, 2003). Un aumento en el pH daría lugar a un nivel más alto de toxicidad debido al cambio elevado del amoníaco libre ionizado. La inestabilidad del proceso lleva a menudo a un aumento en la cantidad de AGV, que lleva a su vez a una disminución del pH y por lo tanto a una concentración más baja del amoníaco libre (Chen y col., 2008). El proceso podrá seguir siendo estable pero se reduce la producción del metano (Hansen y col., 1998; Sung y Liu, 2003). Las concentraciones del amoníaco debajo de 200 mg/l son beneficiosas para la degradación anaerobia porque el nitrógeno es un nutriente esencial para los microorganismos (Liu y Sung, 2002). Amoníaco libre de 560 a 568 mgNH₃-N/l puede causar una inhibición del 50% de la metanogénesis en un pH de 7.6 bajo condiciones termofílicas (Sung y Liu, 2003). La población acetogénica es más tolerante que la metanogénica. Cuando la concentración de amoníaco fue incrementada de 4,051 a 5,734 mgNH₃/l, las bacterias acidogénicas fueron poco afectadas mientras que las bacterias metanogénicas perdieron 56.1% de su actividad (Chen y col., 2008). Sin embargo, las bacterias metanogénicas pueden adaptarse a la inhibición del amoníaco como resultado de un cambio en la población metanogénica o debido a cambios internos en la especie metanogénica predominante (Chen y col., 2008). Sung y Liu demostraron que la adaptación de las bacterias metanogénicas podrían tolerar concentraciones por arriba de 2 gN/l bajo condiciones termofílicas sin inhibición. No obstante, se obtuvo la inhibición total de la actividad de las bacterias metanogénicas cuando una concentración de 10 gN/l fue alcanzada (Sung y Liu, 2003).

2.5.2 Sulfuro

El sulfato se encuentra comúnmente en muchas aguas residuales y por lo tanto en los lodos activados de desecho (Dewil y col., 2006). Bajo condiciones anaerobias, el sulfato se utiliza como aceptador de electrones y por lo tanto es reducido a sulfuro por las bacterias sulfato reductoras (BSR) (Boe, 2006; Chen y col., 2008). Dos grupos de BSR son responsables de la reducción, de los oxidantes incompletos y completos. El primer grupo oxida compuestos como el lactato a acetato y CO₂, mientras que segundo convierte el acetato a CO₂ y a HCO₃⁻ (Chen y col., 2008). En ambos procesos, la reacción media de la reducción transforma el SO_4^{2-} en S²⁻.

La inhibición ocurre en dos niveles diferentes: La inhibición primaria causada por la competencia por los sustratos de las BSR, mientras que la inhibición secundaria es debido a la toxicidad de los sulfuros para los diversos grupos de los microorganismos anaerobios (Chen y col., 2008).

2.5.3 Competencia

Las BSR pueden metabolizar un número de sustratos, tales como alcoholes, ácidos orgánicos, compuestos aromáticos y ácidos grasos de larga cadena (AGLC). La competencia existe entre las bacterias fermentativas, acetogénicas o las metanogénicas por el acetato, H₂, el ácido propiónico y el ácido butírico en el sistema anaerobio. Normalmente, la inhibición a través de la competencia no ocurre en la primera fase de la digestión puesto que las BSR no son capaces de degradar biopolímeros. Dependen de

los microorganismos fermentativos para degradar esta materia orgánica, así que pueden metabolizar los productos de la degradación (Rhem y col., 2000; Boe, 2006; Chen y col., 2008). Sin embargo, los microorganismos acetogénicos y metanogénicos son afectados por la presencia de las BSR puesto que compiten por los mismos productos de la fermentación. Desde un punto de vista termodinámico y cinético, las BSR son capaces de crecer más rápidamente que las bacterias acetogénicas, degradadoras de ácido propiónico y butírico. Pero hay algunos factores como el cociente del DQO/SO_4^{2-} , la toxicidad del sulfuro, la población relativa de las BSR y de las bacterias acetogénicas que influyen en la competencia. Las BSR son muy importantes en la degradación del ácido propiónico, incluso se cree que es la vía dominante de la degradación. Las bacterias acetogénicas son capaces de competir eficazmente con las BSR por el ácido butírico y el etanol. La metanogénesis y la reducción del sulfato pueden suceder simultáneamente, pero la función de las bacterias metanogénicas hidrogenotróficas es disminuida fácilmente por las BSR para la degradación del H_2 (Boe, 2006; Chen y col., 2008). Si las aguas residuales con una alta concentración de sulfato se alimentan a un reactor metanogénico, la población bacteriana puede cambiar gradualmente de metanogénicas a BSR (Rhem y col., 2000; Boe, 2006). La temperatura tiene un efecto sobre la competencia entre las BSR y las metanogénicas hidrogenotróficas. Existen resultados de que las BSR son dominantes a condiciones mesofílicas y las metanogénicas tienen una población más grande en las temperaturas termofílicas (Chen y col., 2008).

2.5.4 Toxicidad

El sulfuro de hidrógeno no-disociado es tóxico para las metanogénicas y reductor del sulfato. Esta forma es la forma tóxica puesto que se puede difundir libremente a través de la membrana celular, causando la desnaturalización de proteínas en los microorganismos, interfiriendo con la asimilación del metabolismo del sulfuro (Boe, 2006; Chen y col., 2008). Concentraciones tan bajas como 0.003-0.006 mol/l totales de S ó 0.002-0.003 mol/l H_2S son reportados para ser inhibidores a los microorganismos (Boe, 2006). Otras fuentes sugieren que con una concentración de 150 mg/l de sulfuro aún la metanogénesis puede ocurrir en condiciones estables (Rhem y col., 2000). Hay autores que señalan que la toxicidad se debe relacionar a la concentración no ionizada del sulfuro en la gama del pH de 6.8 a 7.2 y la concentración total del sulfuro en un pH más arriba de 7.2 (Boe, 2006; Chen y col., 2008). La gama de sensibilidad de las diversas bacterias anaerobias son los siguientes:

fermentativas < BSR = acetogénicas < metanogénicas

Los diferentes elementos catiónicos, incluyendo el sodio (Na), potasio (K) y otros, son encontrados en el influente del digestor y que también pueden ser liberados debido a la digestión de material orgánico y otros compuestos que se agregan para ajustar el pH (Chen y col., 2008). Aunque se requieran para el crecimiento microbiano, pueden ser tóxicos o inhibidores para la actividad de los microorganismos cuando están presentes en altas concentraciones.

2.5.5 Sodio

La presencia de concentraciones bajas de sodio es esencial para las bacterias metanogénicas, probablemente porque son importantes para la formación de ATP. Altas concentraciones de sodio, sin embargo, inhiben la actividad de los microorganismos e interfieren con su metabolismo (Feijoo y col., 1995; Chen y col., 2008). El nivel de

inhibición depende de la concentración encontrada en el lodo. Las condiciones óptimas del crecimiento de bacterias metanogénicas hidrogenotróficas ocurren en concentraciones de 350 mgNa⁺/l. Los efectos inhibidores inician en concentraciones entre 3,500 y 5,500 mg/l causando una inhibición moderada, mientras que una concentración de 8,800 mg/l es fuertemente inhibitoria a las bacterias metanogénicas durante la digestión mesofílica (Chen y col., 2008). Las bacterias anaerobias pueden adaptarse al catión tóxico y su actividad no se afecta significativamente si son expuestas a un suficiente periodo de tiempo. Sin embargo, hay un límite para que los microorganismos toleren las altas concentraciones (Bashir y Matin, 2004; Chen y col., 2008). La adaptación de las bacterias metanogénicas a las altas concentraciones de sodio son evidentes cuando se investiga la concentración óptima del sodio en diversos medios salinos. En un medio con un contenido poco salado, el rango de concentración óptimo esta en la gama de 230 a 350 mg/l (Feijoo y col.,1995). Esto se debe a la adaptación del lodo anaerobio al sodio. Las bacterias que degradan los AGV tienen una diferente resistencia a la toxicidad del sodio: Por ejemplo, se presentó inhibición del 50% del ácido propiónico, del ácido acético y del ácido n-butírico utilizando bacterias en concentraciones de 10,500, 7,000, y 19,000 mg/l, respectivamente (Feijoo y col.,1995). Esto está de común acuerdo con los resultados de Liu y Boone (Liu y Boone, 1991), que encontraron que las bacterias consumidoras de ácido acético son más susceptibles a la toxicidad del NaCl que las consumidoras de ácido propiónico y el H₂/CO₂ siempre es utilizado por los microorganismos.

Si se adiciona calcio y potasio en concentraciones convenientes se ha encontrado que pueden ser muy beneficiosas para mejorar la eficiencia de la digestión ya que reducen la toxicidad del sodio en las bacterias metanogénicas. El potasio y el magnesio también fueron encontrados para ser muy eficaces en la reducción de la toxicidad del sodio cuando se presentan en concentraciones óptimas. Sin embargo, si las concentraciones de los cationes están muy lejos de las óptimas, su efecto es irrelevante (Bashir y Matin, 2004; Bashir y Matin, 2005; Chen y col., 2008).

2.5.6 Potasio

Las altas concentraciones de potasio pueden llevar a una influencia pasiva de los iones del potasio, de tal modo que neutralice el potencial de la membrana (Chen y col., 2008). Cuando la concentración de potasio está debajo de 400 mg/l, la eficiencia del reactor a temperatura mesofílica y termofílica se mejora. Sin embargo, altos niveles de potasio inducen un efecto inhibitorio, especialmente para los organismos termofílicos (Chen y col., 2008). Se ha encontrado que al usar acetato y glucosa como sustratos junto con el lodo (inóculo), la concentración media inhibitoria máxima (IC₅₀) para las bacterias acetogénicas utilizadas es de 0.74 mol/l (Chen y col., 2008). Las bacterias pueden presentar un efecto de adaptación, que depende de la concentración de potasio y del tiempo de exposición. Si se permite un tiempo suficiente de exposición, las bacterias anaerobias pueden adaptarse al catión tóxico y su actividad no se afecta significativamente. Sin embargo, más allá de un cierto nivel del catión tóxico, las bacterias no pueden tolerar más concentraciones. Sodio, magnesio, amonio y calcio fueron encontrados para ser muy efectivos en amortiguar la toxicidad del potasio (Bashir y Matin, 2004). Hay, sin embargo, concentraciones óptimas que deben ser mantenidas para lograr mitigar los efectos. Para el sodio, el nivel óptimo encontrado es de 564 mg/l (Bashir y Matin, 2005). El calcio y sodio deberían estar presentes en 837 y 379 mg/l, respectivamente (Bashir y Matin, 2004).

Existe mas información sobre los efectos de otros metales como magnesio, calcio y aluminio (Jackson-Moss y Duncan, 1989; Chen y col., 2008), y algunos datos sobre estos, se muestran en la Tabla 2.3.

2.5.7 Metales pesados

Los desechos industriales son la fuente primaria de los metales pesados en aguas residuales urbanas y cuentan hasta con el 50% de contenido total de metales en el sedimento de aguas residuales. Los contaminantes industriales incluyen el cinc, cobre, cromo, níquel, cadmio y plomo. Los desechos domésticos que se asocian principalmente a la lixiviación (en rellenos sanitarios y aguas residuales) son los materiales de plomería (Cu y Pb), y/o materiales galvanizados, uso de detergentes, polvos de lavado que contienen Cadmio, Cu y Zn, y uso de productos para el cuidado del cuerpo que contienen Zn. La presencia de metales pesados puede a menudo causar dificultades en el proceso de nitrificación y desnitrificación de los procesos del tratamiento de aguas residuales debido a la inhibición que se produce (Juliastuti y col., 2003) y puede obstaculizar el uso de la disposición del lodo para su aprovechamiento en suelos agrícolas (Dewil y col., 2006). Algunos valores de concentraciones inhibitorias de metales se muestran también en la Tabla 2.3.

Muchas enzimas y coenzimas dependen de una cantidad mínima o trazas de metales para su actividad. Cuando están presentes en grandes cantidades, causan un efecto inhibitorio o tóxico a los microorganismos. La saturación química de metales pesados para las enzimas así como la interrupción de su función y estructura son la causa principal de este efecto tóxico (Li y Fang, 2007).

2.5.8 Hidrógeno

El hidrógeno molecular se forma durante diversas etapas de la degradación anaerobia. En la etapa de la hidrólisis, las bacterias producen ácidos grasos, CO₂ y el hidrógeno de los carbohidratos. Durante la acetogénesis, las bacterias (*Sintrofobacter wolfei*) producen ácido acético, CO₂ e hidrógeno, o ácido acético e hidrógeno por oxidación anaerobia de los ácidos propiónico y butírico (Rhem y col., 2000). En esta última etapa, el hidrógeno es consumido por las bacterias metanogénicas así que no se acumula. Esto se puede también alcanzar por la actividad de las bacterias sulfato reductoras al consumir el sulfato presente (Rhem y col., 2000). La concentración del hidrógeno se puede también disminuir en el lodo de aguas residuales por la formación de ácido acético, CO₂ y de H₂.

La acetogénesis de ácidos grasos o de otros metabolitos puede realizarse solamente si el hidrógeno no se acumula, sino que es consumido por las bacterias metanogénicas. En los digestores, la concentración de hidrógeno puede disminuir por la formación de ácido acético a partir de CO₂ y H₂.

Varios estudios determinaron el efecto de la presión parcial del hidrógeno (pH₂) en la producción de ácido acético, de ácido propiónico y de ácido butírico (Massé y Droste, 2000). Conversiones del ácido propiónico y butírico a ácido acético son posible termodinámicamente solamente cuando la presión pH₂ es menor que 10⁻⁴ para el ácido n-butírico y 10⁻⁵ atm para el ácido propiónico.

Tabla 2.3 Concentraciones críticas de varios inhibidores químicos en el tratamiento del exceso de lodo aerobio de plantas de tratamiento (Stichting, 1985; Turovskiy y Mathai, 2006)

Sustancia	Concentración estimulada (mg/l)	Concentración inhibidora moderada (mg/l)	Concentración fuertemente inhibidora (mg/l)
Na ⁺		3,500-5,500	8,000
K ⁺	200-400	2,500-4,500	12,000
Ca ²⁺	100-200	2,500-4,000	8,000
Mg ²⁺	75-150	1,000-1,500	3,000
NH ₄ ⁺		1,500-3,500	3,000
S ²⁻		200	200
Cu ²⁺			0.5 (soluble) 50-70 (total)
Cromo			
Cr ⁶⁺			3.0 (soluble)
		10	200-250 (total)
Cr ³⁺			2.0 (soluble)
			180-240 (total)
Ni ²⁺			30 (total)
Zn ²⁺			1.0 (soluble)
Arsénico		> 0.7	
Cianuro		1-2	
Compuestos que contienen plomo		5	
Compuestos que contienen cadmio		-	
Compuestos que contienen hierro		> 35	
Compuestos que contienen cobre		1	
Cloruro de potasio		> 10,000	
Compuestos que contienen níquel		-	
Cloruro		6,000	

Cuando p_{H_2} es más grande que 10^{-4} atm, el cambio de energía libre de Gibbs es más grande para la reducción del CO₂ que para la degradación del ácido acético, dando por resultado una reducción del CO₂ en lugar de la degradación del acetato. Una disminución en la concentración de H₂ permite la conversión del ácido acético a metano (Massé y Droste, 2000; Rhem y col., 2000) La actividad metanogénica y la actividad sulfato reductora de los microorganismos respectivos no es suficiente para mantener la p_{H2} en el nivel requerido (Rhem y col., 2000).

Un funcionamiento estable del digestor debe tener una baja concentración de hidrógeno disuelto y convertido la mayor parte del substrato (orgánico) a ácido acético (Massé y Droste, 2000).

2.5.9 Ácidos grasos volátiles (AGV)

Los AGV son los más importantes intermediarios del proceso de la degradación anaerobia. Los AGV son degradados por las bacterias acetogénicas en asociación con el hidrógeno que consumen las bacterias metanogénicas (Mechichi y Sayadi, 2005). Sin

embargo, la producción de AGV puede ser tóxica a los microorganismos, especialmente a las bacterias metanogénicas en una concentración de 6.7 a 9.0 mol/m³ (Batstone y col., 2000). Estas concentraciones crecientes son el resultado de la acumulación de los AGV debido a los desequilibrios del proceso y que pueden originarse por la variación de la temperatura, sobrecarga orgánica, compuestos tóxicos, etc. (Mechichi y Sayadi, 2005). En tales casos, las bacterias metanogénicas no pueden consumir el hidrógeno y a los ácidos orgánicos volátiles lo suficientemente rápido para volver al equilibrio. Consecuentemente los ácidos se acumulan y el pH disminuye a un valor tan bajo que la hidrólisis/acetogénesis puede ser inhibida (Siegert y Banks, 2005).

La toxicidad es debido a un aumento en la forma de disociación de los AGV. Pueden fluir libremente a través de la membrana celular donde se disocian y por lo tanto causan una reducción del pH y una interrupción de la homeostasis (Boe, 2006).

Según Siegert y Banks (2005), la presencia de concentraciones cada vez mayores de AGV en un sistema anaerobio tiene un efecto diferente sobre las distintas fases metabólicas de producción de la hidrólisis, de la acidogénesis y de la metanogénesis. Los experimentos se realizaron con celulosa y glucosa como sustrato para la digestión. Independientemente del pH del sistema, los AGV causaron la inhibición de la hidrólisis celulolítica en concentraciones de 2 g/l, mientras que para la glucosa una concentración de más de 4 g/l fue observada para dar efectos semejantes. El efecto inhibitorio sobre la producción de biogás fue evidente por encima 6 g/l de AGV para la celulosa y 8 g/l para la glucosa (Siegert y Banks, 2005).

Las altas concentraciones de ácido acético y propiónico inhiben su propia degradación. El ácido acético también inhibe la degradación del ácido propiónico e inhibe la degradación del benzoato. Los AGV pueden aumentar el efecto inhibitorio por el pH y la consecuente disminución de la producción del metano (Rehm y col., 2000).

2.5.10 Ácidos grasos de larga cadena (AGLC)

Los AGLC se forman durante la degradación de la grasa y de los lípidos y son reducidos hasta ácido acético e hidrógeno a través de la β -oxidación por las bacterias acetogénicas (Alves y col., 2001; Boe, 2006). Los AGLC se conocen por ser inhibidores en concentraciones bajas (Chen y col., 2008). Angelidaki y Ahring (1992) encontraron que los AGLC, como el ácido oléico y esteárico son inhibidores en concentraciones 1.0 g/l.

El mecanismo de la toxicidad de los AGLC es su adsorción sobre la pared celular o la membrana celular, que interfieren con funciones del transporte y/o de la protección de la célula (Alves y col., 2001; Chen y col., 2008). Las bacterias metanogénicas acetoclásticas se reportan más afectadas por los AGLC que las metanogénicas hidrogenotróficas (Alves y col., 2001) y las bacterias termofílicas parecen ser más sensibles a la toxicidad de los AGLC comparada a las bacterias mesofílicas. Esto se relaciona posiblemente con la composición de la membrana celular, que es diferente para las dos especies (Chen y col., 2008).

Angelidaki y Ahring (1992) encontraron que los AGLC tienen un efecto bactericida y las bacterias no demostraron ninguna muestra de adaptación a la toxicidad de los ácidos grasos. Sin embargo, un estudio realizado por Alves y col. (2001) postularon que el lodo adaptado a lípidos mostró una tolerancia más alta a la toxicidad del ácido oléico (IC₅₀

=137 mg/l) comparado con lodo que fue alimentado a un substrato sin materias grasas (IC_{50} = 80 mg/l). También, la biodegradabilidad del ácido oléico fue mejorada mediante esta adaptación con los lípidos (Alves y col., 2001). El ácido oléico es la especie mas abundante en las aguas residuales que contienen AGLC (Hwu y col., 1998). Los autores también encontraron que la toxicidad del oleato no depende de los factores biológicos (por ejemplo, el origen del lodo, la actividad específica metanogénica o la adaptación del lodo a los lípidos) pero apareció estar correlacionado con el área específica del lodo (Hwu y col., 1998). Esto significa que el lodo, con una alta área específica tal como un lodo suspendido, será inhibido en mayor medida que el lodo granular.

2.6 Pretratamiento

La degradación anaerobia de biosólidos ha demostrado ser un tratamiento de importancia, reduce el volumen del lodo, destruye organismos patógenos, estabiliza el lodo y produce biogás rico en energía. Sin embargo, la aplicación de la degradación anaerobia a los biosólidos es limitado a menudo por los tiempos de retención muy largos (20 a 30 días) y una eficiencia baja de la degradación de la materia seca orgánica (30 a 50%). Esos factores de limitación se asocian generalmente a la etapa de la hidrólisis (Tiehm y col., 2001). Durante la hidrólisis, las paredes celulares se rompen y las sustancias poliméricas extracelulares (SPE) son degradadas dando por resultado la exposición de la materia orgánica fácilmente disponible para los microorganismos acidogénicos. La capa celular de los microorganismos es una estructura semirígida que proporciona fuerza suficiente para proteger la célula contra la lisis osmótica. Las membranas celulares microbianas contienen cadenas de péptidos, que causa resistencia a la biodegradación. Varios autores (Weemaes y Verstraete, 1998; Tiehm y col., 2001), han identificado que la hidrólisis es el paso limitante en la digestión del lodo de las aguas residuales.

Los métodos de la desintegración del lodo que se han estudiado se complementan al proceso de digestión como un pretratamiento previo. Estos métodos rompen las membranas celulares por lisis o por desintegración de las células del lodo. El material orgánico se convierte lentamente a moléculas de menor peso molecular, compuestos fácilmente biodegradables, para ir pasando la etapa limitadora de la hidrólisis. Los tratamientos previos posibles que existen son de tipo mecánico, térmico, químico y biológico.

2.6.1 Pretratamiento térmico

El tratamiento térmico del lodo activado de desecho fue expuesto desde 1970 (Brooks, 1970) como un método eficaz del tratamiento previo para la degradación anaerobia. El lodo se expone generalmente a temperaturas entre 150 y 200 °C, aunque a temperaturas más bajas se han utilizado. Las presiones que corresponden a estas temperaturas están en el intervalo de 600 a 2,500 kPa (Barlindhaug y Odegaard, 1996). El calor del tratamiento térmico rompe los enlaces químicos de la pared celular y la membrana, así se pueden solubilizar los componentes de la célula. Varios autores mencionan que el uso del pretratamiento térmico es necesario para aumentar la eficiencia de la degradación anaerobia.

La mayoría de los casos estudiados, tienen un impacto positivo después del tratamiento previo térmico en la degradación anaerobia. Las condiciones óptimas y la magnitud de la mejora, sin embargo, varían considerablemente. Esto coincide con los resultados de

Gavala y col. (2003), quienes concluyeron que la temperatura y el tiempo de duración del pretratamiento óptimo depende de la naturaleza del lodo: Cuanto mayor es la dificultad en la hidrolización de sustancias biológicas del lodo, mayor intensidad será necesario del tratamiento térmico. En general el pretratamiento térmico de lodo activado de desecho puede considerablemente incrementar la producción de metano para la degradación anaerobia mesofílica y en un menor grado para la digestión termofílica. La digestión termofílica es más eficiente en la reducción de los SSV y en la producción del metano con respecto a la digestión mesofílica.

Evidentemente, el tratamiento previo térmico requiere la entrada de una considerable cantidad de calor. El lodo necesita ser precalentado a la temperatura de funcionamiento ($\approx 700 \text{ kJ/m}^3$) a expensas de usar como energía térmica, el biogás producido.

2.6.2 Pretratamiento mecánico

El tratamiento mecánico emplea varias estrategias para físicamente desintegrar las células y en parte solubilizar su contenido. El uso de un molino coloide con el disco inmóvil y giratorio fue difundido por Harrison (1991). El calentamiento de la suspensión por la disipación de energía puede al mismo tiempo mejorar la desintegración. También se utiliza un molino de bola de alta velocidad para la desintegración del lodo. En el reactor, las aspas móviles transfieren energía cinética a los gránulos triturados de tal modo, que se crean altas tensiones que rompen las membranas celulares. Los molinos de bola alternativos de cerámica o de acero también han sido utilizados. El uso de un molino de bola agitador fue estudiado por Kunz y col. (1994). El lodo fue presionado a través de un espacio cilíndrico o cónico que induce tensiones para romper las membranas celulares de las bacterias.

Uno los métodos más frecuentemente usados para una operación de gran escala es la homogeneización de alta presión, comprimiendo el lodo a 60 MPa (Harrison, 1991; Dichtl y col., 1997). La suspensión comprimida es despresurizada a través de una válvula y proyectada en alta velocidad contra un anillo de impacto. Las células se sujetan por este medio a las tensiones de la turbulencia y de la cavitación, dando por resultado la desintegración de la célula. Algunos estudios han reportado los efectos de éstos métodos mecánicos en la degradación anaerobia y se observan en la Tabla 2.4.

2.6.3 Pretratamiento químico

El tratamiento previo químico incrementa la digestión del tratamiento. Algunas sustancias químicas hidrolizan la pared celular y la membrana y por lo tanto, aumenta la solubilidad de la materia orgánica contenida dentro de las células. Se han desarrollado varios métodos químicos, basados en diferentes principios de funcionamiento. Los grupos principales son: (i) Hidrólisis ácida y alcalina, (ii) Ozonación, y (iii) Métodos de oxidación avanzada. Estos métodos se describen a continuación.

Tabla 2.4 Resumen de estudios de pretratamiento mecánico (Appels y col., 2008)

Método	Comentarios
Tratamiento cortado	Incremento de la degradación de SST por 90%
Reactor mecánico (5-50 bar)	Incremento de la concentración de proteína soluble arriba del 86% (50 bar). Incremento de la eliminación de los SSV al 50%.
Molino de bola y cortante	Incremento del 19% en la degradación de SV. El diámetro, velocidad, material y concentración del lodo son parámetros importantes.
Agitación, alta presión, homogenización, homogenización del espacio cortado	Aumento de la biodegradación especialmente para tiempos cortos (incremento de 100% después de 2 días). Mejoramiento de cerca del 20% después de 4 días
Reactor mecánico (30 bar)	Incremento de la eficiencia de la eliminación de los SST en 50%.

2.6.3.1 Hidrólisis ácida y alcalina

En métodos químicos de la hidrólisis, un ácido o una base es agregado para solubilizar el lodo. La adición de ácido o de base evita la necesidad de temperaturas altas y estos métodos son realizados sobre todo a temperaturas ambiente o moderadas (Neyens y Baeyens, 2003). Algunos resultados experimentales se muestran en la Tabla 2.5. Los métodos que se muestran suelen ser efectivos aunque con un incomodo método para la solubilización del lodo puesto que los niveles requeridos del pH son extremos, y el lodo necesita posteriormente ser reneutralizado. Su uso como tratamiento previo para la degradación anaerobia es bastante limitado.

Tabla 2.5 Resumen de estudios de pretratamiento basado en la hidrólisis térmica alcalina y ácida (Appels y col., 2008)

Químicos utilizados	Comentarios	Referencia
NaOH	Un mejoramiento poco significativo en la reducción de los SSV. Mejoramiento en la producción de gas con un incremento en la dosis de NaOH.	Knezevic y col., 1995
NaOH 130 °C	Incremento del 20% en la producción de biogás	Tanaka y col., 1997
NaOH	Mejoramiento de la digestión en 60%	Inagaki y col., 1997
NaOH	Incremento del 60% en la reducción total de SS	Tanaka y Kamiyama, 2002
130 °C NaOH, KOH, Mg(OH) ₂ , Ca(OH) ₂	Incremento del 30% en la reducción de SV.	Kim y col., 2003
CaO	Un mejoramiento poco significativo en la digestión	Carballa y col., 2004

2.6.3.2 Pretratamiento oxidativo del lodo

La destrucción del lodo por oxidación fue practicada en un inicio por procesos aerobios. Este proceso utiliza el oxígeno o el aire a altas temperaturas (260 °C) y presiones altas (10 MPa), por lo que gran parte del lodo se solubiliza. Los problemas con olor, la corrosión y el alto costo energético restringen los usos prácticos de este proceso. Un método moderno usando la oxidación es el proceso de Vertech, alcanzando 20% de solubilidad y el 75% de la oxidación completa (Rinzema, 2000).

En los años noventa, el proceso Cambi combinó la hidrólisis térmica con la digestión para producir un lodo seguro, almacenable y estable (Odeby y col., 2002).

Los estudios mas frecuentes sobre métodos oxidativos son ozonación y peroxidación, perteneciendo a los procesos avanzados de la oxidación y basada en la generación de radicales de hidróxido (OH^\cdot) que son oxidantes extremadamente poderosos. Debido a la energía oxidativa, subproductos peligrosos no fueron detectados (Weemaes y col., 2000).

El ozono (O_3) es un oxidante poderoso que es comúnmente usado para la desinfección del agua potable y la destrucción de patógenos. El tratamiento se puede también aplicar a la destrucción del material celular dentro de los lodos activados de desecho. Los resultados de algunos estudios se muestran en la Tabla 2.6.

Estos radicales se generan con frecuencia usando el peróxido de hidrógeno H_2O_2 conjuntamente con las sales de metal de transición. Generalmente, los iones Fe^{2+} se utilizan conjuntamente con H_2O_2 .

Tabla 2.6 Resumen de estudios de pretratamiento por ozonación (Appels y col., 2008)

Ventajas	Referencia
Incremento de la producción de metano por arriba del 112%. Incremento de la DQO arriba del 64%	Weemaes y col., 2000
Incremento del 22% en la eliminación de SS	Battimelli y col., 2003
Incremento del 28% en la destrucción de ST	Goel y col., 2003

Esta reacción es referida como la peroxidación de Fenton. Una desventaja de este método es la necesidad de traer el lodo a un pH muy bajo (grado óptimo en 3). Una investigación más reciente utiliza los peróxidos alternativos tales como peroximonosulfato y dimetildioxirano que no requieren condiciones rigurosas para la reacción y aumentan perceptiblemente la producción del biogás durante el tratamiento anaerobio del lodo secundario crudo (Neyens y Baeyens, 2003). Aunque se consideren los tratamientos oxidativos como una promesa en investigaciones adicionales, es necesario evitar condiciones extremas de la reacción en términos de presiones y temperaturas, o pH .

2.6.4 Ultrasonido

El principio de tratamiento ultrasónico confía en el proceso inducido de la cavitación. Con la subsecuente compresión y expansión del fluido bajo efecto de las ondas ultrasónicas,

se genera una subida extrema de las condiciones locales (temperaturas de varios de miles de grados centígrados y presiones por arriba de los 500 bar). En la Tabla 2.7 se muestra las ventajas de este tipo de pretratamiento para la digestión.

Tabla 2.7 Resumen de las ventajas de los estudios de pretratamiento ultrasónico (Appels y col., 2008)

Ventajas	Referencia
Incremento en la razón de solubilización arriba del 80%	Shimizu y col., 1993
Aumento de la digestión en 46% para un tratamiento de 40 minutos a 200 W	Wang y col., 1999
Aumento del 42.4% en la digestión con una intensidad de 18 W/cm ²	Neis y col., 2000

Las unidades de tratamiento por ultrasonido están disponibles comercialmente en una amplia gama de capacidades (entre 1 y 20 kW) y de disposición modular. Los costos de capital son aproximadamente de €20,000/kW. Los costos de operación y de mantenimiento son mínimos aunque las sondas ultrasónicas necesitan remplazarse cada 1.5 a 2 años.

El uso del ultrasonido se ha probado en varias PTAR. La destrucción de los SV se incrementa de un 40% hasta el 55%, aumentando consecuentemente la producción del biogás hasta cerca del 50%.

Los ahorros son aproximadamente de €1.5-2/per-cápita/año. Puesto que se acelera la tasa de degradación, las dimensiones de los digestores disminuye, así reduciendo el impacto de los altos costos de capital.

CAPÍTULO 3

BIOMASA PARA LA OBTENCIÓN DE ENERGÍA

3.1 Energía de la Biomasa

La biomasa es el nombre dado a cualquier materia orgánica que haya derivado de animales y vegetales como resultado del proceso de conversión fotosintético. La energía de la biomasa es aquella que se obtiene de productos y residuos animales y vegetales. Así, la energía contenida en la leña, los cultivos energéticos, el carbón vegetal, los residuos agrícolas, los residuos urbanos y el estiércol puede ser calificada como energía de la biomasa y clasificarse como formas primarias a los recursos forestales y como formas secundarias a los residuos forestales, agrícolas, ganaderos y urbanos.

Desde el punto de vista energético, la biomasa se puede aprovechar de dos maneras: (a) Quemándola para producir calor o (b) Transformándola en combustible (sólido, líquido o gaseoso) para su transporte y/o almacenamiento. La energía neta disponible en la biomasa por combustión es de alrededor de 8 MJ/kg para la madera verde, 20 MJ/kg para la materia vegetal seca en horno, 55 MJ/kg para el metano; en comparación con cerca de 23 a 30 MJ/kg para el carbón. La eficiencia del proceso de la conversión se determina dependiendo de cuánta energía real puede ser utilizada en forma práctica.

El potencial técnico de la bioenergía en México se estima entre 2,635 y 3,771 Petajoules al año. Del potencial estimado, un 40% proviene de los combustibles de madera, 26% de los agro-combustibles y 0.6% de los subproductos de origen municipal. Se estiman además 73 millones de toneladas de residuos agrícolas y forestales con potencial energético, y aprovechando los residuos sólidos municipales de las 10 principales ciudades para la generación de electricidad a partir de su transformación térmica, se podría instalar una capacidad de 803 MW y generar 4,507 MWh/año (Deublein y Steinhäuser, 2008).

3.2 Conversión de la biomasa en energía

Para transformar a la biomasa se pueden llevar a cabo varios procesos. De manera genérica estos procesos son de cuatro tipos:

- **Físicos.** Estos son los procesos en los que se actúa físicamente sobre la biomasa e incluyen al triturado, astillado, compactado e incluso secado.
- **Químicos.** Estos son los procesos relacionados con la digestión química, generalmente mediante hidrólisis, pirólisis y gasificación.
- **Biológicos.** Este proceso ocurre por la acción directa de microorganismos o de sus enzimas, generalmente llamado fermentación. Son procesos relacionados con la producción de ácidos orgánicos, alcoholes, cetonas y polímeros.
- **Termoquímicos.** En este caso la transformación química de la biomasa ocurre al someterla a altas temperaturas (300°C - 1500°C).

3.2.1 Procesos termoquímicos

La gasificación puede definirse como un proceso de combustión incompleta del que, como producto principal se obtiene un gas combustible. El oxidante utilizado juega un papel importante en la composición del gas generado, en el caso del aire se genera el llamado gas pobre por su bajo poder calorífico (4 a 7 MJ/m³), como consecuencia del alto contenido en nitrógeno, mientras que en el caso del oxígeno o vapor de agua dan lugar al llamado gas de síntesis que tiene un poder calórico mayor (10 a 18 MJ/m³). La composición típica del gas de la gasificación de biomasa se muestra en la Tabla 3.1.

Tabla 3.1 Composición del gas de la gasificación (Bernard y Gouzé, 2004)

Componente	Contenido (% en volumen)
Monóxido de carbono, CO	20-25
Hidrógeno, H	15-20
Metano, CH ₄	1-2
Dióxido de carbono, CO ₂	10-12
Nitrógeno, N	48-50

3.2.2 Procesos fisicoquímicos

El pellet es un tipo de combustible granulado alargado a base madera. Se realizan mediante prensado, la propia lignina hace de aglomerante. El pellet procede de los residuos de industrias forestales y agroforestales. Los pellets tienen varias ventajas respecto a la madera y otros combustibles fósiles ya que suelen ser más baratos y producen menos contaminantes (SO_x, dioxinas).

Las briquetas de madera son productos desarrollados en base a serrín prensado que corresponde a una nueva forma de calefacción amigable con el medio ambiente. Su baja humedad permite una combustión eficiente, logrando bajas emisiones de contaminantes, ahorrando energía y ayudando a preservar el entorno más limpio.

En la fabricación de briquetas la primera operación común a todos los procesos es el corte y/o la trituración de los desechos combustibles. En la tecnología rural simple, donde los materiales que hay que preparar son ramas y paja, el mejor instrumento para cortarlos es el hacha de mano o el hacha de carpintero. Para la producción en gran escala se requieren diferentes instrumentos, como la máquina para cortar paja utilizada comúnmente por los agricultores.

La segunda operación consiste en el secado de los principales ingredientes combustibles. Cuando se aplica una tecnología simple, el secado debe realizarse sin utilizar combustible. Por lo tanto, la única opción real consiste en el secado natural en lugares bien ventilados protegidos de la lluvia. Este tipo de secado requiere mucho tiempo y en consecuencia los ingredientes básicos para la fabricación de briquetas deben prepararse con mucha anticipación (Mosey y Hughes, 1975).

En tercer lugar, se mezclan los varios tipos de desechos y materiales aglutinantes para obtener una consistencia y un valor calorífico óptimos. Si se dispone de lubricante para motores usado se puede añadir a los desechos, pero, aunque aumenta el valor calorífico de las briquetas, las hace desmenuzables. Por lo tanto, se debe añadir con mucha

precaución. En algunos casos, para dar plasticidad al material, es necesario añadir un aglutinante húmedo o, tratándose del papel, mojarlo antes de someterlo a presión para obtener briquetas.

La cuarta operación consiste en comprimir las briquetas, y la quinta en secarlas al aire libre, bajo techado. Con apego a las condiciones del material aglutinante y del secado, se requerirán varios días y varios meses para obtener briquetas secas. El secado aumenta considerablemente el valor calorífico de las briquetas y, por lo tanto, ahorra combustible. Por consiguiente, las briquetas deberán producirse con bastante antelación al momento previsto para su uso. En la Figura 3.1 se muestra el diseño de una línea de producción para la fabricación de briquetas a partir de desechos de madera (Mosey y Hughes, 1975).

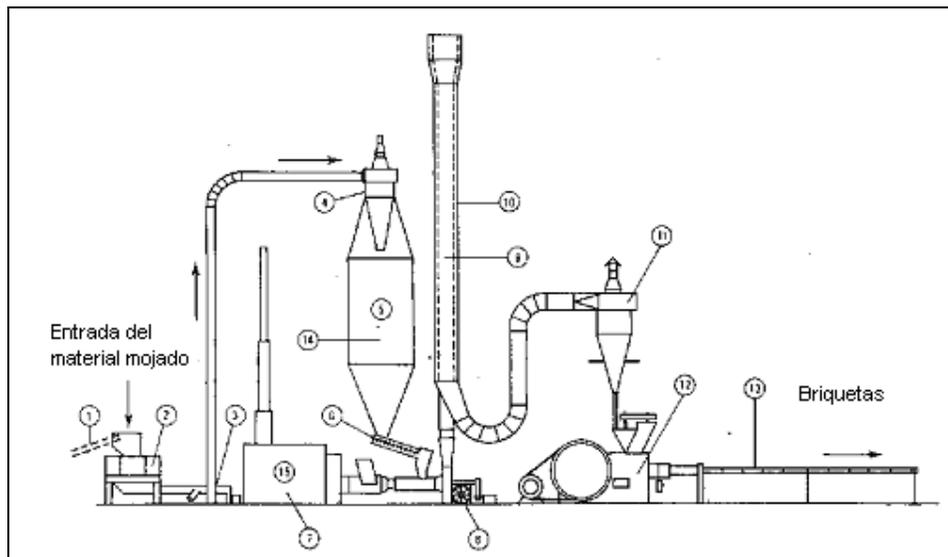


Figura 3.1 Línea de producción para la fabricación de briquetas (Mailleret y col., 2002)

1. Cinta transportadora. 2. Trituradora. 3. Ventilador. 4. Extractor de polvo. 5. Depósito para el material húmedo. 6. Descarga del depósito. 7. Horno para calentar las briquetas. 8. Ventilador. 9. Secador de suspensión. 10. Aislamiento. 11. Extractor de polvo. 12. Prensa para la fabricación de briquetas. 13. Línea de enfriamiento. 14. Material triturado húmedo. 15. Aire caliente.

En la mayoría de los países en desarrollo existen cantidades considerables de desechos de biomasa que podrían elaborarse mediante la compresión y la densificación. Por lo general se consiguen mejores resultados si se mezclan diversas clases de material con un aglutinante. El valor calorífico de los desechos biocombustibles bien secados y comprimidos es similar al de la leña. Sin embargo, el uso sin control de los desechos de la biomasa podría tener consecuencias ecológicas negativas para el suelo, como la disminución de la fertilidad. En la Tabla 3.2 se muestra la composición de diversos biocombustibles sólidos (Mosey y Hughes, 1975).

Tabla 3.2 Comparación de biocombustibles sólidos (Mosey y Hughes, 1975).

Composición	Valor calorífico bruto	Humedad	Cenizas	Valor calorífico neto	Observación
	kcal/kg	%	%	kcal/kg	
Madera seca de haya	4,554	8.0	0.3	4,224	Tipo de madera que casi nunca se encuentra en las zonas rurales pobres
Madera verde de abedul	3,308	42.9	0.25	2,889	Tipo de madera que se encuentra en las zonas rurales pobres de los países en desarrollo
Bolas de papel de desecho (de periódicos mojados)	4,143	6.9	2.9	8,325	Hechas a mano arden mejor si se añade ceniza de madera
Briquetas hechas de: 30-45% de polvo de carbón vegetal, 30-45% de ramas cortadas y 15-20% de estiércol	4,626	2.4	32.2	4,408	Comparables a la antracita de calidad media; elevado contenido de cenizas probablemente debidas a la arena del suelo
Briquetas hechas de: 25% de carbón vegetal, 25% de paja, 30% de ramas cortadas y 20% de estiércol	3,397	7.2	13.7	3,109	El menor porcentaje de polvo de carbón vegetal reduce la producción calorífica
Briquetas hechas de: 50% de paja y 50% de estiércol de vaca	3,898	5.4	9.5	3,599	Se pueden producir en cualquier lugar, pero con elevado contenido de estiércol; éste se puede utilizar mejor como fertilizante
Briquetas hechas de: 40% de paja, 40% de serrín y 20% de estiércol	3,561	9.2	14.0	3,266	Necesita un secado esmerado a causa del serrín
Briquetas hechas de: polvo de carbón vegetal con arcilla de aglutinante	1,064		73.0	975	El elevado contenido mineral disminuye el valor calorífico y produce mucha ceniza

La producción de biocombustibles líquidos, tales como, el etanol y el biodiesel tiene el potencial de sustituir cantidades significativas de combustibles fósiles en varias aplicaciones de transporte. El uso extenso del etanol en Brasil ha demostrado que los biocombustibles son técnicamente factibles en gran escala. La producción de biocombustibles en los EEUA. y Europa (etanol y biodiesel) está aumentando, siendo la mayoría de los productos utilizados en combustible mezcla, por ejemplo E20 está compuesto por 20% de etanol y 80% de gasolina y se ha demostrado que es eficaz en la mayoría de los motores de ignición sin ninguna modificación. Actualmente la producción de biocombustibles es apoyada con incentivos del gobierno, pero en el futuro, con el crecimiento de los sembradíos dedicados a la bioenergía, y las reducciones de costos, pueden hacer competitivos a los biocombustibles.

3.2.3 Procesos bioquímicos

Una composta es la aglomeración de restos de materia orgánica (vegetal o animal) que se descomponen de manera controlada por la actividad de los microorganismos (hongos y

bacterias). Luego intervienen organismos como hormigas, lombrices, cucarachas, moscas, caracoles, grillos y otros. Éstos convierten los residuos orgánicos en un material de color marrón oscuro, con olor similar al de la tierra. El material resultante puede ser reutilizado como acondicionador de suelo. Los beneficios que tiene el uso de la composta son:

- Útil para reducir, reutilizar y reciclar los residuos orgánicos
- Se devuelve material valioso a la naturaleza
- Ayuda a aumentar la fertilidad del suelo y a mejorar la salud de las plantas
- Reduce la necesidad de espacios en sistemas de relleno sanitario
- Disminuye la utilización de fertilizantes químicos
- Aumenta la capacidad de los suelos para retener agua y nutrimentos, previene la compactación y erosión
- No mata la flora bacteriana del suelo como ocurre con los abonos inorgánicos, de tan amplio uso y venta comercial

Existen dos métodos de elaborar composta:

Aerobio: Los residuos se degradan en presencia de oxígeno con la ayuda de los microorganismos (bacterias y hongos). En el proceso de biodegradación la pila alcanza una temperatura superior a los 90° Fahrenheit. Se puede compostar en estructuras con dimensiones desde 3 x 3 x 3 pies hasta 5 x 5 x 5 pies. La degradación de los residuos puede durar de 3 a 4 meses.

Anaerobio: Los residuos se biodegradan en ausencia de oxígeno. La composta puede ser elaborada bajo tierra o en un lugar cerrado. Las temperaturas que llegan a obtenerse bajo este proceso son similares a las del método aerobio. En la mayoría de los casos estas compostas trabajan con activadores bacterianos para reducir el proceso de degradación hasta 6 semanas.

El material que se composta pasa por las siguientes etapas:

Degradación: La materia orgánica es degradada, según los microorganismos consumen las proteínas y carbohidratos presentes en los materiales.

Conversión: Se forma una sustancia rica en nutrientes, de coloración oscura y semejante a la tierra.

Curación: La actividad microbiana se reduce, la temperatura de la pila disminuye y ocurre un regreso gradual de los insectos, lombrices de tierra y los ácaros (Pande y Fabian, 1989).

Los factores que afectan el compostaje son los siguientes:

Nitrógeno/Carbono: Es necesario, para que ocurra un proceso adecuado de compostaje, un balance entre materiales con una concentración alta de carbono (residuos de color marrón), empleados para generar energía, y materiales con una concentración alta de nitrógeno (residuos color verde), que son necesarios para el crecimiento y la reproducción. Si hay poco nitrógeno la degradación se retarda y el exceso causa malos olores. Se recomienda preparar mezclas con la misma cantidad de cada residuo.

Humedad: Ésta debe ser entre 40% y 60%. Si se reduce a menos de 40% las bacterias disminuirán su labor y entrarán en una etapa inactiva. Si sobrepasa el 60% la degradación disminuirá y se producirán malos olores. Por tal razón, es muy importante que se aplique agua en una cantidad adecuada hasta que quede como una esponja recién exprimida.

Oxígeno: Los microbios que trabajan con oxígeno para producir composta son aerobios, por lo que requieren de oxígeno para realizar el proceso. De no estar presente el aire, los microbios aeróbicos causarán una degradación más lenta de la materia orgánica. Para inyectar el oxígeno se recomienda voltear la pila.

Temperatura: Según avanza el proceso de degradación, la temperatura aumenta. Una mezcla con temperatura entre los 90° Fahrenheit y 140° Fahrenheit es indicativo de un compostaje rápido. Temperaturas mayores a los 140° Fahrenheit reducen la actividad de los microorganismos y menores de 90° Fahrenheit retardan el proceso.

Área superficial: El área superficial de los materiales aumenta si se trituran los mismos. Los microorganismos podrán digerir el material más rápidamente y se generará el calor necesario para acelerar el proceso (Pande y Fabian, 1989).

3.3 Tipos de reactores anaerobios

3.3.1 Digestión de velocidad estándar a condiciones ambientales

Este tipo de digestión es la más simple para un período de 30 a 60 días. Una representación esquemática de este tipo de digestor se muestra en la Figura 3.2. Generalmente el contenido del lodo ni se calienta ni se mezcla. Aunque el biogás generado proporciona algunas formas de mezcla dentro del reactor. La digestión ocurre en cuatro zonas: (i) Una capa de nata, (ii) Una capa líquida (o sobrenadante), (iii) Una capa para digerir los sólidos, y (iv) Una capa de sólidos digeridos. El sobrenadante se retira y se recicla a la depuradora de aguas residuales. Los sólidos digeridos acumulados en la parte inferior del digestor son periódicamente extraídos. Estas unidades de tasa estándar se construyen hoy en día esporádicamente a excepción de las PTAR pequeñas (Qasim, 1999; Metcalf y Eddy, 2003; Turovskiy y Mathai, 2006).

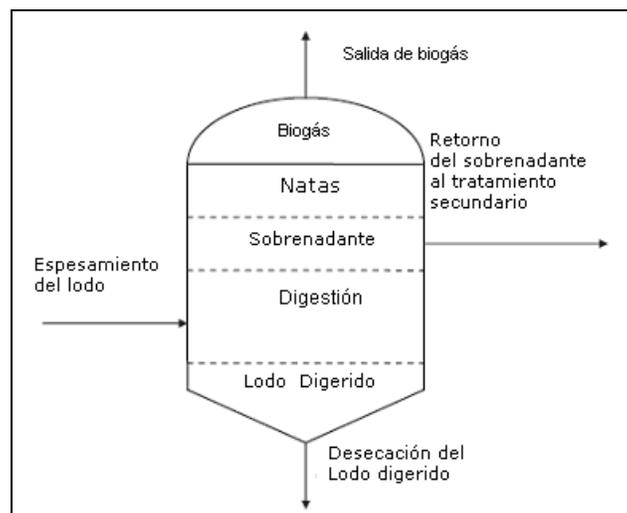


Figura 3.2 Digestor de velocidad estándar (Appels y col., 2008).

3.3.2 Digestor de alta velocidad con regulación de temperatura

Este digestor es una mejora importante del digestor de velocidad estándar. El lodo es calentado y totalmente mezclado, se espesa el lodo crudo y la alimentación es uniforme. Todos estos elementos combinados crean un ambiente uniforme dando como resultado que el volumen del tanque se pueda reducir, se alcance más rápido la estabilidad del proceso y se mejora la eficiencia (Turovskiy y Mathai, 2006). El lodo es mezclado por la recirculación del biogás, bombeo o por mezcladores; al mismo tiempo que es calentado por los intercambiadores de calor externos de fácil mantenimiento. Otras maneras de calefacción incluyen intercambiadores de calor interno e inyección de vapor (Metcalf y Eddy, 2003; Turovskiy y Mathai, 2006). La alimentación uniforme es muy importante, y el lodo se debe alimentar continuamente o en intervalos regulares para ayudar a mantener condiciones de estado estacionario en el digestor y reducir cargas de choque, especialmente importante por la sensibilidad de las bacterias metanogénicas (Qasim, 1999; Metcalf y Eddy, 2003; Turovskiy y Mathai, 2006). Este tipo de digestor se muestra en la Figura 3.3.

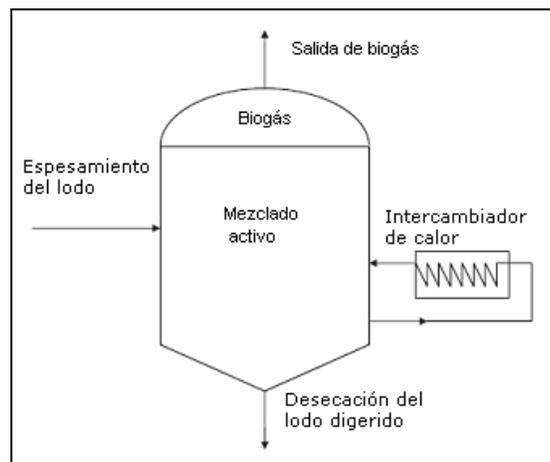


Figura 3.3 Digestor de alta velocidad (Appels y col., 2008)

3.3.3 Digestor de dos etapas

En la digestión de dos etapas, un digestor de alta velocidad se junta con un segundo tanque, a veces llamado un digestor secundario como se muestra en la Figura 3.4, se utiliza simplemente para almacenar los sólidos digeridos y para decantar el sobrenadante, ni se calienta ni se mezcla el lodo. Los tanques pueden tener fija la parte superior o puede ser de cubiertas flotantes. Si el tanque secundario es del tipo de cubierta flotante, puede también ser utilizado para almacenar el gas del digestor. La reducción de los sólidos y la producción del biogás ocurren en el segundo tanque. A veces, los tanques primarios y secundarios son de igual diseño, cada uno con la calefacción y capacidad de mezclar para funcionar como un digestor de espera. El sobrenadante del segundo tanque puede contener altas concentraciones de sólidos suspendidos y estos fenómenos se asocian comúnmente a una digestión incompleta en el digestor primario, llevando pequeñas burbujas de gas en la suspensión del segundo tanque. Por otra parte, debido a la mezcla y a la digestión natural de los sólidos, partículas finas o flóculos se producen, los cuales no son fáciles de remover (Qasim, 1999; Metcalf y Eddy, 2003; Turovskiy y Mathai, 2006).

Aunque este tipo de doble digestión fue muy popular en el pasado, es raramente usado en plantas nuevas.

3.3.4 Digestión mesofílica y termofílica

La mayoría de los digestores de alta velocidad funcionan en la gama mesofílica, con una temperatura entre 30 y 38 °C (Qasim, 1999).

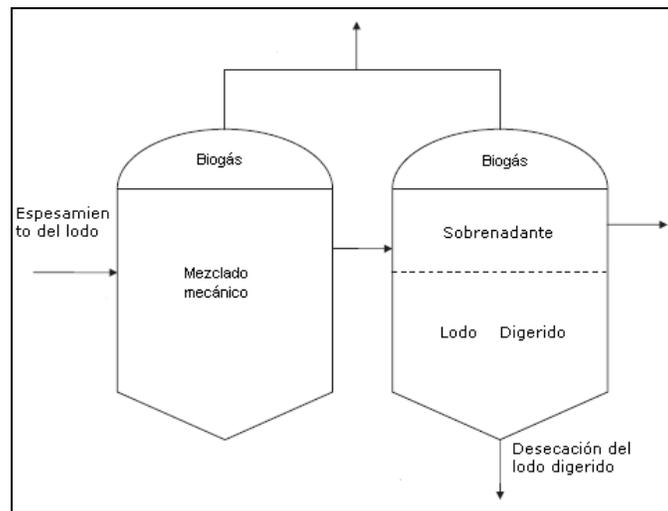


Figura 3.4 Digestor de dos etapas (Appels y col., 2008)

La digestión también puede ser posible a temperaturas más altas, en la región termofílica, donde la digestión ocurre en las temperaturas entre 50 y 57 °C convenientes para las bacterias termofílicas. La digestión termofílica es más rápida que la digestión mesofílica puesto que las tasas bioquímicas de la reacción aumentan con el aumento de temperatura. Otras ventajas son el incremento en la reducción de sólidos y destrucción creciente de organismos patógenos. El uso de temperaturas termofílicas tiene una necesidad energética más alta, una baja calidad del sobrenadante con grandes cantidades de sólidos en suspensión, un potencial más alto de olor y una estabilidad de proceso mucho más pobre que requiere gran cuidado. Este último es debido al hecho de que las bacterias termofílicas son más sensibles a las fluctuaciones de la temperatura que las bacterias mesofílicas (Qasim, 1999; Metcalf y Eddy, 2003; Turovskiy y Mathai, 2006).

3.4 Criterios de diseño para digestores de una sola etapa y de alta velocidad

Existen varios parámetros para el diseño y la operación de digestores de alta velocidad y de una sola etapa. Éstos son usados para el diseño preliminar de los digestores. (Qasim, 1999; Metcalf y Eddy, 2003; Turovskiy y Mathai, 2006; Igoni y col., 2008).

3.4.1 Base de la población

Los tanques de digestión se pueden diseñar basándose en datos per cápita en un cierto volumen (en m³). En la Tabla 3.3 se enumeran algunos valores típicos de diseño. Los factores per cápita de carga se deben usar solamente para el diseño preliminar del digestor puesto que el digestor necesita valores constantes para diferentes parámetros

importantes como la eficiencia de remoción de sólidos. Estos parámetros pueden variar considerablemente de una PTAR a otra. Si las cargas de la basura industrial son parte del influente de las aguas residuales, los valores de la Tabla 3.3 para los criterios de diseño deben aumentar sobre una base población-equivalente (Turovskiy y Mathai, 2006).

3.4.2 Carga volumétrica de los sólidos

Uno de los métodos más comunes para definir el volumen del digestor es la velocidad de carga de los sólidos suspendidos volátiles (SSV) según se muestra en la Tabla 3.3. Los criterios de diseño se basan comúnmente en condiciones de carga continuas, típicamente en base al pico mensual de la producción máxima de dos semanas de los sólidos. Los cargamentos bajos de los sólidos disminuyen la eficiencia del digestor (Metcalf y Eddy, 2003; Turovskiy y Mathai, 2006).

Tabla 3.3 Criterios de diseño típicos para la digestión mesofílica (Appels y col., 2008)

Parámetros	Unidades	Valor	
		Velocidad estándar	Alta velocidad
Criterios de volumen			
Lodo primario	m ³ /capita	0.06-0.08	0.03-0.06
Lodo primario + lodos activados	m ³ /capita	0.06-0.08	0.07-0.11
Flujo de carga de sólidos	KgSSV/m ³ d	0.64-1.60	1.6-4.8
Tiempo de residencia de sólidos	d	30-60	10-20
Concentración del lodo			
Lodo primario+lodo biológico	%	2-4	4-7
Lodo digerido	%	4-6	4-7

3.4.3 Tiempo de retención de sólidos (TRS)

El volumen del digestor se puede también definir en base al tiempo de residencia de los sólidos puesto que el proceso de la digestión es una función del tiempo requerido por los microorganismos para digerir el material orgánico y para reproducirse. En digestores sin recirculación o remoción del sobrenadante, el TRS es igual al tiempo de retención hidráulico. El TRS más corto para una temperatura de digestión de 35 °C es 10 días para prevenir la destrucción de los microorganismos. Para TRS cuyos valores exceden de 12 a 13 días a 35 °C, cambios en el aumento de la destrucción de los sólidos volátiles son relativamente pequeños. En la selección del diseño en base al TRS, la carga hidráulica máxima debe ser considerada. La Tabla 3.4 se muestra los valores críticos de TRS que deben ser respetados cuando se usa el TRS como criterio de diseño. Puesto que estos valores se establecen en condiciones ideales de temperatura, mezclado y alimentación, un margen de seguridad debe ser proporcionado al seleccionar el diseño en base al TRS y en la práctica, un factor multiplicativo de alrededor de 2.5 como mínimo se recomienda (Metcalf y Eddy, 2003; Turovskiy y Mathai, 2006).

Tabla 3.4 TRS sugeridos para el diseño de digestores de alta velocidad y de mezcla completa (Metcalf y Eddy, 2003)

Temperatura de operación (°C)	TRS Mínimo (días)	TRS _{des} (días)
18	11	28
24	8	20
30	6	14
35	4	10
40	4	10

3.4.4 Reducción de sólidos volátiles

Durante el proceso de la digestión, los sólidos volátiles se degradan hasta cierto punto y se convierten en biogás. El volumen del lodo se reduce por este medio y el sobrenadante se regresa al proceso de la planta. El grado de estabilización se expresa a menudo como el porcentaje de reducción en sólidos volátiles, asimismo esta asociado también con el TRS o el tiempo de retención basado en la alimentación del lodo no tratado. El contenido de materia seca inorgánica (MSI) es asumida para permanecer constante durante el período completo de la digestión. La ecuación empírica siguiente permite la estimación de la cantidad de sólidos volátiles destruidos (Metcalf y Eddy, 2003):

$$V_d = 13.7 \times \ln(\text{TRS}_{\text{des}}) + 18.9 \quad (3-1)$$

donde

V_d = la destrucción de los sólidos volátiles (%)
 TRS_{des} = el tiempo de la digestión (días)

La destrucción de sólidos volátiles se puede estimar usando los valores de la Tabla 3.5. Este método se utiliza con frecuencia puesto que el flujo del lodo no tratado puede ser medido fácilmente.

Tabla 3.5 Destrucción de sólidos volátiles en digestores mesofílicos completamente mezclados de alta-tasa (Metcalf y Eddy, 2003).

Tiempo de digestión (días)	Destrucción de sólidos volátiles (%)
30	65.5
20	60
15	56

3.4.5 Diseño del reactor

Los tanques de digestión son cilíndricos o de forma de huevo (Qasim, 1999). El tanque cilíndrico tiene un diámetro de 6 hasta 40 m, con un piso cónico con una inclinación de alrededor de 15 %, y una remoción del lodo en el centro del tanque. La profundidad de agua tiene que ser de unos 7.5 m como mínimo para permitir una mezcla apropiada y puede ser tan alto como 15 m. Algunos digestores son equipados en su parte inferior por

un tipo de “waffle” para reducir al mínimo la acumulación de la arena y para reducir la limpieza del digestor (Qasim, 1999; Metcalf y Eddy, 2003;; Turovskiy y Mathai, 2006).

3.4.6 Mezcla del digestor

La mezcla apropiada en la digestión es esencial para proporcionar un funcionamiento óptimo en el digestor. La mezcla proporciona el contacto íntimo entre el lodo de la alimentación y la biomasa activa, concediendo uniformidad de temperatura de la concentración del sustrato, de otros aspectos químicos, físicos y biológicos a través del digestor, y previene la formación de capas superficiales de nata y la deposición del lodo en la parte inferior del tanque. Debido a la elevación de burbujas de gas y de las corrientes de convección termal creadas por la adición de lodo calentado, hay siempre un cierto grado de mezcla natural en el tanque de digestión. Sin embargo, no es suficiente para un funcionamiento óptimo; por lo tanto, es necesario un auxiliar para la mezcla. Los métodos de mezcla auxiliar son bombeo de recirculación externa, mezcla mecánica interna y mezcla de gas interno (Qasim,1999; Tiehm y col., 2001; Igoni y col., 2008), como se observa en la Figura 3.5.

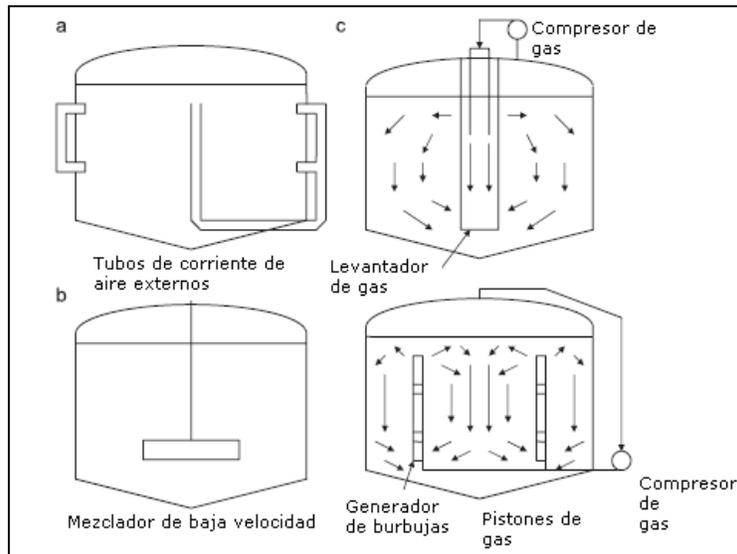


Figura 3.5 Tipos de mezclado en los digestores (a) Recirculación de bombeo externo, (b) Mezclado mecánico interno y (c) Recirculación externa de gas (Appels y col., 2008)

3.4.7 Bombeo de recirculación externa

En el bombeo de recirculación externa, una gran cantidad del lodo digerido retirado del centro del digestor se bombea a través de los intercambiadores de calor externos, donde el lodo digerido se mezcla con el lodo crudo y calentado. Entonces se bombea al tanque de digestión a través de inyectores en la base del digestor o en parte superior para romper la nata (Lue-Hing, 1998; Qasim, 1999). El flujo en la recirculación debe, sin embargo, ser muy grande para asegurar una mezcla completa del tanque, esta limitante es solo para este método de mezclado. La energía mínima requerida es de 0.005 a 0.008 kW/m³ del volumen del digestor y puede ser más alto, si las pérdidas por fricción son excesivas. Otras desventajas de la recirculación de bombeo externo son el taponamiento

de las bombas y desgaste del impulsor de arena (Turovskiy y Mathai, 2006; Igoni y col., 2008).

3.4.8 Mezcla mecánica interna

Los sistemas de mezcla mecánicos utilizan generalmente turbinas de poca velocidad. En ambos sistemas, el lodo es transportado por impulsores giratorios, de tal modo que se mezcla el contenido del tanque de digestión. La acción de bombeo mecánico es proporcionada por bombas centrífugas, generalmente en disposición en un tubo interno o externo del eje para apoyar la mezcla vertical. La mezcla se apoya por la circulación del lodo. Estos sistemas en su mayoría son adaptados para digestores con cubiertas fijas (Qasim, 1999; Metcalf y Eddy, 2003; Turovskiy y Mathai, 2006).

3.4.9 Mezcla interna del gas

Éste es un método satisfactorio para mezclar el contenido del digestor y evita la acumulación de nata. Los sistemas de mezcla de gas pueden ser confinados o no. En sistemas no confinados, el gas se recoge en la parte superior del tanque de digestión, se comprime y después se lanza a través de una serie de difusores o de una serie de lanzas radialmente colocadas, suspendidas en la parte superior del digestor. El contenido del digestor es mezclado, lanzando las burbujas de gas que se levantan y empujan el lodo a la superficie. El sistema de lanza evita la acumulación de la nata; sin embargo, debido a un régimen de mezcla ineficaz hay un mayor riesgo de depósitos de los sólidos. Lo contrario ocurre con el sistema de difusión, donde si la mezcla completa no es adecuada, da por resultado una acumulación de nata. Este sistema es, sin embargo, eficaz contra la deposición de los sólidos. Por otro lado, hay una posibilidad de que el difusor se tape, y se tiene que drenar el contenido del digestor para la limpieza del tanque. El requisito de flujo del gas para los sistemas no confinados es de 0.0045 a 0.005 m³/m³minuto (Turovskiy y Mathai, 2006).

Hay dos tipos de sistemas confinados: El elevador de gas y el pistón de gas. Generalmente, en sistemas confinados el gas se recoge en la parte superior, se comprime y se descarga a través de los tubos confinados. El sistema elevador del gas se compone de líneas de gas colocadas en un tubo de inyección. El gas comprimido se envía a estas líneas y las burbujas de gas se levantan, creando un efecto de puente aéreo. El sistema pistón de gas lanza las burbujas de gas en forma intermitente en la parte inferior del pistón, creando por este medio la acción de bombeo de las burbujas y de empuje del lodo a la superficie. Estos sistemas confinados tienen generalmente un requerimiento de energía baja y un flujo de gas de 0.005 a 0.007 m³/m³minuto (Metcalf y Eddy, 2003; Turovskiy y Mathai, 2006). En la Tabla 3.6 se pueden observar algunos parámetros de diseño típicos para sistemas de mezcla en digestores.

3.4.10 Control de temperatura

Es crucial para una operación estable y eficiente mantener una temperatura constante en el proceso de la digestión. El calor es necesario para: (i) Aumentar el lodo del influente a la temperatura del digestor y (ii) Compensar la pérdida de calor a través de las paredes, la parte inferior y superior del digestor (Metcalf y Eddy, 2003).

Tabla 3.6 Parámetros de diseño típicos para sistemas de mezclado en digestores (Metcalf y Eddy, 2003)

Parámetros	Sistema de mezclado	Valores típicos	Unidades
Potencia	Sistemas mecánicos	0.005-0.008	Kw/m ³ de volumen del digestor
Flujo de gas	Mezcla de gas No confinado Confinado	0.0045-0.005 0.005-0.007	m ³ /m ³ min m ³ /m ³ min
Gradiente de velocidad G	Todo	50-80	s ⁻¹
Tiempo de transferencia del contenido en el digestor	Mezcla de gas confinado y sistemas mecánicos	20-30	min

3.4.11 Requisitos de calentamiento

La cantidad necesaria para calentar el lodo a la temperatura del digestor es dada por la ecuación siguiente:

$$Q_1 = W_f C_p (T_2 - T_1) \quad (3-2)$$

donde

- Q₁ es el calor requerido (J/d),
- W_f es el flujo del lodo de la alimentación (kg/d),
- C_p es el calor específico del lodo (4,200 J/kg°C),
- T₂ es la temperatura de funcionamiento del digestor (°C) y
- T₁ es la temperatura de la alimentación del lodo (°C)

La cantidad de calor requerida para compensar pérdidas de calor es dado por:

$$Q_2 = UA(T_2 - T_a) \quad (3-3)$$

donde

- Q₂ es la pérdida de calor (J/s),
- U es el coeficiente de traspaso térmico (W/m² °C),
- A es el área de la superficie del digestor en la cual ocurren las pérdidas de calor (m²),
- T₂ es la temperatura del lodo en el digestor (°C) y
- T_a es la temperatura ambiente (afuera del digestor) (°C)

3.4.12 Equipo de calefacción

El método más común para la calefacción del lodo es el intercambiador de calor externo, aunque la inyección de vapor también puede ser aplicada (Qasim, 1999; Metcalf y Eddy, 2003; Turovskiy y Mathai, 2006). El calentamiento por inyección de vapor no requiere de ningún intercambiador de calor, pero la presencia de una caldera de vapor no es común para instalaciones de PTAR. Los intercambiadores de calor externos tienen la ventaja de

permitir la recirculación de la mezcla de lodo en el digestor con lodo crudo antes de calentar, y en la inoculación de los microorganismos anaerobios. Los tipos de intercambiadores de calor externos que hay son: Intercambiadores tubulares y de espiral, ambos intercambiadores, tubulares y espirales, son favorables por su diseño de flujo a contracorriente y sus coeficientes de transferencia de calor en el rango de 850 a 1000 W/m²K. El agua caliente que se usa en los intercambiadores de calor se produce comúnmente en una caldera que utiliza el gas del digestor. En la etapa de arranque y/o bajo condiciones de producción escasa de biogás, es conveniente, utilizar una fuente de combustible alternativo tal como gas natural para el sistema de calefacción (Qasim, 1999).

3.4.13 Cubiertas del digestor

Los digestores se cubren para mantener la temperatura de funcionamiento y las condiciones anaerobias y por supuesto para recolectar el biogás del digestor. La cubierta puede ser fija o flotante. Cuando se retira el lodo, no se debe permitir la entrada de aire al tanque de digestión para evitar el peligro de una explosión con la mezcla del biogás del digestor y el oxígeno. Las cubiertas fijas son en forma de cúpula o planas y se hacen de concreto reforzado, acero o poliéster de fibra de vidrio reforzado. Las cubiertas flotantes se utilizan normalmente para digestores de una sola etapa y para digestores de dos etapas. Una variación de la cubierta flotante es el sostenedor de gas flotante, consistiendo en una cubierta flotante con una falda extendida, para poder almacenar el gas durante los períodos en que el suministro del gas del digestor excede la demanda. Un reciente desarrollo en cubiertas para el gas calentado son las cubiertas de membrana. Consiste de soportes, membranas flexibles de gas y de aire. Cuando el volumen del almacenamiento de gas disminuye o aumenta en el espacio entre la superficie líquida y las membranas, el espacio entre las membranas es presurizado o despresurizado usando un sistema de válvula de alivio (Turovskiy y Mathai, 2006). Las cubiertas flotantes flotan directamente en el líquido y tienen generalmente un espacio vertical máximo de 2 a 3 m (Qasim, 1999; Metcalf y Eddy, 2003). La presión del gas debajo de la cubierta del digestor está típicamente en el rango de 0 a 3.7 kN/m² (Qasim, 1999). En digestores de forma de huevo, el almacenamiento disponible para el gas es limitado y la disposición de almacenamiento de gas externo es necesario (Turovskiy y Mathai, 2006).

3.5 Predicción de la producción de biogás

El gas del digestor contiene cerca de 65 a 70 % de metano, 30 a 35 % de dióxido de carbono y cantidades pequeñas de nitrógeno, de hidrógeno, de sulfuro de hidrógeno y de vapor de agua. Tiene una densidad relativa de alrededor de 0.86. Con una concentración promedio de metano de 65 %, el valor calorífico es aproximadamente 21 a 25 MJ/m³, cerca del 30 a 40 % más bajo que el valor calorífico de 37.3 MJ/m³ para el gas natural.

La tasa de generación de metano se puede estimar de las ecuaciones cinéticas desarrolladas para los sistemas anaerobios (Qasim, 1999). A continuación se presenta una ecuación para la predicción de la producción del biogás.

$$P_x = YES_0 / 1 + K_d \theta_c \quad (3-4)$$

$$V = 0.35m^3 / kg \{ ES_0 - 1.42(P_x) \} \quad (3-5)$$

donde

P_x es la masa neta de la célula producida (kg/d),
 Y es el coeficiente de producción (g/g). Para el lodo municipal: 0.04 a 0.1 mgSSV/mgDBO utilizado,
 E es la eficiencia de la utilización de los residuos (0.6 a 0.9),
 S_o es la DBO_L del influente (kg/d),
 k_d es el coeficiente endógeno (d^{-1}). Para el lodo municipal: 0.02 a 0.04 d^{-1} ,
 θ_c es el tiempo promedio de residencia de las células (días), igual al TRS,
 V es el volumen de metano producido (m^3/d),
0.35 es el factor de conversión teórico para la cantidad de metano producido de la conversión de 1 kg DBO y 1.42 el factor de conversión para el material celular en DBO.

La producción específica de biogás (Qasim, 1999; Metcalf y Eddy, 2003) se sitúa en el rango de 0.75 a 1.12 $m^3/kgSV$ destruidos, ó 0.5 a 0.75 $m^3/kgSV$ de carga, ó 0.03 a 0.04 $m^3/día$ persona.

CAPÍTULO 4

BIOGÁS

4.1 Composición del biogás

Como producto de la digestión, el biogás es un combustible limpio y amigable con el medio ambiente, aunque contenga solamente cerca del 55 al 65% de CH₄. Otros componentes incluyen 30 a 40% de CO₂, de fracciones del vapor de agua, de trazas de H₂S y de H₂, y posiblemente de otros contaminantes (por ejemplo siloxanos).

Hay una gran necesidad de aumentar el contenido energético del biogás, haciéndolo transportable sobre distancias más grandes. En última instancia, la compresión y el uso de los cilindros de gas o su introducción en la red del gas. El enriquecimiento del biogás puede alcanzarse solamente después de quitar el CO₂ y los contaminantes. La composición típica del biogás de la digestión del lodo de aguas residuales y de rellenos sanitarios así como del gas natural se muestra en la Tabla 4.1.

Tabla 4.1. Composición del biogás de diferentes fuentes y del gas natural (Persson y col., 2008)

Parámetro	Unidad	Gas de rellenos sanitarios	Biogás	Gas natural del Mar del Norte	Gas natural de Alemania
Poder calorífico	MJ/Nm ³	16	23	40	31.6
	KWh/Nm ³	4.4	6.5	11	8.8
	MJ/kg	12.3	20.2	47	38
Densidad	Kg/Nm ³	1.3	1.2	0.84	0.8
Número de metano		> 130	> 135	70	ND
Metano (variación)	%vol	45 (30-65)	63 (53-70)	87 (-)	81 (-)
Hidrocarburos	%vol	0	0	12	3.5
Hidrógeno	%vol	0-3	0	0	-
Monóxido de carbono	%vol	0	0	0	0
Dióxido de carbono (variación)	%vol	40 (15-50)	47 (30-50)	1.2 (-)	1 (-)
Nitrógeno (variación)	%vol	15 (5-40)	0.2 (-)	0.3 (-)	14 (-)
Oxígeno (variación)	%vol	1 (0-5)	0 (-)	0 (-)	0 (-)
Sulfuro de hidrógeno	ppm	<100 (0-500)	< 1000 (0-10 ⁴)	1.5 (1-2)	-
Amoniaco	ppm	5	<100	0	-
Total de cloro (Cl)	Mg/Nm ³	20-200	0-5	0	-

El valor calorífico del biogás es determinado por el contenido de CH₄. El valor calorífico superior alto es la energía generada cuando 1 Nm³ de biogás se quema y el vapor de

agua formado dentro de la combustión se condensa. El valor calorífico inferior omite la condensación del vapor.

El número de metano describe la resistencia del gas al golpeo cuando es usado en un motor de combustión. El metano tiene por definición un número de metano de 100 y el H₂ un número de metano de 0. El CO₂ aumenta el número del metano porque es un gas no combustible con una alta resistencia de golpeo. Una mejora en la calidad del biogás, por lo tanto, tiene un número de metano superior a 100.

El biogás contiene una variedad de compuestos de azufre, sobre todo sulfuros, aunque los rastros de disulfuros y de tioles están también presentes. Especialmente el azufre oxidado (sulfato y sulfito) que es corrosivo con la presencia de H₂O. El H₂S por sí mismo es reactivo con la mayoría de los metales y la reactividad se aumenta por la concentración y la presión, por la presencia de H₂O y una temperatura elevada.

Los compuestos halogenados están a menudo presentes en el biogás de rellenos sanitarios, pero raramente en el biogás de la digestión del lodo de aguas residuales. Un ejemplo son los siloxanos, que son compuestos volátiles de silicio que tienen estrecha relación con radicales orgánicos. La cantidad de silicio tiene que ser reducida a un mínimo, especialmente al usar motores.

Las altas concentraciones de amoníaco son un problema para los motores de gas, y normalmente 100 mg/Nm³ de NH₃ pueden ser aceptados. La combustión, sin embargo, lleva a la formación de NO_x.

Todas las plantas de biogás se deben equipar de una cierta clase de filtro para reducir la cantidad de partículas finas en el gas. Estos filtros, con un tamaño de 2 a 5 μm, no sólo quitan partículas, sino también reducen el contenido de gotas del agua o de espuma.

4.2 Limpieza del biogás

Las razones principales para purificar el biogás son principalmente la necesidad de satisfacer los requisitos de las aplicaciones del biogás (motores, calderas, pilas de combustible, vehículos, etc.); para aumentar el valor calorífico del biogás; y/o para estandarizar la calidad del biogás. La calidad requerida depende en gran medida del uso, como se muestra en la Tabla 4.2.

4.2.1 Remoción del dióxido de carbono

La eliminación del CO₂ aumenta el valor calorífico del biogás y lleva a una calidad consistente del biogás, similar al gas natural. Al usar técnicas de remoción del CO₂, es importante mantener bajas pérdidas del metano por razones económicas y ambientales puesto que el CH₄ es un gas de efecto invernadero 21 veces más que el CO₂ (Van de Velden y col., 2008).

Tabla 4.2 Componentes del biogás que requieren ser removidos en la purificación del biogás (Appels y col., 2008)

Aplicación	H ₂ S	CO ₂	H ₂ O	Rastro
Calentador	< 1000 ppm	No	No	Si (siloxanos)
CHP	< 1000 ppm	No	Evitar condensación	Si (siloxanos)
Combustible para vehículo	Si	Si	Si	Si
Red de distribución de gas	Si	Si	Si	Si

Hay diversos métodos de remoción, los más comunes que se realizan son la absorción o adsorción. La separación criogénica también es posible, pero costosa y la separación de membrana ha estado ganando terreno en las últimas investigaciones y aplicaciones (Degreve y col., 2001).

En los procesos de absorción, el CO₂ y el H₂S son simultáneamente removidos debido a la alta polaridad del CO₂ y el H₂S y la no polaridad del CH₄. El agua es el solvente más común para la purificación del biogás comprimido (4 a 7 bar). El diseño de un sistema de purificación con agua depende de la solubilidad del CO₂, pues la solubilidad es regida por la presión, la temperatura y el pH según se muestra en la Tabla 4.3, cuando la presión aumenta, la solubilidad del CO₂ en agua aumenta; pero disminuye cuando se incrementa la temperatura.

Tabla 4.3 Solubilidad aproximada de CO₂ en agua (Appels y col., 2008)

Presión (atm)	Solubilidad, en kg de CO ₂ por kg de agua a temperaturas diferentes			
	0 °C	10 °C	20 °C	30 °C
1	0.40	0.25	0.15	0.10
20	3.15	2.15	1.30	0.90
50	7.70	6.95	6.00	4.80

Después de la purificación a presión, el CO₂ y el H₂S se envían inmediatamente a un tanque, donde se reduce la presión y la temperatura se aumenta. El H₂S, que se envía al aire puede crear un problema de contaminación. Algunos de los sulfuros acumulados en el agua pueden causar problemas de corrosión en la tubería, por lo tanto, es recomendable separar el H₂S. El aire o vacío se utiliza pocas veces para eliminar el H₂S por la introducción de O₂ en el sistema. Los resultados muestran que de 5 a 10 % de CO₂ permanece en el biogás.

Por supuesto, la absorción puede ser casi completa si las soluciones de Ca(OH)₂ se utilizan para quitar el CO₂ y H₂S, dando por resultado la formación de CaCO₃ insoluble y de CaS.

Los solventes orgánicos tales como polietilenglicol (Selexol^R, Genosorb^R) y las aminas (monoetanolamina, o dietanolamina) se pueden utilizar para disolver el CO₂ y H₂S, que son más solubles que el CH₄ en estos líquidos, y se utiliza una baja presión para este

procedimiento. El producto químico necesita ser regenerado con vapor. Solamente pequeñas cantidades de CH_4 son removidas. Reducciones del CO_2 de 0.5 a 1% de volumen en el biogás pueden ser posibles. Las unidades de remoción con solventes orgánicos son, sin embargo, más costosas que las que usan el agua como solvente, y tienen que descargarse periódicamente, y ser sustituidos.

La remoción del CO_2 es posible por la adsorción en sólidos tales como carbón activado o tamices moleculares. La selectividad se alcanza con diversos tamaños del sólido. La adsorción es generalmente realizada a temperaturas y presiones altas. La adsorción es un proceso simple en diseño y fácil de operar, pero es costoso por el uso de presiones altas y altos requerimientos de calor. La desorción es realizada por la despresurización o utilizando un leve vacío. El proceso necesita biogás seco, por lo tanto la necesidad de quitar el vapor de agua mediante un tratamiento previo.

La separación criogénica puede ser utilizada puesto que el CH_4 tiene un punto de ebullición de $-160\text{ }^\circ\text{C}$ a 1 atmósfera, mientras que el CO_2 tiene un punto de ebullición de $78\text{ }^\circ\text{C}$ bajo cero. El CO_2 se puede quitar como líquido enfriando la mezcla del biogás a presión elevada. Hasta ahora, este método costoso se ha probado solamente en instalaciones modelo en Europa y en los EEUA. Se produce más del 97% del CH_4 puro. La inversión y los costos operacionales son altos y limitan su uso actual (Deublein y Steinhauer, 2008).

La separación de membrana ha ganado gran interés (Rautenbach y Dahm, 1987; Li y Teo, 1993; Stern y col., 1998; Degreve y col., 2001; Lastella y col., 2002; Harasimowicz y col., 2007). Algunos componentes del biogás crudo se pueden transportar a través de una fina membrana mientras que se conservan otros. El transporte de cada componente es conducido por la diferencia en la presión parcial sobre la membrana y es altamente dependiente de la permeabilidad del componente en el material de la membrana (Toshima, 1992; Degreve y col., 2001). Para una alta pureza del metano, la permeabilidad debe ser alta. Membranas sólidas construidas de polímero de acetato-celulosa tienen permeabilidades para el CO_2 y H_2S arriba de 20 y 60 veces el valor para el CH_4 . Sin embargo, las altas presiones (arriba de 25 bar) se requieren para el proceso. Aunque el flujo del gas a través de la membrana aumenta proporcionalmente con la diferencia de la presión, así se reduce el tamaño de la membrana, hay una presión máxima que la membrana puede soportar. Puesto que un poco de CH_4 pasa a través de la membrana, pérdidas de metano pueden ocurrir. Si la infiltración se utilizar en unidades CHP (combinado con el gas crudo), estas pérdidas de CH_4 pueden ser recuperadas.

Las técnicas adicionales están bajo investigación tal como la conversión química de reacciones catalizadoras para CO_2 e H_2 a CH_4 (Glub y Diaz, 1991). Este proceso es extremadamente costoso y la necesidad de H_2 hace el proceso generalmente inadecuado. El enriquecimiento "in-situ" de CH_4 está bajo desarrollo (Persson y col., 2008). El lodo del compartimiento de la digestión es contrario a la corriente de aire que entra en contacto. El dióxido de carbono que es disuelto en el lodo se reabsorbe. El poco CO_2 presente en el lodo, se lleva de nuevo al compartimiento de la digestión donde más dióxido de carbono puede ahora disolverse en el lodo, dando por resultado un enriquecimiento de CH_4 en el compartimiento. Los resultados de las pruebas de laboratorio a escala en Suecia indican que es técnicamente posible construir un sistema que aumente el contenido del metano del biogás hasta el 95% y mantenga las pérdidas del metano debajo del 2% (Persson y col., 2008).

4.2.2 Remoción del agua

El biogás se encuentra saturado con vapor de agua cuando se extrae del digestor. El secado es generalmente necesario o recomendado. La refrigeración o el diseño sensible de la tubería de trabajo es un método común para condensar el agua. Para alcanzar puntos de condensación más altos, el biogás puede ser comprimido antes de enfriarlo. La adsorción con el gel de sílica o Al_2O_3 es aplicado cuando se necesitan alcanzar puntos de condensación muy bajos. Un método alternativo de secar el biogás puede ser la absorción en glicol o en sales higroscópicas, que pueden ser recuperadas a temperaturas elevadas.

4.2.3 Remoción de H_2S

Se debe recordar que el acondicionamiento apropiado del lodo puede limitar el contenido de H_2S presente en el biogás (Dewil y col., 2008). La adición de sales de Fe^{3+} al lodo puede producir sulfuros insolubles y reducir el H_2S libre en el biogás a valores menores de 150 ppm (dependiendo de la cantidad de Fe^{3+} agregado). Un exceso de sales de Fe^{3+} agregadas puede sin embargo inhibir la formación de biogás. El H_2S puede también ser adsorbido con carbón activado (Hagen y Polman, 2001). El carbón activado actúa como un catalizador para convertir el H_2S en azufre elemental. La impregnación con yoduro de potasio (KI) es necesario para la remoción. Los microorganismos, pertenecientes a la familia de *Thiobacillus*, pueden ser utilizados para reducir el nivel de sulfuros en el biogás, oxidándolos principalmente a azufre elemental y a algunos sulfatos. Estas bacterias están comúnmente presentes en el material de la digestión y así no tienen que ser inoculados. Además, la mayor parte de ellas son autotróficas, que significa que utilizan el dióxido de carbono del biogás como fuente de carbono. El oxígeno necesita ser adicionado al biogás para la desulfurización biológica y el nivel necesario depende de la concentración de sulfuro de hidrógeno, generalmente alrededor de 2 a 6% de volumen de aire en el biogás.

El método más simple para la desulfurización es agregar oxígeno o el aire directamente en la cámara de digestión. Con este método, el nivel de H_2S se puede reducir por arriba del 95 % a niveles menores de 50 ppm, sin embargo depende de la temperatura, lugar y cantidad de aire agregado y del tiempo de reacción. Al agregar el aire en el biogás, son necesarias implementar medidas de seguridad para evitar una dosis excesiva de aire en caso de una falla de bombeo. El metano es explosivo en el rango de 5 a 15% en aire. La desulfurización biológica puede también ocurrir en un biofiltro separado, llenado con cuerpos plásticos en los cuales los microorganismos de desulfuración se adhieren. Antes de que el biogás se incorpore a la unidad, se agrega del 5 al 10% de volumen de aire. El nivel de H_2S se puede reducir de 3,000 a 5,000 ppm hasta 50 a 100 ppm. El amoníaco es separado al mismo tiempo (Kapdi y col., 2005).

El H_2S se puede también reducir por la reacción con el NaOH para formar Na_2S y NaHS, ambas sales insolubles.

4.2.4 Remoción de trazas de gases

Fue mencionado en párrafos anteriores que los siloxanos pueden estar presentes en el biogás. La presencia de siloxanos en el biogás da lugar a algunos problemas con respecto a su valorización térmica (Dewil y col., 2006). Estos compuestos que contienen silicio son ampliamente utilizados en varios procesos industriales (por ejemplo para

sustituir solventes orgánicos) y se agregan con frecuencia a productos de consumo (por ejemplo detergentes, productos de cuidado personal, etc.).

Una cantidad significativa de siloxanos se encuentran en las aguas residuales y no se descomponen en una planta de tratamiento de aguas residuales convencional de lodos activados. Aunque una gran parte se volatiliza a la atmósfera durante el tratamiento, una cantidad significativa se fija por adsorción a los flocúlos del lodo. Durante la digestión del lodo, los siloxanos se remueven del lodo y se volatilizan debido a la digestión del material orgánico y a la temperatura elevada en el digestor. Las concentraciones del siloxano encontradas típicamente en el biogás están entre 30 y 50 mg/m³ con picos de hasta 400 mg/m³ en algunas PTAR (Dewil y col., 2006). Solamente los siloxanos volátiles son detectados en el biogás. Schweigkofler y Niessner (2001) divulgaron que solo dos siloxanos cíclicos, es decir octametilciclotetrasiloxano (D4) y decametilciclopentasiloxano (D5), son detectados en cantidades significativas en el biogás.

Durante la combustión del biogás, estos siloxanos son convertidos en una dura y abrasiva sustancia microcristalina de silicio que cubren gradualmente el equipo que se utiliza para el aprovechamiento del biogás. La capa ocasiona serios daños al motor por la abrasión de las superficies del motor de biogás, que se manifiesta en un recalentamiento de las piezas sensibles del motor (aisladores térmicos) y por baja de la función de las bujías. La capa cristalina por otra parte se acumula en el aceite lubricante y en las superficies de las cubiertas de la turbina. Para el biogás de Trecatti (Reino Unido), la presencia por arriba de hasta 400 mg/m³ de siloxanos volátiles llevó a un fallo mecánico importante dentro de las 200 h de operación del motogenerador (Griffin, 2004). El problema por otra parte se evita por el uso de motores eficientes de encendido por chispa que son de rápido funcionamiento, operan a altas temperaturas y usan biogás solamente. Previamente los motores duales de combustible (baja temperatura, con el aceite combustible para ayudar a la ignición) fueron menos propensos a los depósitos de silicio. La ilustración del silicio que ensucia los pistones de un motor se muestra en Figura 4.1.



Figura 4.1. Contaminación de los pistones de un motor por silicio (Appels y col., 2008)

Aunque sea difícil medir la concentración de siloxanos en el lodo y en el biogás, una prueba reciente de métodos analíticos revelaron que la extracción por cromatografía de gases fue un método adecuado (Dewil y col., 2007).

El método mas frecuentemente usado para quitar los siloxanos es la adsorción por carbón activado. Puesto que el biogás contiene un rango amplio de compuestos (H₂S, siloxanos, materia orgánica) con concentraciones que cubren algunos órdenes de magnitud, una adsorción competitiva de los siloxanos y una variedad de rastros de compuestos que

deben ser considerados para llevar a una capacidad de absorción larga necesaria, para remover los compuestos de silicio cuando se usan materiales adsorbentes en el pretratamiento del biogás (Schweigkofler y Niessner, 2001). Los sitios activos del adsorbente capturarán el vapor de agua y otros agentes contaminantes, que disminuyen la vida del adsorbente. Por otra parte las camas del adsorbente tienen que ser substituidas regularmente porque los siloxanos son difíciles de reabsorber del material. En Trecatti (Reino Unido) por ejemplo, un cambio semanal del carbón activado es necesario, con un tiempo muerto de un día en el adsorbente y un costo de casi €2,000 por cambio.

Otros adsorbentes posibles son tamices moleculares y de polímero. Schweigkofler y Niessner (2001) hicieron un estudio comparativo de los materiales de la adsorción usando los granos de polímero, el gel de silicio y el carbón activado, que todos exhibieron capacidades grandes de adsorción para el siloxano D5. Especialmente el gel de silicio parecía ser prometedor y un candidato altamente rentable, puesto que este puede ser utilizado simultáneamente para la deshidratación del biogás.

La absorción en solventes orgánicos no volátiles también han sido divulgados en aerosol y columnas llenas (por ejemplo con anillos Raschig). Una desventaja importante de este método de tratamiento del biogás es el hecho de que la eliminación completa del siloxano es difícil de obtener, puesto que los siloxanos altamente volátiles son fácilmente desmantelados del solvente en elevadas tasas de flujo de biogás. Este problema no se presenta si los siloxanos se absorben químicamente, es decir, se convierten a compuestos de volatilidad baja (Schweigkofler y Niessner, 2001).

La condensación criogénica de los siloxanos del biogás es factible, pero es una alternativa costosa. Cuando la temperatura del biogás disminuye, se forma un condensado que contiene parte de los siloxanos que están presentes. Schweigkofler y Niessner (2001) estudiaron la eficiencia de la remoción cuando el biogás es enfriado a 5 °C, alcanzando hasta el 88% de las concentraciones de siloxano iniciales que estaban todavía presentes en el lodo y en el biogás del digestor. Hagmann y col. (1999) divulgaron una eficiencia de la purificación para una gama de siloxanos volátiles de 25.9 % cuando se enfrió a -25 °C, y de 99.3% al congelar a -70 °C.

Un método final divulgado para quitar los siloxanos del biogás es el abatimiento químico. Sin embargo, se requiere de valores altos o bajos de pH y/o temperaturas altas (Huppmann y col., 1996). Las eficiencias de la remoción de estos métodos son, sin embargo, algo bajas.

Recientemente, Appels y col. (Appels y col., 2008) divulgaron el potencial de remoción de los siloxanos a partir de la fase del lodo usando un tratamiento peroxidativo.

4.3 Compresión y almacenamiento del biogás

La compresión del biogás reduce los requerimientos de almacenaje, concentra el contenido de energía y aumenta la presión a niveles que superan las caídas de presión en técnicas subsecuentes o tuberías. Aunque se hayan publicado varios estudios (Biswas y col., 1977; Wellinger y Lindeberg, 1999; Mande, 2000; Nema y Bhuchner, 2002), todavía no hay un uso en gran escala. Generalmente las opciones del almacenamiento del biogás, se resumen en la Tabla 4.4 (Wallis y col., 1989).

Tabla 4.4. Opciones más comunes de almacenamiento del biogás (Wallis y col., 1989)

Presión	Recurso de Almacenamiento	Material
Baja (0.14-0.41bar)	Mantener el biogás confinado	Acero
Baja	Recolección de biogás	Caucho, vinil, plástico
Media (1.05-1.97bar)	Tanque para gas propano y butano	Acero
Alta (200bar)	Cilindros de gas comercial	Aleación

4.4 Calor y electricidad

El biogás es un combustible excelente para una gran cantidad de usos y se puede en última instancia también utilizar como materia base para la producción de productos químicos. El biogás puede ser utilizado en la mayoría de los usos que se han desarrollado para el gas natural. Hay cuatro maneras básicas de utilización del biogás, producción de calor y vapor, electricidad generación/co-generación, uso como combustible de vehículos, y posiblemente en la producción de productos químicos. Estos usos son gobernados por las estructuras nacionales como el sistema fiscal, los subsidios, los certificados verdes de energía y las tarifas crecientes de la electricidad.

Por todo el mundo, el biogás se utiliza principalmente en aplicaciones combinadas de calor y energía (CHP), mientras que varios países de la Unión Europea han emprendido programas para utilizar una porción cada vez mayor del biogás en el sector del transporte, especialmente atractivo debido al constante aumento del costo de combustibles fósiles. Los diferentes caminos de su utilización se muestran en la Figura 4.2.

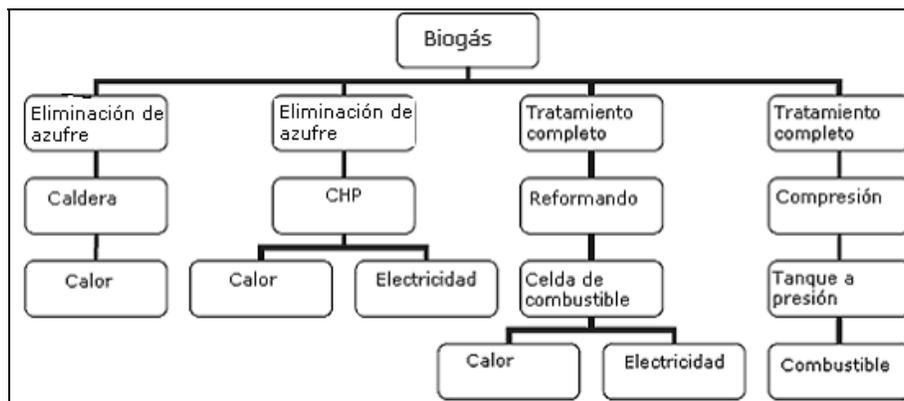


Figura 4.2 Utilización del biogás y requerimientos actualizados (Appels y col., 2008)

Los quemadores de gas convencionales se pueden ajustar fácilmente al biogás, cambiando la razón estequiométrica aire-biogás. El quemado del biogás es una tecnología establecida y confiable, con demandas bajas en la calidad del biogás. La presión generalmente tiene que estar entre 8 y 25 mbar. Se recomienda para reducir los niveles de H₂S debajo de 1,000 ppm para mantener el punto de condensación en aproximadamente 150 °C.

El biogás es también el combustible ideal para los usos de unidades CHP. Aunque las turbinas de gas podrían ser utilizadas (las micro-turbinas de 25 a 100 kW y las turbinas grandes de >100 kW) con emisiones bajas, eficiencias comparables a los motores de encendido por chispa y mantenimiento bajo, las inversiones son grandes. Sobre todo los motores de combustión interna son usados en aplicaciones CHP, como en los motores de encendido por chispa o motores duales de combustible. Los motores duales de combustible, con inyección de diesel ($\geq 10\%$) son, aunque mucho menos económicos, muy populares en escalas más pequeñas, con una buena eficiencia de energía (hasta 40 %). Tienen altas emisiones, a menos que se utilice un tratamiento del gas de combustión, pero permite un arranque fácil usando el diesel solamente.

Las pilas de combustible son consideradas para llegar a convertirse en pequeñas centrales eléctricas del futuro, teniendo el potencial para alcanzar eficiencias muy altas (>60%) y emisiones bajas. El interés especial para el biogás se centra en las pilas de combustible de altas temperaturas (>800 °C) donde el CO₂ no inhibe el proceso electroquímico, y también sirve como portador térmico. La pila de combustible de óxido son útiles para pequeños usos de algunos kW, o las pilas de combustible fundidas de carbonato (arriba de 250 kW y más) pueden ser consideradas.

Los vehículos de gas pueden utilizar biogás como combustible, aumentando la calidad del biogás puede ser posible su uso en los mismos vehículos que utilizan el gas natural. El número de estaciones de servicio de biogás y de gas natural todavía es escaso en Europa y en otras partes del mundo, aunque la situación está mejorando enormemente con el número de las estaciones de bombeo multiplicándose durante los últimos años: A finales de 2005 había 1,600 estaciones de bombeo en Europa. Para finales de 2006, Alemania tenía 1,000 estaciones en funcionamiento, Suiza 100 y Austria más de 50.

La inyección del biogás en las redes de gas natural es posible, y varios países de la Unión Europea han propuesto los estándares para inyectar biogás mejorado en la red para evitar la contaminación de la misma. Estos estándares de Suecia, Suiza, Alemania y Francia, fijaron límites para el azufre, oxígeno, partículas y punto de condensación. El mejoramiento de los métodos debe permitir que el biogás tratado haga frente a estos estándares rigurosos de calidad. Este mejoramiento y costo asociado compensan los precios crecientes de los combustibles fósiles.

4.5 Unidades CHP

Considerando el aprovechamiento del biogás para la generación de energía eléctrica, se hace necesario establecer los requerimientos de dicha energía que demande. De esto dependerá el tipo de motogenerador, la capacidad, y la cantidad de los mismos, con el que se complementará el sistema de biogás. Las capacidades de generación de energía eléctrica, para distintos tipos de motogeneradores, se pueden observar en la Tabla 4.5. Las plantas de generación eléctrica que usan biogás como combustible son actualmente equipadas con sistemas de sincronía y gracias a estos sistemas las plantas pueden tener un mayor uso y aprovechamiento. La sincronía entre plantas consiste en emparejar dos o más plantas hasta 22 equipos y básicamente es lograr por medio de los equipos de sincronía que los motogeneradores sigan o alcancen los valores de velocidad angular, frecuencia, voltaje y ángulo de fase por medio del censo de cada una de las variables mencionadas para cada uno de los equipos y todos referenciados a su vez con el primer motor o al que se decida mediante la programación.

Tabla 4.5 Capacidades de generación eléctrica (Madisa, 2009)

Capacidad del motogenerador (kW)	Capacidad estimada de generación eléctrica (concentraciones de metano al 50%) kW/h
60	48.43
50	35.47
40	30.52
30	24.38
25	17.09
15	11.47

La sincronía con la Comisión Federal de Electricidad consiste básicamente en sincronizar la frecuencia, voltaje y ángulo de fase de los equipos previamente emparalelados con los valores de la CFE.

La sincronía o emparalelamiento entre varias máquinas nos permite sumar sus potencias eléctricas y poder dar servicio a instalaciones, granjas o ranchos mas grandes donde los requerimientos sean mayores a 60 kW y hasta 1100 kW. En la Figura 4.3 se muestra un ejemplo del emparalelamiento.

A su vez el emparalelamiento puede usarse de la manera más conveniente para el usuario. En el caso de la sincronía con la CFE se puede subir potencia eléctrica a la red de CFE o se puede trabajar por repartición de cargas teniendo así la opción del rasurado de picos y el ahorro por consumo normal debido a que los motogeneradores a biogás serían los de mayor uso (Mopesa, 2009).

Además de estos beneficios los equipos de sincronía tienen otras funciones importantes como la de controlar un mayor número de variables tales como:

- Generación de potencia eléctrica en kW, kVA
- Historial de la generación de potencia eléctrica
- Última falla presentada
- Historial de los últimos eventos



Figura 4.3 Sincronía entre varios motogeneradores (Mopesa, 2009)

CAPÍTULO 5

RESULTADOS DE CASO DE ESTUDIO

5.1 Cuantificación de los lodos biológicos de exceso de la planta de tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria.

La PTAR-CU fue construida entre los años de 1979 y 1982, ocupa una superficie de aproximadamente 2000 m², incluyendo el tren de tratamiento, el regulador de tormentas y los jardines, en la Figura 5.1 se muestra la fachada de la PTAR-CU y en la Figura 5.2 se muestra una vista panorámica de su ubicación. El flujo de agua residual de entrada a la planta es de 20 l/s, procedente de casi toda Ciudad Universitaria, excepto la zona cultural. La PTAR-CU cuenta con tres procesos de tratamiento en paralelo: Lodos activados, discos biológicos y filtro percolador, estos procesos se muestran en las Figuras 5.3, 5.4, 5.5 y 5.6 respectivamente. Actualmente, la PTAR-CU, se encuentra en un proceso de reingeniería puesto que ya no esta operando a las condiciones de flujo de entrada a la que fue diseñada. La cantidad de lodos biológicos de exceso que se eliminan diariamente en la PTAR-CU son de 80 m³/d. Con una cantidad de sólidos totales de 2,500 mg/l y de sólidos volátiles de 2,050 mg/l.



Figura 5.1 Fachada de la PTAR-CU



Figura 5.2 Ubicación de la PTAR-CU



Figura 5.3 Sedimentadores secundarios



Figura 5.4 Filtro biológico



Figura 5.5 Discos biológicos rotatorios



Figura 5.6 Tanque de aireación

5.2 Producción de biogás y metano

La producción específica de biogás se sitúa en el rango de 0.75 a 1.12 m³/kgSV_{destruidos}, ó 0.5 a 0.75 m³/kg SV de carga (Qasim, 1999; Metcalf y Eddy, 2003). Para nuestro caso de estudio se cuenta con una cantidad de sólidos volátiles de carga de 2.05 kg SV/m³lodo y se tiene un volumen de lodo de 80 m³/d. Realizando las operaciones correspondientes se tienen los siguientes resultados:

$$(2.05 \text{ kgSV/m}^3\text{lodo}) (80 \text{ m}^3\text{lodo/día}) = 164 \text{ kgSV/día} \quad (5-1)$$

Si se multiplica esta cantidad por la producción específica de biogás se obtiene la producción de biogás diaria

$$(164 \text{ kgSV/día})(0.75 \text{ m}^3\text{biogás/kgSV}) = 123 \text{ m}^3\text{biogás/día} \quad (5-2)$$

La producción anual es

$$(123 \text{ m}^3\text{biogás/día})(365) = 44,895 \text{ m}^3\text{biogás/año} \quad (5-3)$$

Dado que el biogás contiene el 65% de metano (Metcalf y Eddy, 2003), la producción diaria de metano sería de:

$$(123 \text{ m}^3\text{biogás/día})(0.65) = 80 \text{ m}^3\text{CH}_4\text{/día} \quad (5-4)$$

Y la producción anual

$$(80 \text{ m}^3\text{CH}_4\text{/día})(365) = 29,200 \text{ m}^3\text{CH}_4\text{/año} \quad (5-5)$$

5.3 Producción de electricidad

El poder calorífico del biogás es aproximadamente de 21-25 MJ/m³ biogás (Metcalf y Eddy, 2003). Por lo tanto, se tiene la siguiente producción de electricidad:

$$(123 \text{ m}^3\text{biogás/día})(21 \text{ MJ/m}^3\text{biogás}) = 2,583 \text{ MJ/día} \quad (5-6)$$

$$(2,583 \text{ MJ/día})(1 \text{ día}/24\text{h}) = 107.625 \text{ MJ/h} \quad (5-7)$$

$$(107.625 \text{ MJ/h})(1 \text{ kWh}/3.6 \text{ MJ}) = 29.90 \text{ kW} \quad (5-8)$$

El poder calorífico del biogás en kWh es de 6.5 kWh/m³biogás (Persson y col., 2008). Por lo tanto la energía que se produce es:

$$(6.5 \text{ kWh/m}^3\text{biogás})(123 \text{ m}^3\text{biogás/día}) = 800 \text{ kWh/día} \quad (5-9)$$

Utilizando el convertidor interactivo de unidades de la EPA (EPA, 2009) se tiene:

$$80 \text{ Cubic meters (m}^3\text{) CH}_4 = 840.079 \text{ Kilowatt-hrs (kWhr)}$$

Considerando un foco de 100 W funcionando las 24 h se tiene:

$$(0.1 \text{ kW})(24 \text{ h}) = 2.4 \text{ kWh} \quad (5-10)$$

Por lo tanto los focos que se podrían encender en un día con la energía generada serian:

$$800[\text{kWh}] / 2.4[\text{kWh}] = 333 \text{ focos} \quad (5-11)$$

5.4 Volumen del digester y del tanque de lodo digerido

Para nuestro estudio el tiempo de retención de sólidos (TRS) que se va a manejar es de 10 días a 35 °C, conforme a la Tabla 3.4. Sustituyendo en la ecuación (5-12), se obtiene el volumen del digester (Metcalf y Eddy, 2003). Para obtener el volumen de almacenamiento de los lodos digeridos, se sustituyen los valores en la ecuación (5-14) (Castro-González, 2007)

$$V_{\text{digester}} = \tau Q \quad (5-12)$$

donde

τ es el tiempo de retención de sólidos
 Q es flujo de lodos que se eliminan diariamente

$$V_{\text{digester}} = (80 \text{ m}^3/\text{día})(10 \text{ días}) = 800 \text{ m}^3 \quad (5-13)$$

La cantidad de lodos de exceso que van a ser digeridos anualmente en el digester son de

$$(80 \text{ m}^3/\text{d})(365) = 29,200 \text{ m}^3/\text{año}$$

$$V_{\text{almacenamiento}} = (\text{sustrato entrante (m}^3/\text{año)}) (\text{tiempo de almacenamiento requerido}/365) - V_{\text{digester}} \quad (5-14)$$

Sustituyendo los valores correspondientes en la ecuación (5-14) se tiene:

$$V_{\text{almacenamiento}} = (29,200 \text{ m}^3/\text{año})(15/365) - 800 \text{ m}^3 \quad (5-15)$$

$$V_{\text{almacenamiento}} = 400 \text{ m}^3 \quad (5-16)$$

CAPÍTULO 6

RESULTADOS

6.1 Factibilidad técnica

6.1.1 Reactor anaerobio

En las Figuras 6.1 y 6.2 se muestra la superficie propuesta para la instalación del digestor, motogenerador y del tanque de almacenamiento de lodos digeridos. Dicha superficie se encuentra ubicada a un costado de la PTAR-CU. Un digestor es un sistema económicamente productivo, ambientalmente sano y socialmente viable, de aprovechamiento de excrementos y residuos orgánicos, para la producción de biogás y de bioabono. En la Figura 6.3 se muestra el tren de tratamiento de los lodos biológicos de exceso hasta la generación de energía eléctrica.



Figura 6.1 Área propuesta para el sistema de bioenergía (a)



Figura 6.2 Área propuesta para el sistema de bioenergía (b)

El reactor es un tanque de concreto parcialmente enterrado con un volumen nominal de 800 m^3 . El tiempo de retención hidráulica para nuestro caso de estudio será igual al tiempo de retención de sólidos que es de 10 días. Constará de una caja de registro para estar midiendo el pH y la composición de la materia orgánica ya descompuesta dentro del reactor, para biodigestores pequeños se recomienda tubería de 6" en pvc.

El reactor está totalmente cerrado y no genera olores. Cuenta con un sistema de distribución de agua en la parte inferior y un sistema para extracción del biogás en la parte superior. El biogás es separado en el interior del reactor ocupando la parte superior del mismo tal y como se muestra en la Figura 6.4, de allí se conectará la tubería de polietileno de alta densidad para la conducción del biogás hasta donde va a ser utilizado (Márquez, 2008).

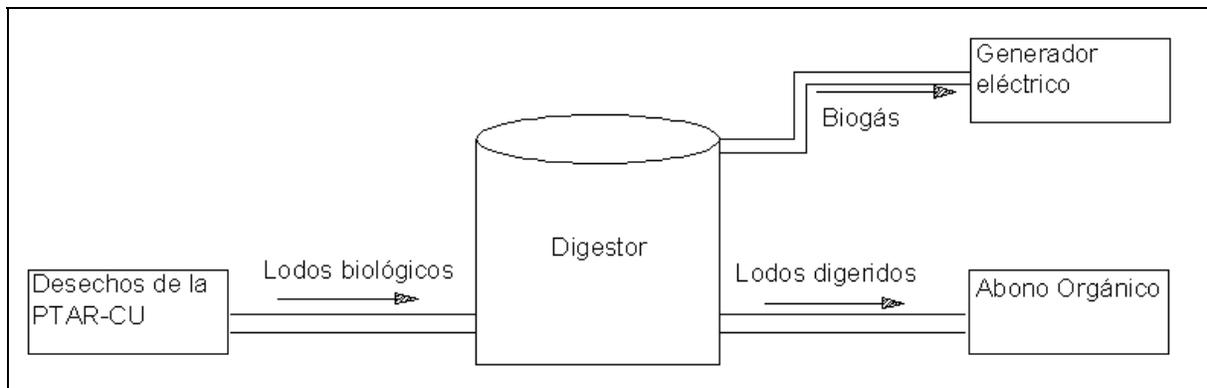


Figura 6.3 Tren de tratamiento de los lodos activados hasta la generación de electricidad

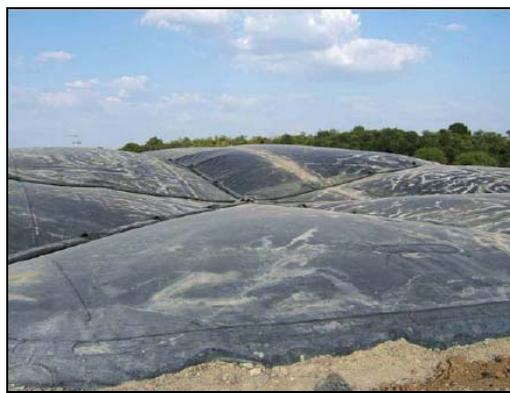


Figura 6.4 Cubierta flexible para el almacenamiento del biogás (Bioverde, 2009)

Se utilizará un manómetro graduado para que no se exceda la resistencia a la tensión dentro del tanque (mínimo 28 kgf/cm²). El medidor de biogás se instalará para medir la cantidad de biogás producido en el sistema tal y como se muestra en la Figura 6.5



Figura 6.5 Medidor de biogás (Bioverde, 2009)

La producción de biogás requiere que éste sea quemado en una flama abierta. Esta planta incluye un quemador con encendido automático y detector de falla de flama, como se muestra en la Figura 6.6. Esta antorcha debe ser instalada, incluso si el biogás se utiliza para generar electricidad o en las calderas, y funcionaría para el exceso de biogás o durante el mantenimiento de esos equipos (Bioverde, 2009).



Figura 6.6 Quemador de Biogás (Bioverde, 2009)

Para evitar la explosión o incendio por retroceso de llama y como seguridad en el sistema se colocará una serie de trampas denominadas:

- Trampa de ácido sulfhídrico
- Trampa o filtro de dióxido de carbono
- Trampa de agua
- Trampa de llama

De esta forma se puede utilizar en calidad de gas natural o metano sin ningún riesgo (7,974 a 9,514 Kcal/m³).

El sistema de distribución de agua tiene como finalidad distribuir el influente a todo lo ancho y largo del reactor con el objeto de que el agua fluya con suavidad en todo el reactor sin cargarse más hacia alguna de las zonas; esto hace que el lecho de lodos se expanda en forma homogénea logrando un mayor contacto entre el agua y la biomasa obteniendo los mejores resultados del tratamiento.

El sistema es alimentado con dos bombas de agua de las que solamente funciona una mientras la otra descansa, tal y como se muestra en la Figura 6.7. El flujo debe ser suficiente para lograr una velocidad superficial mayor a 0.75 m/h aunque va a ser alimentado por pulsos de flujo suficiente.



Figura 6.7 Sistema de bombeo (Bioverde, 2009)

Permite la extracción de lodos de las distintas zonas del reactor, tanto de diferentes áreas del equipo como bajo diversas profundidades. Esto es, con el fin de que al disponer de los lodos, se pueda acceder a ellos con menor actividad metanogénica. Los lodos fluyen con presión del propio equipo (Bioverde, 2009).

Se va contar con una serie de tuberías que toman los lodos del interior y los dirigen al exterior. Las tuberías se colocan a diferentes alturas y zonas del equipo. A través de las muestras, se puede conocer el estado de los lodos internos y evaluar su salud. Estas pruebas son muy útiles sobre todo en etapas en que la actividad de las bacterias baja o cuando se quieren saber las condiciones en las que está trabajando el lodo como el pH o la alcalinidad.

Los diferentes escenarios de operación con una DQO inicial de 2,300 mg/l se muestran en la Tabla 6.1.

Tabla 6.1 Valores de DQO removida

	DQO Reducida
Reducción de 75%	1,725 mg/l
Reducción de 90%	2,070 mg/l

La producción de lodos será del orden de 55 a 75 Kg/día. Para la extracción de los lodos la planta viene equipada con una bomba de diafragma.

El volumen nominal del tanque de almacenamiento de lodos digeridos va ser de 400 m³, con un tiempo de almacenamiento de 15 días.

6.1.2 Generador eléctrico

Para la generación de energía eléctrica se requiere de un generador marca CATERPILLAR modelo G3304 para quemar biogás, como se muestra en la Figura 6.8; el motor es tipo aspiración natural, con una relación de compresión de 10.5 :1, de cuatro tiempos, con una capacidad de generación de 44 kW en operación continua a condiciones ISO, 1,800 rpm, 60 HZ, 4,800 V, 4 cilindros en línea. Con un consumo de combustible específico de 11.82 MJ/bkW-hr al 100% de carga (Madisa, 2009). A continuación se detallan las características técnicas del motogenerador.



Figura 6.8 Motogenerador Caterpillar modelo G3304 (Madisa, 2009)

Sistema de admisión de aire:

- Filtro de aire tipo seco con indicador de servicio

Sistema de control:

- Gobernador Woodward PSG, requiere 24 V

Sistema de enfriamiento:

- Caja de termostato y termostato de 97 °C
- Bomba de agua de camisas de engranes tipo centrífuga
- Radiador montado en la base del motor con ventilador y conexiones

Sistema de escape:

- Tubo flexible
- Bridas de ensamble
- Mofle para conexión remota con bridas en ambos extremos, se entrega suelto

Volante y caja de volante:

- Volante SAE No.1, 113 dientes, caja de volante SAE No.1 rotación estándar SAE

Sistema de combustible:

- Regulador de presión a gas
- Carburador para biogás

Sistema de Ignición:

- Sistema de ignición digital CAT. Altronic V

Sistema de lubricación:

- Respiradero del cárter, montaje superior
- Enfriador de aceite
- Llenado de aceite en tapa de válvulas y medidor
- Filtro de aceite
- Aceite lubricante
- Cárter

Sistema de montaje:

- Rieles

Sistema de protección:

- Solenoide de paro de protección, energizado al arranque
- Protecciones por baja presión de aceite, alta temperatura de refrigerante

Sistema de arranque:

- Motor de arranque electrónico
- Juego de baterías con rack

Generales:

- Pintura amarilla Caterpillar
- Damper de vibraciones
- Soportes para levante
- Juego de manuales de operación y mantenimiento y copia adicional
- Calcomanías de información del grupo generador (Madisa, 2009)

6.2 Factibilidad Ambiental

El tratamiento biológico por digestión de las aguas residuales orgánicas es una alternativa tanto energética como ambiental. Estos sistemas ayudan a disminuir las emisiones de gas metano a la atmósfera causantes del efecto invernadero y la contaminación de los cuerpos de agua.

Los beneficios ambientales son:

1. Eliminación de malos olores
2. Reducción de patógenos
3. Producción de composta sanitizado
4. Disminución de los gases efecto invernadero
5. Reducción de la dependencia de fertilizantes químicos por su captura y reuso de nutrientes.
6. Promoción del secuestro de carbono.
7. Beneficios de reuso y reciclado de agua.
8. Protección de los recursos de mantos freáticos y aguas superficiales.
9. Aceptación de mejoras sociales.

Esta metodología es aplicable para cualquier tratamiento de residuos, excluyendo los tratamientos no controlados (UNFCCC, 2006). La siguiente expresión calcula las toneladas equivalentes de CO₂ que se obtienen de las emisiones de metano anuales.

$$CO_{2eq\text{metano}} = (CH_{4\text{anual}})(GWP_{CH_4}/1000) \quad (6-1)$$

donde:

CO_{2eq metano} Emisión equivalente de bióxido de carbono en toneladas métricas.

CH_{4anual} Producción de metano en kg/año.

GWP_{CH₄} Potencial de calentamiento global del metano (GWP_{CH₄}=21).

Para nuestro caso de estudio se tiene una producción diaria de metano de:

$$\text{CH}_4 = 80 \text{ m}^3/\text{d} ,$$

Y anual de

$$\text{CH}_{4 \text{ anual}} = 29,200 \text{ m}^3/\text{año}$$

La densidad del metano a 35 °C = 0.6346 kg/m³

Multiplicando la cantidad de metano generado anualmente por su densidad se tiene:

$$(29,200 \text{ m}^3/\text{año})(0.6346 \text{ kg/m}^3) = 18,530.32 \text{ kg/año} \quad (6-2)$$

empleando el convertidor interactivo de unidades de la EPA (EPA, 2009) se tiene:

$$80 \text{ Cubic meters (m}^3\text{) CH}_4 = 54.4160 \text{ Kilograms (kg) CH}_4$$

obteniendo los kg de metano anuales se tiene:

$$54.4160 \text{ kg} * 365 \text{ días} = 19,861.84 \text{ kg/año} \quad (6-3)$$

sustituyendo la ecuación (6-2) en la ecuación (6-1) se tiene:

$$\text{CO}_{2\text{eq metano}} = (18,530.32 \text{ kg/año})(21/1000) \quad (6-4)$$

$$\text{CO}_{2\text{eq metano}} = 389.14 \text{ T}_{\text{eq}}\text{CO}_2 \quad (6-5)$$

Utilizando los kg de metano anuales obtenidos de la EPA (ecuación 6-3) y sustituyendo en la ecuación (6-1) se tiene:

$$\text{CO}_{2\text{eq metano}} = (19,861.84 \text{ kg/año})(21/1000) \quad (6-6)$$

$$\text{CO}_{2\text{eq metano}} = 417.09 \text{ T}_{\text{eq}}\text{CO}_2 \quad (6-7)$$

Empleando el convertidor interactivo de unidades de la EPA se tiene:

$$29200 \text{ Cubic meters (m}^3\text{) CH}_4 = 416.976 \text{ Metric tons (tonnes) CO}_2 \text{ equivalent}$$

Como se puede observar la cantidad de toneladas de CO₂ equivalente que se obtienen de la ecuación (6-1) no tiene una variación muy significativa con respecto al obtenido con el convertidor interactivo de la EPA (EPA, 2009).

El aprovechamiento de biogás y la utilización del metano, principal compuesto del mismo, al transformarlo en CO₂ mediante su quema directa o bien su aplicación como combustible para accionar motogeneradores, es de hecho uno de los beneficios ambientales al atender los factores que inciden en el cambio climático, ya que en términos de contaminación el metano es 21 veces más contaminante que el bióxido de carbono.

El digestor produce fertilizante orgánico con alto contenido de nitrógeno, potasio y fósforo, tal y como se muestra en la Tabla 6.2. El fertilizante se puede utilizar en tierras de

labranza como alternativa a los fertilizantes químicos, conforme a la NOM-004-SEMARNAT-2002.

Tabla 6.2 Comparación de los niveles de nutrientes entre los lodos digeridos y lodos sin tratar (Metcalf y Eddy, 2003)

Producto	Nutrientes (%)		
	Nitrógeno	Fósforo	Potasio
Lodos digeridos	5	10	10
Lodos biológicos sin tratar	3.3	2.3	0.3

En la Tabla 6.3 se muestra el mejor método para el tratamiento de desecho biodegradable, como resultado del estudio realizado por la Agencia de Manejo de Energía Ambiental Francesa (ADEME, 2007).

Tabla 6.3 Comparación entre digestión y composteo para el tratamiento de desechos biodegradables (ADEME, 2007)

	Digestión con utilización del lodo digerido como fertilizante y de la producción de energía	Composteo con su utilización en la agricultura
Energía primaria	XX	
Efecto invernadero	XX	
Eutroficación		Excepto para digestión con la utilización del biogás como combustible para autos en sustitución al diesel
Acidificación del aire	Depende de la valorización del biogás	

La utilización del desecho biodegradable para convertirlo en biogás es potencialmente más interesante que el composteo en términos del potencial efecto invernadero y del balance de energía primaria.

Esta conclusión también se relaciona a las emisiones evitadas de gases efecto invernadero y al consumo evitado de energía primaria, pues la sustitución de los procesos convencionales de generación de energía puede ser posible por el método del biogás que el composteo.

En relación con la eutroficación, la producción del biogás tiene un impacto más alto que el método de composteo debido a las grandes cantidades de descarga líquida durante el proceso anaerobio a excepto de su utilización como combustible con la sustitución del diesel en autobuses o carros de la basura. Pero si a la descarga líquida se le aplica un postratamiento, la eutrofización disminuiría grandemente.

En la categoría de la acidificación del aire, la digestión es preferible al composteo directo de la basura biodegradable para el método de la utilización de biogás como combustible con la sustitución del diesel o de la gasolina y para la utilización del biogás para la producción de calor con la sustitución de gasolina y aceite. La otra utilización del biogás

(electricidad, o la sustitución del gas natural para los vehículos) tiene casi la misma cantidad de emisiones ácidas (para la utilización del biogás como combustible que sustituye el gas natural para los vehículos) o levemente más arriba que el composteo directo de la basura biodegradable (Kirkeby, 2005).

6.3 Factibilidad Económica

6.3.1 Costo del Capital (K)

Debemos de entender como costo de capital, al interés promedio ponderado por el uso del dinero, proveniente de las distintas fuentes de financiamiento (Hernández y Villalobos, 2001). Para nuestro caso de estudio nuestras fuentes de financiamiento serán el Fideicomiso de Riego Compartido (FIRCO) y el Banco Nacional de Obras y Servicios Públicos (BANOBRAS). El monto de inversión que se requiere se muestra en la Tabla 6.4, considerando la paridad peso- euro en 18 pesos y la paridad peso-dólar en 13.2 pesos.

Tabla 6.4 Monto de inversión

Cantidad	Descripción	Tamaño	Unidad	P.U.	Pesos	IVA	Pago Total (Pesos)	Referencia
1	Generador Caterpillar modelo 3304 para biogás	44	kW	45,200 usd	\$596,640	\$89,496.00	\$686,136	Madisa, 2009
1	Tanque digestor	800	m ³	80,000 usd	\$1,056,000	\$158,400.00	\$1,214,400	Bioverde, 2009
1	Tanque de lodo digerido	400	m ³	€ 15000	\$270,000	\$40,500	\$310,500	Bioverde, 2009
1	Sistema de limpieza de biogás			€5000	\$90,000	\$13,500	\$103,500	Bioverde, 2009
1	Bomba centrífuga	3	kW	€4000	\$72,000	incluido	\$72,000	Bioverde, 2009
1	Mezclador sumergido	5	kW	€6000	\$108,000	Incluido	\$108,000	Bioverde, 2009
1	Intercambiador de calor	3	kW	€8500	\$153,000	\$22,950	\$175,950	Bioverde, 2009
	Otros equipos de seguridad			€7200	\$129,600	Incluido	\$129,600	Bioverde, 2009
	Subtotal			€135,129			\$2,800,086	
	Ingeniería	5%		€6,756			\$140,004	
	Costo total de instalación			€141,885			\$2,940,090	
	Desarrollo del proyecto			€6000			\$108,000	
	Costo total del proyecto			€147,885			\$3,048,090	

Para el caso de FIRCO los montos de apoyo por concepto de inversión, sin cobrar ningún tipo de interés, son los siguientes:

Sistemas de Biogás.- Se apoyará con el 50% de la inversión proyectada, incluyendo la instalación del sistema, con un monto máximo de un millón de pesos por beneficiarios o agronegocio.

Motogeneradores.- Se apoyará con el 50% de la inversión proyectada, incluyendo la instalación del equipo, o hasta un máximo de doscientos cincuenta mil pesos por beneficiario o agronegocio (FIRCO, 2009).

Así que el financiamiento por parte de FIRCO, sin cobrar tasa de interés, sería el siguiente:

Motogenerador: \$250,000

Sistema anaerobio: \$1,000,000

TOTAL: \$1,000,000+ \$250,000 ⇒ \$1,250,000

El resto del financiamiento sería mediante un préstamo bancario por parte de BANOBRAS por un monto de \$ 1,798,090, con una tasa de interés de 400 puntos base sobre la Tasa de Interés Interbancaria de Equilibrio (TIIE) a 28 días (BANOBRAS, 2010). En la Figura 6.9 se muestra el comportamiento que ha tenido la TIIE durante los dos últimos años.

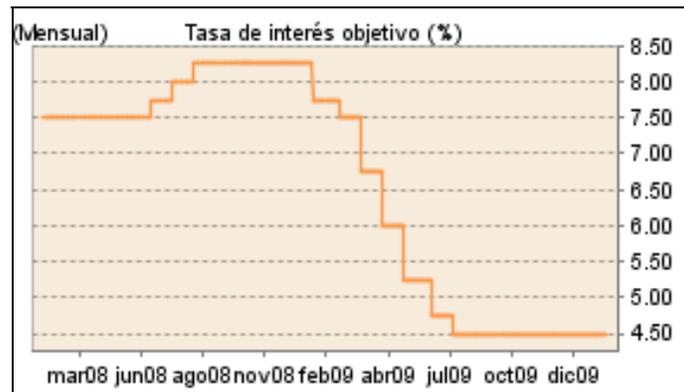


Figura 6.9 Tasa de Interés Interbancaria de Equilibrio (TIIE) (BANXICO, 2010)

Tomando la TIIE de 4.9%, que es el promedio de los últimos seis meses, se tendría una tasa de interés de: 4.9% + 4% = 9%.

En primer lugar, se determinan los intereses reales o efectivos de las fuentes de financiamiento, en este caso solo aplicaría para el préstamo otorgado por BANOBRAS, mediante la ecuación (6-8) (Hernández y Villalobos, 2001).

$$i_c = \left(1 + \frac{i}{r}\right)^r - 1 \tag{6-8}$$

En el caso de BANOBRAS se tiene la siguiente tasa real:

$$i_c = \left(1 + \frac{0.09}{12}\right)^{12} - 1 \Rightarrow 0.094 \quad (6-9)$$

$i_c = 9.4\%$ Tasa real o efectiva

Una vez obtenidas las tasas de interés, se procede a determinar, el porcentaje de participación de las fuentes, respecto del total, el cual es el resultado de dividir cada una de las fuentes entre el total, esto se muestra en la Tabla 6.5.

Tabla 6.5 Porcentaje de participación de las fuentes de financiamiento

Concepto	Aportación (\$)	Participación en porcentaje (%)
1. FIRCO	\$1,250,000	$\frac{1,250,000}{3,048,090}(100) = 41.0093$
2. BANOBRAS	\$ 1,798,090	$\frac{1,798,090}{3,048,090}(100) = 58.9907$
Sumas	\$3,048,090	100.00

Con esta última información se procede a calcular el costo de capital financiero (Kf), el cual es la suma de multiplicar la participación por la tasa efectiva correspondiente a cada fuente de financiamiento (Hernández y Villalobos, 2001), esto es:

$$\begin{aligned}
 1. \text{ FIRCO} &= (0.4100)(0) = 0.000 \\
 1. \text{ BANOBRAS} &= (0.5899)(0.094) = 0.055 \\
 \text{Total} &= 0.055
 \end{aligned}$$

Por lo tanto, el costo de capital financiero (K) es 5.5% ($K_f = 5.5\%$). A este capital hay que sumarle el riesgo país que para el caso de México es de 3%, por lo tanto el costo del capital (K) = $5.5 + 3 = 8.5\%$.

$K = 8.5\% \Rightarrow$ Es la cantidad que representa el costo de capital y sobre esta tasa, se va efectuar la evaluación económica.

En la Tabla 6.6 se muestra a detalle los préstamos otorgados por dichas dependencias.

Tabla 6.6 Préstamos otorgados

Concepto	Aportación	Participación en porcentaje(%)	Tasa nominal (%)	Tasa real (%)	Riesgo País(%)	Costo de capital financiero(K) (%)
BANOBRAS	\$ 1,798,090	58.9907	9	9.4	3	5.5
FIRCO	\$1,250,000	41.0093	0	0	0	0
TOTAL	\$3,048,090	100			3	5.5
SUMA						8.5

6.3.2 Flujos de Efectivo

El flujo de efectivo comprende los años que se supone el horizonte de planeación y depende del tipo de proyecto, en nuestro caso se hará de 20 años y su cálculo se hará en precios variables, este método considera que la inflación variará 0.5% anual (4% para nuestro caso de estudio) (BANXICO, 2010). En la Tabla 6.7 se muestra los gastos de operación y costos directos en los que se incurren para operar el biodigestor, el motogenerador y el tanque de lodos digeridos.

Tabla 6.7 Gastos de operación y costos directos

Costos y gastos anuales	Método de cálculo	Pesos (\$)/año	Referencia
Costo de operación y mantenimiento del sistema anaerobio	$\$3,048,090 \times 3\%$	91,443	Bioverde, 2009
Costo de operación y mantenimiento del motogenerador	$7500\text{hr/año} \times 0.80\text{€/hr} \times 18$	108,000	Madisa, 2009
Costos de operación y mantenimiento del tanque de lodos digeridos y su transporte	$\$3,048,090 \times 1.5\%$	45,721	Bioverde, 2009
Gasto laboral	$8\text{hr/día} \times 365\text{días} \times \$25/\text{hr}$	73,000	Bioverde, 2009
Renta vitalicia del costo total de la inversión	$\$3,048,090 \times 1\%$	30,481	Bioverde, 2009
Costos totales anuales		348,645	

Conforme a los cálculos del capítulo anterior, la capacidad de generación eléctrica es de 30 kW y el tiempo de operación anual del motogenerador será de 7500 horas. En la Tabla 6.8 se muestra el pronóstico del costo por KWh utilizado en este estudio.

Así que los ahorros por la generación de energía eléctrica, que por lo tanto no se adquiere del servicio público, a partir del primer año de operación serán:

$$30 \text{ kw} * 7500 \text{ h} * 1.280 \text{ \$/KWh} = \$ 288,000 \quad (6-10)$$

En la Tabla 6.9 se muestran los ingresos anuales que se obtendrían por concepto de ahorro de energía eléctrica.

Tabla 6.8 Pronóstico del costo por KWh (EIA, 2009)

Año	Centavos de dólar por KWh	Pesos por kwh
2011	9.70	1.280
2012	9.07	1.197
2013	9.20	1.214
2014	9.20	1.214
2015	9.25	1.221
2016	9.31	1.229
2017	9.40	1.241
2018	9.49	1.253
2019	9.59	1.266
2020	9.74	1.286
2021	9.88	1.304
2022	9.92	1.309
2023	9.89	1.305
2024	9.91	1.308
2025	10.05	1.327
2026	10.24	1.352
2027	10.41	1.374
2028	10.54	1.391
2029	10.65	1.406
2030	10.75	1.419

Tabla 6.9 Ingresos por concepto de ahorro de energía eléctrica

Año	Pesos (\$)/año
01	288,000
02	269,325
03	273,150
04	273,150
05	274,725
06	276,525
07	279,225
08	281,925
09	284,850
10	289,350
11	293,400
12	294,525
13	293,625
14	294,300
15	298,575
16	304,200
17	309,150
18	312,975
19	316,350
20	319,275

En la Tabla 6.10 se muestra el pronóstico de la cotización de la tonelada de CO₂ en los mercados internacionales, cotizándose como Certificados de Reducción de Emisiones (CER's).

Tabla 6.10 Pronóstico de los precios internacionales de la tonelada de CO₂ (PointCarbon, 2009)

Año	€/tonelada	Pesos (\$)/tonelada
2011	13.26	238.68
2012	13.46	242.28
2013	13.54	243.72
2014	13.67	246.06
2015	13.89	250.02
2016	14.23	256.14
2017	14.34	258.12
2018	14.56	262.08
2019	14.87	267.66
2020	15.02	270.36
2021	15.23	274.14
2022	15.28	275.04
2023	15.34	276.12
2024	15.68	282.24
2025	15.94	286.92
2026	16.23	292.14
2027	16.34	294.12
2028	16.53	297.54
2029	16.56	298.08
2030	16.68	300.24

Si el proyecto se registra al Mecanismo de Desarrollo Limpio (MDL), se obtendrían ingresos adicionales por la venta de Certificados de Reducción de Emisiones (CER's) que equivale a una tonelada métrica de CO₂. Puesto que las toneladas equivalentes de CO₂ que se dejarían de emitir son de 416, se tendrían los siguientes ingresos para el primer año de operación :

$$416 T_{eq}CO_2 * 238.68 \$/T_{eq}CO_2 = \$99,290.88 \quad (6-11)$$

En la Tabla 6.11 se muestra los ingresos que se obtendrían por concepto de la venta de bonos de carbono.

En la Tabla 6.12 se muestra el pronóstico de precios por kilogramo de composta.

La producción de lodos digeridos será del orden de 75 Kg/d, listos para usarse como composta, por lo tanto los ingresos por concepto de venta de residuos orgánicos para generar composta para el primer año de operación serán :

$$(75 \text{ kg/día})(1 \text{ peso})(365) = \$27,375 \quad (6-12)$$

En la Tabla 6.13 se muestra los ingresos que se obtendrían por concepto de la venta de composta.

Tabla 6.11 Ingresos por concepto de la venta de bonos de carbono.

Año	Pesos (\$)/año
01	99,290.9
02	100,788.5
03	101,387.5
04	102,360.9
05	104,008.3
06	106,554.2
07	107,377.9
08	109,025.3
09	111,346.6
10	112,469.8
11	114,042.2
12	114,416.6
13	114,865.9
14	117,411.8
15	119,358.7
16	121,530.2
17	122,353.9
18	123,776.6
19	124,001.3
20	124,899.8

Tabla 6.12 Pronóstico de precios por kilogramo de composta (INE, 2009)

Año	Pesos (\$)/kg
2011	1
2012	1.10
2013	1.15
2014	1.17
2015	1.20
2016	1.23
2017	1.25
2018	1.27
2019	1.31
2020	1.35
2021	1.38
2022	1.40
2023	1.43
2024	1.45
2025	1.47
2026	1.51
2027	1.54
2028	1.56
2029	1.60
2030	1.63

Tabla 6.13 Ingresos por concepto de la venta de composta

Año	Pesos(\$)/kg
01	27,375
02	30,113
03	31,481
04	32,029
05	32,850
06	33,671
07	34,219
08	34,766
09	35,861
10	36,956
11	37,778
12	38,325
13	39,146
14	39,694
15	40,241
16	41,336
17	42,158
18	42,705
19	43,800
20	44,621

Conforme a las Normas Oficiales Mexicanas en materia de descargas de aguas residuales, emitidas por la Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales (SEMARNAT) las multas por el concepto de los desechos sólidos sin disposición y manejo van del orden de 5,001 salarios mínimos, dependiendo del grado, que vendrían equivaliendo a 259,802 pesos (SEMARNAT, 2009). En nuestro caso de estudio la PTAR-CU se estaría evitando estos costos por multas puesto que al no darle tratamiento a los lodos biológicos de exceso que elimina diariamente está contaminando por esos desechos. Así que con la digestión de estos lodos se estarían obteniendo los “ingresos” totales anuales que se muestran en la Tabla 6.14 generados a lo largo de los años que se supone el horizonte de planeación del proyecto. Estos “ingresos” realmente son el resultado de “ingresos” = venta de composta + venta de bonos de carbono + ahorros de energía eléctrica + ahorros de multas.

En la Tabla 6.15 se resume la suma de los costos totales anuales generados a lo largo de los años que se supone el horizonte de planeación considerando una variación anual del 0.5% de la inflación (BANXICO, 2010).

En la Tabla 6.16 se resume los flujos de efectivo generados a lo largo de los años que se supone el horizonte de planeación.

Tabla 6.14 Ingresos totales anuales

Año	Ingresos totales anuales (pesos \$)
01	674,467.88
02	660,028.00
03	665,820.75
04	667,341.65
05	671,385.30
06	676,552.45
07	680,623.65
08	685,518.55
09	691,859.85
10	698,578.05
11	705,021.70
12	707,068.60
13	707,439.15
14	711,207.55
15	717,976.95
16	726,868.45
17	733,463.40
18	739,258.60
19	743,953.30
20	748,597.80

Tabla 6.15 Costos totales anuales

Año	Costos totales anuales (pesos \$)
01	348,645
02	350,388
03	352,140
04	353,901
05	355,670
06	357,449
07	359,236
08	361,032
09	362,837
10	364,651
11	366,475
12	368,307
13	370,149
14	371,999
15	373,859
16	375,729
17	377,607
18	379,495
19	381,393
20	383,300

Tabla 6.16 Flujos de efectivo anuales

Año	Ingresos totales anuales(pesos \$)	Costos totales anuales(pesos \$)	Flujos de efectivo (pesos \$)
01	674,467.88	348,645	325,822.88
02	660,028.00	350,388	309,639.78
03	665,820.75	352,140	313,680.58
04	667,341.65	353,901	313,440.78
05	671,385.30	355,670	315,714.93
06	676,552.45	357,449	319,103.73
07	680,623.65	359,236	321,387.68
08	685,518.55	361,032	324,486.40
09	691,859.85	362,837	329,022.54
10	698,578.05	364,651	333,926.56
11	705,021.70	366,475	338,546.95
12	707,068.60	368,307	338,761.47
13	707,439.15	370,149	337,290.49
14	711,207.55	371,999	339,208.15
15	717,976.95	373,859	344,117.55
16	726,868.45	375,729	351,139.75
17	733,463.40	377,607	355,856.06
18	739,258.60	379,495	359,763.22
19	743,953.30	381,393	362,560.44
20	748,597.80	383,300	365,297.98

6.3.3 Evaluación Financiera

La evaluación de un proyecto, permite visualizar lo que va ocurrir una vez hecha la inversión, esto es, los flujos que se generarán en el futuro, comparando estos con la inversión inicial (Hernández y Villalobos, 2001).

Para la evaluación de los proyectos de inversión, es necesario conocer la siguiente información:

- a) La inversión inicial requerida
- b) El horizonte del proyecto (vida útil estimada por el proyecto)
- c) Los flujos de fondos estimados para cada periodo, en el horizonte del proyecto.
- d) El rendimiento mínimo aceptable por la empresa o inversionista (costo de capital).

El método más usual para la evaluación es el Método de Evaluación Complejos, ya que se toman en cuenta el valor del dinero a través del tiempo y se basan, normalmente, en información derivada de flujos de efectivo (Hernández y Villalobos, 2001).

6.3.3.1 Valor Presente (VP)

Este método consiste en actualizar los flujos de efectivo (traerlos a valor presente) uno a uno, descontándolos a una tasa de interés igual al costo de capital (k) y sumar éstos,

comparar dicha suma con la inversión inicial (I_0), de tal forma que: si el valor actual de la suma de los flujos es mayor o igual al de la inversión, el proyecto se acepta como viable, caso contrario se rechaza (Hernández y Villalobos, 2001). Lo anterior se representa:

$$VP = \frac{F1}{(1+K)^1} + \frac{F2}{(1+K)^2} + \dots + \frac{Fn}{(1+K)^n} \quad (6-13)$$

Si

$VP \geq I_0$, el proyecto se acepta.

$VP < I_0$, el proyecto se rechaza.

Para nuestro caso de estudio se cuenta con lo siguiente:

$$VP = \frac{325,822.88}{(1.085)} + \frac{309,639.78}{(1.085)^2} + \frac{313,680.58}{(1.085)^3} + \frac{313,440.78}{(1.085)^4} + \frac{315,714.93}{(1.085)^5} + \frac{319,103.73}{(1.085)^6} + \frac{321,387.68}{(1.085)^7} + \frac{324,486.40}{(1.085)^8} + \frac{329,022.54}{(1.085)^9} + \frac{333,926.56}{(1.085)^{10}} + \frac{338,546.95}{(1.085)^{11}} + \frac{338,761.47}{(1.085)^{12}} + \frac{337,290.49}{(1.085)^{13}} + \frac{339,208.15}{(1.085)^{14}} + \frac{344,117.55}{(1.085)^{15}} + \frac{351,139.75}{(1.085)^{16}} + \frac{355,856.06}{(1.085)^{17}} + \frac{359,763.22}{(1.085)^{18}} + \frac{362,560.44}{(1.085)^{19}} + \frac{365,297.98}{(1.085)^{20}} \dots \dots \dots (6-14)$$

$$I_0 = 3,048,090$$

$VP = 3,103,635.62 \Rightarrow$ cantidad que representa el valor presente de la suma de los flujos de efectivo.

Como el valor presente (VP) es mayor que la inversión inicial (I_0), el proyecto es viable y se acepta a este costo de capital, esto es:

$$3,103,635.62 > 3,048,090$$

6.3.3.2 Valor Presente Neto (VPN)

Este método consiste en restar al valor presente (VP) la inversión inicial (I_0), de tal forma que si está diferencia es cero o mayor de cero, el proyecto se considera viable y se acepta, caso contrario se rechaza (Hernández y Villalobos, 2001). Lo anterior se representa:

$$VPN = VP - I_0 \quad (6-15)$$

Si:

$VPN \geq 0 \rightarrow$ El proyecto se acepta.

$VPN < 0 \rightarrow$ El proyecto se rechaza.

Para nuestro caso de estudio se tiene:

$$VPN = 3,103,635.62 - 3,048,090 \quad (6-16)$$

$VPN = 55,545.62$ → Cantidad que representa al valor presente neto y como éste es positivo, el proyecto se considera viable y se acepta.

6.3.3.3 Relación Beneficio Costo (RBC)

Este método consiste en dividir el valor presente (VP) entre la inversión inicial (I_0), si el resultado del cociente es mayor o igual a uno, el proyecto se considera viable y se acepta, caso contrario se rechaza (Hernández y Villalobos, 2001). Lo anterior se representa:

$$RBC = \frac{VP}{I_0} \quad (6-17)$$

Si:

$RBC \geq 1$, el proyecto se acepta

$RBC < 1$, el proyecto se rechaza

Para nuestro caso de estudio se tiene:

$$RBC = \frac{3,103,635.62}{3,048,090} = 1.018 \quad (6-18)$$

$RBC = 1.018$ → Como esta cantidad es mayor a uno, el proyecto se acepta.

6.3.3.4 Tasa Interna de Retorno (TIR)

Este método consiste en igualar la inversión inicial, con la suma de los flujos actualizados a una tasa de descuento (i) supuesta, que haga posible su igualdad, si la tasa de interés que hizo posible la igualdad es mayor o igual al costo de capital (k), el proyecto se acepta, de lo contrario se rechaza (Hernández y Villalobos, 2001). Es decir:

$$I_0 = \frac{F1}{(1+i)^1} + \frac{F2}{(1+i)^2} + \dots + \frac{Fn}{(1+i)^n} \quad (6-19)$$

Si $TIR \geq K$, el proyecto se acepta.

$TIR < K$, el proyecto se rechaza.

Para nuestro caso de estudio se tiene:

$$\begin{aligned}
3,048,090 = & \frac{325,822.88}{(1+i)} + \frac{309,639.78}{(1+i)^2} + \frac{313,680.58}{(1+i)^3} + \frac{313,440.78}{(1+i)^4} + \frac{315,714.93}{(1+i)^5} + \frac{319,103.73}{(1+i)^6} + \\
& \frac{321,387.68}{(1+i)^7} + \frac{324,486.40}{(1+i)^8} + \frac{329,022.54}{(1+i)^9} + \frac{333,926.56}{(1+i)^{10}} + \frac{338,546.95}{(1+i)^{11}} + \frac{338,761.47}{(1+i)^{12}} + \\
& \frac{337,290.49}{(1+i)^{13}} + \frac{339,208.15}{(1+i)^{14}} + \frac{344,117.55}{(1+i)^{15}} + \frac{351,139.75}{(1+i)^{16}} + \frac{355,856.06}{(1+i)^{17}} + \frac{359,763.22}{(1+i)^{18}} + \\
& \frac{362,560.44}{(1+i)^{19}} + \frac{365,297.98}{(1+i)^{20}} \dots\dots\dots(6-20)
\end{aligned}$$

Despejando i se tiene:

$i = 0.087$ así que la tasa de descuento i es de 8.7%

Puesto que $TIR > K$ ya que $8.7\% > 8.5\%$, se acepta el proyecto.

6.3.3.5 Periodo de Recuperación de la Inversión (PRI)

Este método consiste en determinar el tiempo que tarda un proyecto, en ser pagado y se determina mediante restas sucesivas de uno por uno de los flujos de efectivo a la inversión original (I₀), hasta que ésta queda saldada, de tal forma que si la inversión (I₀) se amortiza en un tiempo menor o igual al horizonte del proyecto, éste se considera viable y se acepta, caso contrario se rechaza (Hernández y Villalobos, 2001). En la Tabla 6.17 se puede observar a detalle los flujos acumulados actualizados y el tiempo en el que se amortiza la inversión.

Como se puede observar el proyecto se termina de pagar en el último año del horizonte de planeación, siendo más específicos:

$$\text{Pago mensual} = \$71,458.27 / 12 = \$5,954.86$$

$$\text{Número de meses} = \$15,912.65 / \$5,954.86 = 2.67 \text{ meses}$$

Así que el proyecto se paga en 19 años y 3 meses. Por lo tanto el proyecto se acepta.

6.3.3.6 Inversión de Flujos (IDF)

Este método consiste en considerar dos alternativas que tiene el empresario acerca de la inversión, la primera es invertir (I₀) por un tiempo igual al horizonte del proyecto, y la segunda, invertir los flujos como se van produciendo durante el horizonte y al final sumar estos dos flujos, comparando esta suma con el monto de la inversión de la primera alternativa, de tal manera que si la suma de los dos flujos resulta mayor o igual a la del monto de la inversión, el proyecto se acepta, en caso contrario se rechaza (Hernández y Villalobos, 2001). Esto se ilustra en la Tabla 6.18.

Tabla 6.17 Flujos acumulados actualizados

Flujos de inversión pesos (\$)	Años n	Costo de Capital K	Factor de actualización $1/(1+K)^n$	Flujos actualizados $F(1/(1+K)^n)$	Flujos acumulados actualizados	Saldo pesos (\$)
3,048,090.00	0	0.085	1	0	0	\$3,048,090.00
325,822.88	1	0.085	0.921658986	\$300,297.59	\$300,297.59	\$2,747,792.41
309,639.78	2	0.085	0.849455287	\$263,025.14	\$563,322.73	\$2,484,767.27
313,680.58	3	0.085	0.782908098	\$245,583.07	\$808,905.80	\$2,239,184.20
313,440.78	4	0.085	0.721574284	\$226,170.81	\$1,035,076.61	\$2,013,013.39
315,714.93	5	0.085	0.665045423	\$209,964.77	\$1,245,041.38	\$1,803,048.62
319,103.73	6	0.085	0.612945091	\$195,593.06	\$1,440,634.44	\$1,607,455.56
321,387.68	7	0.085	0.564926351	\$181,560.37	\$1,622,194.81	\$1,425,895.19
324,486.40	8	0.085	0.520669448	\$168,950.16	\$1,791,144.97	\$1,256,945.03
329,022.54	9	0.085	0.479879675	\$157,891.23	\$1,949,036.20	\$1,099,053.80
333,926.56	10	0.085	0.442285415	\$147,690.85	\$2,096,727.04	\$951,362.96
338,546.95	11	0.085	0.407636327	\$138,004.03	\$2,234,731.08	\$813,358.92
338,761.47	12	0.085	0.375701684	\$127,273.26	\$2,362,004.33	\$686,085.67
337,290.49	13	0.085	0.346268833	\$116,793.18	\$2,478,797.52	\$569,292.48
339,208.15	14	0.085	0.319141782	\$108,255.49	\$2,587,053.01	\$461,036.99
344,117.55	15	0.085	0.294139891	\$101,218.70	\$2,688,271.71	\$359,818.29
351,139.75	16	0.085	0.271096674	\$95,192.82	\$2,783,464.53	\$264,625.47
355,856.06	17	0.085	0.249858686	\$88,913.73	\$2,872,378.25	\$175,711.75
359,763.22	18	0.085	0.230284503	\$82,847.89	\$2,955,226.15	\$92,863.85
362,560.44	19	0.085	0.212243781	\$76,951.20	\$3,032,177.35	\$15,912.65
365,297.98	20	0.085	0.195616388	\$71,458.27	\$3,103,635.62	-\$55,545.62

Tabla 6.18 Inversión de flujos

Flujos de inversión pesos (\$)	Años n	Costo de Capital K	Factor de capitalización $(1+K)^n$	Flujos capitalizados	Flujos acumulados	Saldo pesos (\$)
3,048,090.00	20	0.085	5.112046125			\$15,581,976.67
325,822.88	19	0.085	4.711563249	\$1,535,135.11	\$1,535,135.11	
309,639.78	18	0.085	4.342454607	\$1,344,596.67	\$2,879,731.77	
313,680.58	17	0.085	4.002262311	\$1,255,431.98	\$4,135,163.75	
313,440.78	16	0.085	3.688721024	\$1,156,195.61	\$5,291,359.36	
315,714.93	15	0.085	3.399742879	\$1,073,349.58	\$6,364,708.94	
319,103.73	14	0.085	3.133403575	\$999,880.76	\$7,364,589.70	
321,387.68	13	0.085	2.887929562	\$928,144.99	\$8,292,734.69	
324,486.40	12	0.085	2.661686232	\$863,680.99	\$9,156,415.68	
329,022.54	11	0.085	2.453167034	\$807,147.26	\$9,963,562.94	
333,926.56	10	0.085	2.260983442	\$755,002.41	\$10,718,565.35	
338,546.95	9	0.085	2.083855707	\$705,482.99	\$11,424,048.34	
338,761.47	8	0.085	1.920604338	\$650,626.76	\$12,074,675.10	
337,290.49	7	0.085	1.770142247	\$597,052.14	\$12,671,727.25	
339,208.15	6	0.085	1.631467509	\$553,407.07	\$13,225,134.31	
344,117.55	5	0.085	1.503656690	\$517,434.65	\$13,742,568.97	
351,139.75	4	0.085	1.385858701	\$486,630.08	\$14,229,199.05	
355,856.06	3	0.085	1.277289125	\$454,531.07	\$14,683,730.12	
359,763.22	2	0.085	1.177225000	\$423,522.26	\$15,107,252.38	
362,560.44	1	0.085	1.085000000	\$393,378.08	\$15,500,630.46	
365,297.98	0	0.085	1.000000000	\$365,297.98	\$15,865,928.44	

Como la suma de los flujos es mayor al monto de la inversión, el proyecto se acepta.

Cabe mencionar que BANOBRAS otorga préstamos de hasta 40 millones de pesos y el Fondo de Cooperación Internacional en Ciencia y Tecnología (FONCICYT) hasta 20 millones de pesos para Proyectos de Generación y Ahorro de Energía.

CAPÍTULO 7

NORMATIVIDAD

7.1 Ley de promoción y desarrollo de los bioenergéticos

Se realizó una síntesis de la ley en lo que respecta a biogás que se presenta a continuación.

La presente Ley, publicada en el Diario Oficial de la Federación el 1º de febrero de 2008, tiene por objeto la promoción y desarrollo de los Bioenergéticos con el fin de coadyuvar a la diversificación energética y el desarrollo sustentable como condiciones que permiten garantizar el apoyo al campo mexicano y establece las bases para:

- 1.- Desarrollar la producción, comercialización y uso eficiente de los Bioenergéticos para contribuir a la reactivación del sector rural, la generación de empleo y una mejor calidad de vida para la población; en particular las de alta y muy alta marginalidad.
- 2.- Procurar la reducción de emisiones contaminantes a la atmósfera y gases de efecto de invernadero, utilizando para ello los instrumentos internacionales contenidos en los Tratados en que México sea parte.

Para los efectos de la presente Ley se entiende por:

Bioenergéticos: Combustibles obtenidos de la biomasa provenientes de materia orgánica de las actividades, agrícola, pecuaria, silvícola, acuicultura, algacultura, residuos de la pesca, domésticas, comerciales, industriales, de microorganismos, y de enzimas, así como sus derivados, producidos, por procesos tecnológicos sustentables que cumplan con las especificaciones y normas de calidad establecidas por la autoridad competente en los términos de esta Ley.

Biogás: Gas que se produce por la conversión biológica de la biomasa como resultado de su descomposición.

Quedan sujetos de esta Ley, los ejidos, comunidades y los productores de productos naturales de los que se pueda obtener biomasa y, en general toda persona física o moral, que de manera individual o colectiva, realicen cualquier actividad relacionada con la producción, comercialización y/o distribución, transporte y almacenamiento de Bioenergéticos.

Se crea la Comisión de Bioenergéticos, la cual está integrada por los titulares de la SAGARPA, SENER, SEMARNAT, la Secretaría de Economía y la Secretaría de Hacienda y Crédito Público, la cual tiene las siguientes funciones:

- 1.- Proponer los lineamientos programáticos y presupuestales que deberán tomar en cuenta las dependencias y entidades de la Administración Pública Federal, para realizar actividades y apoyar la producción y comercialización de insumos, y la producción, el almacenamiento, el transporte, la distribución, la comercialización y el uso eficiente de Bioenergéticos

2.- Promover la coordinación de acciones de las Dependencias y Entidades de la Administración Pública Federal, en lo relativo a la producción y comercialización de insumos, y a la producción, el almacenamiento, el transporte, la distribución, la comercialización y el uso eficiente de Bioenergéticos.

3.- Revisar la congruencia de las Normas Oficiales Mexicanas, en lo relativo a la producción y comercialización de insumos, y a la producción, el almacenamiento, el transporte, la distribución, la comercialización y el uso eficiente de Bioenergéticos.

Para impulsar, desarrollar e incentivar la producción de los Bioenergéticos, las Secretarías y los Gobiernos de las entidades federativas y del Distrito Federal, en el ámbito de sus respectivas competencias promoverán la creación de infraestructura para la producción de Bioenergéticos.

Los incentivos estarán dirigidos a personas que contribuyan al desarrollo de la industria de los Bioenergéticos y a la modernización de su infraestructura, a través de la fabricación, adquisición, instalación, operación o mantenimiento de maquinaria para la producción de Bioenergéticos. Asimismo, considerarán a aquellas personas que realicen investigaciones de tecnología, cuya aplicación disminuya la generación de emisiones contaminantes a la atmósfera, aguas, suelos, sitios, así como la innovación tecnológica en las plantas de producción de Bioenergéticos.

La SAGARPA y la SENER apoyarán la investigación científica y tecnológica para la producción y uso de los Bioenergéticos. Las actividades y servicios relacionados con la producción, el almacenamiento, el transporte y la distribución por ductos, así como la comercialización de Bioenergéticos, se sujetarán a permiso previo de la SENER (SENER, 2008).

7.2 NOM-004-SEMARNAT-2002

Esta Norma Oficial Mexicana establece las especificaciones y los límites máximos permisibles de contaminantes en los lodos y lodos digeridos provenientes del desazolve de los sistemas de alcantarillado urbano o municipal, de las plantas potabilizadoras y de las plantas de tratamiento de aguas residuales, con el fin de posibilitar su aprovechamiento o disposición final y proteger al medio ambiente y la salud humana. Para efectos de esta Norma Oficial Mexicana los lodos digeridos se clasifican en tipo: excelente y bueno en función de su contenido de metales pesados; y en clase A, B y C en función de su contenido de patógenos y parásitos. El aprovechamiento de los biosólidos, se establece en función del tipo y clase, como se especifica en la Tabla 7.1 y su contenido de humedad hasta el 85% (SEMARNAT, 2002).

Los lodos y lodos digeridos que cumplan con lo establecido en la presente Norma Oficial Mexicana, pueden ser almacenados hasta por un periodo de dos años. El predio en el que se almacenen debe ser habilitado para que no existan infiltraciones al subsuelo y contar con un sistema de recolección de lixiviados.

Tabla 7.1 Aprovechamiento de lodos digeridos (SEMARNAT, 2002)

Tipo	Clase	Aprovechamiento
Excelente	A	<ul style="list-style-type: none"> • Usos urbanos con contacto público directo durante su aplicación. • Los establecidos para clase B y C
Excelente o Bueno	B	<ul style="list-style-type: none"> • Usos urbanos sin contacto público directo durante su aplicación. • Los establecidos para clase C.
Excelente o bueno	C	<ul style="list-style-type: none"> • Usos forestales • Mejoramiento de suelos • Usos agrícolas

La frecuencia de muestreo y análisis para los lodos y lodos digeridos se realizarán en función del volumen de lodos generados como se establece en la Tabla 7.2.

Tabla 7.2 Frecuencia de muestreo y análisis para lodos y lodos digeridos (SEMARNAT, 2002)

Volumen generado por año (ton/año) en base seca	Frecuencia de muestreo y análisis	Parámetros a determinar
Hasta 1,500	Una vez al año	Metales pesados, indicador bacteriológico de contaminación, patógenos y parásitos
Mayor de 1,500 hasta 15,000	Una vez por semestre	Metales pesados, indicador bacteriológico de contaminación, patógenos y parásitos
Mayor de 15,000	Una vez por trimestre	Metales pesados, indicador bacteriológico de contaminación, patógenos y parásitos

El generador podrá quedar exento de realizar el muestreo y análisis de alguno o varios de los parámetros establecidos en la presente Norma Oficial Mexicana, siempre y cuando la detección de éstos sea en cantidades menores que los límites máximos establecidos, o cuando por la procedencia de los lodos y lodos digeridos éstos no contengan los contaminantes regulados en la presente Norma Oficial Mexicana.

La atracción de vectores se reduce si la masa de sólidos volátiles en los lodos digeridos es reducida por lo menos un 38% durante su tratamiento. Este porcentaje es semejante al conseguido mediante degradación anaerobia.

7.3 Convención de Cambio Climático de las Naciones Unidas (UNFCCC)

La UNFCCC ha sido ratificada por 188 países (México en 1993). El objetivo de la Convención es lograr la estabilización de las concentraciones de Gases de Efecto Invernadero (GEI) para permitir que el desarrollo económico prosiga de manera sostenible.

Responsabilidades comunes pero diferenciadas:

- Países Anexo I (desarrollados):
 - Tienen que reducir sus emisiones de GEI de manera absoluta.
- Países No Anexo I (en desarrollo), incluyendo México:
 - No tienen compromisos cuantitativos
 - Deben formular inventarios e implementar programas de mitigación de emisiones
 - Tienen la oportunidad de aprovechar el mercado de reducción de emisiones.

7.4 Protocolo de Kyoto y Mecanismo de Desarrollo Limpio

El Protocolo de Kyoto que entró en vigor el 16 de febrero de 2005 constituye el primer y más importante acuerdo mundial para contrarrestar las causas del calentamiento global y disminuir la generación de los GEI. Este acuerdo dispone de una serie de mecanismos que permiten el desarrollo y continuidad de la actividad económica de los países adheridos a este pacto conforme a bases de sustentabilidad. A través del Protocolo de Kyoto se crea el Mecanismo de Desarrollo Limpio (MDL) a fin de obtener los llamados bonos de carbono (CER's, por sus siglas en inglés), con lo cual se generan ventajas sobre las inversiones en proyectos MDL tanto para las naciones altamente desarrolladas (ubicadas en el Anexo I del Protocolo) que tienen el compromiso de reducir sus GEI para el año 2012 como para los países en desarrollo sumados en este acuerdo.

El Protocolo de Kyoto (PK) ha sido ratificado por 128 países. México lo ratificó en el año 2000 como país no Anexo I (sin compromisos cuantitativos). Los países desarrollados acordaron reducir sus emisiones en 5.2% respecto a 1990 para el período de 2008 a 2012. Según el banco internacional, experto en cambio climático y seguridad energética, la puesta en marcha del protocolo han generado fondos por valor de 30,000 millones de euros orientados al "carbon finance" y las tecnologías y mercados de energías limpias en países en vías de desarrollo. Se calcula que, para 2010, las inversiones habrán alcanzado los 200,000 millones de euros.

Los lineamientos del Mecanismo de Desarrollo Limpio (MDL) se establecen en el Artículo 12 del Protocolo de Kyoto, el cual permite a los gobiernos de los países industrializados (los llamados "economías desarrolladas", o países del Anexo I), así como a las empresas, suscribir acuerdos para cumplir con metas de reducción de gases de efecto invernadero (GEI) realizando proyectos en otros países no Anexo I o economías en desarrollo como la nuestra.

El MDL permite a los gobiernos y empresas que adquieran los Certificados de Reducción de Emisiones (CER) acreditar el cumplimiento de su reducción de emisiones. Este mecanismo flexible permite a sus participantes transferir tecnologías limpias e inversión directa en proyectos para la reducción de GEI a economías en desarrollo (QuimiNet, 2009).

El MDL está regido por los países signatarios del Protocolo de Kyoto a través de la Junta Ejecutiva, y las reducciones deberán ser verificadas y certificadas por entidades operacionales designadas. Además se exige la autorización de la participación voluntaria y la constancia de distribución al desarrollo sostenible del país en donde se establezca algún proyecto determinado. Los tipos de transacciones para el financiamiento de proyectos MDL son:

1. Transacción de Mejor Esfuerzo (venta sin compromiso de garantía de emisión): Los compradores pagan las CER's sólo una vez que éstas son efectivamente emitidas y transferidas a sus cuentas: esto significa que los vendedores no tienen una obligación legal en el caso de no poder cumplir con la entrega.
2. Transacción de Entrega Firme: Los compradores reciben una garantía de que los créditos serán entregados a un precio establecido ya acordado. Si el proyecto falla, las CER's son igualmente provistas.
3. Transacción de Pago por Adelantado: El vendedor requiere financiamiento para la implementación del proyecto, y los compradores tienen la opción de elegir pagar por adelantado algunas de las CER's. En esta estructura, el importe adelantado es generalmente respaldado por una carta de crédito, normalmente emitida por un banco local y confirmado por una institución financiera en un país desarrollado.

El 23 de enero de 2004, fue publicado en el Diario Oficial de la Federación el Acuerdo por el que se crea con carácter permanente la Comisión Intersecretarial denominada Comité Mexicano para Proyectos de Reducción de Emisiones y de Captura de GEI. Este Comité se encuentra compuesto por las siguientes secretarías:

1. Medio Ambiente y Recursos Naturales (SEMARNAT);
2. Energía;
3. Economía;
4. Agricultura, Ganadería, Desarrollo Rural, Pesca y Alimentación, y
5. Comunicaciones y Transportes.

El Comité es presidido por el titular de la SEMARNAT, y se encuentra encargado de identificar oportunidades, simplificando, promoviendo, publicando, evaluando y aprobando cuando fuera necesario, proyectos de reducción de emisiones y de captura de GEI en México.

El Comité funge como la Autoridad Nacional Designada conforme a los requerimientos del Protocolo de Kyoto, y tiene la facultad de emitir cartas de aprobación y llevar un registro de proyectos de reducción de emisiones y de captura de GEI en México (QuimiNet, 2009).

7.4.1 Elementos de Proyectos del MDL

Las decisiones del Consejo Ejecutivo del MDL consideran que para que un proyecto sea aceptado se deben cumplir los siguientes lineamientos:

- La línea de base es la referencia de las emisiones tal como ocurrirían normalmente (business as usual).
- El criterio de adicionalidad permite asegurar que las emisiones evitadas son, precisamente, adicionales a las que ocurrirían en ausencia del proyecto MDL. La adicionalidad no es exclusivamente económica o financiera.
- Se debe establecer una metodología de Monitoreo y Verificación que defina un planteamiento para el seguimiento y evaluación de los proyectos.
- Los proyectos a considerar (Primera etapa) deben haber empezado después de Diciembre de 2000 (cierre financiero) (SENER, 2005).

7.4.2 Ciclo de proyectos del MDL de acuerdo con el PK

Para el primero de octubre de 2008 se encontraban en trámite 4,064 proyectos de MDL y aproximadamente 250 metodologías de reducción de gases efecto invernadero para el desarrollo de proyectos de MDL a nivel mundial. Conforme a esta información en Latinoamérica se están desarrollando 768 proyectos de los cuales 372 se encuentran en etapa de validación; hay 22 proyectos con solicitud de registro y 374 registrados. Las estadísticas por país son: Brasil con 310 proyectos, México con 188, Chile con 56 y Colombia con 33. En la región Asia & Pacífico (3,028 proyectos) destaca la India con 1,079 y China con 1,445. En la Figura 7.1 se muestra los requisitos establecidos por el Consejo Ejecutivo del Mecanismo de Desarrollo Limpio para obtener Certificados de Reducción de Emisiones. Los países con los que se tienen convenios de colaboración para la implementación de Proyectos MDL en México son:

- Austria
- España
- Francia
- Holanda
- Italia
- Dinamarca
- Canadá
- Banco Japonés para la Cooperación Internacional

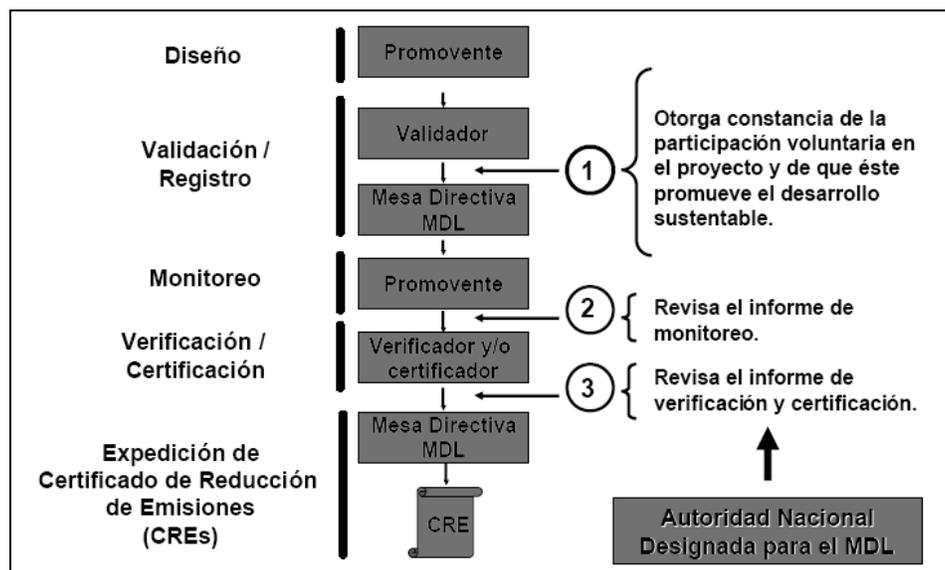


Figura 7.1 Certificados de Reducción de Emisiones (SENER, 2005)

La cartera actual de proyectos MDL en México se muestra en la Tabla 7.3.

Tabla 7.3 Proyectos MDL en México (SENER, 2005)

TIPO DE PROYECTOS	NÚMERO DE PROYECTOS	REDUCCIONES ESTIMADAS DE CO ₂ (KTONS / AÑO)
Minihidroeléctricas	6	263
Generación de energía eléctrica con viento	6	1,626
Gestión de desechos orgánicos	5	1,394
Aprovechamiento de metano en rellenos sanitarios	7	600
Aprovechamiento o quema de metano en minería	1	2,000
Secuestro de carbono en subsuelo	1	2,200
Transporte	1	200
Eficiencia energética y reingeniería de proceso	4	2,100
Incineración de HFC-23 proveniente del proceso de manufactura de CFC	1	2,712
Programa nacional para la modernización del autotransporte y de sustitución de motores eléctricos	2	127
Proyectos forestales	1	n.d
Total	35	11,022

7.5 Mercado de bonos de carbono

El nombre de “bonos de carbono” se ha dado como un nombre genérico a un conjunto de instrumentos que pueden generarse por diversas actividades de reducción de emisiones. Así, se puede decir que existen “varios tipos” de bonos de carbono, dependiendo de la forma en que éstos fueron generados:

- Certificados de Reducción de Emisiones (CER's)
- Montos Asignados Anualmente (AAU's)
- Unidades de Reducción de Emisiones (ERU's)
- Unidades de Remoción de Emisiones (RMU's)

En un análisis detallado sobre la dinámica del mercado se concluye que los mayores compradores individuales de Bonos de Carbono son Gran Bretaña 50%, Italia 10%, Japón 7%, Holanda 4% y España 6% (QuimiNet, 2009).

7.5.1 Certificados de Reducción de Emisiones (CER)

Un CER's equivale a una tonelada métrica de CO₂ que no fue emitido a la atmósfera y se miden de forma proporcional para aquellos gases efecto invernadero con mayor poder calorífico al CO₂ como es el caso del metano que es 21 veces mayor y el dióxido nitroso (N₂O) 325 veces más potente. De modo tal que reduciendo una tonelada métrica de N₂O se están reduciendo 325 toneladas métrica de CO₂, lo que equivale a 325 CER's o bonos de carbono. Los CER's son otorgados en una cuenta electrónica a favor de los desarrolladores de los proyectos, una vez que se ha certificado la reducción de emisiones.

Los CER's generarán elementos comercializables, sujetos a la ley de la oferta y demanda. La generación de CER's requiere del cumplimiento de los requisitos establecidos por la Junta Ejecutiva del MDL, el análisis de la metodología y la verificación del proyecto. Un proyecto que no cumple con los requisitos del MDL podrá generar otro tipo de créditos, sin embargo su trato es distinto y su reconocimiento depende de los potenciales compradores.

Los países del Anexo I que inviertan en proyectos bajo el Mecanismo de Desarrollo Limpio, pueden obtener Certificados de Reducción de Emisiones por un monto equivalente a la cantidad de bióxido de carbono equivalente que se dejó de emitir a la atmósfera como resultado del proyecto.

7.5.2 Montos Asignados Anualmente (AAU)

Corresponde al monto total de emisiones de gases de efecto invernadero que a un país se le permite emitir a la atmósfera durante el primer período de compromiso (2008-2012) del Protocolo de Kyoto. Cada país divide y asigna su respectivo monto a empresas localizadas en su territorio a manera de límite de emisión por empresa.

7.5.3 Unidades de Reducción de Emisiones (ERU)

Corresponde a un monto específico de emisiones de gases de efecto invernadero que dejaron de ser emitidas por la ejecución de un proyecto de Implementación Conjunta.

7.5.4 Unidades de Remoción de Emisiones (RMU)

Corresponde a créditos obtenidos por un país durante proyectos de captura de carbono. Estas unidades o créditos solamente pueden ser obtenidas por países del Anexo I del Protocolo de Kyoto y pueden obtenerse también en proyectos de Implementación Conjunta. Las Unidades de Remoción de Emisiones solamente pueden ser usadas por los países dentro del período de compromiso durante el cual fueron generadas, y son para cumplir con sus compromisos de reducción de emisiones. Estos créditos no pueden ser considerados en períodos de compromiso posteriores (WB, 2009).

Las transacciones de bonos pueden ser desde una simple compra o venta de una cantidad específica de bonos, hasta una estructura de compra-venta con diversas opciones. Algunas de las opciones son las siguientes:

7.5.5 Compras Spot

El precio del bono y la cantidad de bonos se acuerdan en la fecha del acuerdo de compra-venta pero la entrega y el pago del bono se realizan en una fecha futura cercana. Se puede considerar como si la compra-venta ocurriera en el momento, aunque pasen unos días entre el pago y la entrega. Esto se hace para asegurar un precio conveniente para ambas partes y para reducir el riesgo de que el bono no se venda en el futuro.

7.5.6 Contratos de entrega futura

Se acuerda la compra-venta de una cantidad específica de bonos al precio de mercado actual, pero el pago y la entrega se realizarán en fechas futuras, generalmente de acuerdo a un cierto calendario de entregas.

7.5.7 Opciones

Las partes compran o venden la opción (el derecho a decidir) sobre si la venta se realizará o no en una fecha y a un precio pactados. De esta manera, el comprador tiene el derecho a comprar la cantidad de bonos ofrecida por el vendedor, pero no tiene la obligación de comprarlos una vez llegada la fecha acordada. Las condiciones de precio, cantidad y fecha de entrega de los bonos se acuerdan el día de elaboración del contrato, y también se acuerda una fecha que marca la fecha límite para que el comprador mantenga su derecho de compra. En este caso, el vendedor está a la expectativa y depende de la decisión del comprador, pero si la compra-venta se realiza, el comprador le pagará una cantidad adicional denominada premium.

Todas las operaciones de compra-venta en el comercio de bonos de carbono están regidas por un contrato entre el comprador y el vendedor.

No hay un valor “oficial” sobre el precio de una tonelada de CO₂ reducida o no emitida. Aunque algunas agencias multilaterales han establecido ciertos precios para los proyectos de reducción de emisiones financiados por ellas mismas (por ejemplo, hasta 2005, el Banco Mundial emplea un precio de \$5 dólares por tonelada de CO₂ equivalente no emitida), el precio de la tonelada está sujeto a oferta y demanda de bonos de carbono en el mercado.

Dado que existen diferentes esquemas para el comercio de los bonos y diferentes sitios del mundo donde se pueden comprar y vender, pueden existir precios diferentes por cada tonelada de CO₂ (WB, 2009). Por ejemplo:

- *Chicago Climate Exchange*: en operación desde diciembre de 2003; el precio ha fluctuado desde US\$0.90 hasta los US\$2.10 dólares por tonelada de CO₂ (datos a junio de 2005).
- *European Climate Exchange Carbon*: en operación desde abril de 2005; el precio ha fluctuado entre €6.40 y €19.70 euros por tonelada de CO₂ (datos a junio de 2005).

En la Figura 7.2 se muestra los precios y volúmenes de ton CO₂ comerciados en la Unión Europea. El mercado global del carbón ha experimentado un crecimiento extremadamente rápido durante los últimos años. En el 2007 este mercado tuvo un valor de US\$64 mil millones (€47 mil millones), el doble comparado con el 2006 que fue de US\$31 mil millones de 2006 (€24 mil millones) y casi seis veces más que en el 2005 que se comercializó un total de US\$11 mil millones (€9 mil millones).



Figura 7.2 Precios y volúmenes de Ton CO₂ comerciados en la Unión Europea (PointCarbon, 2009)

La gran mayoría de transacciones de los CER's durante el 2007 y principios del 2008 se realizaron en el rango de €8-13, con un precio promedio contratado de US\$13.60 o de €9.90, observándose un incremento del 24% comparado con el 2006. El precio mínimo para los CER's fue de US\$9 (€6.5) en 2007 y de US\$7 (€5.6) el 2006 (un aumento del 26%) (WB, 2009).

El Instituto Nacional de Ecología ha estimado que México tiene un potencial de mitigación de emisiones cercano a los 81 millones de toneladas de CO₂/año, que podría traducirse en ingresos de más de 480 millones de euros anuales. Sin embargo, según la firma Noruega DNV, tan solo CFE puede tener un mercado de reducción de emisiones del orden de 100 mil millones Usd/año. Estos ingresos ayudarán a promover el desarrollo de proyectos en los sectores energético, industrial, agrícola y forestal (SENER, 2005).

CAPÍTULO 8

PERMISOS

8.1 Ley de la Comisión Reguladora de Energía

La Comisión Reguladora de Energía es un órgano desconcentrado de la Secretaría de Energía, que goza de autonomía técnica y operativa, y le compete otorgar los permisos previstos por la Ley del Servicio Público de Energía Eléctrica para la generación de energía eléctrica. La Comisión tiene por objeto promover el desarrollo eficiente de las actividades siguientes:

- El suministro y venta de energía eléctrica a los usuarios del servicio público.
- La generación, exportación e importación de energía eléctrica, que realicen los particulares.
- Los servicios de conducción, transformación y entrega de energía eléctrica, entre las entidades que tengan a su cargo la prestación del servicio público de energía eléctrica y entre éstas y los titulares de permisos para la generación, exportación e importación de energía eléctrica (CRE, 1998).

Entre las atribuciones principales que tiene la Comisión son las siguientes:

- Verificar que en la prestación del servicio público de energía eléctrica, se adquiera aquella que resulte de menor costo para las entidades que tengan a su cargo la prestación del servicio público y ofrezca, además, óptima estabilidad, calidad y seguridad para el sistema eléctrico nacional.
- Aprobar las metodologías para el cálculo de las contraprestaciones por los servicios de conducción, transformación y entrega de energía eléctrica.
- Otorgar y revocar los permisos y autorizaciones que, conforme a las disposiciones legales aplicables, se requieran para la realización de actividades reguladas.
- Participar en la determinación de las tarifas para el suministro y venta de energía eléctrica.

8.2 Ley del Servicio Público de Energía Eléctrica

Dentro de los esquemas de producción de energía eléctrica independiente, que no se consideran servicio público, en los términos de la Ley del Servicio Público de Energía Eléctrica, están las siguientes formas (Artículo 3º):

I. La generación de energía eléctrica para autoabastecimiento, cogeneración o pequeña producción.

II. La generación de energía eléctrica que realicen los productores independientes para su venta a la Comisión Federal de Electricidad.

III. La generación de energía eléctrica para su exportación, derivada de cogeneración, producción independiente y pequeña producción.

IV. La importación de energía eléctrica por parte de personas físicas o morales, destinada exclusivamente al abastecimiento para usos propios; y

V. La generación de energía eléctrica destinada a uso en emergencias derivadas de interrupciones en el servicio público de energía eléctrica (CRE, 1998).

El Artículo 36 establece la necesidad de contar con permisos que otorga la Secretaría de Energía si se cumplen con las condiciones descritas ahí mismo, de acuerdo al tipo de producción. Para los propósitos de este estudio, se resume en los siguientes tres tipos:

Autoabastecimiento

En la fracción I, se establece que se otorgarán permisos "de autoabastecimiento de energía eléctrica destinada a la satisfacción de necesidades propias de personas físicas o morales".

Para el otorgamiento del permiso se considera lo siguiente:

a) Cuando sean varios los solicitantes, tendrán el carácter de copropietarios o constituirán al efecto una sociedad cuyo objeto sea la generación de energía eléctrica para satisfacción del conjunto de las necesidades de auto abastecimiento de sus socios.

b) Que el solicitante venda sus excedentes de producción a la Comisión Federal de Electricidad (CFE) en los términos que la misma ley señala.

El autoabastecimiento es una actividad sujeta a permiso conforme lo estipulan los Artículos 36, 37 y 38 de la Ley del Servicio Público de Energía Eléctrica, y en el Artículo 77 y demás relativos a su Reglamento. El permiso otorgado tendrá una duración indefinida y se otorgará cuando la propiedad de una planta generadora corresponda a varias personas, a todos los interesados, que asumirán solidariamente las responsabilidades del cumplimiento de la ley, a través de un representante designado ante la Secretaría, con facultades suficientes para actuar a su nombre.

Producción independiente

Descrito en la fracción III del Artículo 36 de la Ley del Servicio Público de Energía Eléctrica, se otorgará permiso de "Producción Independiente para generar energía eléctrica destinada exclusivamente a su venta a la Comisión Federal de Electricidad". El Artículo 108 del Reglamento de la Ley del Servicio Público de Energía Eléctrica menciona que la capacidad total del proyecto deberá exceder de 30 MW y la duración del permiso será hasta por 30 años, que podrá ser renovado a su término, siempre que se cumpla con las disposiciones legales vigentes (CRE, 1998).

Para el otorgamiento del permiso será necesario satisfacer

a) Que los solicitantes sean personas físicas o morales constituidas conforme a las leyes mexicanas, con domicilio en el territorio nacional.

b) Que los proyectos motivo de la solicitud estén incluidos en la planeación y programas respectivos de la Comisión, sean equivalentes o la producción de energía de tales proyectos haya sido comprometida para su exportación.

c) Que los solicitantes se obliguen a vender su producción a la CFE, mediante convenios a largo plazo, en términos del Artículo 36 bis.

Es interesante conocer que si el proyecto no tiene una capacidad mayor a 0.5 MW, no se requerirá de permiso para el autoabastecimiento de energía eléctrica, a excepción hecha de la pequeña producción que se destine a pequeñas comunidades rurales.

Pequeña producción de energía eléctrica

Se otorgará permiso con duración indefinida de pequeña producción de energía eléctrica a proyectos, dentro de un área determinada por la Secretaría, que no excedan en su capacidad los 30 MW, siempre que se satisfagan los requisitos que se enlistan a continuación (fracción IV del artículo 36 de la Ley del Servicio Público de Energía Eléctrica).

a) Que los solicitantes sean personas físicas de nacionalidad mexicana o personas morales constituidas conforme a las leyes mexicanas, con domicilio dentro del territorio nacional.

b) Que los solicitantes destinen la totalidad de la energía para su venta a la Comisión.

c) Alternativamente, y como modalidad de auto abastecimiento, que los solicitantes destinen el total de la producción a pequeñas comunidades rurales o áreas aisladas que carezcan de energía eléctrica y que la utilicen para su auto consumo, siempre que los interesados constituyan cooperativas de consumo, copropiedades, asociaciones o sociedades civiles, o celebren convenios de cooperación solidaria para dicho propósito y que en tales casos, los proyectos no excedan 1 MW de capacidad (CRE, 1998).

8.3 Guía de gestiones para implementar en México plantas de generación eléctrica que utilicen energías renovables.

Gestiones si la instalación es igual o mayor a 0.5 MW

Gestiones para constituirse como sociedad

- | | |
|---|----------------|
| 1.- Expedición del acta constitutiva | Notario |
| 2.- Solicitud de inscripción en el Registro Nacional de Inversiones Extranjeras | SE |
| 3.- Aviso del uso de los permisos para la constitución de sociedades | SRE |
| 4.- Solicitud de inscripción al Registro Federal de Contribuyentes | SAT |
| 5.- Permiso para la constitución de sociedades | SRE |
| 6.- Expedición de permisos de exportación | SE |

Gestiones para generar electricidad

- | | |
|---|------------|
| 1.- Estudio de factibilidad de interconexión | CFE |
| 2.- Estudio de porteo | CFE |
| 3.- Solicitud de permiso de autoabastecimiento de energía eléctrica | CRE |
| 4.- Solicitud de permiso de cogeneración de energía eléctrica | CRE |

- | | |
|---|------------|
| 5.- Solicitud de permiso de producción independiente de energía eléctrica | CRE |
| 6.- Solicitud de permiso de pequeña producción de energía eléctrica | CRE |
| 7.- Solicitud de permiso de exportación de energía eléctrica | CRE |
| 8.- Informe estadístico de operación eléctrica | CRE |

Gestiones para obtener el servicio de respaldo

- | | |
|---|------------|
| 1.- Contrato de interconexión | CFE |
| 2.- Convenio de compra-venta de excedentes de energía | CFE |
| 3.- Convenio de transmisión | CFE |
| 4.- Contrato de respaldo | CFE |

Gestiones ambientales y para aprovechamiento del recurso natural

- | | |
|---|-----------------|
| 1.- Manifestación de Impacto Ambiental Particular | SEMARNAT |
| 2.- Manifestación de Impacto Ambiental Regional | SEMARNAT |
| 3.- Informe Preventivo | SEMARNAT |
| 4.- Autorización de cambio de uso de suelo en terrenos forestales | SEMARNAT |
| 5.- Informe de aprovechamiento de Vida Silvestre | SEMARNAT |
| 6.- Licencia ambiental única | SEMARNAT |
| 7.- Licencia de funcionamiento | SEMARNAT |
| 8.- Cedula de operación anual | SEMARNAT |

Gestiones si la instalación es menor a 0.5 MW

Gestiones para generar electricidad

- | | |
|--|------------|
| 1.- Estudio de factibilidad de interconexión | CFE |
| 2.- Estudio de porteo | CFE |

Gestiones para obtener el servicio de respaldo

- | | |
|---|------------|
| 1.- Contrato de interconexión | CFE |
| 2.- Convenio de compra-venta de excedentes de energía | CFE |
| 3.- Convenio de transmisión | CFE |
| 4.- Contrato de respaldo | CFE |

Gestiones ambientales y para aprovechamiento del recurso natural

- | | |
|--------------------------------|-----------------|
| 1.- Licencia ambiental única | SEMARNAT |
| 2.- Licencia de funcionamiento | SEMARNAT |
| 3.- Cedula de operación anual | SEMARNAT |

Para nuestro caso de estudio se puede observar que el número de gestiones para la instalación del sistema de bioenergía se reducen, puesto que la capacidad de generación de energía eléctrica es menor a 0.5 MW (SENER, 2006).

8.4 Ley para el Aprovechamiento de Energías Renovables y el Financiamiento de la Transición Energética

Los legisladores mexicanos aprobaron la Ley para el Aprovechamiento de Energías Renovables y el Financiamiento de la Transición Energética que entró en vigor el 29 de noviembre de 2008. Dicha Ley se configura como la primera regulación en la materia, que sustancialmente mejora el marco legal para la inversión privada en proyectos de energía renovable.

La ley establece una política pública dirigida a la promoción de proyectos de energía renovable y otorga nuevas facultades a la Secretaría de Energía (SENER) y la Comisión Reguladora de Energía (CRE) para el desarrollo de nuevos instrumentos regulatorios que les permita alcanzar estos objetivos. Esta Ley no sustituye lo dispuesto por la Ley de Servicio Público de Energía Eléctrica. Por lo mismo los proyectos renovables podrán operar bajo el esquema de autoabastecimiento, cogeneración y pequeña producción sin que esto implique nuevas restricciones. Esta Ley trata de atraer inversión privada para el desarrollo de proyectos de energía renovable (Productores) y no regula de manera directa a las compañías paraestatales (Suministradores).

Respecto de la finalidad distinta a la prestación del servicio público, la Ley se relaciona con el artículo 27 de la Constitución Política de los Estados Unidos Mexicanos, debido a que la generación de electricidad para la prestación del servicio público es una actividad que le corresponde desempeñar exclusivamente al Estado; así como a las modalidades de la generación privada de electricidad de acuerdo con la Ley del Servicio Público de Energía Eléctrica. El legislador deja de esa forma en claro, que el aprovechamiento de energías renovables para el suministro de electricidad se debe desarrollar mediante la inversión privada (SENER, 2009).

El fortalecimiento de la posición del sector privado frente a la CFE se debió principalmente a la ampliación de las atribuciones de la Comisión Reguladora de Energía (CRE) en el ámbito de energías renovables. La CRE, como autoridad reguladora del sector energético, concede los permisos para generadores externos de electricidad y para autosuministradores. Ya con anterioridad, la CRE intervenía en los reglamentos y contratos con aplicación en las relaciones entre suministradores privados y la CFE (SENER, 2009).

En el ámbito de las energías renovables, la CRE cuenta con las siguientes atribuciones:

- 1.- Expedir las normas, directivas, metodologías y demás disposiciones de carácter administrativo que regulen la generación de electricidad a partir de energías renovables, de conformidad con lo establecido en esta Ley.
- 2.- Establecer, los instrumentos de regulación para el cálculo de las contraprestaciones por los servicios que se presten entre sí los Suministradores y los Generadores.
- 3.- Expedir las metodologías para determinar la aportación de capacidad de generación de las tecnologías de energías renovables;

El artículo 36-BIS de la Ley del Servicio Público de Energía Eléctrica establece la obligación de la CFE de aprovechar tanto en el corto como en el largo plazo, la

producción de energía eléctrica que resulte de menor costo para la CFE y que ofrezca, además, óptima estabilidad, calidad y seguridad del servicio público. Dicha instrucción detuvo en el pasado proyectos para generadores externos de electricidad, debido a que en virtud de los altos costos en la inversión, la generación de energías renovables no podía competir con la generación de energía convencional. La Ley abre la posibilidad de que se tome en cuenta en la evaluación económica de los proyectos de energía renovable los beneficios netos económicos potenciales. En consecuencia, se puede contar con una contraprestación más elevada para la electricidad procedente de fuentes de energía renovables que de fuentes de energía convencionales. Las contraprestaciones deben incluir pagos por los costos derivados de la capacidad de generación y por la generación de energía asociada al proyecto. La Ley señala, además, que las contraprestaciones podrán depender de la tecnología y de la ubicación geográfica de los proyectos (SENER, 2009).

La seguridad jurídica para la inversión privada en proyectos de energías renovables mejoró sustancialmente. Los autoabastecedores se benefician por el fortalecimiento de su posición frente a la CFE con la ampliación de las atribuciones de la CRE y la obligación de la CFE en el marco de los objetivos de la CRE de celebrar contratos con ellos. Además, los autoabastecedores pueden contar con una compensación más alta por su excedente de electricidad generada, que se la venderán a la CFE.

Por otro lado dentro de los objetivos de la Estrategia Nacional para la Transición Energética y el Aprovechamiento Sustentable de la Energía es que se cumpla con lo establecido en la Ley para el Aprovechamiento de Energías Renovables y el Financiamiento de la Transición Energética, diseñando esquemas que permitan promover la utilización, el desarrollo y la inversión en las energías renovables y la eficiencia energética. Dentro de los planes de esta Estrategia es la de alcanzar un 26% de capacidad eléctrica total a partir de fuentes renovables para el año 2012, desarrollando esquemas de financiamiento que agilicen e incrementen el aprovechamiento de fuentes renovables de energía.

Conclusión

El nuevo marco normativo incluye acciones en materia de regulación que son competencia tanto de la Secretaría de Energía, la Comisión Reguladora de Energía y la Comisión Nacional para el Uso Eficiente de la Energía. Esta Ley plasma por primera vez las condiciones para que los proyectos de energías renovables en su modalidad de generadores externos de electricidad puedan ser exitosamente implementados. Por otro lado el artículo 40 de la Ley del Impuesto sobre la Renta prevé la depreciación acelerada al 100% de la maquinaria y equipo para la generación de energía proveniente de fuentes renovables. Sujeta a una operación mínima de 5 años.

CAPÍTULO 9

CONCLUSIONES

Los resultados obtenidos en este trabajo demuestran que es viable el uso de la degradación anaerobia, en condiciones mesofílicas con una temperatura entre 30 y 38 °C y un tiempo de retención de sólidos (TRS) de 10 días, de los lodos de desecho de plantas de tratamiento de aguas residuales puesto que se reduce hasta el 65% de los sólidos volátiles y depende de la actividad coordinada de una asociación microbiana compleja para transformar el material orgánico en sobre todo CO₂ y metano (CH₄) para su utilización ya sea como combustible para calentar o para generar energía eléctrica. Para nuestro caso de estudio se cuenta con una producción de 123 m³biogás/día y de 80 m³/día de CH₄ suficiente para poder operar de manera continua 4 motores de 10 HP.

La ventaja de aplicar la digestión como método de tratamiento de los lodos biológicos de exceso de la planta de tratamiento de Ciudad Universitaria (PTAR-CU) radica en que se evita su disposición final en el sistema de alcantarillado, reduciéndose así la contaminación de los ríos y mares nacionales, específicamente el Golfo de México que es generalmente el destino final de este tipo de desechos. Además contribuye a la disminución de los gases efecto invernadero, causantes del cambio climático y como subproducto se genera composta sanitizada que cumple con la NOM-004-SEMARNAT-2002 para su utilización como abono para el mejoramiento de suelos.

En lo que respecta a la factibilidad económica, el costo total del proyecto se alcanza a recuperar en el horizonte de planeación del proyecto planteado a 20 años, específicamente en 19 años 3 meses, con un costo de capital del 8.5%, presentando flujos de efectivo positivos a lo largo de este periodo. Esto se debe a que la relación costo beneficio es mayor a 1 y a que la tasa interna de retorno es mayor al costo de capital. Para nuestro caso de estudio se obtiene una generación de energía eléctrica de 2,583 MJ/día, equivalente a 30 KW, lo cual es suficiente para poder apalancar financieramente el proyecto, ya que este tipo de proyectos son viables económicamente puesto que se obtienen ingresos por facturación de energía eléctrica, por venta de bonos de carbono, por la venta de lodo digerido como abono orgánico y además se evitan multas por el concepto de los desechos sólidos sin disposición y manejo, en los cuales incurre la PTAR-CU por no darle tratamiento a los lodos biológicos de exceso que elimina diariamente.

Puesto que la capacidad de generación de energía eléctrica es menor a 0.5 MW las gestiones para la instalación del sistema de bioenergía se reducen de manera significativa eficientando la tramitología para su puesta en marcha y no se requiere de permiso para el autoabastecimiento de energía eléctrica por parte de la Secretaría de Energía conforme lo establece la fracción III del Artículo 36 de la Ley del Servicio Público de Energía Eléctrica.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ADEME, 2007. Life Cycle Assessment of different uses of biogas from anaerobic digestion of separately collected biodegradable waste in France. Proyecto realizado por Agence de l'Environnement et de la Maîtrise de l'Énergie. República de Francia.

Alves, M., Mota-Viera, J. y Pereira-Alvares, R. 2001. Effects of lipids and oleic acid on biomass development in anaerobic fixed-bed reactors. Part II: Oleic acid toxicity and biodegradability. *Wat. Res.* 35:264–70.

Angelidaki, I. y Ahring, B. 1992. Effects of free long-chain fatty acids on thermophilic anaerobic digestion. *Appl. Microbiol. Biot.* 37:808–12.

Appels, A., Baeyens, J. y Dewil, R. 2008. Principles and potencial of de anaerobic digestion of waste-activated sludge. En: Progress in Energy and Combustion Science. Birmingham, Inglaterra.

Aquino, S. y Stuckey, D. 2008. Integrated model of the production of soluble microbial products (SMP) and extracellular polymeric substances (EPS) in anaerobic chemostats during transient conditions. *Biochem. Eng. J.* 38:138–46.

Baeyens, J., Hosten, L. y Van Vaerenbergh, E. 1997. Wastewater treatment. 2nd ed. Kluwer Academic Publishers. Paises Bajos.

BANOBRAS. 2010. Proyectos de Generación y Ahorro de Energía. Publicación del Banco Nacional de Obras y Servicios Públicos. México, D.F. México.

BANXICO. 2010. Estadísticas de las Tasas de Interés Representativas (Objetivo, TIIE 28, fondeo). Publicación del Banco de México. México, D.F. México.

Barlindhaug, J. y Ødegaard, H. 1996. Thermal hydrolysate as a carbon source for denitrification. *Water Sci Technol.* 33:99–108.

Bashir, B. y Matin, A. 2004. Combined effect of potassium and magnesium on sodium toxicity in anaerobic treatment processes. *EJEAFChe.* 4:827–34.

Bashir, B. y Matin, A. 2005. Reduction of potassium toxicity by using sodium in a completely mixed anaerobic digester. *EJEAFChe.* 4:851–7.

Batstone, D., Keller, J., Newell, R. y Newland, M. 2000. Modelling anaerobic degradation of complex wastewater. *Bioresour. Technol.* 75:67–74.

Battimelli, A., Millet, C., Delgenes, J. y Moletta, R. 2003. Anaerobic digestion of waste activated sludge combined with ozone post-treatment and recycling. *Water Sci. Technol.* 48:61–8.

Bernard, O. y Gouze, J. 2004. Multi-observateurs en boucle fermee pour des modeles biotechnologiques mal connus. En: Proceedings of the CIFA conference, CDROM. Online

monitoring and control of the biogas process. Tesis de doctorado. Institute of Environment & Resources. Technical University of Denmark. Dinamarca.

Bioverde. 2009. Biodigestores de gran diámetro. Corporación Agroambiental. Medellín, Colombia. <http://www.bioverdecolombia.org/biodigestores.html>.

Biswas, T., Kartha, A. y Pundarikakhady, R. 1977. Proceedings of the national symphony on biogas technology and uses. AIRI, Nueva Delhi, India.

Boe, K. 2006. Online monitoring and control of the biogas process. Tesis. Institute of Environment and Resources. Technical University of Denmark, Dinamarca.

Brooks, R. 1970. Heat treatment of sewage sludge. **Water Pollut. Control.** 69:221–31.

Carballa, M., Lema, J. y Omil, F. 2004. Improvement of anaerobic digestion operation and digested sludge characteristics using chemical and thermal pretreatment. En: 10th World Congress of Anaerobic Digestion. Montreal, Canadá.

Castro-González, A. 2007. Apuntes de la materia: Tratamiento de Aguas Residuales. Carrera de Ingeniería Civil. Facultad de Ingeniería, UNAM. Ciudad Universitaria, D.F., México.

CRE. 1998. Ley del Servicio Público de Energía Eléctrica. Publicación de la Comisión Reguladora de Energía. México, D.F. México.

Chen, Y., Cheng, J. y Creamer, K. 2008. Inhibition of anaerobic digestion process: A review. **Bioresour. Technol.** 99:4044–64.

Degreve, J., Everaert, K. y Baeyens, J. 2001. The use of gas membranes for VOC–air separations. *Filtr.* 38:49–54.

Deublein, D. y Steinhauser, A. 2008. Biogas from waste and renewable resources. 1st ed. Weinheim, Wiley-VCH. Washington, D.C., EEUUA.

Dewil, R., Appels, L. y Baeyens, J. 2007. Enhancing the use of waste activated sludge as bio-fuel through selectively reducing its heavy metal content. **J. Hazard Mater.** 144:703–7.

Dewil, R., Baeyens, J. y Neyens, E. 2006. Reducing the heavy metal content of sewage sludge by advanced sludge treatment methods. **Environ. Eng. Sci.** 23:994–9.

Dewil, R., Baeyens, J., Roels, J. y Van De Steene, B. 2008. The distribution of sulphur compounds in sewage sludge treatment. **Environ. Eng. Sci.** 25:879–86.

Dichtl, N., Muller, J., Braunschweig, E., Gunthert, F. y Osswald, M. 1997. Disintegration von Klarschlamm ein aktueller Überblick. *Korrespondenz Abwasser.* 44:1726–39.

EIA, 2009. Annual Energy Outlook 2009 with Projections to 2030. Publication of Energy Information Administration. Washington, D.C., EEUUA.

EPA. 2009. Interactive Units Converter. Environmental Protection Agency. Washington, D.C., EEUUA. <http://www.epa.gov/cmop/resources/converter.html#one>.

Feijoo, G., Lema, J. y Mendez, R. 1995. Sodium inhibition in the anaerobic digestion process: Antagonism and adaptation phenomena. ***Enzyme Microb. Technol.*** 17:180–8.

FIRCO, 2009. Proyecto de apoyo a proyectos de generación y aprovechamiento de biogás en explotaciones pecuarias. Publicación de la Secretaría de Agricultura. México, D.F., México.

Gavala, H., Yenal, U., Skiadas, I., Westermann, P. y Ahring, B. 2003. Mesophilic and thermophilic anaerobic digestion of primary and secondary sludge. Effect of pre-treatment at elevated temperature. ***Wat Res.*** 37:4561–72.

Ghyoot, W. y Verstraete, W. 1997. Anaerobic digestion of primary sludge from chemical pre-precipitation. ***Water Sci. Technol.*** 6-7:357–65.

Glub, J. y Diaz, L. 1991. Biogas purification processes. Biogas and alcohol fuels production. Vol. II. JP Press Inc. Washington, D.C., EEUUA.

Goel, R., Tokutomi, T. y Yasui, H. 2003. Anaerobic digestion of excess activated sludge with ozone pre-treatment. ***Water Sci. Technol.*** 47:207–14.

Griffin, P. 2004. Severn Trent Water wastewater treatment plant at Minworth. En: ST-seminar. Technical University of Denmark, Dinamarca.

Hagen, M. y Polman, E. 2001. Adding gas from biogas to the gas grid. Final Report Danish Gas Agency. Pág. 26–47. Technical University of Denmark, Dinamarca.

Hagmann, M., Heimbrand, E. y Hentschel, P. 1999. Determination of siloxanes in biogas from landfills and sewage treatment plants. En: Proceedings Sardinia 99, seventh international waste management and landfill symposium. Cagliari, Italy.

Hansen, K., Angelidaki, I. y Ahring, B. 1998. Anaerobic digestion of swine manure: Inhibition of ammonia. ***Wat. Res.*** 32:5–12.

Harasimowicz, M., Orluk, P., Zakrzewska-Trznadel, G. y Chmielewski, A. 2007. Application of polyimide membranes for biogas purification and enrichment. ***J. Hazard Mater.*** 144:698–702.

Harrison, S. 1991. Bacterial cell disruption: A key unit operation in the recovery of intracellular products. ***Biotechnol. Adv.*** 9:217–40.

Hernández, A. y Villalobos, A. 2001. Formulación y evaluación de proyectos de inversión para principiantes. Pág. 127-183. Editorial Thomson-Learning. México, D.F., México.

Huppmann, R., Lohoff, H. y Schroder, H. 1996. Cyclic siloxanes in the biological waste water treatment process, determination, quantification and possibilities of elimination. ***Anal. Chem.*** 354:66–71.

Hwang, M., Hyum, S., Jang, N. y Kim, I. 2004. Anaerobic bio-hydrogen production from ethanol fermentation: The role of pH. *J Biotechnol.* 111:297–309.

Hwu, C., Tseng, S., Yuan, C., Kulik, Z. y Lettinga, G. 1998. Biosorption of long-chain fatty acids in UASB treatment process. *Wat Res.* 32:1571–9.

Igoni, A., Ayotamuno, M., Eze, C., Ogaji, S. y Probert, S. 2008. Designs of anaerobic digesters for producing biogas from municipal solid-waste. *Appl. Energy.* 85:430–8.

Inagaki, N., Suzuki, S., Takemura, K. y Miyata, A. 1997. Enhancement of anaerobic sludge digestion by thermal alkaline pre-treatment. In: Proceedings of the eighth international conference on Anaerobic Digestion. Sendai, Japan.

INE, 2009. Experiencias de la producción de composta en México. Aspectos económicos y comerciales. Publicación del Instituto Nacional de Ecología. México, D.F. México.

Jackson-Moss, C. y Duncan, J. 1989. The effect of calcium on anaerobic digestion. *Biotechnol Lett.* 11:219–24.

Juliastuti, S., Baeyens, J., Creemers, C., Bixio, D. y Lodewyckx, E. 2003. The inhibitory effects of heavy metals and organic compounds on the net maximum specific growth rate of the autotrophic biomass in activated sludge. *J. Hazard Mater.* 100:271–83.

Kapdi, S., Vijay, V., Rakesh, S. y Prasad, R. 2005. Biogas scrubbing, compression and storage: Perspective and prospectus in Indian context. *Renewable Energy.* 30:1195–202.

Kim, J., Park, C., Kim, T., Lee, M. y Kim, S. 2003. Effects of various pretreatments for enhanced anaerobic digestion with waste activated sludge. *J. Biosci. Bioeng.* 95:271–5.

Kirkeby, J. 2005. Modelling of life cycle assessment of solid waste management systems and Technologies. Tesis Doctoral. Institute of Environment and Resources. Technical University of Denmark, Dinamarca.

Knezevic, Z., Mavnic, D. y Anderson, B. 1995. Pilot scale evaluation of anaerobic codigestion of primary and pretreated waste activated sludge. *Water. Environ. Res.* 67:835–41.

Kunz, P., Mandel, S., Theunert, B. y Wagner, S. 1994. Disintegration von Klarschlamm. Tagungsland der 8. Universitat Karlsruher Flochungstage. 139–69.

Lardon, L., Martinez, J. y Steyer J. 2004. Modular expert system for the diagnosis of operating conditions of industrial anaerobic digestion plants. In: Proceedings of 10th IWA World Congress on Anaerobic Digestion 2004 (AD10). Vol.1. Pp. 324–9. Montreal, Canadá.

Lastella, G., Testa, C., Cornacchia, G., Notornicola, M., Voltasio, F. y Sharma, V. 2002. Anaerobic digestion of semi-solid organic waste: Biogas production and its purification. *Energy Convers. Manage.* 43:63–75.

- Li, C. y Fang, H. 2007. Inhibition of heavy metals on fermentative hydrogen production by granular sludge. **Chemosphere**. 67:668–73.
- Li, K. y Teo, W. 1993. Use of an internally staged permeator in the enrichment of methane from biogas. **J Membr. Sci.**78:181–90.
- Liu, T. y Sung, S. 2002. Ammonia inhibition on thermophilic acetoclastic methanogens. **Water Sci. Technol.** 45:113–20.
- Liu, Y. y Boone, D. 1991. Effects of salinity on methanogenic decomposition. **Bioresour. Technol.** 35:271–3.
- Lue-Hing, C. 1998. Municipal sewage sludge management: a reference text on processing, utilization and disposal. Vol. IV. 2nd ed. CRC Press, Boca Raton, Florida, EEUUA.
- Madisa. 2009. Motores y Generadores Industriales. Maquinas Diesel, S.A. de C.V. CATERPILLAR. México, D.F., México.
- Mailleret, L., Bernard, O. y Steyer, J. 2002. Robust regulation of anaerobic digestion processes. En: IWA VII Latin American workshop and symposium on Anaerobic Digestion. Pág. 10–111. Merida, Yucatán. México.
- Mande, S. 2000. SESI Newsletter. Vol. 333. Pág. 5.
- Márquez, F. 2008. Biogás, su aprovechamiento y generación de electricidad. Tecnología: Su evolución y aplicación. Ciclo de conferencias sobre aplicaciones productivas de la energía renovable en agronegocios. México, D.F., México.
- Massé, D. y Droste, R. 2000. Comprehensive model of anaerobic digestion of swine manure slurry in an sequencing batch reactor. **Wat. Res.** 34: 3087–106.
- Mechichi, T. y Sayadi, S. 2005. Evaluating process imbalance of anaerobic digestion of olive mill wastewaters. **Process. Biochem.** 40:139–45.
- Metcalf y Eddy. 2003. Wastewater engineering: treatment and reuse. 4th ed. McGraw-Hill, Nueva York, EEUUA.
- Mopesa, 2009. Planta eléctrica econogas a biogás. TG6.354.4. 60 kW. México, D.F., México. http://www.mopesa.com.mx/mopesa/plantas/p_11.html.
- Mosey, F., Hughes, D. 1975. The toxicity of heavy metal ions to anaerobic digestion. **Water Pollut. Control.** 74:18–39.
- Neis, U., Tiehm, A. y Nickel, K. 2000. Enhancement of anaerobic sludge digestion by ultrasonic disintegration. **Water. Sci. Technol.** 42:73–80.
- Nema, A. y Bhuchner, K. 2002. **Bio-energy News.** 6:10–2.
- Neyens, E. y Baeyens, J. 2003. A review of thermal sludge pre-treatment processes to improve dewaterability. **J. Hazard Mater.** 98:51–67.

Noyola, A. y Morgan-Sagastume, J. 2004. Planta de tratamiento de aguas residuales en Ciudad Universitaria / UNAM con control de olores: Un desarrollo tecnológico en aplicación. México, D.F. México.

Odeby, T., Netteland, T, Solheim, O. 2002. Thermal hydrolysis as a profitable way of handling sludge. En: Chemical water and wastewater treatment IV. Springer. Berlin, Alemania.

Pande, D. y Fabian, C. 1989. Feasability studies on the use of naturally occurring molecular sieve for methane enrichment from biogas. **Gas Sep. Purif.** 3:143–7.

Pavlostathis, S. y Gossett, J. 2004. A kinetic model for anaerobic digestion of biological sludge. **Biotechnol Bioeng.** 28:1519–30.

Persson, M., Johnsson, O. y Wellinger, A. 2008. IEA Bioenergy Report-Task 37. Publicación de la International Energy Agency. <http://www.novaenergy.ih/iea-bioenergy-task37/documente/biogas.pdf>.

PointCarbon, 2009. Point Carbon's OTC price assessments. Publicación de Point Carbon. Washington D.C., EEUUA.

Qasim, S. 1999. Wastewater Treatment Plants: Planning, design and operation. 2nd ed. CRC Press, Boca Raton, Florida, EEUUA.

QuimiNet. 2009. Mecanismo de Desarrollo Limpio-Bonos de Carbono. México, D.F., México.

Rautenbach, R. y Dahm, W. 1987. Oxygen and methane enrichment, a comparison of module arrangements in gas permeation. **Chem. Eng. Technol.**10:256–61.

Rehm, H., Reed, G. y Stadler, P. 2000. Environmental processes. Biotechnology. Vol. 11. 2nd ed. Wiley, Nueva York, EEUUA.

Rinzema. 2000. Natte oxidatie van zuiveringsslib met het Vertech system. Stora/Rijkswaterstaat. RWZI. Países Bajos.

Schweigkofler, M. y Niessner, R. 2001. Removal of siloxanes in biogases. **J. Hazard Mater.** 83:183–96.

SEMARNAT. 2002. Norma oficial NOM-004-SEMARNAT-2002. Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales. México, D.F., México.

SEMARNAT. 2009. Leyes y Normas. Publicación de la Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales. México, D.F., México.

SENER. 2005. Mercado de Bonos de Carbono y sus beneficios potenciales para proyectos en México. Publicación de la Secretaria de Energía. México, D.F., México.

SENER. 2006. Energías Renovables para el Desarrollo Sustentable en México. Publicación de la Secretaria de Energía. México, D.F., México.

SENER. 2008. Ley de promoción y desarrollo de los bioenergéticos. Publicación de la Secretaria de Energía. México, D.F. México.

SENER. 2009. Ley para el Aprovechamiento de Energías Renovables y el Financiamiento de la Transición Energética. Publicación de la Secretaria de Energía. México, D.F. México.

Shimizu, T., Kudo, K. y Nasu, Y. 1993. Anaerobic waste-activated sludge digestion a bioconversion mechanism and kinetic model. *Biotechnol. Bioeng.* 41:1082–91.

Siegert, I. y Banks, C. 2005. The effect of volatile fatty acid additions on the anaerobic digestion of cellulose and glucose in batch reactors. *Process Biochem.* 40:3412–8.

Stern, S., Krishnakumar, B., Charati, S., Amato, W., Friedmann, A. y Fuess, D. 1998. Performance of a bench-scale membrane pilot plant for the upgrading of biogas in a wastewater treatment plant. *J. Membr. Sci.* 151:63–74.

Stichting, T. 1985. Optimalisatie van de gistingsgasproductie. Alemania.

Sung, S. y Liu, T. 2003. Ammonia inhibition on thermophilic anaerobic digestion. *Chemosphere.* 53:43–52.

Tanaka, S. y Kamiyama, K. 2002. Thermochemical pre-treatment in the anaerobic digestion of waste activated sludge. *Water Sci. Technol.* 46:173–9.

Tanaka, S., Kobayashi, T., Kamiyama, K. y Signey M. 1997. Effects of thermochemical pre-treatment on the anaerobic digestion of waste activated sludge. *Water Sci. Technol.* 35:209–15.

Tiehm, A., Nickel, K., Neis, U., y Zellhorn, M. 2001. Ultrasonic waste activated sludge disintegration for improving anaerobic stabilization. *Wat. Res.* 35:2003–9.

Toshima, N. 1992. Polymers for gas separations. NYVCH Publishers, Nueva York, EEUUA.

Turovskiy, I y Mathai, P. 2006. Wastewater sludge processing. Wiley, Nueva York, EEUUA.

UNFCCC. 2006. Greenhouse gas mitigation from improved Animal Waste Management Systems in confined animal feeding operations. Publicación de United Nations Framework Convention on Climate Change. EEUUA.

Van de Velden, M., Baeyens, J. y Boukis, I. 2008. Modelling CFB biomass pyrolysis Reactors. *Biomass Bioeng.* 32:128–39.

Vavilin, V., Barlaz, M., Lokshina, L., Pavlostathis, S. y Rytov, S. 2002. Distributed model of solid waste digestion, effects of leachate recirculation and pH adjustment. *Biotechnol. Bioeng.* 81:66–73.

Wallis, J., Ross, C., Smith, M. y Harper, S. 1989. *Biomass*. 20:277–90.

Wang, Q., Kuninobu, M., Kamimoto, K., Kato, Y. y Ogawa, H. 1999. Upgrading of anaerobic digestion of waste activated sludge by ultrasonic pre-treatment. ***Bioresource Technol.*** 68:309–13.

WB, 2009. State and Trends of the Carbon Market 2009. The World Bank Institute. Washington, D.C., EEUUA.

Weemaes, M. y Verstraete, W. 1998. Evaluation of current wet sludge disintegration techniques. ***J. Chem. Technol. Biotechnol.*** 73:83–92.

Weemaes, M., Grootaerd, H., Simoens, F. y Verstraete, W. 2000. Anaerobic digestion of ozonized biosolids. ***Wat. Res.*** 34:2330–6.

Wellinger, A. y Lindeberg, A. 1999. Biogas upgrading and utilisation. Energy from Biological Conversion of Organic Wastes. Pág.1–19.

Werther, J. y Ogada, T. 1999. Sewage sludge combustion. ***Prog Energy Combust.*** 25:55–116.