

26



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MEXICO

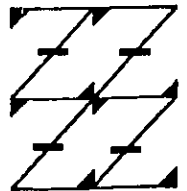
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
ZARAGOZA

"DISEÑO DE UN BIORREACTOR PARA LA PRODUCCION DE BIOGAS A PARTIR DE DESECHOS AGRICOLAS"

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A :
EFRAIN MANILLA PEREZ

UNAM
FES
ZARAGOZA



LO HUMANO EJE
DE NUESTRA REFLEXIÓN

DIRECTOR: M. en C. ELVIA ALVA ROJAS
CO-DIRECTOR: M. en I. ANTONIO AVALOS RAMIREZ

286973

MEXICO, D. F.

DICIEMBRE DEL 2000



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.



**FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES ZARAGOZA**

**JEFATURA DE LA CARRERA
DE INGENIERIA QUIMICA**

OFICIO: FESZ/JCIQ/0039/00

ASUNTO: Asignación de Jurado

**ALUMNO: MANILLA PEREZ EFRAIN
P R E S E N T E.**

En respuesta a su solicitud de asignación de jurado, la jefatura a mi cargo, ha propuesto a los siguientes sinodales:

Presidente:	I.Q. Antonio Avalos Ramírez
Vocal:	M. en I. Elvia Alva Rojas
Secretario:	Q.F.I. Ma. del Carmen Niño de Rivera Oyarzabal
Suplente:	Biol. Ma. Eugenia Ibarra Hernández
Suplente:	I.Q. Mariano Ramos Olmos

Sin más por el momento, reciba un cordial saludo.

A t e n t a m e n t e
“POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU”
México, D. F., 23 de Octubre del 2000.

EL JEFE DE LA CARRERA

I.Q. ARTURO E. MENDEZ GUTIERREZ

DEDICATORIAS

Este trabajo y lo que significa lo dedico a todas y cada una de las personas que me han ayudado a conseguirlo, desde mis primeros maestros hasta los actuales y en especial a las personas que más les debo conseguirlo: mi familia.

A mis padres por enseñarme a trazarme metas y conseguirlas.

A mi familia por estar siempre conmigo.

A Irma.

AGRADECIMIENTOS

A mis padres, Efraín y Reyna, por darme la oportunidad de alcanzar una de mis metas en la vida. Por su gran apoyo en todo momento, solo una palabra: *Gracias*.

A mis hermanos, Lina, Norma, Olga, Adán y Emma por estar conmigo siempre y por ayudarme en todo. A Lina mi primer maestra. A Raquel, J. Guadalupe y E. Patricia. A mi abuelita Emelia. Este logro no solo es mío sino de todos ustedes también. *Gracias mil*.

A Irma por haber estado conmigo en todo momento en que realicé este trabajo y por su gran cariñi. *Gracias Samy*.

A mis amigos de la universidad, Rubén, Ildefonso, Eduardo, Eulogio, Fernando, Jorge, Ramón, Isaías, Salvador, Ernesto, Alfonso, José Luis, Víctor, Abigail, Ana Wendolyn, por haber compartido una gran etapa de nuestras vidas.

A la maestra Susana Lozano Mateo, directora del Ateneo del Anahuac, A.C., por su amistad y sus enseñanzas.

A Antonio Avalos Ramírez por su gran ayuda y paciencia en la asesoría de este trabajo.

A Dios.

MIL GRACIAS A TODOS

ÍNDICE

ÍNDICE DE TABLAS	3
ÍNDICE DE FIGURAS	4
ABREVIATURAS	5
NOMENCLATURA	6
SUBÍNDICES	6
LETRAS GRIEGAS	6
1. INTRODUCCIÓN	7
2. ANTECEDENTES	11
2.1 Generalidades	12
2.2 El proceso de digestión anaerobia	17
2.3 Procesos de conversión en digestión anaerobia	25
2.4 Especificidades de sustrato	27
2.5 Parámetros que influyen en el proceso de digestión anaerobia	29
2.5.1 pH	29
2.5.2 Potencial REDOX	30
2.5.3 Temperatura	30
2.5.4 Fuerza iónica y salinidad	32
2.5.5 Nutrientes	32
2.5.6 Toxicidad e inhibición	33
2.5.7 Tasa de dilución	34
2.6 Factores a considerar en el diseño y operación de equipos de digestión anaerobia	34
2.6.1 Modelo de flujo	35
2.6.2 Homogeneización	35
2.6.3 Tiempo de retención hidráulico y tiempo de retención de sólidos	36
2.6.4 Influencia del tipo de sustrato	36
3. ANÁLISIS DE LOS DIFERENTES SISTEMAS DE DIGESTIÓN ANAEROBIA	37
3.1 Reactores anaerobios de crecimiento suspendido	41
3.2 Procesos de contacto anaerobio	45
3.3 Lagunas anaerobias	47
3.4 Reactores anaerobios de lecho	48
3.5 Reactor anaerobio de flujo ascendente	51

4. ASPECTOS CINÉTICOS Y MICROBIOLÓGICOS DEL SISTEMA DE DIGESTIÓN ANAEROBIA	52
4.1 Estequiometría	53
4.2 Aspectos cinéticos	58
4.3 Aspectos microbiológicos	60
4.3.1 Respiración aerobia y anaerobia	61
4.3.2 Acarreadores de electrones	61
4.3.2.1 Flavoproteínas	62
4.3.2.2 Quinonas	62
4.3.2.3 Proteínas de Hierro-Azufre	63
4.3.2.4 Citocromos	63
4.4 Organización de los acarreadores de electrones en bacterias	63
4.5 Características de Bacterias metanogénicas	64
4.5.1 Fisiología de metanógenos	64
4.5.2 Bioquímica de los metanógenos	64
4.6 Aspectos de modelado del proceso de digestión anaerobia	65
5. ANÁLISIS DE UN SISTEMA EXPERIMENTAL DE DIGESTIÓN ANAEROBIA	68
5.1 Materiales y Métodos	70
5.2 Resultados	71
5.3 Discusión de Resultados	71
6. DISEÑO DE UN DIGESTOR ANAEROBIO DE MEZCLA COMPLETA	75
6.1 Aspectos básicos del diseño de reactores anaerobios	76
6.1.1 Carga orgánica másica	77
6.1.2 Carga orgánica volumétrica	77
6.1.3 Tiempo de retención celular	78
6.1.4 Tiempo de retención hidráulico	79
6.2 Diseño del digestor de mezcla completa	80
6.3 Memoria de cálculo	83
7. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	93
8. BIBLIOGRAFÍA	96

ÍNDICE DE TABLAS	PÁGINA
Tabla 1. Comparación de los diferentes sistemas de digestión anaerobia	39
Tabla 2. Ventajas y desventajas de los digestores de crecimiento suspendido completamente mezclados	44
Tabla 3. Ventajas y desventajas del proceso de contacto anaerobio	46
Tabla 4. Ventajas y desventajas de las lagunas anaerobias	48
Tabla 5. Ventajas y desventajas de los procesos de lecho	49
Tabla 6. Clasificación de microorganismos en función de sus requerimientos	55
Tabla 7. Parámetros cinéticos de diferentes grupos tróficos involucrados en el proceso de digestión anaerobia	59
Tabla 8. Resultados de la operación de los digestores anaerobios de mezcla completa (DANMECO)	72

ÍNDICE DE FIGURAS	PÁGINA
Figura 1. Desechos sólidos en México	13
Figura 2. Digestor convencional de una fase	23
Figura 3. Sistema de digestión de dos fases	24
Figura 4. Cadena anaerobia por la cual la glucosa es convertida a metano	26
Figura 5. Patrones de conversión de sustrato en la digestión anaerobia	28
Figura 6. Tecnologías en el tratamiento anaerobio	40
Figura 7. Digestor anaerobio de crecimiento suspendido	43
Figura 8. Representación simplificada del metabolismo bacteriano	54
Figura 9. Vías de la metanogénesis a partir de H_2 - CO_2 y metanol	66
Figura 10. Perfiles de pH y Biogás en el reactor 1	74
Figura 11. Perfiles de pH y Biogás en el reactor 2	74
Figura 12. Perfiles de pH y Biogás en el reactor 3	75
Figura 13. Distribución del Ateneo del Anahuac, A.C.	88
Figura 14. Diagrama de flujo del sistema propuesto de digestión anaerobia	89
Figura 15. Diagrama del proceso de digestión anaerobia propuesto	90
Figura 16. Detalle de la pared del digestor y esquema del equipo de digestión propuesto	91
Figura 17. Detalle de boquillas	92

ABREVIATURAS

ADP	Adenosindifosfato
AGV	Ácidos grasos volátiles
APOH	Bacterias acetogénicas productoras obligadas de hidrógeno
ARS	Agua residual sintética
ATP	Adenosíntrifosfato
DA	Digestión anaerobia
DANMECO	Digestor anaerobio de mezcla completa
DCM	Digestor convencional completamente mezclado
DQO	Demanda química de oxígeno
DS	Desechos sólidos
FAD	Flavín Adenín dinucleótido
FMN	Flavín mononucleótido
Fp	Flavoproteínas
HA	Bacterias homoacetogénicas
MA	Bacterias metanogénicas
MH	Bacterias metanogénicas hidrogenófilas
MQ	Menaquinona
NR	Bacterias nitrato-reductoras
P ₂	Pirofosfato
SR	Bacterias sulfato-reductoras
SS	Sólidos suspendidos
SSV	Sólidos suspendidos volátiles
SSVLM	Sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado
ST	Sólidos totales
SV	Sólidos volátiles
TRC	Tiempo de retención celular
TRH	Tiempo de retención hidráulico
TRS	Tiempo de retención de sólidos
UASB	Reactor anaerobio de flujo ascendente
UQ	Ubiquinona

NOMENCLATURA

- Bv Carga orgánica volumétrica,
Bx Carga orgánica másica
 f_c Fracción de carbono del sustrato utilizada para el catabolismo
Ks coeficiente de afinidad, g/l
Q gasto, l/hr
So Concentración de sustrato, g/l
V Volumen del reactor, l
Va Volumen de aire, l
Vb Volumen de biogás, l
Xr Concentración de biomasa dentro del reactor, g/l
 $Y_{p/s}^c$ Rendimiento de producto normalizado, g de producto/g de sustrato
 $Y_{x/s}^c$ Rendimiento celular normalizado, g de biomasa/g de sustrato
 r_s actividad específica máxima
a coeficiente estequiométrico para NH_3
w coeficiente estequiométrico para agua
c coeficiente estequiométrico para CO_2
o coeficiente estequiométrico para O_2

SUBÍNDICES

- b biomasa
p producto
s sustrato

LETRAS GRIEGAS

- γ Grado de reducción
 θ Tiempo de retención hidráulico
 θ_c Tiempo de retención celular
 μ_m Velocidad máxima de crecimiento
 μ Velocidad específica de crecimiento

INTRODUCCIÓN

Este proyecto trata de sentar las bases necesarias para la construcción posterior de digestores anaerobios que sirvan para tratar los desechos agrícolas y además proporcionen un combustible que se pueda utilizar en zonas donde el abasto de energéticos es difícil.

Se trata principalmente de aplicar la tecnología existente en la digestión anaerobia (utilizada por lo general en el tratamiento de aguas residuales), mediante la cual a partir de desechos sólidos o residuos animales se obtiene un gas combustible, logrando con ello la eliminación de un posible foco de contaminación y además, una fuente de energía barata y de gran potencial de aplicación.

Anteriormente se han realizado investigaciones en torno a este tema (la bibliografía sugiere un gran interés a partir de los años 70's), enfocándose principalmente al tratamiento de desechos sólidos municipales y diversos tipos de estiércol. Más aún, en países orientales como la India, China o Tailandia, existen cientos o miles de sistemas de digestión anaerobia en las comunidades rurales que proveen una buena cantidad de energía a éstas.

Si bien se han encaminado muchos esfuerzos en la investigación de la digestión del estiércol, es importante reconocer que estos estudios se han hecho en condiciones diferentes a las que prevalecen en el campo mexicano y de los desechos agrícolas generados en éste, y por lo tanto es importante investigar las características de un sistema de digestión para dichos desechos.

OBJETIVOS

Los objetivos de este proyecto son los siguientes:

- ◆ Diseñar un reactor biológico anaerobio para la producción de biogás.
- ◆ Identificar y señalar las características propias de los diferentes sistemas de Digestión Anaerobia.
- ◆ Establecer las características tanto físicas como operacionales del sistema de digestión seleccionado.

- ◆ Proponer algunos usos de los productos del sistema.

En la realización de este trabajo se utilizaron las técnicas de documentación e investigación bibliográfica tradicionales, además de las modernas herramientas de búsqueda de información de "Internet", revisándose alrededor de 15 años para la recopilación y la obtención de datos que permitieron el análisis de los diferentes tipos de Digestión Anaerobia, y con ello la selección del más adecuado para las necesidades estudiadas. Además se presentará un caso de operación real de equipos a escala de Laboratorio de Digestión Anaerobia, lo que permitirá conocer el funcionamiento de estos sistemas y enfatizarán los parámetros más importantes en el diseño y la operación de digestores para el tratamiento de efluentes. En base a estas características podremos conocer cuales son las variables de diseño para el sistema de Digestión que se propone estudiar. Por tanto, el estudio de un sistema experimental de Digestión Anaerobia es importante en cuanto a que su conocimiento y operación ayuda a realizar un buen diseño del Reactor.

CONTENIDO DEL TRABAJO

El desarrollo de esta tesis se plantea de acuerdo al siguiente esquema que contiene los capítulos citados y en el que se detalla porque de la elección de cada uno de ellos.

1. **INTRODUCCIÓN.** En este capítulo se hablará de los objetivos del trabajo, así como del contenido del mismo y se explicarán brevemente los temas que se tratarán en cada capítulo.
2. **ANTECEDENTES DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA.** En este capítulo se presentará la utilización que ha tenido la Digestión Anaerobia en algunas ramas de la industria, principalmente en la industria de tratamiento de aguas, y cuya buena eficiencia ha permitido que se extienda su uso a sistemas donde el principal objetivo no es eliminar una fuente de contaminación, sino el obtener una fuente de generación de un combustible barato y eficiente: el biogás.

3. ANÁLISIS DE LOS DIFERENTES SISTEMAS DE DIGESTIÓN ANAEROBIA. Esta parte se enfocará al estudio de los sistemas para conocer sus características de operación y seleccionar aquel o la combinación de aquellos que permitan una eficiente operación del sistema.
4. ESTUDIO CINÉTICO Y MICROBIOLÓGICO DEL SISTEMA DE DIGESTIÓN ANAEROBIA. Esta parte es importante, pues el proceso depende en gran medida de proporcionar un “ambiente adecuado” para el buen desarrollo del consorcio microbiano encargado de llevar a cabo la Digestión Anaerobia y en gran parte el diseño estará influido por las características y requerimientos del consorcio en cuestión. También se definirán los parámetros cinéticos necesarios para la correcta operación del sistema.
5. ANÁLISIS DE UN SISTEMA DE DIGESTIÓN ANAEROBIA. Es importante señalar que el estudio de un sistema experimental permitirá conocer las características tanto físicas como operacionales de este tipo de equipos y proporcionará el conocimiento necesario para diseñar y proponer la operación correcta de un equipo de este tipo.
6. DISEÑO DEL DIGESTOR. En función del análisis hecho anteriormente se podrá realizar el diseño del equipo necesario para llevar a cabo la degradación de los sustratos que permitan obtener el biogás.

Se pretende pues el presentar un trabajo de investigación bibliográfica y análisis de un sistema experimental para tener los fundamentos y las características propias de un sistema de digestión anaerobia para poder plantear un buen diseño del biorreactor.

ANTECEDENTES

2.1 GENERALIDADES

Es evidente que el uso de la energía trajo consigo una revolución extraordinaria en la forma de realizar las diversas tareas del hombre. Primero fue el uso del vapor, después de la electricidad y en la época moderna, indiscutiblemente la utilización del petróleo como combustible y como materia prima para la obtención de energía. Sin embargo, y/o pese a los muchos beneficios que el petróleo proporciona, enfrenta también una serie de problemas que se han ido agudizando en las últimas fechas. Entre los más graves quizás estén que su utilización genera problemas de contaminación severos y los constantes cambios en sus precios de venta repercuten en la economía de un país.

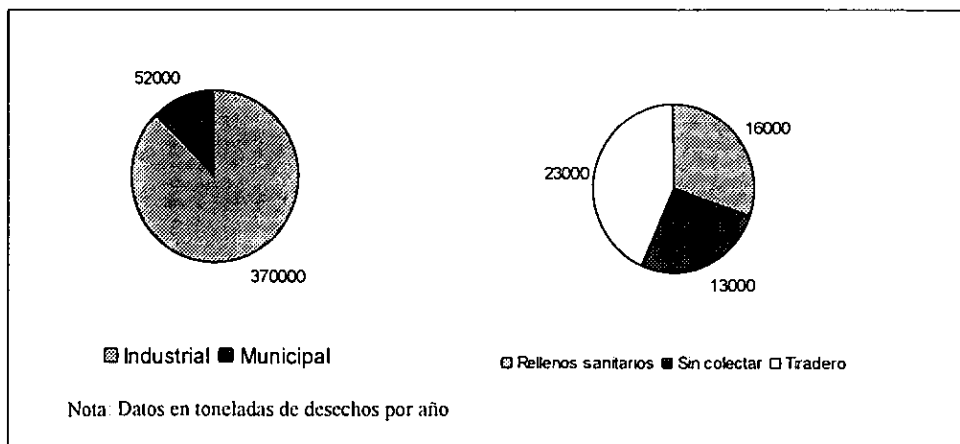
Recientemente, el aumento creciente en el precio mundial del petróleo y los combustibles, produjo un efecto profundo sobre las políticas energéticas de las naciones. En países desarrollados se inició la sobreexplotación de reservas de energía aparentemente ilimitadas y baratas. En países pobres se agudizó su ya de por sí crítica situación y por tanto la posibilidad de satisfacer las necesidades de la comunidad se vio notablemente disminuida.

Por otro lado, el problema de tratamiento y confinamiento de residuos sólidos se agrava cada vez más por la escasez de nuevos sitios para rellenos sanitarios, los costos crecientes de desarrollo e implantación de rellenos sanitarios que cumplan con las exigencias ambientales actuales, los costos de restauración de antiguos rellenos sanitarios, así como por el énfasis actual en la recuperación de recursos reciclables de los residuos y la creciente conciencia ambiental de grupos cívicos y autoridades que presionan por la búsqueda de soluciones sostenibles y racionales. Por lo tanto, se hace necesaria la búsqueda de alternativas de disposición de estos residuos.

Las alternativas biotecnológicas para la estabilización y obtención de subproductos de los desechos sólidos (DS) se hacen cada vez más atractivas al público, investigadores y empresarios. Algunas tecnologías convencionales utilizadas

para la reducción de volumen de DS han generado resistencia debido a los problemas asociados a sus emisiones (por ejemplo la disposición de sus cenizas y la contaminación del aire en el caso de la incineración). Los procesos biológicos (aerobios y anaerobios) encajan ventajosamente en estrategias de manejo integrado de recursos que tanto autoridades como grupos cívicos de países desarrollados promueven o demandan (Poggi, 1996).

México y otros países subdesarrollados enfrentan urgencias y presiones similares a las de los países desarrollados en el manejo, estabilización y confinamiento de DS. Otro punto no resuelto todavía en México es la estabilización y disposición de los lodos de purga de las plantas de tratamiento de aguas municipales, también llamadas biosólidos. En la figura 1 se presentan los tipos de desechos generados en nuestro país.



SEDESOL, 1990

Figura 1. DESECHOS SÓLIDOS EN MÉXICO.

En consecuencia, ha sido necesario encontrar fuentes de energía alterna que satisfagan las necesidades de las comunidades, mediante la utilización de recursos locales para ayudar a resolver el problema de los países pobres, así como se ha impulsado el desarrollo de las investigaciones en campos tales como la energía eólica, solar, geotérmica o bioquímica. Esta última es la que interesa en este trabajo y a la que

se dedicará el presente estudio de generación de gas metano (llamado también biogás cuando proviene de material orgánico), a partir de desechos animales.

De las muchas opciones disponibles para el manejo de desechos de todos los sectores de la sociedad, el tratamiento biológico anaerobio con la concomitante producción de metano tiene distintas ventajas sobre otros procesos y por ello se ha utilizado esta tecnología en muchas partes del mundo (Malina, Pohland, 1992).

Las plantas o sistemas generadores de gas metano son un mecanismo ecológicamente puro para obtener energía, puesto que proveen un combustible limpio, amplia y eficientemente aplicable con combustión exenta de humos y además un fertilizante y acondicionador de suelos, no patógeno y rico en material orgánico, humus, nitrógeno, fósforo y potasio (Monroy, 1981)

En este trabajo se hará un estudio bibliográfico tanto desde el punto de vista de la ingeniería de reactores como de los aspectos microbiológicos del proceso de digestión anaerobia para la producción de biogás y se presentará un conjunto de bases necesarias para la instalación de digestores sencillos y económicos que puedan construirse en las zonas rurales del país para la obtención de un combustible limpio y barato, utilizando los desechos agrícolas como sustrato de los microorganismos involucrados en el proceso.

La historia de la digestión del lodo y sus precursores se inicia en la década de 1850 con el desarrollo del primer tanque diseñado para separar y retener sólidos. La primera instalación utilizada para tratar sólidos sedimentados de agua residual llevaba el nombre de eliminador automático Mouras y su inventor fue Louis H. Mouras de Vesoul, en Francia, hacia 1860 tras haber observado que si se mantenían los sólidos en un depósito cerrado (pozo negro) se convertían a un estado líquido. El primero en saber que se producía un gas combustible que contiene metano cuando se licúan los sólidos del agua residual fue Donald Cameron, que construyó el primer tanque séptico en la ciudad de Exeter, Inglaterra, en 1895, del que recogió y utilizó el gas para alumbrado de

los alrededores de la planta. En 1904 se instaló en Hampton, Inglaterra, el primer tanque de doble acción al incorporar la sedimentación y tratamiento de lodo. Se conocía con el nombre de tanque hidrolítico de Travis y funcionó hasta 1936. Experimentos de una instalación similar, llamada tanque biolítico fueron llevados a cabo en los Estados Unidos entre 1909 y 1912. En 1904, el doctor Karl Imhoff patentó en Alemania un tanque de doble acción, conocido actualmente como tanque Imhoff. Una de las primeras instalaciones que en los Estados Unidos empleó tanques de digestión separados fue la planta de tratamiento de agua residual de Baltimore, Maryland. Se construyeron tres tanques de digestión rectangulares como parte de la planta original en 1911; más adelante, en 1914, se añadieron 16 tanques de digestión circulares y, finalmente, se instaló un nuevo tanque rectangular en 1921.

En el período comprendido entre 1920 y 1935 se estudió ampliamente el proceso de digestión anaerobia. Se aplicó calor a los tanques de digestión separados y se lograron importantes mejoras en el diseño de tanques y equipos adicionales. Resulta interesante observar que actualmente dicha práctica sigue utilizándose, pero ahora se conocen mucho mejor sus fundamentos así como el control del proceso, el dimensionamiento de los tanques y el diseño y aplicación de los equipos; al mismo tiempo, los técnicos son conocedores de las limitaciones de este método y saben cuando no utilizarlo. Aunque la mayoría de la digestión de lodos es anaerobia, el proceso aeróbico ha ido aumentando su popularidad en el uso de pequeñas instalaciones (Metcalf-Eddy, 1979).

Más recientemente, en Israel el Proyecto de Desarrollo e Investigación (Research and Development Project) se enfocó al tratamiento de los desechos agrícolas generados en granjas. En este proyecto se unieron los conocimientos científicos y prácticos generados en un amplio rango de ambientes. Su propósito fue desarrollar un sistema que proporcionara la manera de utilizar los diferentes tipos de desechos de acuerdo a las necesidades energéticas específicas y otros usos que posean las granjas (Marchaim, Criden, 1981).

En México se han propuesto sistemas de generación de energía más apropiada como los digestores anaerobios, principalmente en estudios realizados por el Instituto de Investigaciones Eléctricas. Aún cuando han existido avances en la electrificación de las zonas rurales del país los trabajos para electrificar estas zonas aunado con el bajo retorno de capital debido al bajo consumo de energía de las comunidades, hace improbable que se incremente el suministro de energía eléctrica en estas. Bajo tales condiciones se puede proporcionar energía a estas comunidades a través de procesos simples de generación a partir de otras fuentes de energía locales que las usadas actualmente. Los investigadores del Instituto de Investigaciones Eléctricas realizaron el diseño de un digestor de 10 m³ basándose en un diseño del Instituto de Investigaciones Agrícolas de la India y lo operaron utilizando estiércol de vaca como sustrato (Martínez, Mulas, 1981).

Por otro lado, en Europa hasta 1981 la investigación sobre procesos de Digestión Anaerobia (DA) para la producción de biogás, se centraba principalmente en países como Holanda, Dinamarca y Gran Bretaña. Se pretendía en aquel entonces coordinar los esfuerzos de varios países involucrados en este tipo de investigaciones para tener un conocimiento sólido sobre el tema (Nyns, Naveau, 1981).

De entre las regiones donde este tipo de sistemas son abundantes, destaca la región Asiática, en la que países como China, India y Tailandia tienen un amplio conocimiento y aprovechan esta tecnología para el suministro de energía para sus comunidades. En las comunidades de las montañas en China se recurría a la quema de madera y paja para obtener energía. En el período comprendido entre 1970 y 1981 se instalaron más de 7 millones de digestores. Contrariamente a la disponibilidad de material combustible una gran cantidad de desechos orgánicos que pueden generar metano está disponible en este país, como por ejemplo los desechos de cerdos, aves o cabras. Junto a este tipo de residuos, otros residuos orgánicos como la paja y otros residuos de cultivos, hojas caídas y hierbas están disponibles para producir metano mediante DA. También se observó que el sobrenadante digerido y el efluente tenían aún valor como fertilizantes; considerando, por ejemplo, que el contenido de nitrógeno

en el estiércol digerido está en una cantidad mayor que en procesos aeróbicos con estiércol (Ru-chen, Zhi-ping, 1981).

La base económica y los quehaceres de la población asiática son principalmente rurales y agrícolas; en este tipo de comunidades existen materiales que tienen un alto potencial como sustratos para la producción de biogás, además de ser más vulnerables a las fluctuaciones en el precio y suministro de combustibles convencionales y por tanto pueden beneficiarse inmediata y directamente de sistemas generadores de biogás. Por lo anterior, es lógico comprender porque este tipo de sistemas han tomado gran interés en los países de Asia (Skrinde, 1981).

2.2 EL PROCESO DE DIGESTIÓN ANAEROBIA

Las bacterias metanogénicas parecen ser una forma antigua de vida (Woese y Fox, 1977). El hidrógeno (H_2) y el dióxido de carbono (CO_2) que se generaban en el manto terrestre pueden haber soportado la existencia de estos organismos mucho antes del desarrollo de las especies primitivas de plantas, hace cientos de millones de años. Grandes cantidades de residuos de plantas se acumularon durante el crecimiento de grandes bosques carboníferos en la última parte del período paleozoico. Este fenómeno puede explicarse suponiendo que: (1) el rango de especies microbianas prevalecientes en aquel tiempo tenía una capacidad bioquímica inadecuada para catalizar eficientemente la oxidación anaeróbica completa de la gran variedad de moléculas orgánicas complejas producidas por la mayoría de las plantas que iban apareciendo; (2) los procesos aeróbicos estuvieron limitados por un transporte de oxígeno poco efectivo dentro de estos vastos depósitos de material de plantas. Por lo tanto, las conversiones microbianas antiguas fueron insuficientes para reciclar las grandes cantidades de biomasa formada. Un ciclo de tal naturaleza requiere la conversión anaeróbica de biomasa a metano (CH_4) y CO_2 por las actividades microbianas similares a aquellas que ocurren actualmente en los digestores anaerobios.

Las oxidaciones anaeróbicas incompletas durante este período pueden haber sido causadas por la acumulación de ácidos orgánicos, como ocurre durante la falla de un digestor, debido a la ausencia de la suficiente microflora hidrogenogénica.

La digestión anaerobia de la biomasa ha ocurrido a través de la existencia de la vida en la tierra, con la metanogénesis como un componente del proceso. La DA por lo tanto, se visualiza como un proceso altamente rentable, estable y eficiente, esencial para mantener el ciclo natural de la materia orgánica. El proceso puede no ser tan efectivo en sistemas "simulados" como los digestores. Por el contrario, el proceso no será del todo óptimo en tales ambientes, ya que los procesos de selección genética, los cuales llevan millones de años, no tienen el suficiente tiempo para "impactar" a estos ambientes ingenieriles. Sin embargo, la metanogénesis y otras fases del proceso de digestión anaerobia deben ser susceptibles de sufrir mejoras por las actuales técnicas biotecnológicas y de ingeniería genética. Por tanto, las investigaciones son necesarias para obtener un conocimiento más completo del proceso de DA y para identificar las áreas potenciales para un mejoramiento constructivo, que no produzca efectos ambientales no deseables o destructivos (Smith, et al, 1988).

En la fermentación de metano o digestión anaerobia, la materia orgánica es degradada completamente a productos gaseosos como CO_2 y CH_4 , con aproximadamente el 90% de la energía del sustrato mantenida en el CH_4 . Aunque se degrada una gran cantidad de materia orgánica, se produce muy poca biomasa, es decir, hay muy poco crecimiento de los microorganismos en cuanto a número y debido a que existe mucha materia prima en los ambientes anaerobios, este proceso es muy importante para los ciclos naturales del carbono e hidrógeno y se ha utilizado para la estabilización de lodos y otros desechos orgánicos. Los combustibles fósiles (como por ejemplo, el carbón y el petróleo), son probablemente las sustancias que no se pueden digerir de materiales vegetales tales como lignina y ceras los cuales han sufrido modificaciones geofísicas. La fermentación metanogénica tiene un gran potencial para el tratamiento de sistemas que contienen desechos tales como estiércol de animales,

productos y residuos agrícolas y desechos municipales para obtener un combustible rico en energía como el CH₄.

Las bacterias son las principales responsables de este proceso, pero ciertos protozoarios anaerobios fermentativos, algunos hongos anaerobios y otros organismos pueden ser importantes en otros ecosistemas y la mayoría de las especies involucradas en el proceso no producen CH₄ como tal. El metabolismo y crecimiento de una especie depende frecuentemente de sus interacciones con otras especies microbianas. La fermentación completa ocurre en un gran número de ambientes anaerobios con bajo intercambio de materiales y donde el principal aceptor de electrones, el CO₂, se produce a partir de los sustratos degradados. Ejemplos de tales ambientes son los lodos y otros digestores de desechos orgánicos, sedimentos acuáticos de lagos, ríos y sistemas marinos y también suelos fangosos, tundra y pantanos. Esto no ocurre en otros ambientes donde están disponibles otros aceptores de electrones como el oxígeno, nitratos, azufre o sulfatos. La formación biológica de metano principalmente a partir de CO₂ e H₂ se presenta en sistemas acuáticos que contienen H₂ producido geotérmicamente. El pH óptimo está entre 6 y 8, pero la velocidad de la fermentación disminuye rápidamente por debajo de un pH de 7. Diferentes especies microbianas termofílicas son activas durante la fermentación a temperaturas de aproximadamente 45 a 65°C, comparadas con las especies mesofílicas las cuales son activas a temperaturas de aproximadamente 0 a 45°C. La excepción son las especies de *Methanosarcina* que son activas en ambos rangos de temperatura.

Conceptualmente, un sistema de conversión de biomasa puede considerarse desde un punto de vista ingenieril, biológico o una combinación de ambos. Ya que la biomasa tiene similitud en composición química con los desechos domésticos, los procesos de conversión de biomasa frecuentemente están relacionados con los que se usan en el tratamiento de las aguas de desecho.

Los digestores de mezcla completa convencionales, los cuales simulan las fermentaciones de biomasa naturales, se han utilizado durante muchos años; muchas variaciones de diseño se han desarrollado durante los pasados 100 años. Sin embargo,

la producción de metano a gran escala usando el proceso de digestión anaerobia se ha considerado recientemente en las investigaciones, estimulada por la situación energética de los años 70's. En la digestión anaerobia de la biomasa para la producción de energía, se requiere de una alta eficiencia de conversión para que el proceso sea factible económicamente. Los pasos que son sensibles biológicamente en el manejo de desechos representan la principal dificultad y están influenciados principalmente por las altas velocidades de carga del sistema. Entre ellos destacan la hidrólisis de los grandes polímeros orgánicos y la conversión de los ácidos orgánicos.

Un estudio del metabolismo de los ácidos orgánicos deberá proporcionar una idea de la naturaleza de la oxidación anaerobia de estos ácidos, y de los factores que puedan afectar las velocidades de estas oxidaciones por las especies de bacterias que están presentes en las formas de biomasa seleccionadas para la alimentación de los digestores.

Algunas de las moléculas más grandes encontradas en el material vegetal (como por ejemplo, la celulosa) son altamente resistentes a la degradación biológica, mientras que otras pueden ser tóxicas. Esta clase de moléculas crean dificultades para la digestión anaerobia de la biomasa, limitando los rendimientos finales de metano a partir de residuos vegetales. La lignina, por ejemplo, no se degrada de manera apreciable bajo condiciones anaerobias y también puede limitar físicamente la hidrólisis de celulosa en materiales vegetales. Estos problemas no son sensibles a las mejoras principales por manipulación de la microflora usando técnicas conocidas. Un método alternativo deberá descubrir especies de plantas únicas que puedan servir como sustratos para la producción de metano con pequeñas sustancias orgánicas residuales.

Cualquier mejora en las velocidades y rendimientos de hidrólisis y conversión de ácidos no debe ser una perturbación potencial de los procesos biológicos naturales. Estos procesos se han establecido de una manera precisa por la evolución para garantizar la continuidad exitosa del ciclo de carbono como existe ahora, aunque el ciclo de carbono está alterándose por la combustión de combustibles fósiles. La

conversión de biomasa representa una forma ecológicamente sensible para mantener esta continuidad.

El proceso de conversión anaerobia de materia orgánica compleja a metano puede considerarse que ocurre de manera continua, que ocurre por un flujo de electrones de los donadores a los aceptores (como se explica en el capítulo 4). Considerado de esta manera, este proceso se parece a todos los procesos vitales, y por ello se hace una revisión más adelante del proceso de transporte de electrones en una célula que resulta en la producción de la energía necesaria para llevar a cabo los procesos celulares fundamentales. Este principio, el cual se extiende más allá de las consideraciones de oxidación-reducción, fue el primero elucidado en el desarrollo de conceptos de bioquímica comparativa. La velocidad y estabilidad del proceso depende de la continuidad de un gran número de reacciones, algunas de las cuales no pueden determinarse cuantitativamente debido a limitaciones analíticas. Por ejemplo, el formato puede estar involucrado en una secuencia de reacciones, pero no se puede medir actualmente debido a la rapidez de la reacción del intercambio entre el ácido fórmico y el CO_2 .

Un método racional para la regulación óptima del proceso total requiere de un conocimiento de la interacción entre la producción y la desasimilación de ácidos orgánicos y la formación de precursores de ácidos que conducen a la percepción de reacciones críticas y sus velocidades. Sin embargo, la regulación y el control de procesos metabólicos son difíciles de definir en términos específicos, debido a que los procesos reguladores ocurren a nivel celular, con fuertes interacciones entre las especies microbianas. Además, los diferentes procesos de control involucrados no son necesariamente mutuamente excluyentes y lo que parece ser una explicación obvia de los resultados puede, de hecho, no ser aplicable. La dificultad de obtener una caracterización completa de las reacciones involucradas en la conversión de biomasa a metano hace necesaria la consideración de otros métodos para un conocimiento de los papeles de los diferentes mecanismos biológicos y de las posibilidades para aprovechar el material biológico apropiado con los diseños ingenieriles óptimos. Uno de tales

métodos es el modelado del proceso de digestión anaerobia en el que se describe el comportamiento de este proceso mediante algunas simplificaciones fundamentadas en observaciones hechas en laboratorio. Algunos afirman que los reactores biológicos no son sino un caso particular de los reactores químicos, siendo necesario solamente aplicar la ecuación cinética completa. Entonces el modelo matemático de este tipo de procesos tendrá que ver con la cinética de crecimiento y generación de productos de los microorganismos involucrados.

Existe una amplia variedad de digestores anaerobios de una etapa que funcionan actualmente. Desde un punto de vista ingenieril, estos incluyen digestores de tanque agitado con y sin recirculación, filtros anaerobios de flujo ascendente o descendente, digestores de lecho expandido o fluidizado, digestores anaerobios de flujo ascendente (UASB) y digestores de rellenos sanitarios. Hay variaciones casi ilimitadas en los regímenes operacionales para estos digestores de etapa simple. La principal rama de la industria donde se ha aplicado la DA es en el tratamiento de aguas residuales. El progreso en la tecnología de tratamiento de aguas residuales industriales, agrícolas y urbanas por DA ha sido posible gracias a los avances logrados en el conocimiento de las bases microbiológicas, cinéticas y estequiométricas del proceso y a la aplicación de conceptos y métodos de diseño característicos (como el dimensionamiento del equipo necesario en el tratamiento de aguas residuales) de la ingeniería química (Lema , et al, 1992).

Una de las principales desventajas del proceso de DA es que es muy sensible a disturbios. Los disturbios tales como una sobrecarga en la alimentación (incremento en la concentración del sustrato alimentado, que puede provocar inhibición por sustrato), una disminución en la concentración de sustrato alimentado o una sustancia inhibidora que entre con la alimentación (como por ejemplo, compuestos fenólicos, azufre o formaldehído, que puedan estar presentes en la corriente de alimentación en el caso de utilizar como sustrato una corriente de agua residual) puede causar la falla del proceso. Las bacterias metanogénicas se inhiben fácilmente por estos disturbios, causando que disminuya la producción de metano. Sin embargo, las bacterias acidogénicas son más

tolerantes a estos disturbios y continuan produciendo ácidos grasos volátiles (AGV), lo que produce un estado desbalanceado y causa una acumulación de AGV, lo que conducirá a que cese la producción de metano (Pullammamappallil, et al, 1998).

No se ha establecido el número óptimo de fases para la conversión de biomasa. En la digestión multifásica de biomasa, el número de fases puede ser muy grande para permitir la regulación y el control de parámetros tales como la temperatura, pH, ciclos de vida microbianos y cambios de población, cambios osmóticos, potenciales de oxidación-reducción, oxidantes agregados, introducción de microorganismos únicos, producción y remoción de niveles inhibitorios de ácidos orgánicos, entre otros. Los sistemas de una y dos fases se presentan en las figuras 2 y 3.

En el contexto de un sistema de fermentación de biomasa para la producción de energía, existen factores que interactúan entre sí, que afectan directamente sobre los costos de producción de metano, entre los que se incluyen la transferencia de masa, transferencia de calor y el control de la velocidad.

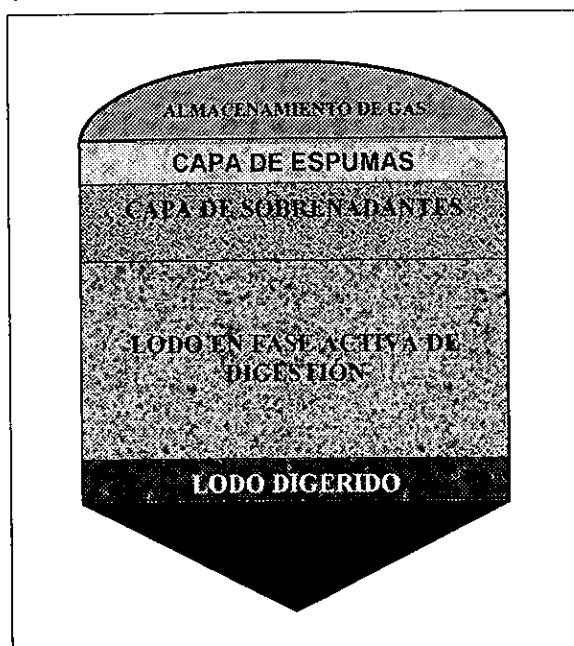


Figura 2 Digestor convencional empleado en un proceso de una sola fase (Metcalf-Eddy, 1979)

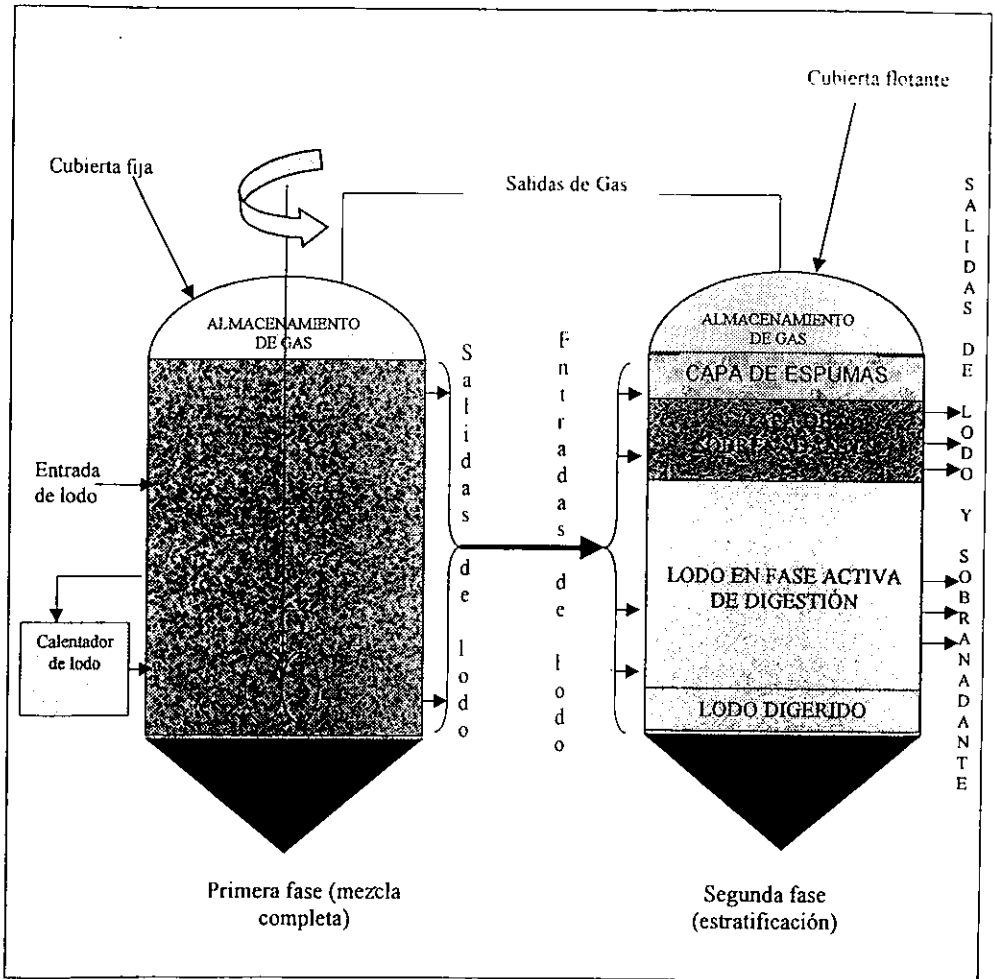


Figura 3. Sistema de digestión de dos fases (Metcalf-Eddy, 1979)

La transferencia de masa involucra la biomasa sólida, agua y material disuelto y gases, siendo la biomasa sólida la más cara de trasladar, seguida por el agua y después el gas. El manejo de materiales de la biomasa en la alimentación puede reducirse en un sistema de digestión multifásico en el cual las diferentes fases aparecen al cambiar la microbiología de la fermentación en intervalos de tiempo dictados por la necesidad de optimizar diferentes reacciones para la productividad máxima de la fermentación. El número de fases deberá determinarse experimentalmente y puede variar dependiendo de la naturaleza de la alimentación.

La transferencia de calor es otro factor de costo principal. La transferencia de calor a través de los lados de un digestor grande puede reducirse con aislamiento apropiado. Sin embargo, se requerirá una cantidad sustancial de calor si grandes cantidades de agua se agregan frecuentemente al digestor. Por tanto, deberá recircularse el agua que se calienta en el interior del digestor. Se supone que la temperatura del digestor se eleva por el calor liberado durante la degradación biológica de la alimentación (como se muestra en la sección 2.3). Esta suposición se basa en la observación de que las temperaturas en algunos rellenos sanitarios experimentales pueden alcanzar aproximadamente 50°C.

2.3 PROCESOS DE CONVERSIÓN EN LA DIGESTIÓN ANAEROBIA.

Primeramente cabe mencionar que un esquema general de la DA es como el que se presenta en la figura 4 (Wolfe, 1971), en la que los polímeros orgánicos tal como la celulosa se hidrolizan por celulasas extracelulares a azúcares, los cuales se fermentan hacia una variedad de compuestos: ácidos grasos, alcoholes, dióxido de carbono e hidrógeno. Algunos de estos compuestos, tal como acetato, metanol, dióxido de carbono o hidrógeno, son los sustratos preferidos por las bacterias metanogénicas.

El metano, el miembro más simple de la familia de los hidrocarburos, es poco soluble, esencialmente inerte bajo condiciones anaerobias y volátil. Por lo tanto, este

producto final reducido tiene propiedades no tóxicas y escapa fácilmente del ambiente anaerobio.

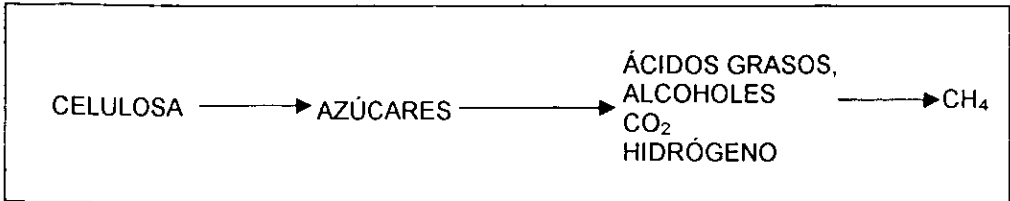


Figura 4 Cadena anaerobia por la cual la celulosa es convertida a metano (Wolfe, 1971).

Como se mencionó anteriormente, la conversión anaerobia de un material orgánico complejo en metano y dióxido de carbono consta de una serie de etapas, en serie o serie-paralelo, en las que están implicadas un número considerable de especies bacterianas.

En la figura 5 se muestran 9 etapas diferentes consideradas las más importantes y características del proceso de DA, y cada una de ellas se explica a continuación.

1. Hidrólisis de polímeros a monómeros orgánicos (azúcares, ácidos orgánicos, aminoácidos, etc.) mediante una serie de microorganismos, genéricamente denominados hidrolíticos.
2. Conversión de monómeros a hidrógeno, dióxido de carbono, ácidos grasos volátiles (como acetato, butirato y propionato) y otros productos orgánicos, como etanol o ácido láctico, mediante un grupo de bacterias fermentativas.
3. Oxidación de los compuestos orgánicos reducidos a hidrógeno, dióxido de carbono y ácido acético por medio de bacterias acetogénicas productoras obligadas de hidrógeno (APOH).
4. Respiración acetogénica de bicarbonato por bacterias homoacetogénicas (HA).

5. Oxidación de compuestos orgánicos reducidos a dióxido de carbono y acetato por bacterias sulfato-reductoras (SR) o nitrato-reductoras (NR), en presencia de sulfatos y nitratos.
6. Oxidación de acetato a dióxido de carbono por bacterias SR o NR.
7. Oxidación de hidrógeno por bacterias SR o NR.
8. Fermentación del ácido acético mediante bacterias metanogénicas (MA).
9. Respiración metanogénica de dióxido de carbono por bacterias metanogénicas hidrogenófilas (MH).

Este tipo de interrelaciones pueden servir como una base conveniente para enfatizar algunos requerimientos bioquímicos y ambientales del tratamiento anaerobio de sustratos orgánicos y para seleccionar las configuraciones de los procesos en función del sustrato (Malina, Pohland, 1992).

2.4 ESPECIFICIDADES DE SUSTRATO

Las bacterias metanogénicas son cruciales para la estabilización anaerobia de una gran variedad de sustratos ya que constituyen un paso clave al final de la transferencia de electrones a partir de varias especies donadoras. Desgraciadamente, los metanógenos conocidos utilizan solo un estrecho rango de sustratos relativamente simples para su crecimiento y metabolismo, los más familiares y reconocidos frecuentemente llevan a cabo la reducción de dióxido de carbono y la división acetoclasta de ácido acético. No obstante, se reconoce que existen muchos metanógenos que pueden utilizar formato y, en menor grado, alcoholes o monóxido de carbono como donadores de electrones. Por tanto, en presencia de una fuente abundante de sustratos orgánicos, aproximadamente dos terceras partes del metano

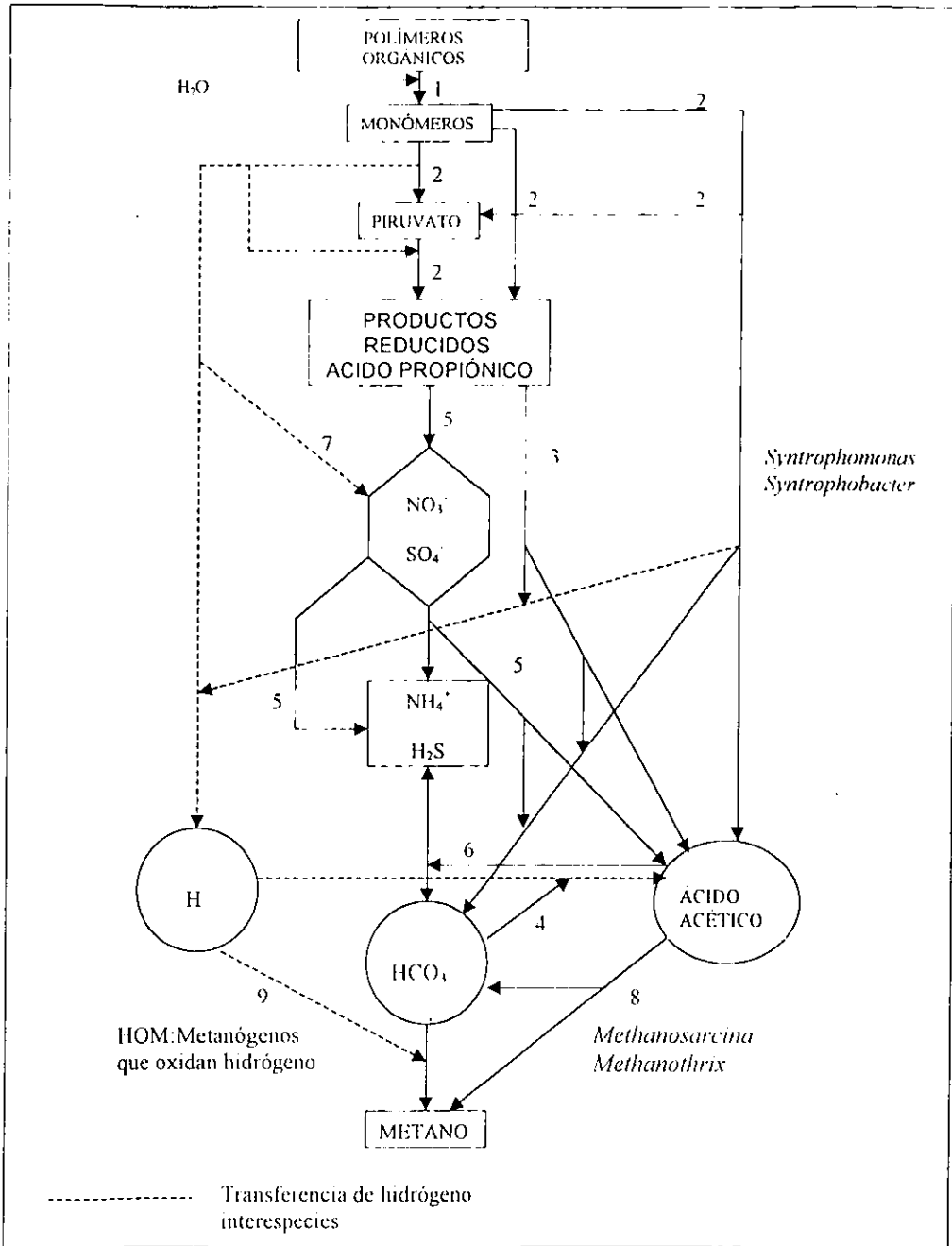


Figura 5. Patrones de conversión de sustrato en la DA (Malina, Pohland, 1992).

producido durante la fermentación anaerobia se deriva del grupo metil del acetato y cerca de una tercera parte se deriva de la reducción de CO₂.

2.5 PARÁMETROS QUE INFLUYEN EN EL PROCESO DE DIGESTIÓN ANAEROBIA

Además de la necesidad de un sustrato disponible y de poblaciones microbianas viables, los principales factores ambientales que afectan la velocidad de la metanogénesis en los procesos de conversión microbiana anaeróbicos incluyen el pH, la temperatura, la fuerza iónica, los nutrientes y las sustancias tóxicas o inhibitoras.

2.5.1 pH

Es una variable que influye de manera significativa en cualquier proceso de actividad microbiana ya que cualquier cambio en este parámetro puede influir de manera significativa en el proceso. La mayoría de los procesos de conversión anaerobios operan mejor a un pH neutro. Las desviaciones de esta condición, si no se deben al influente, son por consecuencia de una producción excesiva y acumulación de ácidos o bases productos de la conversión, tal como ácidos orgánicos grasos o amoníaco, respectivamente. Además, la intensidad del pH afectará la solubilidad y el comportamiento en la reacción de otras sustancias potencialmente influyentes, incluyen tanto especies orgánicas como inorgánicas.

Valores bajos de pH y una producción y acumulación excesiva de ácidos inhiben más a los metanógenos que a las bacterias fermentativas. Estas últimas pueden continuar produciendo ácidos grasos independientemente de la caída del pH, y por lo tanto agravando aún más las condiciones del medio (Malina, Pohland, 1992). No todos los grupos tróficos muestran el mismo grado de sensibilidad frente al pH. Así, los niveles de actividad óptima se encuentran entre 7.2 y 7.4 para las bacterias hidrolíticas, alrededor de 6 para las acidogénicas, entre 6 y 6.2 para las homoacetogénicas y 6.5 a

7.5 para las bacterias metanogénicas hidrogenófilas (que utilizan H_2) o acetoclastas (que utilizan acetato). Ahora bien cuando el pH es menor a 6.5 comienza a disminuir la actividad de las acetoclastas hasta que, por debajo de 5.5 cesa completamente. En estas condiciones, el pH puede seguir disminuyendo debido a que se mantiene la actividad, aunque más limitada, de los otros grupos. Por debajo de 4.5 se detiene la actividad de todos los grupos implicados (Lema, et al, 1992). No obstante lo anterior, se ha observado que la metanogénesis puede ocurrir en ambientes tanto ácidos como alcalinos, sugiriendo que la producción de metano no se da exclusivamente a valores de pH neutros. El efecto se manifiesta aparentemente de manera diferente para los varios consorcios anaerobios, ya que *Methanosarcina barkeri* y *Methanosarcina vacuolata*, dos bacterias bien conocidas que degradan acetato, crecen bien a pH bajos con un óptimo a pH=5, cuando se cultivan en metanol e hidrógeno como sustratos catabólicos. Similarmente, los metanógenos que oxidan hidrógeno y los metanógenos metilotróficos se han encontrado en pH muy alcalinos, pero no se ha encontrado a metanógenos acetoclastas. Por tanto parece que algunas interacciones bioquímicas y rutas de degradación pueden afectarse por el pH, incluyendo una posible inhibición de la producción de hidrógeno, lo cual puede explicar la importancia menor del hidrógeno en la metanogénesis a pH bajos (Malina, Pohland, 1992).

Existe una relación definida entre el pH, la alcalinidad y la presión parcial de CO_2 en el digestor, ya que los valores de dos de ellos condicionan al tercero.

2.5.2 Potencial Redox: Conviene mantener el valor del potencial Redox por debajo de -350 mV, aunque no siempre resulta posible, pudiendo operar de forma eficaz a valores de -200 mV.

2.5.3 Temperatura

Como en la mayoría de los procesos microbianos, la metanogénesis es fuertemente dependiente de la temperatura y las velocidades de reacción generalmente se incrementan con la temperatura por arriba de los $60^\circ C$.

Existen tres zonas de temperatura para el funcionamiento de las bacterias anaerobias:

- 1) Psicrófila: Entre 5-20°C.
- 2) Mesófila: Entre 20-45°C.
- 3) Termófila: Entre 45-70°C.

La diferenciación entre estas etapas puede no quedar bien definida en los reactores reales debido a la existencia de bacterias denominadas termotolerantes, que presentan actividad en zonas intermedias. Igualmente las bacterias termófilas pueden sobrevivir en condiciones mesófilas de operación, razón por la cual un lodo mesófilo puede servir de inóculo para la operación de un reactor termófilo. Se ha sugerido que las bajas velocidades de las actividades microbianas pueden deberse a la falta de adaptación. Con temperaturas arriba de los 70°C, se ha reportado una disminución en la actividad metanogénica aún cuando exista una alta cantidad de sustratos metabolizables. Además cuando se cuenta con un consorcio microbiano, que incluye reductores de sulfato y nitrato, la influencia de la temperatura puede ser más significativa y ventajosa para ciertas especies.

Las diferentes poblaciones implicadas presentan una actividad muy dependiente de las condiciones de temperatura del equipo, pero los microorganismos metanogénicos en particular son extremadamente sensibles a los cambios de temperatura, presentando intervalos de operación muy limitados.

La digestión de sustratos complejos suele verse limitada por la velocidad de la etapa hidrolítica a temperaturas por debajo de 20°C. Existen casos en los que reactores que operan a temperaturas de alrededor de 55°C presentan un rendimiento específico de metano (m³ de metano por Kg de SV removidos) mayor que los digestores operados en el rango mesofílico (Roberts, et al., 1999).

2.5.4 FUERZA IÓNICA Y SALINIDAD

El sulfato ejerce un control significativo sobre la viabilidad de la metanogénesis en presencia de ciertos sustratos, debido principalmente a la competencia entre bacterias sulfato reductoras (SBR) y metanógenos. Se ha reportado que salinidades por arriba de 0.2 N de NaCl tienen efectos mínimos sobre las poblaciones mezcladas de metanógenos, pero altas salinidades son inhibitorias. La fuerza iónica también afecta la actividad química y por tanto, puede tener efecto sobre otras especies químicas en términos de inhibición.

2.5.5 NUTRIENTES

Además de los requerimientos fundamentales como son la fuente de carbono y nitrógeno, la incapacidad de muchos anaerobios para sintetizar algunas vitaminas o aminoácidos esenciales, hace necesario que se suministre a los medios de cultivo con nutrientes específicos para crecimiento y metabolismo. Generalmente, si se conoce la relación carbono-nitrógeno (C:N) se pueden conocer los requerimientos de micronutrientes. En ocasiones, esta relación se ve afectada por la especificidad del sustrato, pero si se mide como demanda química de oxígeno (DQO), se han encontrado relaciones de DQO:N de 400:7 y 1000:7 para cargas de sustrato altas y bajas, respectivamente. Se ha reportado que de forma similar, una relación nitrógeno-fósforo (N:P) de aproximadamente 7:1 es la requerida, aunque el establecimiento de los requerimientos específicos de nutrientes en sistemas de poblaciones y sustratos mezclados puede ser elusiva y debe determinarse en forma particular para cada sistema.

Existen otros elementos traza que son necesarios para varias condiciones de metanogénesis activa entre los que destacan el fierro, níquel, magnesio, calcio, sodio, bario, etc. Normalmente en sistemas de mezclas de sustrato, particularmente aquellas que involucran descargas de desechos, existe una abundancia de nutrientes esenciales, por lo que no es necesario agregarlos.

2.5.6 TOXICIDAD E INHIBICIÓN

La toxicidad e inhibición de los procesos metanogénicos pueden ser consecuencia de varias circunstancias, incluyendo la generación de productos intermedios tales como ácidos grasos volátiles (AGV) (por ejemplo los ácidos propiónico, butírico, valérico, acético), que pueden tener un efecto adverso en el pH. Desgraciadamente, mucha de la información concerniente con la inhibición es inconclusa en términos de causa y efecto y las diferencias en las circunstancias de cultivo o configuraciones y operaciones del sistema han conducido a contradicciones y posibles malas interpretaciones de los resultados de diferentes investigadores. Aún así, se ha propuesto que el efecto inhibitor total de los AGV está relacionado con el pH establecido por el sistema de amortiguamiento, y puede elevar la concentración de las especies no ionizadas o no disociadas con un efecto celular interno mayor, ya que éstas migran más fácil a través de la membrana celular. De acuerdo con esto, los AGV pueden acumularse debido a otros factores mencionados anteriormente y pueden funcionar no solo como ácidos débiles amortiguadores, para mantener el pH más bajo, sino también pueden ejercer un efecto inhibitor con el pH sobre el consorcio microbiano presente.

También se ha propuesto que el ácido sulfhídrico y el amoníaco ejercen efectos tóxicos sobre la metanogénesis. La concentración tóxica del primero se establece entre 200 y 1500 mg/l, a menos que exista aclimatación o que las concentraciones de este puedan reducirse por precipitación o liberación en la fase gas. Por tanto, los efectos tóxicos potenciales de este ácido, normalmente en solución como un ácido débil, será función del pH así como de la presencia de precipitantes tal como la mayoría de metales pesados. En el caso del amoníaco la aclimatación microbiana es particularmente importante y está ligada frecuentemente a la presencia de AGV y a la capacidad neutralizadora de ácidos del amoníaco sobre el pH. Por tanto, la "concentración inhibitora" del amoníaco puede variar dependiendo de otros factores ambientales y del tipo de exposición sobre las poblaciones metanogénicas más

sensibles. El amoníaco libre se considera más tóxico que las especies ionizadas del amoníaco (Malina, Pohland, 1992).

2.5.7 TASA DE DILUCIÓN.

Para el caso de digestores anaerobios continuos, un incremento en la tasa de dilución puede ocasionar que el sustrato se convierta rápidamente a intermediarios tal como AGV, H_2 y CO_2 . Un incremento en la concentración de estos producirá una velocidad de crecimiento de los metanógenos mayor acompañada por una velocidad de producción de metano mayor, siempre que estos compuestos no estén en niveles inhibidores. Por otro lado, si un inhibidor entra en la alimentación, al aumentar la tasa de dilución aumentará la concentración de este, lo que provocará una disminución en la velocidad de crecimiento de los metanógenos. Por tanto, bajo condiciones normales, es decir en ausencia de compuestos inhibidores y a bajas concentraciones de compuestos intermediarios, un incremento en la tasa de dilución ocasionará un incremento en la velocidad de producción de metano (Pullammamappallil, et al, 1998).

2.6 FACTORES A CONSIDERAR EN EL DISEÑO Y OPERACIÓN DE EQUIPOS DE DIGESTIÓN ANAEROBIA.

Hay varios puntos clave que conviene tener en cuenta a la hora de estudiar un diseño y operación correctos para un equipo de digestión anaerobia que son:

- a) Las características específicas de los sustratos alimentados (es decir, del material orgánico que se pretende estabilizar)
- b) Las cinéticas de crecimiento y utilización de sustrato, principalmente la velocidad de crecimiento pequeña de los microorganismos implicados en la fermentación metánica y los valores pequeños de la constante de afinidad.
- c) La necesidad de una población bacteriana mixta que permita llevar a cabo todas las etapas del proceso, optimizando cada una de ellas en relación al proceso global.

- d) La inhibición ejercida por los sustratos correspondientes a las etapas intermedias (por ejemplo los AGV).
- e) La necesidad de mantener los parámetros físicos y químicos (por ejemplo pH, temperatura, potencial REDOX) del medio en rangos relativamente limitados, si se desea que la actividad de los microorganismos sea máxima.
- f) Conseguir que el sistema esté preparado para resistir lo más adecuadamente posible anomalías que se produzcan, bien sea de tipo de proceso o de operación.

Los tres primeros puntos condicionan el diseño de los equipos, dado que han de permitir el mantenimiento en el interior del sistema de una importante cantidad de microorganismos. Los tres últimos resultan vitales para conseguir un funcionamiento estable (Lema, et al, 1992).

2.6.1 MODELO DE FLUJO

El efecto inhibitorio posible de los compuestos intermediarios, en particular los ácidos grasos volátiles (AGV) hace que se deba tener un cuidado especial en mantener la concentración de estos lo más baja posible. Un modelo de flujo homogéneo (modelo de tanque agitado) permite mantener en un nivel mínimo la concentración de compuestos intermediarios en un sistema, que en el caso del proceso de degradación anaerobia, transcurre según un esquema de reacciones en serie.

2.6.2 HOMOGENEIZACIÓN

Resulta importante lograr el efecto homogeneizador sin realizar acciones enérgicas de tipo mecánico que rompan los agregados bacterianos, fundamentales para lograr una transferencia eficaz de hidrógeno interespecies, de enorme importancia. En algunos diseños se favorece el proceso de homogeneización por medio de la recirculación (interna o externa) del efluente o se aprovecha el propio gas producido que, una vez comprimido, se reinyecta en el equipo. Una ventaja adicional de estas

operaciones es que se consigue aumentar el poder amortiguador del medio por incremento en la concentración de bicarbonato.

Se ha desarrollado un modelo para evaluar los efectos de un mezclado imperfecto sobre el funcionamiento de reactores anaerobios (Bello, et al., 1998). Aquí se muestra que un mezclado incompleto en un reactor anaerobio provoca una generación baja de metano y eficiencia en el tratamiento de los desechos. Además los reactores con un mezclado mayor requieren de un tiempo de retención menor para alcanzar la misma eficiencia en el tratamiento de los desechos, lo que evidentemente impacta en los costos. Por tanto se enfatiza la importancia de considerar el mezclado no sólo cuando se simula el proceso de DA sino también durante el diseño del reactor.

2.6.3 TIEMPOS DE RETENCIÓN HIDRAÚLICO Y TIEMPO DE RETENCIÓN DE SÓLIDOS.

Debido al crecimiento pequeño de las bacterias metanogénicas, con tiempos de duplicación de 2-8 días, la operación de digestores de mezcla completa requiere de tiempos relativamente largos, si se quiere evitar el lavado de la biomasa fuera del reactor, ya que en ellos el tiempo de retención hidráulico (TRH) y el tiempo de retención de sólidos (TRS) son similares.

2.6.4 INFLUENCIA DEL TIPO DE SUSTRATO

Entre las características importantes del sustrato están la concentración de la materia orgánica, el contenido de sólidos en suspensión, la composición química del sustrato y la presencia de tóxicos. Si bien la aplicación de recirculación, en el caso de efluentes concentrados, o la eliminación previa de los sólidos en suspensión hacen posible la aplicación de cualquier tipo de reactor a un sustrato dado, una selección adecuada puede simplificar en gran medida las instalaciones necesarias y hacer el proceso económicamente más rentable (Lema, et al, 1992).

ANÁLISIS DE LOS DIFERENTES SISTEMAS DE DIGESTIÓN ANAEROBIA

En la tabla 1 se presentan las características principales de los diferentes sistemas de DA; en todas ellas el tiempo de retención de sólidos (TRS) debe mantenerse arriba de un valor mínimo (el de la velocidad específica de crecimiento) para prevenir el lavado del reactor.

El valor mínimo requerido del TRS en un reactor anaerobio específico no se ve afectado mayormente por la naturaleza del sustrato alimentado, a menos que éste cause toxicidad a la biomasa presente en el reactor.

El diseño de sistemas anaerobios ha evolucionado desde los diseños más simples de quimiostato a los procesos anaerobios modernos de alta velocidad que permiten la operación a valores bajos de TRH. En todos los casos la aplicabilidad, funcionamiento y economía de los sistemas están relacionados con el TRS que puede mantenerse en cada proceso. No obstante, la cinética de biodegradación de los constituyentes específicos del sustrato y las consideraciones de operación dictarán la selección de un proceso específico para un determinado caso.

La figura 6 resume los diferentes diseños de reactores anaerobios que actualmente se utilizan a gran escala. Aunque existen excepciones, en general los procesos de la parte izquierda de la figura resultan ventajosos para el tratamiento de lodos o aguas de desecho que contengan altas proporciones de material biodegradable particulado. Los procesos en la parte central de la figura pueden aplicarse a corrientes con un nivel intermedio de partículas, aunque su funcionamiento usualmente es mejor con sustratos diluidos. Los procesos de película fija de la derecha se utilizan principalmente para corrientes que contienen sustratos orgánicos solubles.

Los principales aspectos de cada uno de estos sistemas se describen a continuación.

TABLA 1. COMPARACIÓN DE LOS DIFERENTES SISTEMAS DE DA.

FACTOR	CRECIMIENTO SUSPENDIDO	SISTEMAS HÍBRIDOS	CRECIMIENTO SOBRE SOPORTE
Concentración alcanzable de biomasa	Baja	Alta	Alta
TRS alcanzable	Bajo	Alto	Alto
Factibilidad para corrientes con partículas	Sí	Remoción parcial de partículas	Baja remoción de partículas
Factibilidad para corrientes muy concentradas	Sí	No factible	No factible
Factibilidad para corrientes diluidas	No	Sí	Sí
Eficiencia de remoción	Limitada	Alta	Alta
Resistencia a tóxicos y condiciones de operación dinámica	Limitado debido a TRS cortos	TRS más bajos proporcionan mejor estabilidad	TRS mayores mejoran la estabilidad
Mantenimiento de integridad hidráulica interna	Relativamente simple con agitación mecánica	Generalmente satisfactoria con recirculación del biogás y del efluente	El exceso de acumulación de biomasa puede impactar negativamente a las condiciones hidráulicas
Requerimientos de potencia	Generalmente el más bajo	Más alto si existe recirculación del efluente	Puede ser alto si el medio es fluidizado

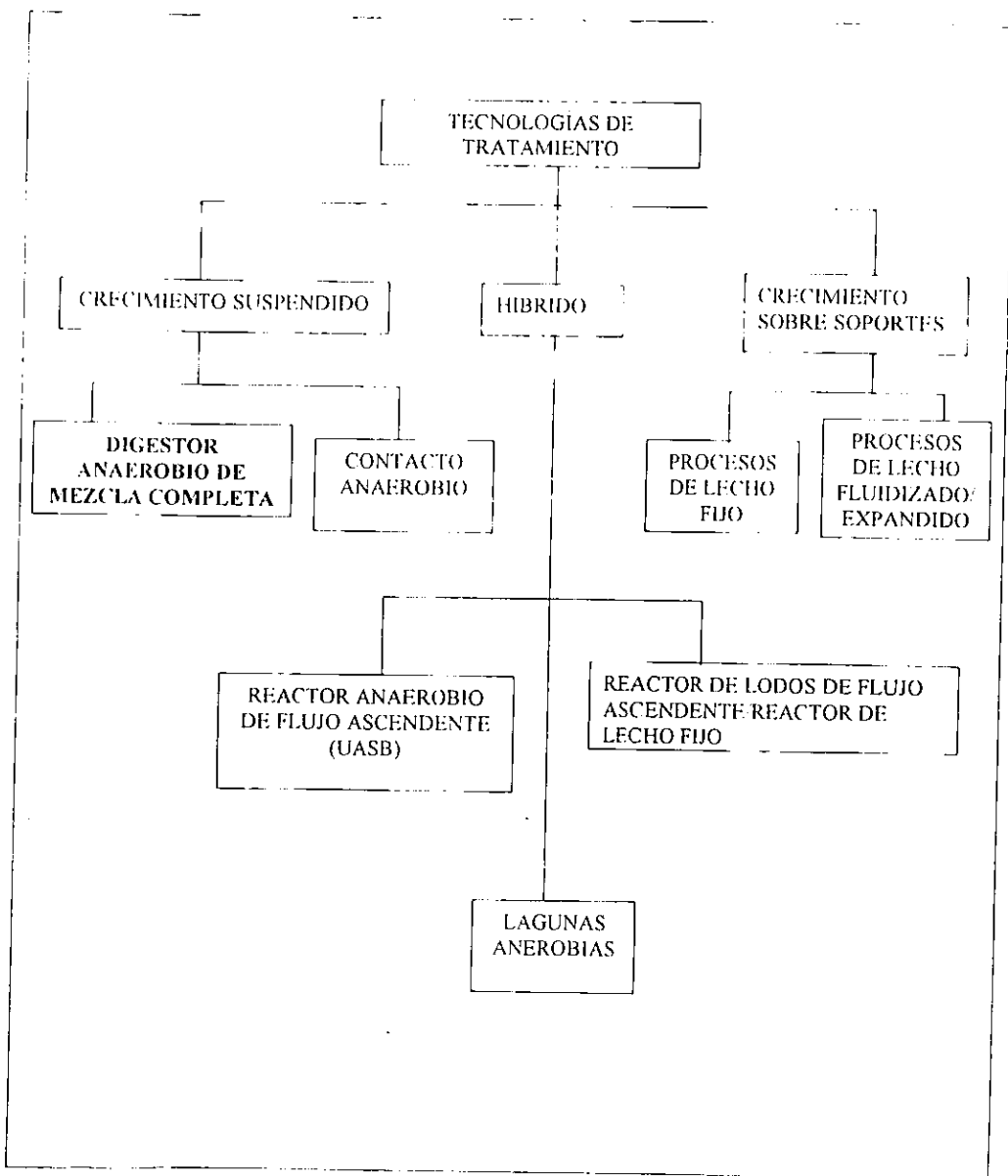


Figura 6 Tecnologías en el tratamiento anaerobio (Malina, Pohland, 1992)

3.1 REACTORES ANAEROBIOS DE CRECIMIENTO SUSPENDIDO

Los diseño de reactores anaerobios más simples que se aplican en el tratamiento de aguas de desecho es un tanque sin recirculación de biomasa (como se muestra en la figura 7). El digestor convencional puede ser sin mezcla, continuamente mezclado o mezclado intermitentemente. Los dispositivos de mezclado pueden ser sistemas del tipo de impulsores mecánicos o mezcladores de recirculación de gas, los cuales requieren la compresión del biogas y el rociado de éste dentro del digestor. Durante la degradación anaerobia de los compuestos orgánicos de las aguas de desecho, una cantidad de biomasa nueva se distribuye en el reactor y abandona el proceso junto con el efluente tratado. La concentración de los sólidos suspendidos que permanecen en el efluente después del tratamiento será función de la composición del sustrato en la alimentación y del grado de tratamiento proporcionado. A cualquier velocidad, en comparación con otras configuraciones de reactores anaerobios, la calidad del efluente de un digestor de este tipo, se reducirá por la presencia de sólidos biológicos suspendidos y material particulado no biodegradado.

Ya que el proceso de digestión convencional completamente mezclado (DCM) no incorpora un método específico para retener y concentrar la biomasa, el promedio de tiempo de retención de microorganismos anaerobios (TRS) es el mismo que el tiempo de retención hidráulico del sistema ($TRS=TRH$). Por tanto, si el TRS mínimo requerido para el tratamiento anaerobio está en el rango de 4 a 10 días y si se aplica un factor de seguridad mayor a 3, el diseño en base a TRH/TRS para un digestor convencional estará en el rango de 12 a 30 días. Cuando se utilizan TRH grandes, la alimentación puede realizarse de una manera intermitente o continua sin que esto tenga un efecto negativo en el funcionamiento del reactor.

Este tipo de digestores es recomendable cuando se pretende tratar una corriente con concentraciones altas de partículas o concentraciones altas de material orgánico biodegradable soluble (Tabla 2). En ambos casos, el contenido del reactor presentará altas concentraciones de sólidos suspendidos originados ya sea de la corriente de

alimentación o del crecimiento de la biomasa. Ya que un DCM no contiene un soporte fijo del medio, el potencial para la acumulación del volumen celular muerto es menor que en un proceso anaerobio de película fija. Sin embargo, el material particulado puede sedimentar fácilmente y acumularse en un digestor convencional si el mezclado interno es inadecuado. Después de largos períodos de operación, la acumulación de sólidos puede reducir el funcionamiento del digestor, ya que las condiciones hidráulicas del reactor se caracterizan por un gran volumen muerto y flujo de corto circuito.

Las concentraciones relativamente bajas de biomasa y los tiempos de retención de sólidos cortos mantenidos en los digestores completamente mezclados hacen al proceso susceptible a sustancias tóxicas y a la interrupción en la alimentación. Si la entrada de una sustancia tóxica es de corta duración, el TRH largo de un DCM pueden proporcionar cierto grado de protección al diluir el tóxico. Para evitar inestabilidades del proceso, se debe monitorear el proceso; en un DCM la única opción de control del proceso disponible, para estabilizarlo después de una falla es la reducción de la carga de alimentación, esto por supuesto suponiendo que los parámetros ambientales del proceso (temperatura, pH y alimentación) se mantienen dentro de rangos aceptables.

Las velocidades de carga a los sistemas de digestores convencionales se expresan usualmente en términos de sólidos volátiles (SV) ya que la principal aplicación del proceso es a altas concentraciones de partículas. Las velocidades de carga típicas para este proceso están entre 0.5 y 6.0 Kg SV/m³ d.

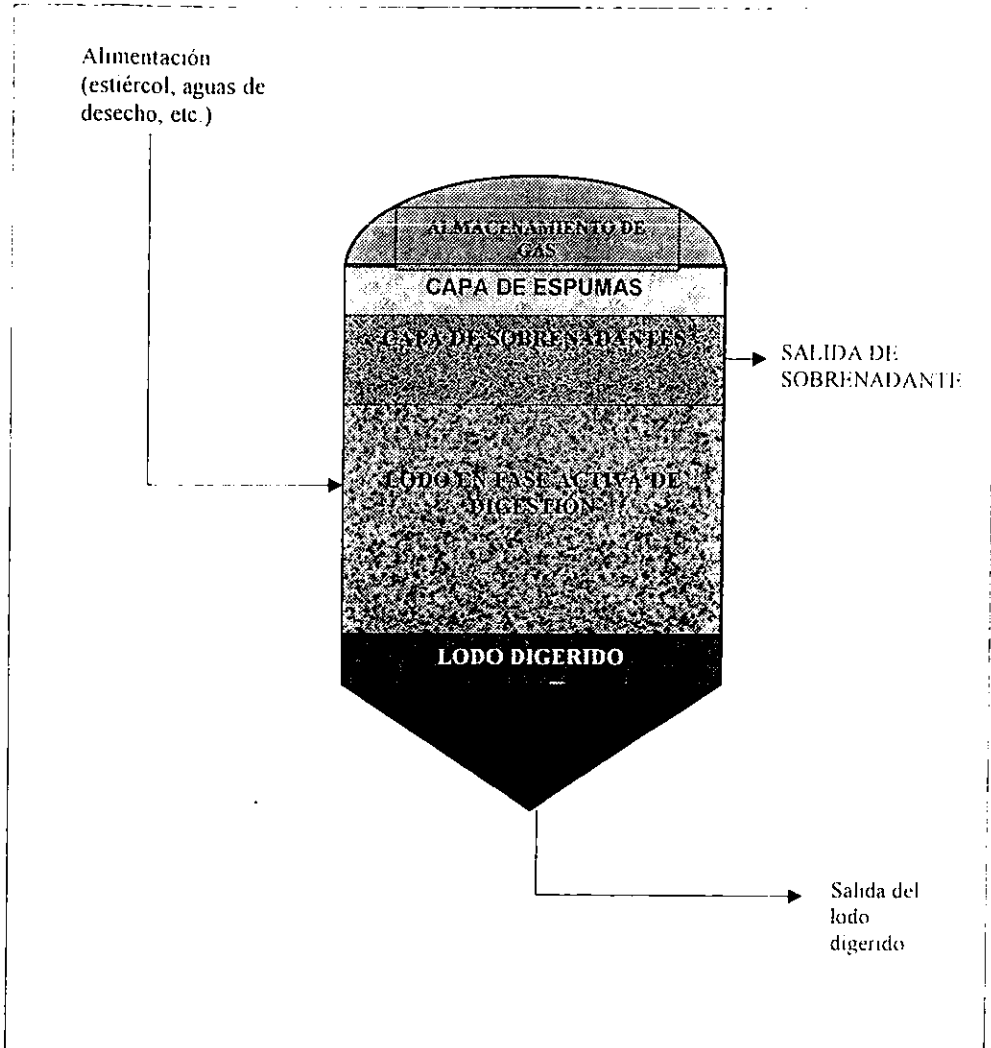


Figura 7. Digestor convencional de DA (Metcalf-Eddy, 1979).

Tabla 2. VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LOS DIGESTORES DE CRECIMIENTO SUSPENDIDO COMPLETAMENTE MEZCLADOS

VENTAJAS

- Conveniente para desechos con niveles altos de sólidos suspendidos
- Conveniente para desechos con concentraciones altas de compuestos orgánicos solubles
- El proceso puede proveer condiciones homogéneas para el sustrato, temperatura y pH
- El reactor puede muestrearse fácilmente para control
- Las entradas de compuestos tóxicos pueden diluirse hasta niveles que ya no son perjudiciales
- El buen mezclado interno que presenta minimiza la acumulación de volumen muerto y canalización del flujo
- No es necesario considerar las características de sedimentación de los microorganismos anaerobios

DESVENTAJAS

- Se necesitan grandes volúmenes de operación para alcanzar los TRSs necesarios
- El mezclado puede dificultarse con corrientes con alto contenido de sólidos suspendidos
- Las eficiencias de tratamiento pueden ser bajas debido a la presencia de sustrato no degradado y microorganismos anaerobios en el efluente del digestor
- La estabilidad del proceso puede estar limitada por los TRS cortos mantenidos

3.2 PROCESOS DE CONTACTO ANAEROBIO

Este tipo de procesos pueden utilizarse para superar algunas de las desventajas del proceso de digestión convencional, ya que separa y recircula los sólidos suspendidos (SS) del efluente y los regresa al reactor anaerobio mezclado. Debido a que el contenido de biomasa del proceso puede controlarse independientemente del flujo de alimentación, el TRS del sistema puede controlarse separadamente del TRH y con ello reducir los gastos del sistema. La recirculación de biomasa permite una biodegradación más extensa de las partículas en la alimentación. Este sistema tiene las ventajas del proceso de digestión convencional y además permite incrementar el TRS y se requieren volúmenes más pequeños; sin embargo, entre sus desventajas están que presenta dependencia de la producción de biomasa anaerobia con propiedades satisfactorias para su posterior separación sólido-líquido.

En estos sistemas se manejan concentraciones de 4000-6000 mg/l de SSV y se utiliza un tanque sedimentador con un flujo de menos de 1 m³/h para la separación de sólidos, aunque también se utilizan filtros de membrana, agotamiento de gas, desgasificación por mezcla o vacío y la adición de floculantes y coagulantes para promover la formación de flóculos. La tabla 3 presenta un resumen de las principales ventajas y desventajas de este tipo de sistemas.

En este tipo de reactores, la biomasa se mantiene en suspensión por agitación mecánica, por recirculación del líquido o del gas. Se diseñó originalmente para desechos de líquidos de rastros. El punto crucial del sistema es la decantación del lodo. La concentración de éste rara vez es superior a 10 g SSV/l y la velocidad de sedimentación es menor a 1 m/h. El lodo tiende a sedimentar mal cuando se trabaja a cargas por arriba de 0.25 kg DQO/kg SSV día, la separación se dificulta cuando las concentraciones de sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado (SSVLM) están por arriba de 18 g/l. La materia suspendida inerte puede servir de soporte a los microorganismos. Los lodos se recirculan a tasas moderadas para proteger el flóculo. El índice volumétrico de lodos (IVL) para este tipo de sistemas va de 40 a 150 ml/g.

Las cargas orgánicas volumétricas varían entre 1.5 a 8 kg DQO/ m³ día con tiempos de retención hidráulica de 0.5 a 5 días. Se ha aplicado el tratamiento de aguas residuales con concentraciones de DQO entre 2-10 g/l, con eficiencias de remoción de hasta 95%, en función del tipo de desecho.

El proceso de contacto se distingue por:

- El método de mezclado
- El equipo para incrementar la sedimentabilidad de los lodos
- El tipo de sedimentador secundario

Lo primero se logra con agitación mecánica o con la recirculación de biogás. Lo segundo con una agitación en un tanque independiente, y/o con una bomba de vacío. El sedimentador puede ser de tipo convencional o de alta tasa. El diseño debe contemplar el TRC (indirectamente el contenido de sólidos suspendidos volátiles en el licor mixto, SSVLM), lo que se controla mediante la recirculación y la purga.

Tabla 3. Ventajas y desventajas del proceso de contacto anaerobio

VENTAJAS

- Conveniente para desechos con concentraciones altas de compuestos orgánicos solubles
- El proceso puede proveer condiciones homogéneas para sustrato, temperatura y pH
- El reactor puede muestrearse fácilmente para control
- El buen mezclado interno que presenta minimiza la acumulación de volumen muerto y canalización del flujo
- Se alcanza una calidad del efluente relativamente alta
- Se pueden reducir los volúmenes de operación considerablemente en comparación al proceso de digestión anaerobia convencional
- Se pueden tratar los desechos generados por una planta aerobia para su estabilización

DESVENTAJAS

- La sedimentación de la biomasa es importante para una operación exitosa
- Sólo es recomendable para desechos con niveles bajos o intermedios de sólidos suspendidos
- Puede requerirse el pretratamiento de la alimentación
- Los TRH relativamente cortos provocan una capacidad reducida para estabilizar disturbios

3.3 LAGUNAS ANAEROBIAS

Son sistemas que pueden estar enterrados y en los que la alimentación se introduce por un extremo del reactor y se hace fluir para que haya contacto entre ésta y un lecho sedimentado de biomasa. A lo largo del tanque, la profundidad del lodo que contiene la biomasa y la cantidad de actividad biológica asociada disminuyen. Cerca de la salida de la laguna, donde la producción de biogás es mínima, existe una zona clarificada para reducir el contenido de SS del efluente tratado. Se han incluido mezcladores y recirculación del lodo para mejorar el contacto entre la biomasa y la alimentación.

Usualmente el reactor entero se cubre con una membrana aislante que conserva el calor del proceso y permite la recolección y utilización del biogás. Las lagunas anaerobias se utilizan para corrientes que contienen altos niveles de SS o cantidades significativas de aceite o grasa. La acumulación de biomasa sedimentada provoca TRS largos y maximiza la destrucción endógena de partículas para reducir la cantidad de lodo que requiere de disposición final. Los nutrientes liberados por el decaimiento endógeno del lodo, están disponibles para ser reutilizados por los microorganismos activos. Los TRH generalmente son de 6-30 días. En la tabla 4 se presenta un resumen de las características de este tipo de sistemas.

TABLA 4. VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LAS LAGUNAS ANAEROBIAS

VENTAJAS

- Es una construcción simple y relativamente económica
- Conveniente para corrientes con concentraciones altas de sólidos suspendidos o aceites y grasas
- Es de fácil muestreo
- Si el reactor es de gran tamaño se pueden reducir los efectos de las sustancias tóxicas que entren al sistema
- Se reduce la importancia de sedimentabilidad del lodo
- Se alcanza una calidad relativamente alta del efluente
- Presenta largos TRSs lo que minimiza la producción de efluentes de desecho
- Las corrientes de un tratamiento aerobio pueden tratarse mediante este sistema para su estabilización

DESVENTAJAS

- Pueden presentarse ineficiencias en el mezclado y la distribución del flujo
- El flujo pistón (parcial) del sistema puede ser difícil de controlar

3.4 REACTORES ANAEROBIOS DE LECHO

Los reactores de lecho (también llamados de biopelícula) utilizan un método de película fija para el desarrollo de concentraciones altas de biomasa requeridas para un tratamiento anaerobio eficiente de aguas de desecho. La unión física entre la biomasa y un soporte inerte evita que exista un lavado de la biomasa y puede operar con altos niveles de biomasa y TRS. Esto también permite que estos reactores operen con flujos ascendentes que facilitan el lavado de la biomasa no adherida al soporte. Uno de los problemas generados por la concentración celular alta dentro de estos equipos tiene que ver con deficiencias en la transferencia de masa en el interior del reactor.

Tres procesos principales de biopelículas se pueden distinguir actualmente basándose en el grado de expansión del medio mantenido en cada uno. Para un reactor de lecho la alimentación se distribuye desde el fondo del lecho. A velocidades bajas de flujo, la alimentación experimenta una caída de presión (lecho fijo), pero cuando las velocidades de flujo se incrementan, la caída de presión será eventualmente igual a la suma del peso de los sólidos por unidad de área del lecho, más la fricción de los sólidos con la pared del reactor. Si el medio está fluyendo libremente, un incremento en la velocidad ascendente causa que el lecho se expanda y la caída de presión será igual al peso/área del lecho (lecho expandido). Un incremento en la velocidad ascendente causará una mayor expansión del lecho y las partículas sólidas se moverán libremente (lecho fluidizado). Si aumenta más la velocidad de flujo hasta la velocidad terminal de sedimentación de las partículas en el lecho, el medio se hará fluido y saldrá del reactor (lecho transportado o móvil). En la siguiente tabla se presentan las ventajas y desventajas de cada uno de estos procesos.

TABLA 5. VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LOS PROCESOS ANAEROBIOS DE LECHO

<p>LECHO FIJO</p> <p>VENTAJAS</p> <ul style="list-style-type: none"> • Se alcanzan concentraciones altas de biomasa y TRS largos • Se necesitan volúmenes de reactor pequeños debido a velocidades altas de carga orgánica • Se obtienen condiciones de operación relativamente estables bajo condiciones de alimentación variable o entrada de sustancias tóxicas • Conveniente para corrientes con concentraciones de sólidos suspendidos bajas • No se requiere mezclador mecánico • La generación de biogás y la recirculación del efluente aseguran una temperatura, pH y concentración de sustrato relativamente uniformes en el reactor • El área requerida para su construcción es relativamente pequeña

DESVENTAJAS

- La acumulación de sólidos suspendidos puede tener un efecto negativo en las características hidráulicas y de transferencia de masa del reactor
- No es conveniente para corrientes con concentraciones altas de sólidos suspendidos
- Puede requerirse remoción periódica de la biomasa
- Existe dificultad para el acceso al interior del reactor para monitoreo e inspección de la acumulación de la biomasa
- Si se manejan TRH cortos existirá una capacidad reducida para regular disturbios
- Los costos de empaquetamiento del material y del soporte del sistema son altos

LECHO FLUIDIZADO Y EXPANDIDO

VENTAJAS

- Se alcanzan concentraciones altas de biomasa y TRS
- Características excelentes de transferencia de masas
- Se necesitan volúmenes compactos de reactor debido a velocidades altas de carga orgánica
- Puede producir mejor calidad del efluente que otras opciones de tratamiento anaerobio
- Se obtienen condiciones de operación relativamente estables bajo condiciones de alimentación variable o entrada de sustancias tóxicas
- Conveniente para corrientes con concentraciones bajas de sólidos suspendidos
- No se requiere mezclado mecánico
- La generación de biogás y la recirculación del efluente aseguran temperatura, pH y concentración de sustrato relativamente uniformes en el reactor
- El área requerida para su construcción es relativamente pequeña

DESVENTAJAS

- Se requieren períodos largos de arranque
 - Los requerimientos de potencia para la expansión o fluidización del lecho son altos
 - El control de los medios y biomasa pueden ser difíciles
 - El lavado accidental del medio puede dañar la separación posterior
 - No es conveniente para corrientes con concentraciones altas de sólidos suspendidos
 - Si se manejan TRH cortos existirá una capacidad reducida para regular disturbios
 - El diseño del sistema mecánico es relativamente complejo
- Los costos de los medios acarreadores son altos

(Malina, Pohland, 1992).

3.5 REACTOR ANAEROBIO DE FLUJO ASCENDENTE (UASB, Upflow Anaerobic Sludge Blanket).

Es actualmente la opción anaerobia de alta velocidad más ampliamente aplicada. La factibilidad de los UASB para tratar principalmente aguas de desechos solubles se ha demostrado a todas las escalas (desde laboratorio hasta industrial). Por ejemplo, este tipo de reactores se han utilizado para la transformación y degradación de nitrofenoles en reactores alimentados continuamente con ácidos grasos volátiles (AGV) como sustrato principal (Donlon, et al, 1996); también para la remoción de fenol y *orto* y *para* cresol (Tawfiki, et al, 1999) y para el tratamiento de sustratos acidificados (por ejemplo AGV) o no acidificados (glucosa) (Elías, et al, 1999).

**ASPECTOS CINÉTICOS Y
MICROBIOLÓGICOS DEL SISTEMA DE
DIGESTIÓN ANAEROBIA.**

4.1 ESTEQUIOMETRÍA

El crecimiento de células microbianas es el resultado de cientos de reacciones catalizadas enzimáticamente, muchas de las cuales están reguladas cuidadosamente por la célula para asegurar que los nutrientes “no se desperdicien” y que los metabolitos clave estén disponibles cuando se requieran. El modelado de estas reacciones es una tarea difícil, ya que no sólo se deben considerar las reacciones que ocurren en el interior de la célula, sino también las variaciones que hay de una célula a otra y por ello en la mayoría de los casos se inicia el modelado de estos procesos considerando solo las principales variables bióticas y abióticas. No obstante lo anterior, en muchas ocasiones las descripciones simples de las cinéticas son suficientes para el desarrollo y optimización de procesos. Hasta el momento se ha avanzado en los conocimientos cinéticos del crecimiento microbiano, que incluyen ciertas características de estos procesos complejos tan pronto como se realizan descubrimientos de biología celular y se tienen ideas más exactas de la formación de productos celulares (White, 1995)

Dos aspectos importantes requeridos para el cálculo de los balances de materia y energía de un sistema biológico son la estequiometría y calor de reacción.

La suma total de los procesos celulares necesarios para el crecimiento de la célula se refieren como METABOLISMO. Dentro de este se distinguen dos tipos de procesos:

1. Los procesos CATABÓLICOS que producen la energía necesaria para la célula a partir de un compuesto que done energía; y
2. Los procesos ANABÓLICOS que requieren energía para la síntesis de material celular.

La fuente de energía puede ser la luz como ocurre en organismos fotosintéticos o bien pueden ser compuestos químicos orgánicos o inorgánicos. Los precursores celulares deben al menos, proveer todos los elementos encontrados en las células. Los precursores pueden ser tan simples como H_2O o CO_2 o tan complejos como los factores

de crecimiento encontrados en la sangre. En ocasiones una molécula puede servir como fuente de energía y también como fuente del carbono necesario para el crecimiento celular.

La energía que se libera de procesos catabólicos se "transporta" en forma de enlaces químicos de Adenosintrifosfato (denominado comúnmente como ATP) formado a partir del Adenosindifosfato (ADP) y el grupo pirofosfato (P_2) inorgánico. La formación de ATP a partir de ADP y pirofosfato tiene un $\Delta G \approx +7.3 \text{ Kcal/gmol}$ lo que indica que la reacción es altamente no espontánea; la energía requerida para los procesos anabólicos se suministra generalmente por el ATP. La hidrólisis de ATP a ADP y fosfato y la síntesis de ATP es un equilibrio altamente espontáneo y puede utilizarse para que se lleven a cabo reacciones no espontáneas de la síntesis celular. El siguiente esquema muestra las relaciones entre los procesos catabólicos y anabólicos.

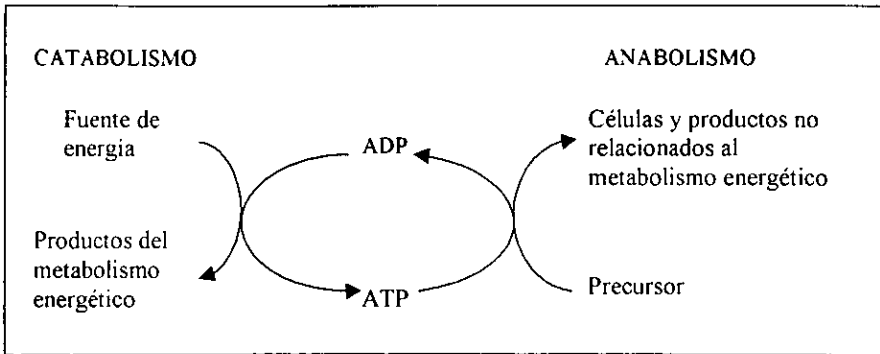


Figura 8. Representación simplificada del metabolismo bacteriano.

Se puede observar que las reacciones que involucran ATP son cíclicas, mientras que las que producen metabolitos energéticos o células y otros productos son lineales y resultan en una producción neta.

Los procesos catabólicos generan energía que se utiliza para realizar un trabajo; en el caso de una célula de mantenimiento y de síntesis, la energía no utilizada para

este fin, debe liberarse como calor. La primera Ley de la termodinámica conduce a considerar la producción de calor en un sistema biológico y frecuentemente a considerar su remoción en el diseño de biorreactores. Un aspecto importante dentro de este último punto es la consideración de la estequiometría y la producción de calor asociada con el crecimiento celular.

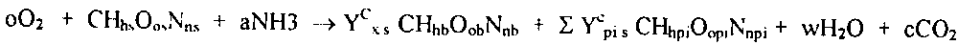
Como punto de partida para analizar el crecimiento y la formación de productos microbianos, se establece una ecuación estequiométrica básica que relacione los principales nutrientes y productos del metabolismo celular, la cual revela una consistencia sorprendente de los coeficientes de rendimiento, si se considera la variedad de sustratos y organismos involucrados. Los principales reactivos para la mayor clase de microorganismos, los quimiorganótrofos, son compuestos que contienen carbono, una fuente de nitrógeno (que puede ser el NH_3) y oxígeno. Además de los organismos antes mencionados se puede clasificar a los microorganismos basándose en los compuestos que utilizan como sus nutrientes:

Tabla 6. Clasificación de microorganismos en función de sus requerimientos

FUENTE DE CARBONO	FUENTE DE ENERGÍA		
	LUZ	SUSTANCIAS INORGÁNICAS	SUSTANCIAS ORGÁNICAS
Inorgánica (CO_2 , HCO_3^- , CO_3^{2-})	Eucariotas fotótrofos, cianobacterias (fotoautótrofos, el H_2O es el donador de electrones) Bacterias rojas y verdes (fotoautótrofos, H_2S o H_2 es el donador de electrones)	Autótrofos quimiolitótrofos: bacterias del hidrógeno, del hierro, del azufre y nitrificantes	No se conocen
Orgánica	Bacterias rojas y verdes usando fuentes orgánicas de carbono (fotoheterótrofos)	Mixótrofos	Quimiorganótrofos (la mayoría de los procariontes y todos los eucariotes no fototrópicos)

Fuente: Madigan, et al, 1997.

Los principales productos del metabolismo celular son CO₂, H₂O, material celular y una gran variedad de productos. Aunque el crecimiento celular involucra muchas reacciones químicas, la suma de estas reacciones puede representarse en forma de ENTRADAS-SALIDAS por una simple ecuación de crecimiento que incluye siempre la fórmula celular. Una fórmula frecuentemente aceptada para biomasa bacteriana es CH_{1.725}O_{0.38}N_{0.25} ya que la composición de la mayoría de los microorganismos es muy semejante. Los otros términos de la ecuación dependen de los nutrientes particulares y las fuentes de energía suministradas y los productos metabólicos. Una forma de la ecuación para C, H, O y N con carbono orgánico, fuente de energía, amoníaco como fuente de nitrógeno y sin factores de crecimiento es:



donde o, a, Y_{x/s}^C, Y_{pi/s}^C, w y c son coeficientes estequiométricos para O₂, NH₃, biomasa, el i-ésimo producto, agua y el CO₂ respectivamente.

Algunas consideraciones para esta ecuación son:

1. Se ha escogido como base una mol de sustrato de carbono (NORMALIZACIÓN).
2. o=0 para organismos anaerobios.
3. Y_{pi/s}^C = 0 para muchos organismos aerobios.

De esta ecuación se derivan balances elementales como:

- ♦ Carbono: $1 = Y_{x/s}^C + \sum Y_{pi/s}^C + c$
- ♦ Nitrógeno: $n_s + a = Y_{x/s}^C * n_b + \sum Y_{pi/s}^C * n_{pi}$

El H₂O no aparece en el balance, porque los cambios en la concentración del agua son difíciles de medir o determinar experimentalmente y por tanto, rara vez se usan los balances de H y O, ya que aunque se agrega una ecuación más, hay también una incógnita más. En lugar de esto, se utiliza un "balance de electrones disponibles" o balances similares basados en la conservación del poder reductor. Los electrones disponibles se refieren a los electrones un compuesto puede donar desde un estado hipotético de oxidación hasta CO₂, H₂O y NH₃. Por tanto, el número de electrones

disponibles equivalentes por peso fórmula de los elementos encontrados en compuestos orgánicos es 4 para el C, 1 para el H, -2 para el O y -3 para el N.

Los electrones disponibles corresponden a electrones que están en orbitales electrónicos externos, de mayor energía y ocupados incompletamente. Estos electrones disponibles se conservan en una reacción.

El grado de reducción, γ , puede definirse para compuestos orgánicos como el número de equivalentes de electrones disponibles por gramo -mol de C. A partir de esta consideración se plantean los siguientes balances:

$$\begin{aligned} \gamma_s &= 4 + h_s - 2 \cdot o_s - 3 \cdot n_s && \text{para sustrato} \\ \gamma_b &= 4 + h_b - 2 \cdot o_b - 3 \cdot n_b && \text{para biomasa} \\ \gamma_{pi} &= 4 + h_{pi} - 2 \cdot o_{pi} - 3 \cdot n_{pi} && \text{para productos} \end{aligned}$$

El balance de electrones disponibles puede representarse como:

$$o\gamma_{O_2} + \gamma_s = Y_{x/s}^c \gamma_b + \sum Y_{p/s}^c \gamma_{pi}$$

Como ya se mencionó el balance de O e H involucrando agua no es de mucha utilidad. La menor cantidad de parámetros se obtienen en el caso aerobio, donde $Y_{p/s}^c = 0$ o en el caso anaerobio donde $o=0$ y cuando hay sólo un producto orgánico. Aún para estos casos hay 4 incógnitas y sólo tres ecuaciones. Por tanto se puede considerar la relación de $Y_{x/s}^c$ que puede medirse experimentalmente (haciendo una gráfica de carbono celular sintetizado vs. carbono del sustrato consumido) o determinado a partir del conocimiento de la bioquímica.

El sustrato (que puede funcionar como fuente de carbono, de energía o para la producción de productos orgánicos no relacionados al catabolismo) se balancea según la siguiente ecuación:

$$1 = Y_{x/s}^c + f_c + \sum Y_{p/s}^c$$

donde f_c = fracción de C del sustrato utilizada para catabolismo

$Y_{p/j}^c$ = fracción del C del sustrato incorporado dentro del producto orgánico j
no relacionado al catabolismo (j es un subconjunto de i).

4.2 ASPECTOS CINÉTICOS

Dentro de los parámetros cinéticos importantes en el proceso de DA están: la velocidad específica máxima de crecimiento (μ_m) que es el valor máximo que puede alcanzar la biomasa en condiciones donde el sustrato no es limitante; el rendimiento celular ($Y_{x/s}$) que indica la fracción de sustrato destinada al crecimiento celular; la constante de afinidad (K_s), también llamada de saturación que indica o da una idea de que tanto puede aprovechar un grupo trófico un determinado sustrato; actividad específica máxima (r_s) que indica la cantidad máxima de sustrato utilizada, por unidad de biomasa y por unidad de tiempo. Estos parámetros servirán como punto de comparación para diferentes organismos entre los que se incluye a los metanógenos en la tabla 8.

Puede observarse que las velocidades de crecimiento de las especies involucradas en el proceso de DA son pequeñas y que, dado el bajo rendimiento celular, la conversión de sustrato en biomasa también es pequeña, lo cual implica una velocidad lenta de generación microbiana. Esto representa una de las ventajas fundamentales del proceso cuando se considera a este tipo de procesos para la depuración de corrientes residuales, ya que existirá una menor formación de lodos que se habrán de eliminar posteriormente (Lema, et al.; 1992).

Además cabe señalar que, por ejemplo, una planta que maneje 5 millones de galones por día sería más costosa si se manejara con un proceso de tipo aerobio, ya que requeriría 15 acres para su instalación comparado con sólo un acre para una planta de tratamiento de tipo anaerobio y costaría alrededor de 5 millones de dólares. Aunado a esto debe considerarse que la planta aerobia es consumidora de energía, contrario a la planta anaerobia (Richards, 1996).

Tabla 7. Parámetros cinéticos de diferentes grupos tróficos involucrados en el proceso de digestión anaerobia

Tipo	μ_m (día ⁻¹)	$Y_{x/s}$ (gSSV/gDQO)	K_s (gDQO/l)	r_s (gDQO/gSSV día)
Acidogénicos (APOH)	2.0	0.15	0.2	13
Metanogénicos (Acetoclastos): <i>Methanotrix sp.</i>	0.16	0.05	0.037	2
<i>Methanosarcina sp.</i>	0.45	0.05	0.350	9
Sulfato-reductoras (BSR)	4-6	0.10	0.007	50
Biomasa Digestor Anaerobio *	0.1-0.45	0.18	0.1-1.4	0.5-2.5
Bacterias (genérico)	2.4-40	0.50	-	-
Levaduras (aerobio)	48-80	0.5-0.8	-	-

* Valores típicos para la biomasa de un digestor anaerobio que trate efluentes complejos

Fuente: Henze y Harremöes, 1983

La constante de afinidad (K_s) proporciona una idea de la concentración mínima de un sustrato que podría metabolizarse por una población microbiana determinada a una velocidad competitiva.

Un análisis de los parámetros cinéticos dentro del proceso de DA nos permite observar el fenómeno de competencia dentro de cada grupo trófico. Así, por ejemplo, *Methanotrix sp.* (*Methanosaeta sp.*) y *Methanosarcina sp.* compiten por un mismo

sustrato, el acetato. La operación a bajas concentraciones de sustrato, que tiene lugar en operación con equipos continuos homogéneos (reactor de tanque agitado continuo, CSTR, por sus siglas en inglés) favorece la presencia de *Methanotrix* (menor μ_m y también menor K_s), mientras que una concentración elevada de sustrato en algunas fases o zonas del proceso, que tiene lugar en equipos en discontinuo o en continuo con flujo pistón, favorecería la presencia de *Methanosarcina* en ese período o zona. Por tanto, queda clara la dependencia de la ecología bacteriana con el modelo de flujo y con la estrategia de alimentación del equipo.

La actividad específica máxima del conjunto de una población estable es relativamente pequeña, siendo un valor típico el de 0.5-2 gDQO/gSSV día para el caso de un sustrato complejo. Este hecho obligará a mantener una concentración celular elevada en un equipo en la metanización de sustratos complejos, si se quiere operar a velocidades de carga orgánica elevadas (Lema, et al, 1992).

4.3 ASPECTOS MICROBIOLÓGICOS

El método principal por el cual se genera energía por procesos fisiológicos relacionados con el crecimiento tal como biosíntesis y transporte de solutos en la respiración de procariontes, es el acoplamiento del flujo de electrones en las membranas con lo cual se genera un gradiente electroquímico de protones. En este proceso los electrones fluyen desde un compuesto (el donador) hasta otro u otros (el o los aceptores finales de electrones), a través de una serie de proteínas acarreadoras de electrones y una clase de lípidos llamados quinonas. Este mecanismo en el que los electrones fluyen a través de acarreadores en las membranas se conoce como respiración. Si el aceptor final de electrones es el oxígeno, el flujo de electrones se conoce como respiración aeróbica. Si no es el oxígeno el aceptor final, entonces al flujo de electrones se llama respiración anaerobia. La translocación de protones tiene lugar en "sitios de acoplamiento". La energía para generar el potencial de protones se deriva de la diferencia de los potenciales de electrones (ΔE_h) de los acarreadores de

electrones. En otras palabras, las membranas de las células procariontes convierten una diferencia de potencial de electrones, ΔE_h , en una diferencia de potenciales electroquímicos (Δp). El potencial de protones se utiliza para conducir el transporte de solutos, síntesis de ATP, movimiento de flagelos, y otras actividades de la membrana. En la mitocondria (el organelo celular donde se lleva a cabo el proceso de respiración), la ruta de transporte de electrones es más o menos similar. Sin embargo, los procariontes son tan diversos que sus mecanismos para el transporte de electrones son diferentes dependiendo del donador primario y del aceptor final de electrones.

4.3.1 RESPIRACIÓN AEROBIA Y ANAEROBIA

Como se apuntó arriba, el proceso de respiración puede ser aerobio o anaerobio. Existe un flujo de electrones a través de los acarreadores de electrones en las membranas de las células procarióticas desde los donadores de electrones de bajo potencial (los donadores primarios o compuestos *reductores*) hasta los aceptores de electrones de alto potencial (los aceptores finales o compuestos *oxidantes*). Los aceptores de electrones como ya se mencionó pueden ser el oxígeno o algún otro aceptor inorgánico como el nitrato o sulfato. Un ejemplo de un aceptor orgánico de electrones es el fumarato. Por lo tanto, hay "respiración de oxígeno, respiración de nitrato", etc.

5.3.2 ACARREADORES DE ELECTRONES.

En el proceso de respiración se mencionó que los electrones fluyen a través de una serie de acarreadores de electrones:

1. Flavoproteínas
2. Quinonas
3. Proteínas fierro-azufre
4. Citocromos

Los electrones no son acarreados propiamente en la proteína, sino por moléculas enlazadas a la proteína. La porción no proteica que acarrea los electrones se llama *grupo prostético*.

Cada uno de los acarreadores de electrones tiene diferente potencial electrónico y los electrones se transfieren secuencialmente desde un acarreador de potencial mayor.

Cada uno de estos se describe a continuación.

4.3.2.1 FLAVOPROTEÍNAS

Las flavoproteínas (Fp) son acarreadores de electrones que tienen como grupo prostético una molécula orgánica llamada flavina. Esta molécula es sintetizada por la célula a partir de la vitamina riboflavina (vitamina B₁₂). Existen dos flavinas, la Flavin Mononucleótido (FMN) y la Flavin Adenin Dinucleótido (FAD). Cuando las flavinas están reducidas, acarrea 2H (dos electrones y dos hidrógenos), uno en cada uno de los dos anillos de nitrógeno. Hay muchas flavoproteínas y catalizan diversas reacciones de oxidación-reducción en el citoplasma, no simplemente aquellas de la cadena de transporte de electrones en las membranas. Aun cuando todas las flavoproteínas tienen como su grupo prostético a la FMN o a la FAD, difieren en el tipo de reacciones que catalizan así como en sus potenciales REDOX; estas diferencias se deben al componente proteico de la enzima, no a la flavina misma.

4.3.2.2 QUINONAS

Las quinonas son lípidos acarreadores de electrones. Debido a la naturaleza hidrofóbica de los lípidos, se cree que estos acarreadores tienen una alta movilidad en la fase de lípidos de la membrana y acarrea hidrógeno y electrones. Las bacterias producen dos tipos de quinonas que funcionan durante la respiración, la ubiquinona (UQ), una quinona que también se encuentra en la mitocondria, y la menaquinona (MQ o algunas veces denominada MK), que son derivados de la vitamina K, y tienen más bajo potencial electrónico que las ubiquinonas y se utilizan predominantemente durante

la respiración ANAEROBIA donde el aceptor de electrones tiene un potencial bajo (por ejemplo, durante la respiración del fumarato). Un tercer tipo de quinonas se presenta en cloroplastos y cianobacterias y funciona en el transporte electrónico fotosintético y en lugar de grupos metoxi presenta grupos metilo.

4.3.2.3 PROTEÍNAS DE FIERRO-AZUFRE

Este tipo de compuestos contienen grupos de azufre, que cuando el pH baja a aproximadamente 1, la proteína libera H_2S , debido a que hay un sulfuro unido a hierro por enlaces que se rompen con un ácido. Hay más de un grupo de FeS por proteína. Existen numerosas proteínas de FeS que catalizan otras tantas reacciones de oxidación-reducción en el citoplasma así como en la membrana y presentan un amplio rango de potenciales (-400 mV a +350 mV) y pueden estar en ambos extremos de la cadena respiratoria.

4.3.2.4 CITOCROMOS

Estos compuestos contienen un grupo hemo que consiste de 4 anillos pirrólicos unidos unos con otros por grupos meteno y son llamados tetrapirroles. Cuando cada uno de estos anillos está sustituido en su cadena lateral se llaman *porfirinas*. Existen varias clases de citocromos según las cadenas laterales unidas a sus anillos pirrólicos denominado *a*, *b*, *c*, y *d* (White, 1995).

4.4 ORGANIZACIÓN DE LOS ACARREADORES DE ELECTRONES EN BACTERIAS

Las cadenas de transporte de electrones en las bacterias varía entre los diferentes grupos y también de acuerdo a las diferentes condiciones de crecimiento. Aún así, existen ciertas características comunes en los esquemas de transporte de electrones bacterianos; como en el caso de las cadenas de electrones en las mitocondrias, las cadenas bacterianas están organizadas dentro de complejos de oxidasas y deshidrogenasas conectadas con quinonas.

4.5 CARACTERÍSTICAS DE BACTERIAS METANOGÉNICAS

Los organismos responsables de la producción de biogás se conocieron hasta en este siglo. Mediante estudios de aislamiento de microorganismos anaerobios estrictos, se estableció que las bacterias metanogénicas juegan un papel importante en la degradación de compuestos orgánicos. La formación de metano es un evento único en la naturaleza y lo realiza sólo un pequeño grupo de bacterias (Wolfe, 1971).

4.5.1 Fisiología de metanógenos

Las bacterias metanogénicas son muy diversas en cuanto a morfología, requerimientos nutricionales, composición de pared celular y temperatura óptima de crecimiento. En base a estas características se distinguen tres grupos:

1. Los metanobacteriales
2. Los metanococales, y
3. Los metanomicrobiales

Generalmente, el número de sustratos utilizados por los metanógenos es pequeño. La mayoría de ellos crecen en H_2-CO_2 y frecuentemente en formato. Otras especies crecen sólo en combinaciones de H_2 -metanol o en acetato. Con excepción de éste último, el cambio de un sustrato a otro es relativamente rápido.

La fuente de nitrógeno usual para los metanógenos es el amoníaco, pero la capacidad de fijar nitrógeno molecular, se observa en varias especies de este género. El ácido sulfhídrico es la fuente común de azufre, aunque el azufre elemental lo pueden utilizar muchas especies.

4.5.2 Bioquímica de los metanógenos

Las peculiaridades de la metanogénesis y la conservación de energía de los metanógenos, han propiciado la especialización de coenzimas inusuales. En la figura 9 se presenta la vía de metanogénesis a partir de H_2-CO_2 y a partir de metanol, además

del tipo de coenzimas requeridas para el proceso (Blaut, 1990), cuya descripción exacta no se aborda en este trabajo.

4.6 ASPECTOS DE MODELADO DEL PROCESO DE DIGESTIÓN ANAEROBIA

Después de haber realizado la revisión de las principales características del proceso anaerobio, se considerará el modelado de este proceso. Primero cabe señalar que el proceso de digestión anaerobia es sumamente complejo, ya que los microorganismos encargados de la degradación de los sustratos forman un consorcio con interrelaciones muy particulares. Además al ser el proceso de digestión un proceso en varias etapas interdependientes unas con otras, es fácil entender porqué el modelado de este tipo de procesos resulta sumamente complicado. No obstante, se han desarrollado algunos modelos que describen el comportamiento de estos procesos. Algunos afirman que los reactores biológicos no son sino un caso particular de los reactores químicos, siendo necesario solamente aplicar la ecuación cinética completa. Entonces el modelo matemático de este tipo de procesos tendrá que ver con la cinética de crecimiento y generación de productos de los microorganismos involucrados. Además se afirma que para el diseño de reactores es posible lograr una buena descripción del crecimiento de los microorganismos usando modelos bastante sencillos, la mayoría de los cuales son segregados, no estructurados y determinísticos. Por ejemplo, Angelidaki et al. (1999) reportan un modelo dinámico que describe la degradación anaerobia de material complejo y la codigestión de distintos tipos de desechos, describiendo al sustrato por la composición de sus componentes, es decir, carbohidratos, lípidos y proteínas, entre otras sustancias, lo que permite observar los cambios dinámicos del proceso si la composición del sustrato cambia, con lo que cambian los datos de entrada en la simulación. Este modelo se probó con éxito en reactores de escala laboratorio.

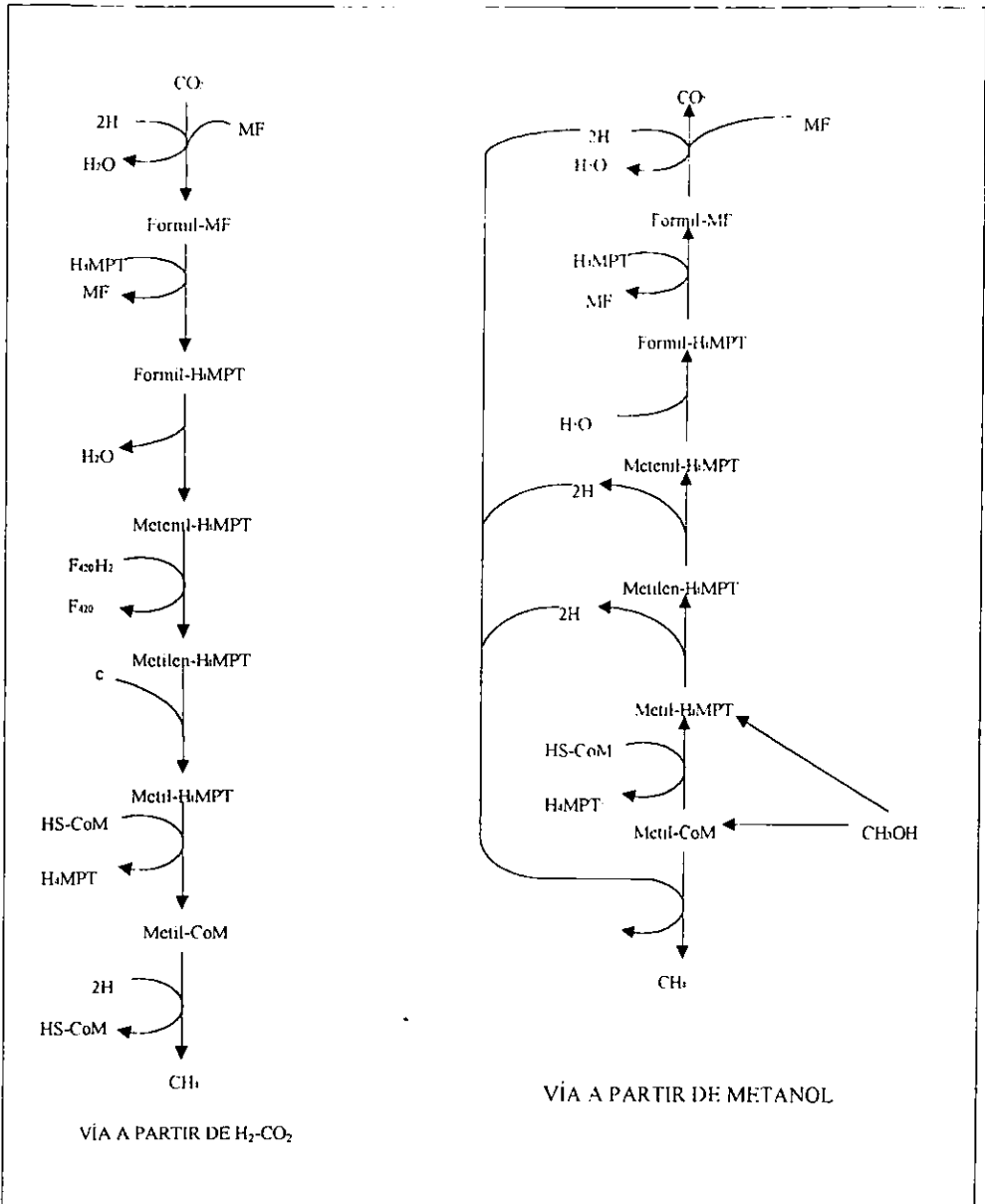


Figura 9. Vías de la metanogénesis a partir de H₂-CO₂ y metanol. (Blaut, 1990)

También se han desarrollado modelos que tratan de establecer los efectos de diferentes parámetros sobre la producción de biogás en reactores anaerobios. Se ha reportado un modelo que representa el crecimiento en suspensión de sistemas de digestión anaerobia en los que se estudia el efecto de un mezclado imperfecto sobre la producción de biogás. Mediante el modelo se establece una disminución considerable en la producción de metano y la eficiencia del tratamiento debidas a un mezclado imperfecto. Por tanto, se enfatiza la importancia de considerar el mezclado cuando se realiza una simulación del proceso de digestión anaerobia, durante los cálculos de la eficiencia de conversión del proceso y durante el diseño de los reactores anaerobios (Bello, et al, 1998).

Otro reporte se refiere al desarrollo de un modelo cinético para simular la biodegradación de la fracción orgánica de los desechos sólidos municipales en un proceso de digestión anaerobia de flujo continuo y mezcla completa alto en sólidos. Las características sobresalientes de este trabajo es que considera un factor de corrección del balance de masas que considera por un lado la cantidad de agua que se incorpora durante la producción de biogás y el vapor de agua presente en el biogás (Kayhanian, et al., 1996)

**ANÁLISIS DE UN SISTEMA
EXPERIMENTAL DE DIGESTIÓN
ANAEROBIA**

El manejo experimental de un sistema de digestión anaerobia es importante para conocer la operación de estos equipos y para determinar cuáles son los parámetros más importantes en su operación. Por lo tanto, se realizó una estancia en el Laboratorio de Ingeniería Ambiental del Centro de Investigación y de Estudios Avanzados del Instituto Politécnico Nacional (CINVESTAV-IPN), en el que se operaron tres digestores anaerobios de mezcla completa (DANMECO) para familiarizarse con los parámetros de operación y para observar de qué manera se relacionan las variables involucradas en el proceso de digestión anaerobia.

Es cierto que la composición y la naturaleza de los desechos tienen gran influencia en la producción de biogás, pero estos parámetros no se pueden controlar en situaciones de operación real. Sin embargo en el laboratorio se utilizó en la operación de estos tres biorreactores un agua residual sintética que ya se había utilizado en otros estudios dentro del mismo laboratorio. Otros factores que influyen son la tasa de humedad de los desechos, el pH, la temperatura del reactor y la presencia de oxígeno disponible.

Los reactores anaerobios que se utilizaron son reactores de mezcla completa, con los siguientes volúmenes de operación: a) Reactor 1= 1.5 litros; b) Reactor 2= 2.5 litros; c) Reactor 3= 2.5 litros. El tiempo de residencia hidráulico en estos reactores fue de 25 días. El régimen de operación que prevaleció en estos sistemas fue el semicontinuo. Para realizar el seguimiento de la operación de estos reactores fue necesario obtener muestras diariamente, por lo que se purgó una cantidad del volumen de mezcla dentro del reactor y se alimentó la misma cantidad de agua residual sintética (ARS) para mantener el régimen semicontinuo en los sistemas. A las muestras obtenidas se les determinó el pH, se midió la cantidad de biogás obtenido y se realizaron las diluciones para llevar a cabo la determinación de la DQO. Las técnicas utilizadas se detallan a continuación.

5.1 MATERIALES Y MÉTODOS

El seguimiento de la operación de los reactores anaerobios se basó en tres características de los sistemas: 1) la determinación de la producción de biogás, que es un reflejo de la actividad microbiana y por tanto del grado de degradación del sustrato alimentado; 2) la medición del pH, ya que se debe mantener un valor de pH de entre 6.6 y 7.6 para asegurar el desarrollo y la actividad óptimos de los microorganismos; y 3) la determinación de la Demanda Química de Oxígeno (DQO). Las actividades que se realizaron fueron las siguientes:

1. Se purgó un volumen determinado de mezcla a cada uno de los reactores (como se indica en la Tabla de resultados) y se alimentó la misma cantidad que se purgaba de agua residual sintética, para mantener el régimen semicontinuo del sistema.
2. El volumen del biogás se determinó por medio de una probeta graduada y se realizó a través del volumen que se obtuvo por el desplazamiento de una solución de salmuera, realizada por el biogás que provienen del reactor.
3. Otra prueba que se realizó fue la determinación de la inflamabilidad de cada una de las muestras de biogás obtenidas de los reactores. Esto es, se observó de manera cualitativa las características combustibles del biogás generado en el sistema.
4. El pH se determinó a cada una de las muestras obtenidas por medio de un potenciómetro.
5. La determinación de la DQO se realizó mediante el siguiente procedimiento:
 - Se hicieron diluciones 1:20 de las muestras de cada uno de los reactores para llevar a cabo la prueba (esto se debe a que las muestras contienen una cantidad muy grande de biomasa y esto puede afectar la medición)
 - La técnica posterior se realizó según los procedimientos reportados en el Standard Methods (AWWA, 1989).

5.2 RESULTADOS

Los resultados se presentan en forma de tabla que incluye los tres reactores que se operaron durante el tiempo que duró la estancia y en la que como se indicó, el objetivo principal fue el familiarizarse con la operación y manejo de este tipo de sistemas anaerobios. Asimismo, se presentan las gráficas de pH y producción de biogás para los tres biorreactores, para observar la relación que guardan estas dos variables y para enfatizar la importancia que tiene el pH en este tipo de sistemas, en el que se ha reportado que una disminución en el valor de pH puede llegar a inhibir el proceso completo de digestión.

5.3 DISCUSIÓN DE RESULTADOS

Puede observarse que las variaciones en el valor de pH provocan variaciones en la producción de biogás, como puede observarse en las figuras 10-12.

Los reactores tuvieron variaciones significativas en el pH y, como éste es una variable que influye de manera significativa en cualquier proceso de actividad microbiana (ya que cualquier cambio en este parámetro puede influir de manera significativa en el proceso), (Malina, Pohland, 1992) la producción de biogás se vió afectada. Además puede observarse que los reactores de volúmenes mayores tienen una capacidad de amortiguamiento mayor respecto a las variaciones de pH.

La temperatura a la se operaron estos equipos fue 30°C en un cuarto con ambiente controlado. Esta temperatura es similar a la reportada en la literatura (Amaya, 1981) y se observa que existe una buena producción con este sistema.

Por lo tanto, del sistema de Digestión analizado puede concluirse que:

- El pH influye de manera importante en el desarrollo del proceso de DA, ya que al variar el pH dentro de los biorreactores la producción de biogás también varía.

Día	Reactor 1			Reactor 2			Reactor 3		
	pH	Biogás (l)	DQO (mg/l)	pH	Biogás (l)	DQO (mg/l)	pH	Biogás (l)	DQO (mg/l)
1	7,02	0,15	*	7,08	1,46	*	7,11	1,67	*
2	6,95	0,45	*	7	1,09	*	7,03	1,38	*
3	6,95	0,83	2966,4	7,05	2,24	6572	7,05	2,05	3460,8
4	7	0,73	*	7	2,19	*	7	1,9	*
5	7,1	0,27	*	7,24	0,48	*	7,29	0,23	*
6	6,95	0,7	*	7,18	1,59	*	7,15	1,73	*
7	6,69	0	*	7,06	1,73	*	7,02	1,33	*
8	6,12	0,21	*	7,03	1,61	1824	7,12	1,53	*
9	6,87	0,6	*	7,07	1,81	*	7,1	1,08	*
10	6,67	0	9880	7,01	1,29	*	7,02	1,07	2128
11	6,74	0,09	*	7,01	1,49	2432	7,02	1,21	*
12	6,36	0,25	4256	6,78	0,97	*	6,85	0,71	1368
13	6,25	0,54	*	6,79	1,4	*	6,88	1,22	*
14	6,3	0,89	*	6,79	1,8	*	6,9	1,61	*
15	5,82	0,19	6688	6,8	0,98	1672	6,84	0,75	1368
16	6,61	0	*	6,89	1	*	7	0	*
17	6,24	0,6	*	6,62	1,24	*	7	0	*
18	6,53	0,06	11096	6,65	1,29	4712	7,04	0	*
19	6,73	0,3	*	6,62	1,29	*	6,73	0,3	*
20	6,75	0	*	6,68	1,47	*	6,75	0	*

* No se midió la variable en el día especificado

Tabla 7. Resultados de la operación de los digestores anaerobios de mezcla completa (DANMECO)

Figura 10. Perfiles de pH y Biogás en el reactor 1

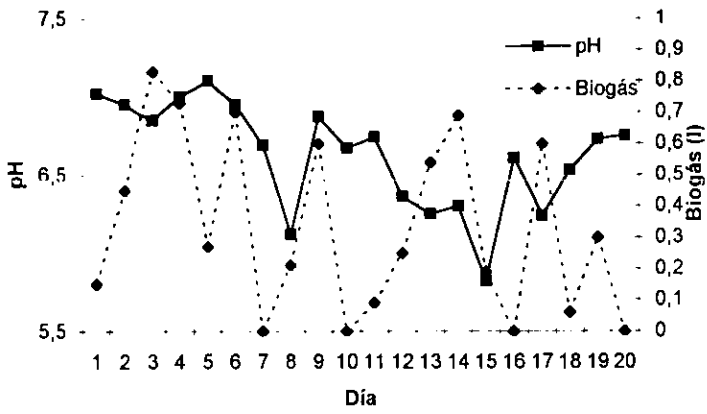


Figura 11. Perfiles de pH y Biogás en el reactor 2

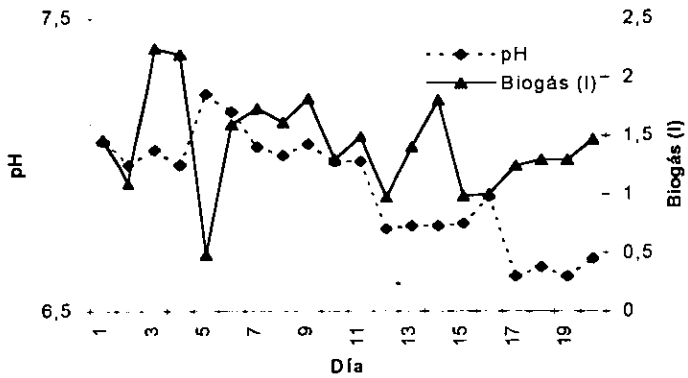
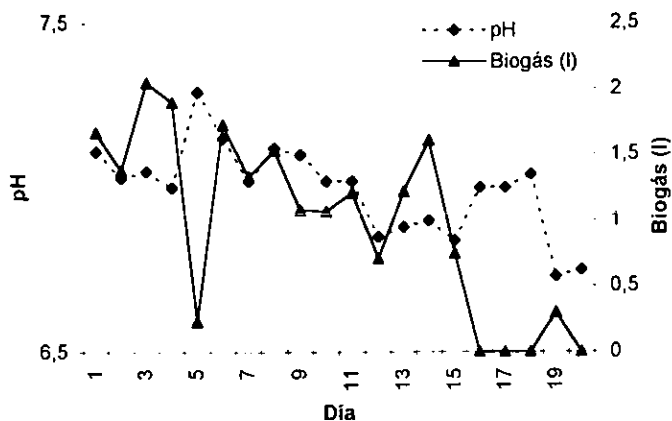


Figura 12. Perfiles de pH y Biogás en el reactor 3



- La temperatura que se manejó en estos biorreactores se basó en la reportada en la literatura y se observó que los sistemas trabajan bien bajo estas características.
- La operación no requiere de un grado alto de especialización y una vez que se establece la forma de manejo del equipo, el sistema puede operarse fácilmente.
- El tipo de reactor que se propone es similar al operado, ya que los dos están bajo un régimen semicontinuo de operación.
- Existe un efecto de amortiguamiento por tamaño de reactor ya que las variaciones en el valor de pH influyen más en el reactor 1 que en los reactores 2 y 3.

DISEÑO DE UN DIGESTOR ANAEROBIO

6.1 ASPECTOS BÁSICOS DEL DISEÑO DE REACTORES ANAEROBIOS

Hay básicamente dos enfoques para el diseño de reactores anaerobios:

1. El método tradicional o empírico que, basado en años de experiencia, propone valores de carga orgánica y predice un cierto grado de eliminación de materia orgánica, y
2. El método conceptual, en el cual se simulan matemáticamente los procesos biológicos, químicos y/o físicos involucrados en el reactor, para predecir la eficiencia de remoción.

A pesar de la complejidad de la digestión anaerobia, el método tradicional ofrece buenos resultados, siempre y cuando se diseñe dentro de los límites que marque la experiencia. En caso contrario, la extrapolación a otras situaciones puede ser peligrosa debido a que pueden existir variaciones significativas en cuanto a operación dependiendo del sistema de digestión en cuestión.

Por su parte, el método conceptual relaciona las principales características de los fenómenos involucrados, de manera que se pueda generalizar la aplicación del modelo de diseño. Esto necesariamente lleva a procedimientos relativamente complejos, y con frecuencia los modelos derivados de este enfoque no se aplican en el diseño sino más bien, haciendo algunas simplificaciones, se aplican en simulación y control de procesos.

En general, un proceso anaerobio puede diseñarse para dos fines: obtener una alta productividad de metano ($\text{m}^3 \text{CH}_4/\text{m}^3_{\text{reactor}} \text{ día}$) aprovechando energéticamente el desecho, o una alta eficiencia de remoción de materia orgánica para el control de la contaminación. A continuación se describen en forma breve los parámetros más relevantes para el diseño de reactores anaerobios.

6.1.1 Carga orgánica másica (B_x)

La carga orgánica másica (B_x) se interpreta como la masa de sustrato (kgDQO) que se alimenta por unidad de biomasa (kg SSV) y por unidad de tiempo (se debe tener cuidado con material particulado en el lecho puro que no es biológicamente activo). La B_x máxima de diseño y operación para reactores anaerobios es de 1 kg DQO/kg SSV día a 35°C y trabajar a cargas mayores provocaría la acidificación del reactor. Por lo general, los reactores anaerobios se operan a B_x del orden de 0.5 kg DQO/kg SSV día, lo que da un factor de seguridad. Para el cálculo de carga orgánica másica se utiliza la siguiente ecuación:

$$B_x = \frac{Q S_o}{X_r V} \quad (6.1)$$

donde:

V= Volumen del reactor (m^3)

Q= Gasto (m^3/d)

S_o = Concentración de sustrato (kg SSV/ m^3)

B_x = Carga orgánica másica (kg DQO/kgSSV d)

X_r = Concentración de biomasa dentro del reactor (kg SSV/ m^3)

En la práctica es muy difícil determinar realmente el contenido o concentración de biomasa dentro de los reactores anaerobios avanzados (concretamente en los reactores empacados). Debido a esto, la carga orgánica másica no se emplea para diseño, a pesar de involucrar a la biomasa, responsable de la degradación de la materia orgánica.

6.1.2 Carga orgánica volumétrica (B_v)

La carga orgánica volumétrica (B_v) es la cantidad de sustrato (kg DQO) que se introduce por unidad de volumen de reactor (m^3) por unidad de tiempo. Este es el parámetro más utilizado en el diseño de reactores anaerobios, aún cuando no toma en

cuenta la verdadera variable de diseño, que es el contenido de sólidos suspendidos volátiles activos (biomasa) del reactor. Sin embargo, no todos los reactores, ni del mismo tipo, tienen igual cantidad de biomasa por unidad de volumen. Por esto, aunque la B_v realmente no es la variable de diseño más adecuada, se sigue empleando por tradición y es útil con fines comparativos. El cálculo de la carga orgánica volumétrica es como sigue:

$$B_x = \frac{Q S_o}{V} \quad (6.2)$$

en kg DQO/ m³ día, o bien de la siguiente forma:

$$B_v = \frac{S_o}{TRH} \quad (6.3)$$

y además:

$$B_v = B_x X_r \quad (6.4)$$

donde:

B_x = Carga orgánica volumétrica (kgDQO/ m³ día)

V = Volumen del reactor (m³)

Q = Gasto (m³/día)

S_o = Concentración de sustrato (kg DQO/m³)

TRH = Tiempo de retención hidráulica (día)

6.1.3 Tiempo de retención celular (TRC o θ_x)

El tiempo de retención celular se define como el tiempo (días) que permanece la biomasa dentro del reactor. En reactores completamente mezclados, el tiempo de retención celular tiene mucha aplicación como variable de diseño, no así en reactores de película fija donde la biomasa no tiene distribución homogénea, además de la dificultad para medir la concentración de SSV dentro del reactor. La relación de cálculo es la siguiente:

$$TRC = \frac{X_r V}{Q_p X_p + Q X_e} \quad (6.5)$$

donde:

TRC = tiempo de retención celular (días)

V = volumen del reactor (m^3)

Q = gasto de agua tratada ($m^3/día$)

X_r = concentración de biomasa ($kg\ SSV/m^3$)

Q_p = gasto de purga ($m^3/día$)

X_p = concentración de biomasa purgada ($kg\ SSV/m^3$)

X_e = concentración de biomasa en el efluente ($Kg\ SSV/m^3$)

Si se desprecia X_e , que son los SSV en el efluente, entonces:

$$TRC = \frac{X_r V}{Q_p X_p}$$

Quando el influente tiene una concentración importante de sólidos suspendidos volátiles (SSV) se debe tener precaución al utilizar el tiempo de retención celular como variable de diseño y control de la operación del proceso.

6.1.4 Tiempo de retención hidráulico (TRH o θ)

El tiempo de retención hidráulico es el tiempo que permanece el agua residual dentro del reactor y se utiliza para comparar reactores, más que para diseño. Sin embargo, es la variable de diseño para el tratamiento de aguas residuales domésticas (aguas con baja carga orgánica) que se ha propuesto para diseñar filtros anaerobios. Debido a que los reactores avanzados tienen diferentes tipos de tiempos de retención celular e hidráulica, realmente el tiempo de retención hidráulico no debería ser una variable de diseño sino una variable dependiente (salvo en cargas muy bajas, donde el factor hidráulico gobierna). Su cálculo es mediante la siguiente expresión:

$$TRH = \frac{V}{Q} \quad (6.6)$$

donde:

TRH= tiempo de retención hidráulica (días)

V= volumen del reactor (m³)

Q= gasto (m³/día)

(Noyola, 1994)

6.2 DISEÑO DEL DIGESTOR

Para el diseño del reactor anaerobio de mezcla completa, se utilizarán los datos de las condiciones reportadas y la experiencia obtenida en el laboratorio de Ingeniería Ambiental durante la estancia realizada. El diseño del DA se realiza basándose en ciertas consideraciones que son las siguientes.

- El sistema de DA que se aplica es el reactor anaerobio, con alimentación intermitente, ya que este tipo de sistemas presenta bajos costos de instalación y operación y es adecuado para su instalación en zonas rurales del país, a las cuales está enfocado este trabajo.
- El diseño que se propone es un sistema enterrado, como en el caso de las lagunas anaerobias, con la finalidad de evitar los requerimientos de suministro de calor, ya que se ha observado que el calor generado por el metabolismo microbiano durante la descomposición de los sustratos alimentados es suficiente para mantener la temperatura del digestor en un valor en el que se presenta una buena producción de calor.
- La corriente de alimentación del sistema está compuesta por estiércol de conejo de la granja del Ateneo del Anahuac, A.C., instalada como parte de su programa de

desarrollo ecosustentable y que se toma como una primera fase en el proceso de instalación de este tipo de sistemas en zonas rurales del país.

- El diseño se hará en función del contenido de sólidos suspendidos volátiles (SSV), ya que es un método por el que se puede diseñar un reactor de este tipo (Metcalf-Eddy, 1979).

Uno de los métodos más comunes utilizados para dimensionar los digestores es la determinación del volumen requerido en base al factor de carga. Aunque son varios los factores propuestos, nos dos cuyo uso parece estar más extendido se basan en:

1. Los kilogramos de sólidos volátiles añadidos por día y por metro cúbico de capacidad del digestor, y
2. Los kilogramos de sólidos volátiles añadidos por día y por kilogramo de sólidos volátiles en el digestor.

El tanque de digestión convencional de fase única está estratificado en tres capas son el sobrenadante en la parte superior, la zona activa de digestión en medio y el fango espesado en el fondo. Dado el volumen necesario para el almacenamiento del fango digerido, el sobrenadante y la capacidad en exceso para las fluctuaciones diarias de la carga de fango, la carga volumétrica de los digestores de una sola fase es baja (Metcalf-Eddy, 1979). Por lo tanto, el diseño propuesto es un proceso en dos fases con dos tanques de idénticas dimensiones.

Los datos del diseño del digestor anaerobio propuesto son los siguientes:

Concentración del lodo: 10 % en sólidos

Porcentaje de sólidos suspendidos volátiles: 55%

Se alimentarán 50 Kg de excreta/semana y por lo tanto se tendrá: 27 Kg de SSV/semana = 3.85 kg SSV/ día

Se toma en cuenta un TRH de 20 días y de la tabla 10 se determina el factor de carga en función de la concentración de sólidos en el lodo. De aquí el factor de carga es: 3.80 kg/m³ día. Así pues el cálculo del volumen es igual a:

$$Volumen = \frac{3.85 \text{ kgSSV / día}}{3.80 \text{ kg / m}^3 \text{ día}} = 1.01 \text{ m}^3 \quad (6.7)$$

Esto es razonable considerando que es un reactor para una producción de excreta baja.

Ahora bien el volumen calculado corresponde al volumen de operación y debido a que debe de considerarse un volumen libre para el almacenamiento del biogás, se considera un 20% más del volumen calculado. Por otro lado, se considera un 10% de volumen extra por las posibles variaciones que pudieran existir en la carga de alimentación al digestor. Por lo tanto, el volumen total del digestor es:

$$Volumen = 1.313 \text{ m}^3$$

Este volumen es igual al volumen total del digestor, pero como se verá en los esquemas el diseño propuesto es un tanque con tapa hemiesférica y fondo cónico, por lo que es necesario calcular el diámetro del tanque según la siguiente ecuación:

$$V_{total} = V_{tapa} + V_{cilindro} + V_{fondo}$$

En función del diámetro la ecuación de volúmenes para las tres partes del digestor es:

$$V_{total} = 0.58\pi D^3$$

Con esta ecuación y considerando que el volumen total calculado anteriormente es de 1.313, el diámetro del digestor es de:

$$D = 0.8965 \text{ m}$$

Para este tipo de sistemas se recomiendan relaciones longitud diámetro (L/D) pequeñas (Lema, et al, 1991) y por tanto se considera un factor $L/D= 1.5$. Por lo tanto:

$$L=1.34475 \text{ m}$$

Por lo tanto, como se apuntó anteriormente, el sistema consta de dos digestores de iguales dimensiones y cuyo esquema se presenta en la figura 13.

Cabe hacer mención que por cuestiones de costo que para el sistema propuesto se considera como material de construcción ladrillo que además de ser económico es un material que puede adquirirse fácilmente en las comunidades donde se pretende que este tipo de sistemas tenga aplicación. Además el sistema propuesto es enterrado con lo que se espera que se eliminen los requerimientos de suministro de calor al sistema, ya que se ha reportado que el calor generado por el metabolismo es suficiente para mantener la temperatura del digestor en un valor dentro del rango mesofílico (Madigan, 1997).

MEMORIA DE CÁLCULO

1. Un diagrama de distribución de las instalaciones del Ateneo del Anahuac, A.C. se presenta en la figura 13 además de un diagrama de flujo del sistema se presenta en la figura 14.

2. Dimensionamiento del recipiente:

Mediante la ecuación 7 se determinó el diámetro y con una relación $L/D= 1.5$ la longitud, dando las siguientes dimensiones del digestor:

$$\text{Diámetro} = 0.8965 \text{ m}$$

$$\text{Longitud} = 1.3475 \text{ m}$$

Un esquema de los digestores se presenta en la figura 16.

3. Los materiales con que se propone que se construya el digester son: ladrillo y una capa de asbesto como se muestra en la figura en donde se aprecia el detalle de la pared del digester. Estos materiales se proponen porque el cemento presenta una buena durabilidad como se comprueba en las instalaciones de cría de cerdos, además que por la región en la que se propone que se construya en una primera etapa el digester (San Fco., Xochicuautla, Edo. de México) la mano de obra y los materiales están disponibles.
4. Las boquillas del sistema se presentan en la figura 17 junto con sus especificaciones. Se proponen estas en base a la experiencia de gente que ha trabajado en cría de cerdos y que en sus instalaciones poseen tuberías de este tipo además que como los flujos son pequeños y las corrientes son casi todas soluciones, se considera que no habrá problemas de taponamiento de tuberías. El material de las tuberías se especifica en la figura citada arriba.
5. Como una primera etapa se pretende hacer la mezcla de excreta y agua en un tanque por separado del digester, esto con el objetivo de permitir que la solución de excreta y agua permanezcan uno o dos días antes de alimentarla para favorecer la eliminación de aire que afectaría al proceso de digestión dentro de los tanques.

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

1. **MOLIENDA.** Es recomendable moler el estiércol fresco que se va a utilizar para la digestión, ya que al disminuir el tamaño de los sólidos se está aumentando el área de contacto con los microorganismos encargados de iniciar el proceso. En caso de que no se cuente con un equipo para la molienda, esta etapa puede pasar inadvertida. Tomando en cuenta lo anterior, el siguiente paso es vaciar el estiércol en un recipiente adecuado para el acondicionamiento o bien se puede hacer directamente en el digester.
2. **ACONDICIONAMIENTO.** Esta etapa es la más importante del proceso para obtener una solución (agua-excreta) que garantice la producción de biogás. Para ello se realizan los pasos siguientes:

- La recolección de excreta se hará manualmente directamente de la granja conejera y se almacenará en el tanque mezclador por uno o dos días dependiendo del modo de operación, aunque es recomendable dejarlo 2 días para permitir que todo el aire selimine durante esta estancia en el tanque.
 - Adicionar la cantidad necesaria de agua para obtener una concentración aproximada del 8 % en peso de sólidos totales. Esto es para la carga diaria propuesta se tiene que se deben de adicionar 89.375 l de agua para alcanzar la concentración deseada. Se puede agregar también un poco de CaCO_3 para ajustar el pH.
3. **CARGA DEL DIGESTOR.** La carga del digestor se hará por gravedad ya que se planea que el estiércol sea adicionado directamente a partir de la granja conejera que en este caso se encuentra en una altura superior al digestor. Además se plantea así para evitar el uso de bombas de alimentación que elevarían los costos del digestor.
 4. **ALMACENAMIENTO DEL BIOGÁS.** En una instalación donde el gas se usa regularmente puede no ser necesario el uso de un sistema de almacenamiento. Para el caso propuesto, la utilización del gas se realizará continuamente y por lo tanto no es necesario plantear un sistema de almacenamiento externo al digestor el cual se ha dimensionado para permitir que tenga un cierto volumen disponible para que ahí mismo se almacene el biogás antes de utilizarlo.
 5. **DESCARGA.** El efluente se debe descargar de la manera adecuada para evitar que entre aire en el digestor. Los lodos se pueden aplicar como fertilizante y el sobrenadante se puede utilizar como agua de riego para el invernadero del mismo Ateneo. El componente líquido se puede utilizar además para el acondicionamiento de la solución de alimentación y el efluente sólido puede ser tratado para separar las proteínas que contiene (aproximadamente el 14% de los sólidos no digeridos) las cuales pueden utilizarse como componente alimenticio para el ganado y los sólidos restantes para el acondicionamiento del suelo de cultivo.

OPERACIÓN PROPUESTA DEL SISTEMA DE DIGESTIÓN

La operación del digestor resulta ser muy sencilla, como se muestra a continuación en base al diagrama del sistema de la figura

1. Verificar que las válvulas estén cerradas.
2. Abrir las válvulas V5 y V6 de descarga del biogás con el fin de purgar el equipo.
3. Abrir la válvula V1 de alimentación.
4. Alimentar el digestor.
5. Cerrar las válvulas de descarga del biogás y la de alimentación, después de haber cargado toda la alimentación.
6. Purgar diariamente el biogás producido por la válvula de descarga de biogás con el propósito de eliminar la más mínima presencia de aire, así como algo de vapor de agua y de CO₂ que se hayan formado.
7. Verificar a la salida si hay combustión de biogas.
8. Cargar al digestor la excreta que se vaya produciendo y retirar aproximadamente la misma cantidad de lodo digerido mediante las válvulas V4 y V7 para mantener un régimen semicontinuo de operación.
9. Retirar también el sobrenadante del R1 mediante V2 y alimentarlo al R2 en caso de que la operación del sistema sea en serie o por V2 y V8 y V9 en caso de que la operación sea en paralelo, como se explica más adelante en el modo de operación de los equipos.

MODO DE OPERACIÓN

En un principio se alimentará al digestor la excreta recolectada y se iniciará una operación en serie del sistema, pero si la cantidad de excreta aumenta por el aumento de la granja conejera, entonces se pretende operar el sistema en para lelo, con cada tanque funcionando por separado y por ello en la figura 15 se indica un segundo mezclador en caso de ser necesario

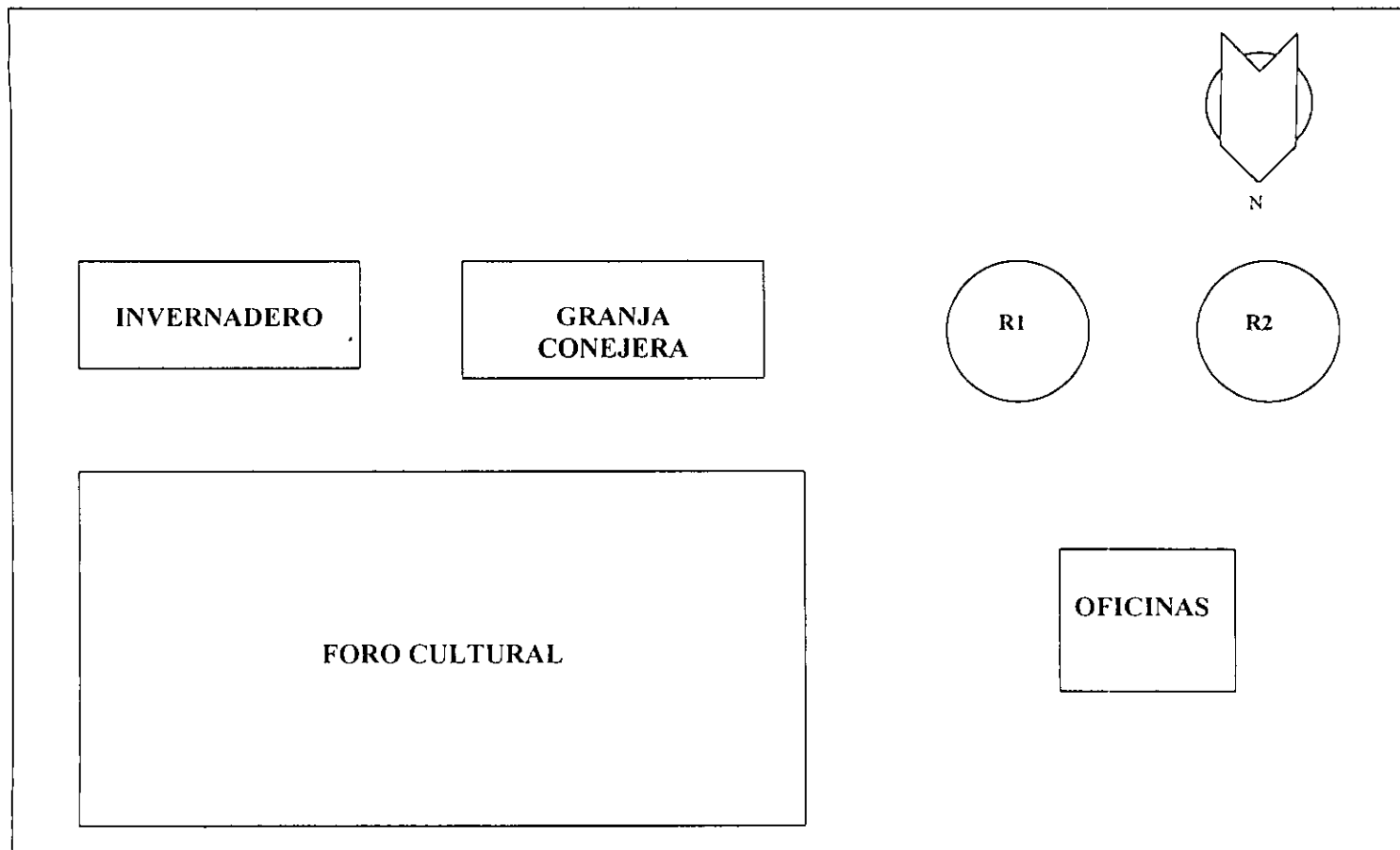
LUGAR DE INSTALACIÓN

El Ateneo del Anahuac, A. C., tiene solamente 10 años de funcionamiento como Asociación Civil, no gubernamental, buscando la mejoría de las comunidades marginadas mediante la educación, la apertura de nuevas formas creativas de economía y alimentación, aunado todo a la recuperación de los valores y principios ancestrales perdidos por una educación condicionada; por una despreocupación total por aquellos que tienen menos oportunidades y por la tendencia enfermiza de olvidar y sepultar nuestro pasado indígena.

Sobre las bases de un mañana de integración y prosperidad para todos, en todos los niveles, la asociación comenzó la construcción del Centro Cultural del Ateneo del Anahuac, A. C. en la comunidad de origen otomí San Francisco Xochicuautla, perteneciente al municipio de Lerma, en el Edo. De México. Dentro de sus instalaciones existen elementos que evocan a nuestros antepasados, como el Temazacal, oratorio y, además, elementos que ayudan a desarrollar un concepto de cultura sustentable. Dentro de este marco existe una granja conejera, en la que además de producir carne y pieles, proporciona el sustrato necesario para alimentar el digestor que se propone en este trabajo.

El trabajo con esta organización se toma como base para que el sistema pueda ser llevado y, si es posible, construido en otros lugares rurales inicialmente, cercanos a esta comunidad y siendo ambiciosos en otros lugares del país.

Figura 13. Distribución del Ateneo del Anahuac, A.C.



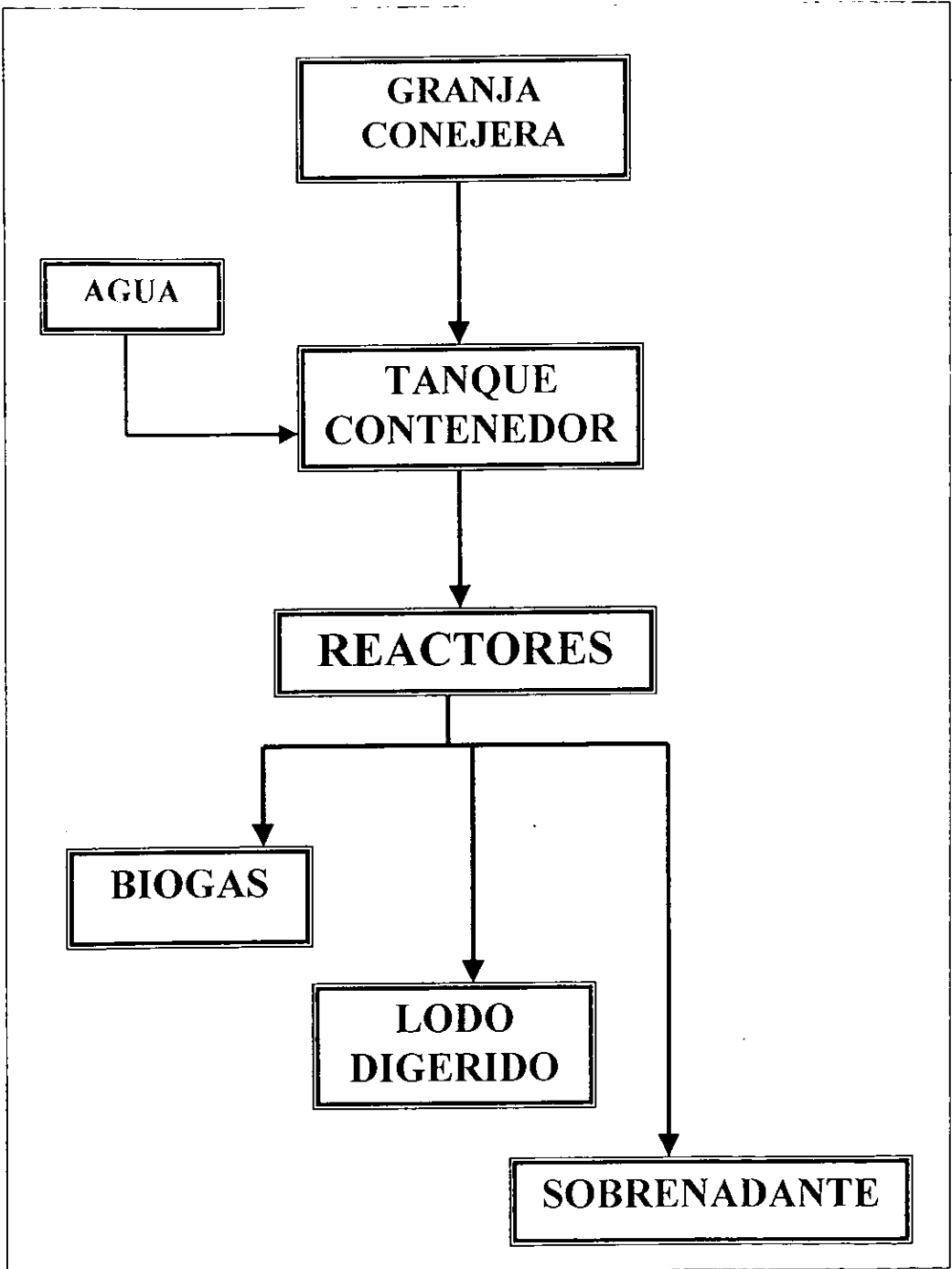


Figura 14. Diagrama de flujo del sistema propuesto de digestión anaerobia

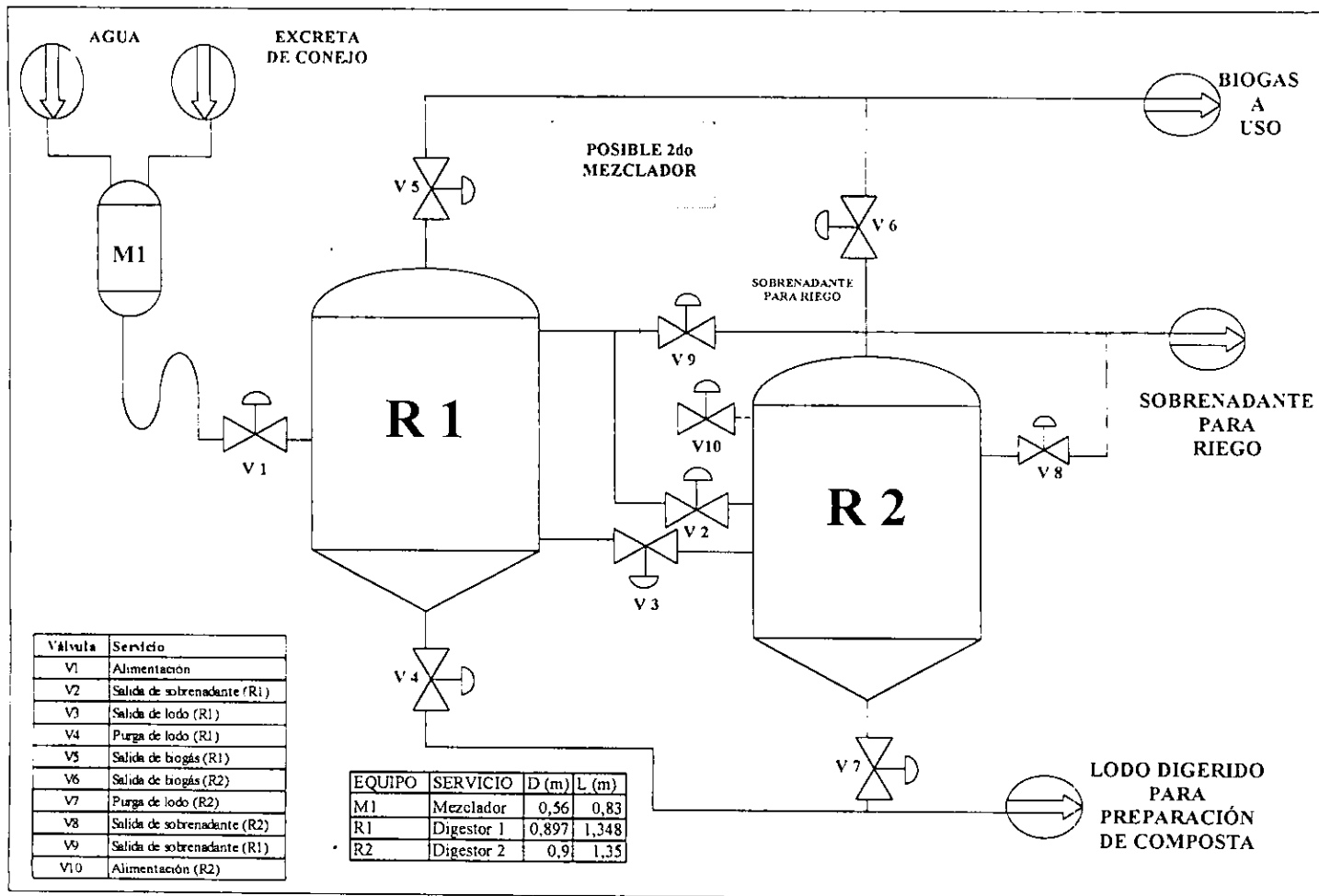
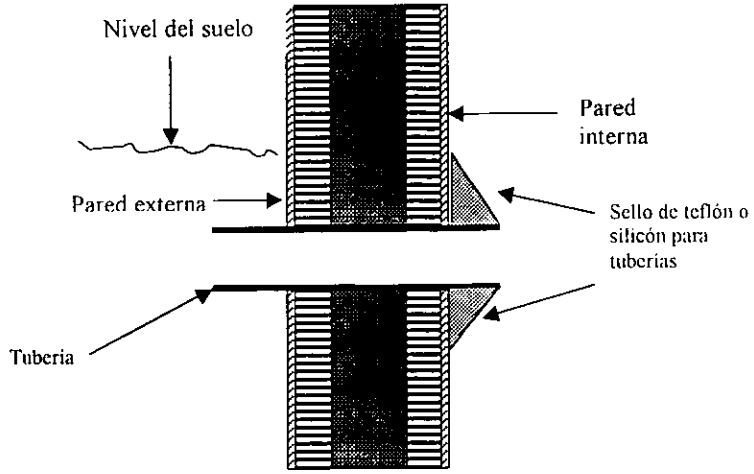



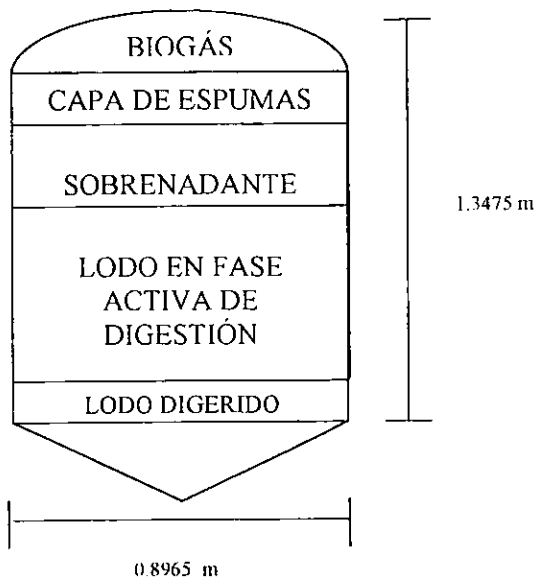


Figura 15 Diagrama del proceso de digestión anaerobia propuesto

Figura 16. Detalle de la pared del digestor y esquema del equipo de digestión.



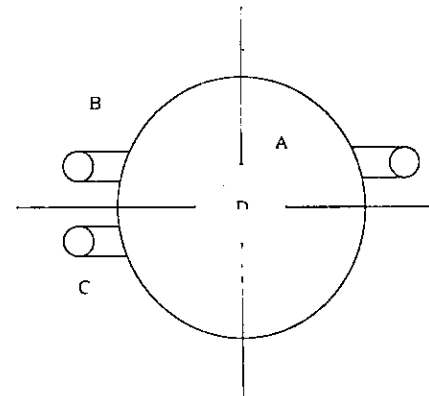
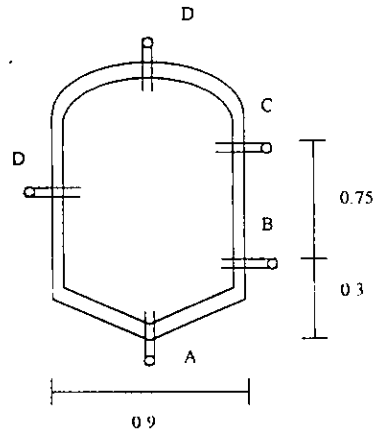
-  Capa de pintura
-  Ladrillo
-  Capa de repellado



DETALLE DE BOQUILLAS R1

Boquilla	Material	Diámetro (pg)	Servicio
A	PVC	3	Purga de lodo
B	PVC	3	Salida de lodo
C	PVC	1,5	Salida de sobrenadante
D	COBRE	1	Salida de biogás

0.6



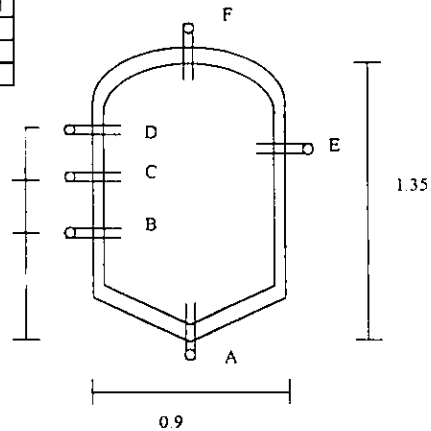
DETALLE DE BOQUILLAS R2

Boquilla	Material	Diámetro (pg)	Servicio
A	PVC	3	Purga de lodo
B	PVC	3	Entrada lodo de R1
C	PVC	1,5	Entrada sobrenadante de R1
D	COBRE	1	Alimentación R2 (posible)
E	PVC	1,5	Salida sobrenadante
F	COBRE	1	Salida biogás

0.2

0.2

0.75



1.35

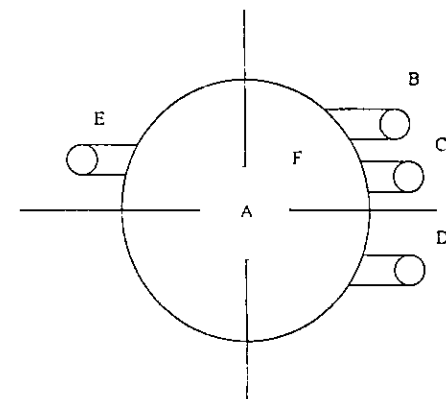


Figura 17. Detalle de boquillas

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

El biogás producido por el sistema de digestión anaerobia resulta un combustible barato y útil sobretodo en comunidades alejadas de los grandes centros urbanos y por lo tanto el estudio y aplicación de la digestión anaerobia es de gran importancia, no sólo para la estabilización y el aprovechamiento de los desechos agrícolas sino también para la obtención de energía.

El sistema de digestión propuesto en este trabajo es el digester anaerobio de mezcla completa, ya que presenta bajos costos de instalación y operación y puede operar en régimen semicontinuo, adaptándose a las características del medio rural mexicano, en el que la producción de los sustratos, es decir, de los desechos agrícolas ocurre de una manera intermitente. En el presente estudio se realizó el diseño en base al contenido de los sólidos volátiles de un caso seleccionado, como es la granja conejera del Ateneo del Anahuac, A.C. dentro de su programa de desarrollo ecosustentable, pero el diseño puede aplicarse a otro tipo de desechos, ya que como se señaló anteriormente (capítulo 5) se ha observado que las bacterias metanogénicas pueden adaptarse a la utilización de un sustrato u otro con relativamente cierta facilidad, aún cuando son muy sensibles a los cambios en las condiciones de operación de los equipos. Además se pueden utilizar combinaciones de residuos agrícolas y de otras fuentes como de la industria lechera para realizar una co-digestión de ambos residuos.

SEGURIDAD. El biogás puede causar explosiones provocadas por el metano, cuyos límites de explosividad se sitúan entre 5.3% y 14%. Tomando en cuenta que la composición del biogás es de entre 60% y 70% de metano, los límites de explosividad se ubican entre 9% y 23%. En estas condiciones el biogás necesita una temperatura de 650 a 750°C para explotar. Además la densidad y la composición del biogás son factores importantes en la seguridad, pues tomando en cuenta que la densidad del aire es de 1.293 g/l y la del CO₂ de 1.98 g/l y considerando una composición entre 30 y 40% de CO₂ la densidad del biogás llega a ser 1.09 g/l lo que lo hace más ligero que el aire y pueda diluirse fácilmente perdiendo peligrosidad. Si la proporción del CO₂ rebasa el 45.7%, el biogás se vuelve más denso que el aire subiendo su límite de peligrosidad.

Los materiales de construcción que se proponen son el ladrillo y recubierta de cemento, materiales que son fáciles de conseguir en las zonas donde se pretende que se instalen este tipo de reactores.

Este proyecto como se señaló, es parte del proyecto de manejo integral de residuos del Ateneo del Anahuac, A.C. y por lo tanto es factible su construcción, pues se reduce la producción de residuos.

La operación de los equipos como se plantea es fácil una vez que se conoce el sistema, y por lo tanto sólo se necesita de una pequeña capacitación a la gente que vaya a operar estos equipos en las zonas destinadas para ello.

BIBLIOGRAFÍA

Angelidaki, Ellegard L., Ahring B.K.(1999). A comprehensive model of anaerobic bioconversion of complex substrates to biogas. *Biotechnol Bioeng* **63**: 363-372.

AWWA, APHA, WPCF, "Standard Methods for Examination of Water and Wastewater" 1989, USA.

Bello Mendoza R., Sharratt, P.N.(1998). Modelling the effects of imperfect mixing on the performance of anaerobic reactors for sewage sludge treatment. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*. **71** (2): 121-130.

Chavez Rivera, R. (1989). Digestión Acidogénica de Lodos Residuales. Tesis de Maestría. CINVESTAV.IPN.

Chen Ru-chen, Xiao Zhi.ping. The use of Water Pressure Digesters in China. En Fuel Gas Production from Biomass. Vol. 1. Wise, D.P. (ed). CRC Press. USA. 1981. 147-154.

Donlon B. A, E. Razo-Flores, G. Lettinga, J. Field (2000). Continuous detoxification, transformation, and degradation of nitrophenols in upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors. *Biotechnol Bioeng* **67**: 417-423.

Eliás A, A. Barona , J. Ormazabal , G. Ibarra , J. Caamano. Anaerobic treatment of acidified and no acidified substrata in UASB reactors.

K. Tawfiki Hajji , F. Lépine, J-G. Bisailon , R. Beaudet, J. Hawari, S. R. Guiot. (2000) Effects of bioaugmentation strategies in UASB reactors with a methanogenic consortium for removal of phenolic compounds. . *Biotechnol Bioeng* **67**: 417-423.

Kayhanian M., Tchobanoglous G., Mata-Alvarez J.(1996). Development of a Mathematical Model for the Simulation of the Biodegradation of Organic Substrates in a High Solids Anaerobic Digestion Process. *J. Chem. Tech. Biotechnol.* **66**: 312-322.

Lema, J.M., Mendez, R M., Iza, J., Garcia, P., y Fernandez-Polanco, F. (1991). "Chemical Reactor Engineering Concepts in Design and Operation of Anaerobic Treatment Processes". *Wat. Sci. Technol.* **24**.

Lema, J.M.; R. Mendez, Soto, M (1992). Bases cinéticas y microbiológicas en el diseño de Digestores Anaerobios. *Ingeniería Química*. 191-201.

Madigan, M. T., J. M. Martinko, J. Parker. "Brock: Biología de los microorganismos". Prentice Hall. Octava edición. 1997. 501.

Malina, J.F. jr. , F. G. Pohland. Design of Anaerobic Processes for the Treatment of Industrial and Municipal Wastes. Technomic Publishing Co. Inc. 1992.

Marchaim, U., J. Criden. Research and Development in the Utilization of Agricultural Wastes in Israel for Energy, Feedstock Fodder and Industrial Products. En Fuel Gas Production from Biomass. Vol. 1. Wise, D.P. (ed). CRC Press. USA. 1981. 95-120.

Martínez, A.M., P. Mulás del Pozo. Research on Biogas and Utilization in Isolated Rural Communities. En Fuel Gas Production from Biomass. Vol. 1. Wise, D.P. (ed). CRC Press. USA. 1981. 121-134.

Metcalf-Eddy, "Wastwater Engineering: Treatment. Reuse and Disposal". Mc Graw Hill, 3ª. Edición. 1979.

Monroy, O.H., Viniestra, G.G., Biotecnología para el aprovechamiento de los desperdicios orgánicos. AGT editor. México. 1981.

Noyola, R.A. Apuntes del curso "Diseño de reactores anaerobios". Instituto de Ingeniería. UNAM.

Nyns, E.J., H.P. Naveau. Status of European Work in Methane Fermentation from Biomass. En Fuel Gas Production from Biomass. Vol. 1. Wise, D.P. (ed). CRC Press. USA. 1981. 135-146.

Poggi-Varaldo, H.M. (1996). Digestión anaerobia en sustrato sólido de residuos urbanos biosólidos. Tesis Doctoral. CINVESTAV-IPN. Departamento de Biotecnología y Bioingeniería. México.

Pullammamappallil, P:C., S:A: Svoronos, D:P: Chynoweth, G. Lyberatos. Expert system for Control of Anaerobic Digesters. *Biotechnol. Bioeng.* **58** (1): 13-22.

Richards, E.A. Bioenergy from anaerobically treated wastewater. (1996).

www.execpc.com/%dret/anadoc.htm.

Roberts R., Son-Le, C.F. Foster (1999). A thermophilic/mesophilic dual digestion system for treating waste activated sludge. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology.* **74** (5): 445-450.

SEDESOL.(1993). México, informe sobre situación general en materia de equilibrio ecológico y protección al ambiente.

Skrinde, R.T. Observations of Fuel Gas Productivity in Asia. En Fuel Gas Production from Biomass. Vol. 1. Wise, D.P. (ed). CRC Press. USA. 1981. 155-172.

Smith, P.H., F.M. Bordeaux, M. Goto, A. Shiralipour, A. Wilkie. Biological production from Biomass. En Methane from Biomass: A system Approach. Smith, W.H., J.R. Frank (eds). Elsevier Applied Science. USA. 1988

White, D. The physiology and biochemistry of prokaryotes. Oxford University Press. New York. 1995.

Woese, C.R., G.E. Fox (1977). Phylogenetic structure of the prokaryotic domain: the primary kingdoms. *Proc Natl Aca Sci*: 5088-5090.

Wolfe, R.S. (1971). Microbial Formation of Mthane. *Adv. Microb. Physiol.* **6**:107-146.