

109  
2j



# UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

## FACULTAD DE INGENIERÍA

"Factibilidad técnico-económica del uso del biogas obtenido de la digestión anaeróbica de estiércol porcino para la generación de electricidad"

# T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE  
INGENIERO MECÁNICO ELECTRICISTA  
(ÁREA MECÁNICA)

P R E S E N T A :  
ROBERTO LÓPEZ ALONSO



MÉXICO D.F.

1986

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN



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.

# ÍNDICE

Capítulo 1. Introducción	1
Capítulo 2. Digestión anaeróbica	4
2.1 Proceso de obtención de biogas	4
2.2 Parámetros que rigen el comportamiento de la digestión anaeróbica	5
2.3 Digestores convencionales	7
2.4 Digestión anaeróbica en multietapas	13
2.5 Otros esquemas de digestión	14
Capítulo 3. Caracterización del biogas	16
3.1 Composición del biogas	16
3.2 Solubilidad del biogas en agua	17
3.3 Factor de compresibilidad y propiedades críticas	18
3.4 Relación estequiométrica y límites de flamabilidad	20
3.5 Poder calorífico	21
3.6 Velocidad de propagación de flama	22
3.7 Temperatura y energía mínimas de ignición y características antidetonantes	22
3.8 Toxicidad y corrosividad	23
Capítulo 4. Purificación del biogas	25
4.1 Remoción del $H_2O_{vap}$	27
4.2 Remoción del $CO_2$	29
4.3 Remoción del $H_2S$	32
Capítulo 5. Máquinas térmicas posibles	36
5.1 Turbinas de gas	36
5.2 Generadores de vapor	38
5.3 Motores de combustión interna	40
5.4 Celdas de combustible	44
5.4.1 Constitución y funcionamiento	45
5.4.2 Estado actual	47
5.4.3 Biogas y celdas de combustible	48
5.4.4 Ventajas y desventajas	50
Capítulo 6. Diseño de la planta de biogas	51
6.1 Diseño de los subsistemas	53
6.2 Materiales y costos	67
6.3 Evaluación económica	73
Capítulo 7. Conclusiones y recomendaciones	75
Referencias	77
Apéndice A	83
Apéndice B	84

# **CAPÍTULO I**

## **INTRODUCCIÓN**

La creciente demanda de satisfactores para todos los diferentes aspectos de necesidades sociales, ha puesto en evidencia la urgente y adecuada respuesta a los requerimientos energéticos que ellas exigen. Esta respuesta no puede encontrarse fluidamente en las fuentes de combustibles no renovables; los estudios prospectivos expresan claramente el agotamiento de esos recursos.

México ha sido capaz de aprovechar y utilizar sus recursos energéticos, lo cual le ha permitido un desarrollo, en diferentes aspectos, muy importante. La perspectiva energética nacional a corto plazo puede considerarse con optimismo. Sin embargo, a mediano y largo plazo, la problemática energética es delicada por múltiples factores como, por ejemplo: los requerimientos energéticos actuales son cubiertos en un 90 % por hidrocarburos no renovables; si el actual ritmo de crecimiento persiste, la demanda energética excederá la oferta disponible para principios del próximo siglo, haciéndose necesaria la importación de combustibles; el 15 %, aproximadamente, de la demanda energética nacional es cubierta por fuentes de energía no convencionales como la leña y el carbón vegetal, cuya producción y consumo no están controladas, y de persistir se ocasionará su extinción; existen requerimientos energéticos no cubiertos, principalmente en el sector rural, entre otros.

Entonces, es obvia la urgencia de acelerar una mayor racionalización y una mejor distribución de las fuentes energéticas primarias y de incorporar a las fuentes energéticas no convencionales al suministro de energéticos a corto, mediano y largo plazo. No se trata de una falta de recursos, al menos no en forma inmediata, sino de reforzar y acelerar las acciones dirigidas a desarrollar

alternativas viables, así como de crear las estrategias para la selección y aplicación masiva de las mejores alternativas para que estas se conviertan en una herramienta para el desarrollo del país.

En este contexto, las diversas instituciones mexicanas (federales y privadas) encargadas, de algún modo, en crear o desarrollar alternativas energéticas, han enfocado su interés en los últimos años en los sistemas solares, desatendiendo otros campos como el eólico, microhidráulico, nuclear, biomasa, híbridos y acústicos, que individualmente pueden contribuir tan significativamente como el solar a la oferta energética nacional. La riqueza de estos campos permite identificar las mejores alternativas para que sectores como el rural solucionen su necesidad básica de suministro de energía, que sistemas convencionales altamente centralizados no podrían atender por ser técnica y económicamente no viables.

Sin embargo, el campo de la biomasa tiene ventajas adicionales a los demás, por ejemplo: de ella se pueden extraer productos de alto valor energético siendo que la biomasa, generalmente, es material orgánico residual producto de las diferentes actividades humanas, que de no ser tratada por cualquier proceso físico, químico, biológico o mixto, podrían ser, y en muchas partes del mundo son, un grave problema de contaminación ambiental.

En Brasil el empleo del etanol como combustible es a escala nacional; en Francia parte de la energía requerida para bombear sus aguas negras es suministrada, con gran éxito, por el biogas extraído durante el tratamiento de los lodos de esas mismas aguas negras (se ha estimado que el tratamiento de agua residual que contenga 1 kg de glucosa consume hasta 0.8 kWh para la transferencia de oxígeno, y la energía liberada por la oxidación y que no se utiliza equivale a 4.4 kWh, por el contrario, el mismo material podría producir por medio de digestión anaeróbica, biogas con un valor calórico de 3.7 kWh); en la India se está promoviendo un programa a nivel nacional para que a fines del año 2001 se tengan instalados 12.0 millones de digestores; en China para 1988 ya estaban instalados 5.0 millones de digestores entre 8 y 3,000 m<sup>3</sup> de capacidad; en la CEE para 1984 había 500 plantas de biogas; en los E U el departamento de energía por medio de la EPA promueve el uso del biogas producido en los rellenos sanitarios (se estima que una tonelada de materia orgánica en un relleno sanitario podría producir entre 1 y 5 m<sup>3</sup>/día de biogas con un contenido de CH<sub>4</sub> del 55 %), etc.

Aunque, como se puede ver, la utilización de la biomasa y específicamente de la planta de biogas para producir energía, no constituye ninguna novedad (China, India e Italia ya lo empleaban en el primer tercio de este siglo), en México no existe un esfuerzo organizado para la implementación de digestores ni para la difusión de la tecnología, salvo los esfuerzos que se realizaron a finales de los setenta y principios de los ochenta principalmente por parte del instituto de Ingeniería de la UNAM, del Instituto de Investigaciones Eléctricas y de la Universidad Michoacana.

El uso de digestores anaeróbicos para tratar residuos industriales, agrícolas, humanos y animales, no sólo produciría un gas combustible, sino

también se produciría un residuo altamente valioso como fertilizante (aún mejor que los químicos), además de reducir al máximo la carga contaminante del residuo.

Es evidente, entonces, que el biogas de la digestión anaeróbica es un muy buen combustible sustituto o complementario de los convencionales, principalmente del gas natural, ya que el principal constituyente de ambos es el  $\text{CH}_4$ , y por lo mismo no existe impedimento alguno para que las máquinas térmicas existentes para producir energía mecánica, eléctrica o térmica empleen biogas, y es, precisamente, producir electricidad utilizando el biogas obtenido de la digestión anaeróbica del estiércol porcino el tema de este trabajo.

En el siguiente capítulo se hace referencia a los procesos en que se incurre en la digestión anaeróbica, sin profundizar en el aspecto metabólico pero sí en los aspectos operacionales (mayormente controlables), así como a los diferentes tipos de digestores más usados, de los multietapas y de los nuevos conceptos.

El tercer capítulo tiene la finalidad de caracterizar las diferentes propiedades físico-químicas del biogas para poder seleccionar la mejor alternativa para su manejo, almacenamiento y utilización a fin de aprovechar al máximo sus propiedades como combustible y establecer las medidas de seguridad pertinentes.

La principal conclusión del tercer capítulo es la determinante influencia del  $\text{CO}_2$  en las propiedades físico-químicas del  $\text{CH}_4$ , que para nuestro propósito es el componente de mayor interés, y del grave efecto de corrosividad del sistema  $\text{H}_2\text{S}-\text{CO}_2-\text{H}_2\text{O}_{\text{vap}}$ , por lo que el cuarto capítulo versa sobre las diferentes alternativas existentes para disminuir o eliminar esas impurezas. Se describe una amplia variedad de procesos químicos, físicos y biológicos para cada elemento, incluso algunos sirven para eliminar las impurezas simultáneamente, de manera que se esta en condiciones de seleccionar la mejor alternativa para cada caso.

Al producir un combustible distinto a los convencionales se tiene la desventaja de que, para poder aprovechar al máximo sus propiedades reactivas, se debería diseñar paralelamente el equipo adecuado a sus características, lo cual, resultaría altamente costoso considerando que el biogas es un combustible poco común. La única alternativa, entonces, es hacer las modificaciones pertinentes al equipo existente convencional para que funcionen con biogas. En el quinto capítulo se detalla la forma de hacer dicha conversión. Salvo en la parte correspondiente a las celdas de combustible, no se aborda el principio de conversión de energía.

El objetivo final de este trabajo es evaluar técnica y económicamente el uso del biogas obtenido de la digestión anaeróbica del estiércol de cerdo para producir electricidad, para lo cual se propone un diseño completo del proceso que se describe en el sexto capítulo. Los resultados del trabajo se mostrarán como costos de producción de energía eléctrica, considerando la mitigación de la contaminación y el aprovechamiento del efluente. Es en sí la consideración global de costos lo que indicará la viabilidad del proceso.

## **CAPÍTULO 2**

### **DIGESTIÓN ANAERÓBICA**

A la degradación o descomposición de la materia orgánica, en la ausencia total de aire, debido a la acción de diversas poblaciones bacterianas, se le conoce como digestión anaeróbica. El resultado es la obtención de un gas rico en metano, así como de bióxido de carbono, nitrógeno, oxígeno, ácido sulfhídrico y mercaptanos, mezcla de gases conocida como biogas, y un lodo estable e inodoro rico en nitrógeno, fósforo y potasio.

#### **2.1 Proceso de obtención de metano**

El proceso global de la obtención de  $CH_4$  es el resultado de cuatro etapas consecutivas e independientes [5, 10,11]:

1. Hidrólisis o solubilización.
2. Acidogénesis (acidulación) o fermentación.
3. Acetogénesis (conocido como un proceso de enlace entre la acidogénesis y la metanogénesis).
4. Metanogénesis.

#### **Hidrólisis**

Las grandes y complejas moléculas del sustrato (lípidos, glúcidos, prótidos, etc.) son despolimerizados y transformados en moléculas más sencillas por la acción de bacterias hidrolíticas, y debido a que algunos residuos orgánicos

naturales (residuos lignocelulósicos) son muy resistentes a la acción bacteriana hidrolítica, ésta es la etapa limitante.

### Acidogénesis

Una parte de los monómeros producidos por la hidrólisis del sustrato es transformada en ácidos grasos (ácido acético, propiónico, butírico, etc.), alcoholes (metanol, etanol, etc.), bióxido de carbono e hidrógeno por medio de una población compleja de bacterias, en su mayoría anaerobias estrictas.

### Acetogénesis

La función de esta etapa, es la de transformar a algunos de los productos finales de la acidogénesis (que no podrían ser asimilados por la metanogénesis), en precursores de metano.

Las reacciones realizadas en esta etapa permiten evitar una acumulación de ácidos grasos volátiles, diferentes al acético, los cuales en concentraciones muy elevadas se convierten en inhibidores de la metanogénesis.

### Metanogénesis

Las bacterias en esta etapa (estrictamente anaeróbicas) realizan la síntesis del metano, especialmente, a partir del hidrógeno y del bióxido de carbono:



y a partir del ácido acético:



Algunas de las bacterias metanogénicas tienen una temperatura óptima de 30 a 45 °C (mesofílicas) y otras de entre 50 y 65 °C (termofílicas), y el valor óptimo del pH del medio en que actúan está situado entre 6.5 y 8.0. La velocidad de crecimiento es baja (aproximadamente 5-6 veces más lenta que la de las bacterias acidogénicas [3, 10]), lo que se traduce en la necesidad de mayor tiempo de permanencia en el digestor.

La figura 2.1 muestra la formación de metano y bióxido de carbono, principales constituyentes del biogas.

## 2.2 Parámetros que rigen el comportamiento de la digestión anaeróbica

La variedad de microorganismos que intervienen, sus actividades (a la vez complementarias e inhibidoras unas de otras) y la amplia variedad de los constituyentes del sustrato, hacen que el desarrollo óptimo del proceso de digestión, por sí sólo, se dificulte. Sin embargo, con el conocimiento, manejo y control de los parámetros (internos y externos) relacionados directamente al proceso, darían como resultado criterios para evaluar la operación de la digestión anaeróbica. Tales parámetros son:

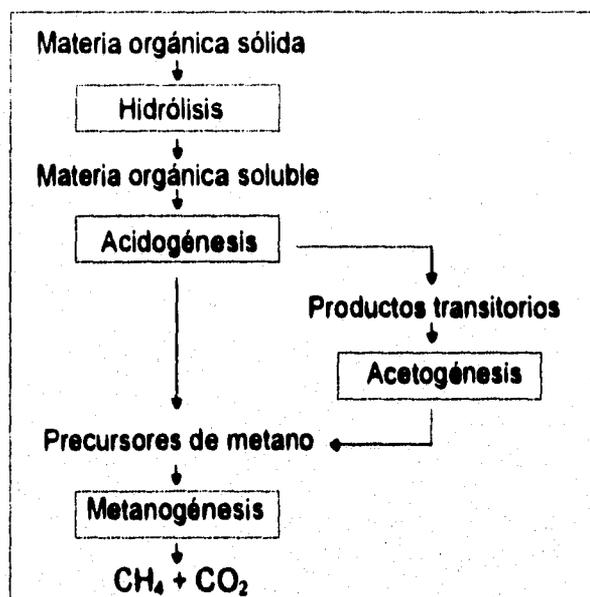


Fig. 2.1. Formación de  $\text{CH}_4$  y  $\text{CO}_2$ .

- Temperatura.** Generalmente, la digestión anaeróbica se realiza a temperaturas comprendidas entre 10 y 65 °C. Dentro de estos límites, se distinguen dos puntos donde la producción de biogas es óptima, uno a 35 °C y el otro a 55 °C (mesofílico y termofílico, respectivamente), y un punto de producción máxima que es superior a los 60 °C. En general, trabajar en el rango mesofílico significa menor producción de biogas, largos tiempos de retención, población bacteriana estable, menores requerimientos energéticos y menos vapor de agua y de  $\text{CO}_2$  en el biogas, por otro lado, en el rango termofílico habrá un crecimiento bacteriano mayor, grandes requerimientos energéticos, mayor reducción de patógenos y virus, menores tiempos de digestión, digestores de menor volumen, mayor reducción del volumen del sustrato, la población bacteriana es más sensible a los cambios de temperatura y pH, y si se trabaja a temperaturas superiores al punto óptimo termofílico se obtendrá una mayor producción de biogas, pero la principal regla es mantener constante la temperatura [10, 12]. Existe otro rango de operación, conocido como psicofílico, en donde la temperatura oscila entre los 10 y 25 °C, y para poder obtener cantidades de gas apreciables es necesario que el residuo tenga bajo contenido de materia sólida.
- pH.** En las diferentes fases de la digestión, el pH fluctúa entre 6.5 y 8.0. Por debajo de 6.5 se inhibirá la producción de metano debido a la presencia de grandes concentraciones de ácidos grasos volátiles. Por arriba de 8.0 la concentración de  $\text{H}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$  y amoníaco en el biogas serán más elevadas. El equilibrio del pH está asegurado principalmente por bicarbonatos disueltos y su desequilibrio es debido a grandes fluctuaciones de temperatura, velocidad de carga del sustrato muy elevada y a la presencia de materiales tóxicos,

como metales pesados y pesticidas. Las bacterias metanogénicas también son muy sensibles a los cambios del pH, teniendo un pH óptimo de 7.2 a 7.4 [13].

- **Tiempo de permanencia del sustrato.** Ya que las velocidades de crecimiento de las diferentes bacterias que participan en el proceso son diferentes, deben distinguirse tres tipos de tiempos: tiempo de residencia hidráulico, TRH; tiempo de retención de sólidos, TRS y el tiempo de retención de microorganismos, TRM, para poder seleccionar el tipo de reactor, temperatura de operación, etc. Así, largos TRS y TRM darán mayores producciones de CH<sub>4</sub> en el biogas, mientras que largo TRH aumentará el volumen del digestor.
- **Nutrientes e Inhibidores.** Para el metabolismo del sustrato las bacterias requieren nutrientes. Se admite, generalmente, una relación de C:N de 30:1. Proporciones más grandes de 150 mg/L de N pueden inhibir la metanogénesis. Los sulfatos son inhibidores si su presencia rebasa los 200 mg/L, en cantidades inferiores pueden ser benéficas, como por ejemplo, ayudando a precipitar sustancias tóxicas.
- **Agitación.** La agitación permite mejorar la productividad asegurando una buena homogeneidad del sustrato, evita la formación de costras, facilita la gasificación, etc.
- **Potencial redox.** En cultivos puros las bacterias metanogénicas sólo actúan a un bajo potencial redox de entre -300 y -330 mV, por lo que es conveniente asegurar el ambiente anaeróbico.

### 2.3 Digestores convencionales

Para desarrollar o aplicar tecnología económicamente atractiva para aprovechar residuos orgánicos por medio de la digestión anaeróbica, es necesario "acoplar" las propiedades físicas, químicas y microbiológicas del residuo (influyente) con las condiciones de diseño y operación del sistema (digestor). La selección del digestor apropiado para un determinado tipo de influyente, es un elemento clave en la estabilidad del proceso, por lo tanto es importante conocer los principios de operación de los digestores más representativos.

Una manera útil de clasificar los tipos de digestores, es con base al periodo de retención de las fracciones sólidas, líquidas y de microorganismos: TRS, TRH y TRM, respectivamente.

#### Clasificación de los digestores

De acuerdo al periodo de retención hidráulico, de sólidos y de microorganismos, se pueden distinguir tres categorías de digestores:

- A. Son aquellos en donde los TRH, TRS y TRM son de igual magnitud.
- B. En este tipo de digestores el TRH es menor que los TRS y TRM.
- C. Los TRS y TRH son menores que el TRM.

La tabla 2.1, clasifica los tipos de digestores más usados, de acuerdo a las categorías mencionadas anteriormente.

Tabla 2.1. Clasificación de digestores.

Categoría	Comparación entre los TRS, TRH y TRM	Ejemplos de digestores
A	$TRH = TRS = TRM$	intermitente o por lote, continuamente agitados, flujo tapón
B	$TRM \text{ y } TRS > TRH$	continuamente agitados con recirculación de sólidos, capa de sedimento de flujo ascendente, flujo deflector
C	$TRM > TRS \text{ y } TRH$	filtros anaeróbicos, de lecho fluidizado o expandido

### Digestores de la categoría A

En esta categoría se encuentran los digestores de menores requerimientos operacionales, dado que no se promueven diferencias en los tiempos de retención.

#### Intermitentes o por lote

Este es el sistema más simple, ya que la operación involucra simplemente cargar una sola vez el influente al digestor durante un tiempo de entre 30 y 180 días. Durante el tiempo que la materia orgánica está confinada en el digestor, la producción de biogas alcanza un máximo y después disminuye hasta prácticamente cesar, si se da el tiempo requerido. La digestión puede realizarse con bajos contenidos de sólidos (6 a 10 %) o en concentraciones altas (> 20 %), la segunda es conocida como fermentación o digestión seca.

Debido a que toda la materia es retenida durante todo el tiempo evidentemente no hay diferencia en los tiempos de retención, lo que representa un proceso no continuo que es particularmente favorable para situaciones en que la disposición de residuos orgánicos es temporal, como por ejemplo, los residuos agrícolas.

La etapa de desarrollo de este tipo de digestores con influentes de bajo contenido de sólidos está totalmente avanzada y han sido usados exitosamente por muchos años, por otro lado, los parámetros de la digestión seca no han sido totalmente desarrollados en este tipo de digestor. Sin embargo, es una opción muy viable, dado que sus razones de producción de biogas son competitivas con los de otros tipos de digestores más desarrollados [1,2,3].

### **Continuamente agitados**

Estos digestores son ampliamente usados y considerados en la digestión de lodos de aguas negras. El diseño incorpora agitación del substrato por medio de bombas, propelas, recirculación del biogas producido, u otras opciones. El calentamiento y la agitación aseguran que la digestión anaeróbica se desarrolla en un ambiente con temperatura óptima estable. Los resultados que se alcanzan con este diseño son máxima eficiencia acoplada con periodos de retención cortos, debido a que la homogeneidad del sistema ocasiona que las bacterias tengan mayor contacto con la materia en la que actúan. Debido a la agitación, la concentración de bacterias en el efluente es la misma que en el interior del digestor, por lo tanto, si la razón de bacterias que sale por el efluente excede su razón de crecimiento, la eficiencia de conversión y la estabilidad del sistema podría disminuir.

Operan en regímenes semi-continuos, es decir, se cargan de una a dos veces diariamente.

En lugar de contenedores rígidos, algunos digestores tienen techos inflables o bolsas colectoras de butilo [5], lo cual los hace más flexible en su construcción. Los digestores que operan actualmente varían ampliamente de tamaño. De entre sus ventajas y desventajas se pueden citar [1-6]:

#### **Ventajas**

- Capacidad para procesar materia orgánica con alto contenido de sólidos, por lo tanto menor cantidad de agua de operación.
- Alto contacto de especies microbiológicas con la materia.
- Distribución uniforme de la materia a través de todo el digestor.
- No hay formación de costras, que puede inhibir la metanogénesis.
- Distribución uniforme de la temperatura de la materia.
- Nula formación de zonas sin actividad microbiológica (zona muerta) o con acumulación de ácidos.
- Rápido inicio de la biodegradación del influente.
- Mejor liberación de biogas.
- Digestores de volúmenes reducidos.
- Tiempos de retención cortos.

#### **Desventajas**

- Altos requerimientos energéticos para operar adecuados mecanismos de mezclado y calentamiento.
- Dificultad para lograr substratos homogéneos en digestores de gran tamaño.
- Efluente parcialmente digerido.
- Pérdidas de microorganismos en el efluente.

#### **Flujo-tapón**

Generalmente se construyen enterrados, son poco profundos y alargados, y cuyas secciones transversales pueden ser circulares, cuadradas o en "V". Se operan semicontinuosamente, entrando el influente por un extremo y la remoción del

efluente se realiza por el extremo opuesto. Para asegurar las condiciones de flujo-tapón, el largo tiene que ser considerablemente más grande que el ancho y la profundidad; la relación largo:ancho puede ser de 5:1 o hasta del 8:1 [7] y son recomendables para trabajar con volúmenes mayores de 15 m<sup>3</sup>, y para residuos animales.

Las condiciones, ideales, para el flujo-tapón implica que las porciones líquidas, sólidas y de microorganismos entren y salgan del digestor en aproximadamente a tiempos y cantidades iguales. Sin embargo, aunque podría no haber ningún mecanismo de mezclado en este tipo de digestor, algún mezclado vertical se lleva a cabo por efectos de la gravedad a todo lo largo, dando lugar a un pasivo asentamiento de sólidos y, por lo tanto, un TRS más largo que los TRH y TRM [3].

La cubierta o domo del digestor puede ser flexible o de concreto, de acero, fibra de vidrio, u otro material que soporte las férreas condiciones de intemperie. De entre las ventajas y desventajas de este digestor, están:

#### **Ventajas**

- Simplicidad en su construcción y operación.
- Bajos requerimientos energéticos.
- Alta estabilidad.
- Capaz de procesar residuos con alto contenido de sólidos
- Relativamente altos volúmenes de digestión.
- Son digestores de mayores eficiencias volumétricas, es decir, mayor producción de biogas por volumen de digestión.

#### **Desventajas**

- Dificultad para mantener la temperatura uniformemente.
- Substrato no homogéneo.
- Si no existe algún mecanismo de mezclado podría formarse una costra o nata en la superficie.
- Si el influente es de altos contenidos de sólidos podría haber zonas muertas

#### **Digestores de la categoría B**

Estos digestores promueven largos TRS y TRM, ya sea activamente a través de técnicas de deshumidificación, o pasivamente por sedimentación. La razón de producción de biogas puede ser incrementada, aumentando la razón de carga y promoviendo largos TRS y TRH cortos. Los digestores que cumplen con lo anterior pueden procesar grandes cantidades de residuos (con bajos y altos contenidos de sólidos) sin incrementar el tamaño del digestor.

#### **Continuamente mezclados con recirculación de sólidos**

Este tipo de digestor es uno continuamente agitado (de la categoría A) que promueve la retención de microorganismos y de sólidos, por medio de la sedimentación de los sólidos sin reaccionar para su posterior recirculación. Lo

anterior incrementa el TRS sobre el TRH, dando como resultado la disminución del volumen de digestión, y altas razones de carga. En sistemas sin recirculación de sólidos, la materia en digestión no posee una masa microbiana adecuada, pero con recirculación, la población microbiana se puede mantener a niveles óptimos. Además de aumentar tanto el TRS como el TRM, y por lo tanto incremento en la producción de biogas, el digestor mantiene las ventajas del continuamente agitado. Sin embargo, resultan más caros por el equipo de recirculación: las posibles pérdidas de calor por el circuito de recirculación, un segundo reactor para los sólidos sedimentados, etc.

### **De capa de sedimento con flujo ascendente**

Este es particularmente adecuado para residuos solubles (bajo contenido de sólidos), por ejemplo, las aguas residuales municipales e industriales.

El digestor consiste en un tanque cilíndrico ( $H/D \cong 2$ ), que proporciona una distribución homogénea del agua residual que entra por una base cónica; el líquido fluye hacia arriba a través del cieno de bacterias sedimentadas y de una región del digestor en la que las bacterias que flocculan se sedimentan en gránulos de aproximadamente 4 mm de diámetro. Los residuos tratados que emergen de la capa de cieno pasan a una área tranquila, libre de burbujas de gas en las que se sedimentan las bacterias que se separaron de la capa, obteniéndose así, TRS y TRM más largos que el TRH [3,5]. También se pueden utilizar deflectores para facilitar la liberación del biogas. Entre sus ventajas y desventajas podemos citar las siguientes:

#### **Ventajas**

- Construcción simple.
- Altas razones de carga.
- Muy reducidos volúmenes de digestión.
- Alta eficiencia volumétrica.
- Sin mezclado mecánico.

#### **Desventajas**

- Requiere un separador efectivo de gas y líquido.
- Necesita medios eficientes, en la base cónica del digestor, para una distribución eficiente del influente.
- Podría haber pérdidas de sólidos y microorganismos en el efluente.

#### **Flujo-deflector**

Últimamente se ha estado probando la inclusión de deflectores verticales en los digestores tipo flujo-tapón, con el propósito de facilitar la gasificación. La disposición de los deflectores es de tal manera, que el sustrato asciende y desciende alternadamente, por todas las particiones. Este sistema conserva las ventajas del tipo flujo-tapón, con la ventaja adicional de que se podría evitar la formación de natas, además de incrementar la producción de biogas.

## **Digestores de la categoría C**

En este tipo de digestores, el interés está enfocado a la retención de microorganismos, mientras las porciones sólidas y líquidas son evacuadas. Estos digestores contienen un soporte sólido y poroso (inerte) como grava, soportes de PVC, esferas de cristal, barro cocido o poliéster. A lo largo de toda la superficie del soporte las bacterias o microorganismos se adhieren, previniendo su desalojo del digestor en TRH relativamente cortos. Así, le son más favorables a influentes con bajas concentraciones de sólidos, como las aguas residuales y excretas animales muy diluidas.

### **Filtros anaeróbicos**

Estos digestores están constituidos, básicamente, por un tanque cilíndrico ( $H/D = 8-10$ ) en cuyo interior hay un filtro fijo, que puede ser de cualquier material mencionado arriba y dispuesto en forma casual u orientadas; los materiales como el plástico y ladrillos tienen la ventaja de que pueden modelarse para lograr grandes razones de superficie-volumen. Los microorganismos se adhieren en forma de película al medio poroso y toman nutrientes del influente.

En el interior, se ha observado que las diferentes poblaciones bacterianas tienden a separarse, por ejemplo, con flujo ascendente las bacterias formadoras de ácido actúan en la base del digestor, mientras que las metanogénicas se han encontrado alojadas en el filtro, en los lugares más alejados del influente.

Uno de los principales problemas de este tipo de digestor es el taponamiento, que puede ser mitigado con filtros de porosidad orientada junto con operaciones de flujo descendente. Sin embargo, lo anterior promueve el desalojo de microorganismos ya retenidos. En la práctica se han observado las siguientes ventajas y desventajas:

### **Ventajas**

- Bajos costos de operación.
- Digestores de volúmenes reducidos.
- Altas razones de carga.
- Muy flexible a grandes fluctuaciones de carga.
- Largos tiempos de retención de microorganismos.

### **Desventajas**

- Se incrementa la presión a largos periodos de operación.
- El filtro puede ser muy costoso, hasta 60 % del costo total [3].
- La adhesión de microorganismos al filtro durante el arranque, puede ser lenta.

### **De lecho fluidizado y expandido**

Ambos digestores promueven largos TRM. El residuo, de baja concentración de sólidos, es introducido en forma ascendente a un tanque cilíndrico que contiene un lecho de pequeñas partículas inertes (como arena) o

reactivos (como carbón) de 3-50 mm de diámetro, en los cuales se adhieren las bacterias, a una velocidad suficiente para expandir o fluidizar el lecho. En un digestor que opera en lecho fluidizado, las partículas en suspensión están continuamente en movimiento ocasionando un excelente medio de mezclado, mientras que uno que opere en lecho expandido, la velocidad del flujo es apenas la necesaria para expandir el lecho, inicialmente en reposo, sin movimiento rotacional de las partículas.

En ambos casos, se proporcionan grandes áreas para la adherencia de microorganismos, que al igual que en los filtros anaeróbicos, son retenidos mientras las fracciones sólidas y líquidas pasan a través del sistema. Dentro de las ventajas y desventajas de estos sistemas, se pueden citar:

#### **Ventajas**

- Altas concentraciones de microorganismos.
- Razones de carga elevadas.
- Gran estabilidad.
- Muy flexibles a variaciones de carga.

#### **Desventajas**

- Altos requerimientos energéticos.
- Puede haber desalojo de las partículas del lecho.
- No hay separación de las diferentes poblaciones microbianas.

### **2.4 Digestión anaeróbica en multietapas**

Como ya se ha mencionado, la digestión anaeróbica es realizada por diferentes grupos de bacterias que difieren significativamente unas de otras en fisiología, requerimientos nutricionales, características metabólicas y de crecimiento, ambientes óptimos y en la sensibilidad a los cambios físicos y químicos de su ambiente.

En el mismo digestor es difícil optimizar las condiciones para los 4 grupos principales de bacterias, aunque, en algunos digestores (como el tipo flujo-tapón y los filtros anaeróbicos) se promueve la separación de tales grupos.

Tomando como ventaja, las diferencias que existen en las razones de crecimiento de los diferentes grupos de bacterias, las poblaciones dominantes de uno u otro grupo pueden ser promovidas, controlando las condiciones de operación del digestor, o mejor aún, combinando digestores de diferente categoría, con el fin de incrementar las producciones de gas, aumentar la eficiencia de conversión y, por lo tanto, un mejor rendimiento económico del sistema.

Además de las ventajas de cada digestor, la digestión anaeróbica en multietapas incrementa la cantidad de  $\text{CH}_4$  en el biogas, se pueden procesar mayores cantidades de residuos, se tiene mucho mayor estabilidad del sistema y tiempos de digestión realmente cortos. La principal desventaja, es de que se

tienen mayores requerimientos operacionales y de mantenimientos, pero no lo suficiente como para que el sistema no sea viable.

En la figura 2.2, se ilustran los diferentes tipos de digestores más usados actualmente.

## **2.5 Otros esquemas de digestión**

Los digestores mencionados arriba, fueron considerados por ser los más usados, unos muy populares como los llamados indú o chino (alimentados, generalmente con residuos animales, diariamente uno o dos veces al día con influentes de entre 8 y 15 % de materia sólida y con tiempos de digestión de entre 10 y 25 días, pertenecientes a la categoría A). Sin embargo, dentro de cada uno se pueden encontrar las versiones híbridas, como el tipo flujo-deflector empleando algas marinas como influente, los discos biológicos-anaeróbicos rotativos, etc. Otras variaciones resultan del empleo de equipo auxiliar como degasificadores, espesadores y tecnologías de membrana para mejorar la efectividad de una aplicación, que podrían resultar costosos y de difícil construcción.

Otros conceptos y técnicas están bajo estudio, como la combinación de filtros anaeróbicos con lechos expandidos o fluidizados, y el HSD (High Solids Digester) desarrollado en los laboratorios del departamento de energía de los EU [14, 15, 17]. Ambos con excelentes perspectivas, ya que al primero produce grandes cantidades de biogas con volúmenes de digestión muy reducidos y, en cuanto al segundo, también se generan grandes cantidades de biogas (con mayor concentración de  $CH_4$ ) con nulos requerimientos de agua (la mayoría de los residuos tienen que ser diluidos, al menos una parte de agua por una parte de residuo, en los digestores convencionales).

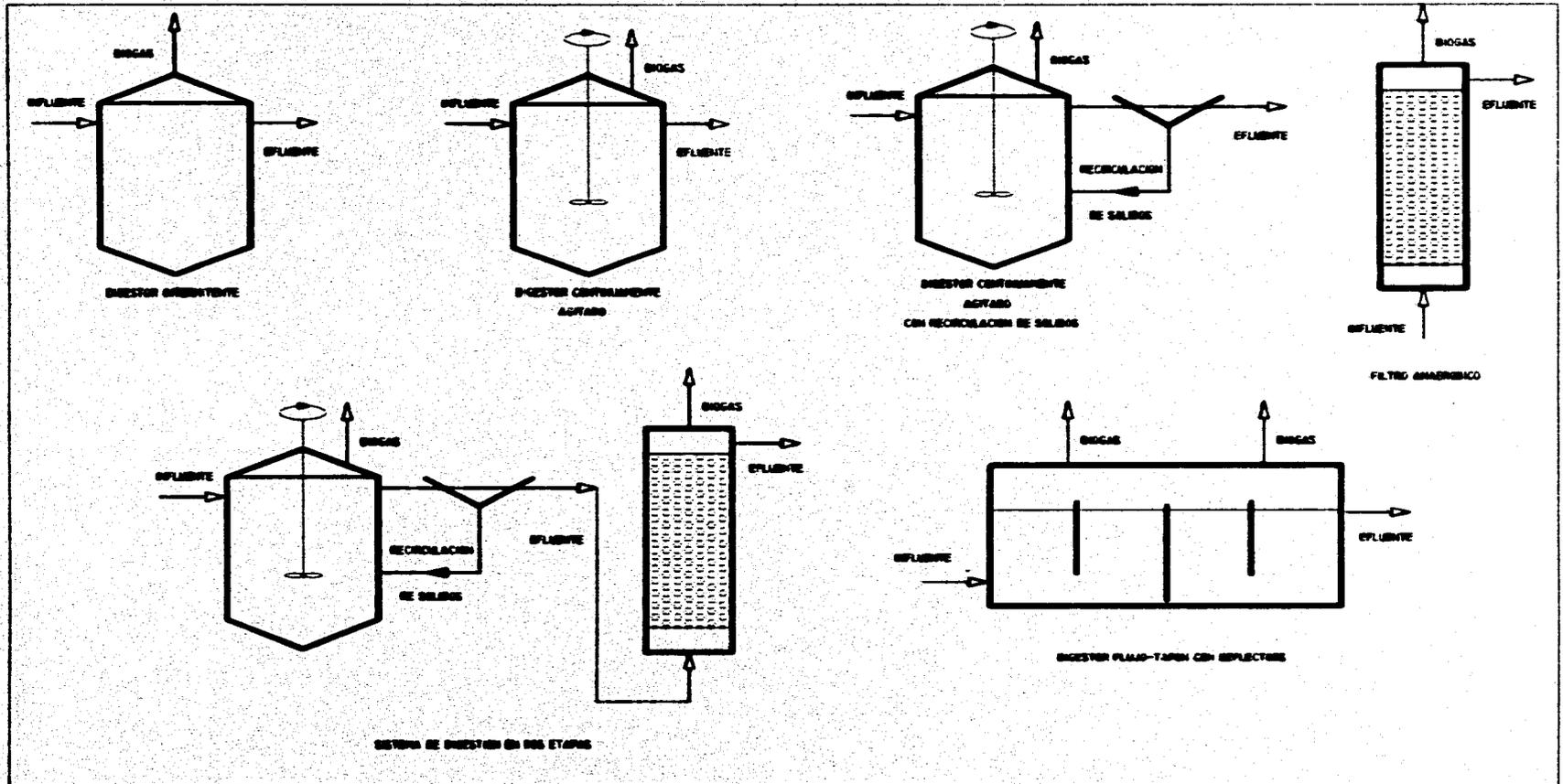


Fig. 2.2. Esquemas de digestión más usados.

## **CAPÍTULO 3**

### **CARACTERIZACIÓN DEL BIOGAS**

La digestión anaeróbica da a lugar dos productos: un efluente digerido rico en fósforo, potasio y nitrógeno y una mezcla de gases combustibles y no combustibles conocida como biogas. El segundo producto en referencia es el de mayor interés para nuestro objetivo, por lo que a continuación se analizan sus diferentes características fisico-químicas.

#### **3.1 Composición del biogas**

La composición del biogas, así como de la participación de cada elemento depende de los diversos factores que intervienen en el proceso de la digestión anaeróbica, tales como: la temperatura de operación, pH, TRH, TRS, TRM, características físicas y químicas del residuo, tipo de digestor, estabilidad del sistema, etc., por ejemplo, la inestabilidad del digestor podría ocasionar grandes concentraciones de  $H_2S$ , con la retención de la población bacteriana metanogénica se enriquece de  $CH_4$  el biogas, etc.

En la tabla 3.1 se resumen los elementos detectados y su participación en el biogas producto del tratamiento de residuos orgánicos en digestores anaeróbicos.

Aunque, como se puede ver, el biogas es una mezcla de varios gases, típicamente es considerado como una mezcla de  $CH_4$ ,  $CO_2$  y  $H_2S$  saturada con vapor de agua, que son los únicos componentes que realmente influyen en las propiedades fisico-químicas del biogas. La mezcla puede considerarse homogénea, sobre todo si es almacenada a grandes presiones o en cortos

Tabla 3.1. Composición del biogas [2, 3, 14-16].

Elemento	% en volumen
CH <sub>4</sub>	47-86
CO <sub>2</sub>	20-40
H <sub>2</sub> S	50-5000 ppm
H <sub>2</sub> O <sub>vap</sub>	saturado
H <sub>2</sub>	0.01-1.2
N <sub>2</sub>	0.1-3.0
O <sub>2</sub>	0.02-6.50
CO	0.001-2.100
Ar	< 0.001
NH <sub>3</sub>	< 0.001
Propano, butano, etano <sup>†</sup>	-
CH <sub>3</sub> SH <sup>†</sup>	-

periodos de almacenamiento a bajas presiones. Para fines prácticos, de aquí en adelante se considerará que el biogas está constituido sólo por CH<sub>4</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S y H<sub>2</sub>O<sub>vap</sub>.

### 3.2 Solubilidad en agua

La solubilidad del biogas en agua no existe como tal. Dado que se trata de una mezcla de gases, dicha solubilidad se referirá a la de cada uno de sus componentes, que en determinadas condiciones son independientes unas de otras, principalmente si el equilibrio se describe en función de las presiones parciales de los componentes del biogas.

El metano es prácticamente insoluble en agua, aún a presiones relativamente altas.

Tanto la solubilidad del CO<sub>2</sub> como la del H<sub>2</sub>S en agua han sido ampliamente estudiadas. Todos los estudios coinciden en que las composiciones en equilibrio del H<sub>2</sub>S-H<sub>2</sub>O pueden ser fácilmente evaluadas con el empleo de la ley de Henry, al menos en los rangos de presiones y temperaturas que comúnmente se manejan en los procesos de purificación de gases ácidos y naturales, que emplean agua como absorbente. Lo anterior, entonces, puede ser aplicado al H<sub>2</sub>S contenido en el biogas. La ley de Henry está definida como:

$$P = Hx \quad (3.1)$$

donde: P es la presión parcial en equilibrio del soluto en la fase gaseosa; H es la constante de Henry que depende tanto de la temperatura como de la presión y x

<sup>†</sup> Se han llegado a detectar por la alta reactividad del CH<sub>4</sub> con el CO<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>.

<sup>†</sup> Se ha logrado identificar debido a la inestabilidad del digestor, aumentando la concentración del H<sub>2</sub>S.

es la fracción mol del soluto por unidad de volumen del solvente. La tabla 3.2 muestra algunas constantes de Henry para el H<sub>2</sub>S en equilibrio con agua.

Por lo que respecta al CO<sub>2</sub>, existen datos de solubilidad como los que se muestran en la tabla 3.3, dados en función de la temperatura y presión.

### 3.3 Factor de compresibilidad y propiedades críticas

La desviación del comportamiento de la mezcla real con respecto a la ideal puede ser evaluada por diferentes métodos, ya sea por las ecuaciones de estado de Van der Waals, de Benedict-Webb-Rubin, de Redlich-Kwong, etc. En la industria del gas natural uno de los métodos más usados, es el del empleo de la carta de correlación de Katz. Esta carta, figura 3.1, está en función de la temperatura y presión pseudoreducidas ( $T_{pr}$ ,  $P_{pr}$ ), por lo que para evaluar el factor de corrección o de compresibilidad, se requiere conocer la composición de la

Tabla 3.2. Constantes de Henry para el H<sub>2</sub>S en agua [18].

Presión atm	Constante de Henry, H en atm L H <sub>2</sub> O/gr mol						
	5 °C	10 °C	20 °C	30 °C	40 °C	50 °C	60 °C
1	312	364	478	604	735	865	981
2	319	369	480	606	739	877	1002
3	326	372	483	609	742	883	1011

Tabla 3.3. Solubilidad del CO<sub>2</sub> en agua [31].

Presión atm	Solubilidad kg CO <sub>2</sub> /100 kg H <sub>2</sub> O				
	0 °C	10 °C	20 °C	30 °C	40 °C
1	0.40	0.25	0.15	0.10	0.10
10	3.15	2.15	1.30	0.90	0.75
50	7.70	6.69	6.00	4.80	3.90
100	8.0	7.20	6.60	6.00	5.40
200	-	7.95	7.20	6.55	6.05

mezcla. Esto es, con el empleo de las relaciones de Kay hay que determinar la temperatura y presión pseudocríticas ( $T_{pc}$ ,  $P_{pc}$ ) y después las pseudoreducidas para poder leer la carta de correlación de Katz:

$$P_{pc} = \sum_i y_i P_{ci} \quad (3.2)$$

$$T_{pc} = \sum_i y_i T_{ci} \quad (3.3)$$

$$M_u = \sum_i y_i M_i \quad (3.4)$$

$$P_{pr} = \frac{P}{P_{pc}} \quad (3.5)$$

$$T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} \quad (3.6)$$

donde: P y T, son la presión y la temperatura a las cuales se va a evaluar el factor de compresibilidad Z;  $M_a$  y  $M_i$ , son los pesos moleculares aparente de la mezcla y del componente iesimo, respectivamente.

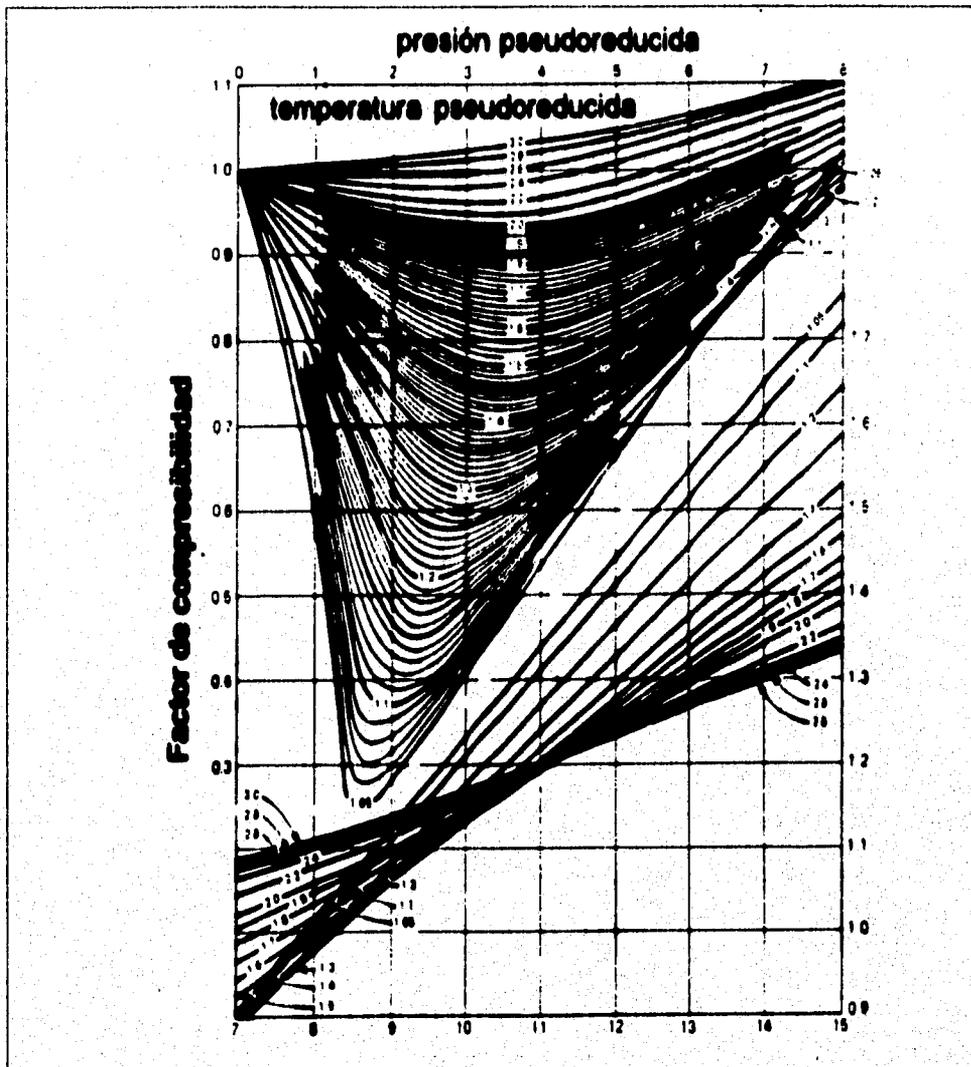


Fig. 3.1. Carta de correlación de Katz para gases naturales [32].

Para el caso de gases naturales ácidos, como el biogas, es necesario ajustar la temperatura y presión pseudocríticas por medio de un factor de ajuste  $\epsilon_2$ , dado por la siguiente expresión:

$$\varepsilon_3 = 1.8[120(A^{0.9} - A^{1.0}) + 15(B^{0.5} - B^{1.0})] \quad (3.7)$$

donde: A es la suma de las fracciones mol de H<sub>2</sub>S y del CO<sub>2</sub>; B es la fracción mol del H<sub>2</sub>S y  $\varepsilon_3$  es el factor de ajuste en grados K.

Así, la temperatura y presión pseudocríticas ajustadas ( $T'_{pc}$  y  $P'_{pc}$ ) están determinadas [32] por:

$$T'_{pc} = T_{pc} - \varepsilon_3 \quad (3.8)$$

$$P'_{pc} = \frac{P_{pc} T'_{pc}}{T_{pc} + B(1-B)\varepsilon_3} \quad (3.9)$$

Salvo por el ajuste de las propiedades pseudocríticas, la forma de evaluar el factor de compresibilidad es la misma.

### 3.4 Relación estequiométrica aire-biogas y límites de flamabilidad

Aunque el biogas está constituido por varios elementos combustibles y no combustibles, tabla 3.1, la cantidad de oxidante para su combustión, en este caso aire, va a depender de sólo dos: CH<sub>4</sub> y CO<sub>2</sub>, ya que son los de mayor participación. Así, para la combustión completa de 1 m<sup>3</sup> de CH<sub>4</sub> se requieren de 9.52 m<sup>3</sup> de aire, por lo que para cualquier biogas con x cantidad de CH<sub>4</sub>, su relación estequiométrica será de 9.52x m<sup>3</sup> de aire/m<sup>3</sup> de biogas.

La relación entre gases combustibles y no combustibles en el biogas, es un parámetro muy importante en lo referente a los límites de flamabilidad y otros factores (de posterior discusión), que son esenciales en el diseño y óptimo funcionamiento de las máquinas térmicas destinadas a su uso (el problema radica en que el relativamente alto contenido de CO<sub>2</sub>, modifica las características reactivas del CH<sub>4</sub>).

Si bien la presión y la temperatura inicial de la mezcla afectan los límites de flamabilidad, la cantidad de gases inertes en la mezcla combustible es igual o quizás de mayor importancia. La figura 3.2 muestra el efecto diluyente del CO<sub>2</sub> sobre mezclas de CH<sub>4</sub>-aire en los límites de flamabilidad inferior y superior del CH<sub>4</sub>, 5 y 14 % en volumen, respectivamente.

Con dicha figura se pueden encontrar los límites de flamabilidad para cualquier biogas con diferente contenido de CO<sub>2</sub>, trazando una línea recta desde un punto cualquiera de la base del triángulo (contenido de CO<sub>2</sub>), hasta el vértice superior. Los puntos de intersección entre la línea curva que delimita la zona flamable, serán los límites de flamabilidad de la mezcla CH<sub>4</sub>-CO<sub>2</sub>-aire. Así, los límites de flamabilidad en aire de un biogas con 40 % de CO<sub>2</sub>, estarán comprendidos entre 8.8 y 20 % de biogas y 91.2 y 80 % de aire, en volumen.

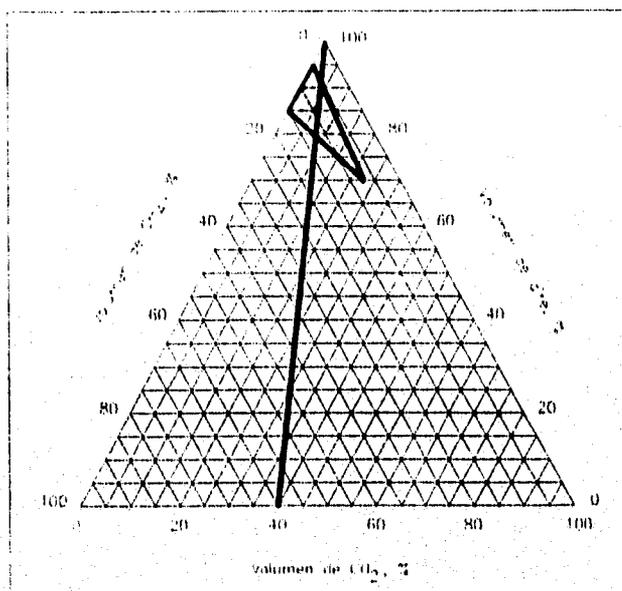


Fig. 3.2. Efecto del CO<sub>2</sub> sobre los límites de flamabilidad de mezclas CH<sub>4</sub>-aire [33].

### 3.5 Poder calorífico

El poder calorífico varía dependiendo del tipo de proceso en el cual se realiza la combustión para evaluarlo (volumen o a presión constante, por ejemplo). Se han definido dos tipos de poderes caloríficos: el poder calorífico superior, que incluye el calor latente de vaporización del agua producida por la combustión y el inferior, en el cual el agua producida por la combustión se encuentra en forma de vapor. Si la composición de la mezcla es conocida, tanto la energía superior e inferior desprendidas en aire a condiciones normales (15 °C, 1 bar) pueden ser evaluadas con la ayuda de la siguientes expresiones [35]:

$$PC_{sup} = \frac{\sum_i x_i PC_{sup,i}}{Z} \quad (3.10)$$

$$PC_{inf} = PC_{sup} - \left(\frac{21.146}{Z}\right) L^0 \sum_i m_i x_i \quad (3.11)$$

donde:  $L^0$  es el calor latente de vaporización del agua a condiciones normales;  $m_i$  es el número de átomos de hidrógeno por molécula de los  $i$  elementos reactivos de la mezcla y  $Z$  es el factor de compresibilidad de la mezcla a condiciones normales. A condiciones normales  $Z$  puede ser evaluada por la siguiente expresión, propuesta por el IGT (Institute of Gas Technology):

$$Z = 1 - \left( \sum_i x_i \sqrt{1 - Z_i} \right)^2 \quad (3.12)$$

### 3.6 Velocidad de propagación de flama

Éste es un factor determinante en la estabilización de la flama en quemadores con premezclado. Su valor depende de varios elementos, como el método experimental usado, el tipo de combustible, tipo de flujo, presión, etc., pero el efecto diluyente de los gases inertes y la razón combustible-oxidante en la velocidad de propagación son determinantes, como se puede apreciar en la figura 3.3 que muestra lo anterior para mezclas combustibles de  $\text{CH}_4\text{-CO}_2\text{-O}_2$ .

La mezcla estequiométrica de  $\text{CH}_4$ -aire tiene una velocidad de propagación de flama de alrededor de 43.4 cm/s; diluyéndolo con  $\text{CO}_2$  esa velocidad disminuye casi en forma inversamente proporcional con la concentración de  $\text{CH}_4$ , por ejemplo: un biogas con 60 % de  $\text{CH}_4$  tiene una velocidad de propagación de alrededor de 25 cm/s [14].

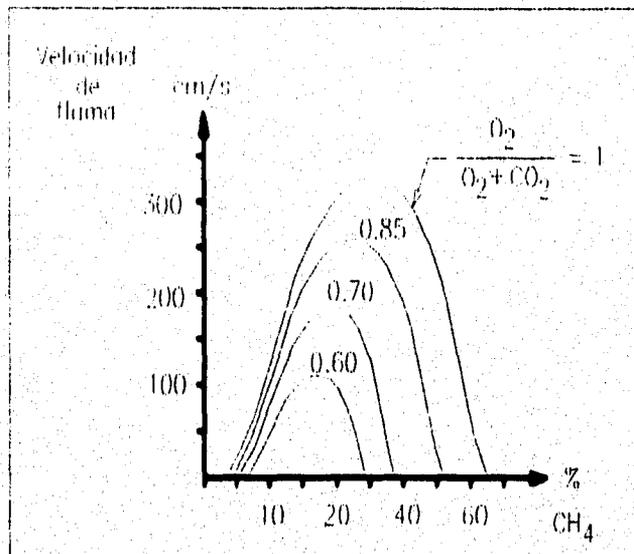


Fig. 3.3. Velocidad de propagación de flama en  $\text{CH}_4\text{-CO}_2\text{-O}_2$  [34].

### 3.7 Temperatura y energía mínimas de autoignición y características antidetonantes

La forma más eficaz de transmitir calor a una masa de gas con el fin de llevarla a la ignición, se basa en la cesión instantánea de energía a un volumen muy pequeño de la mezcla. De acuerdo con las leyes de transferencia de calor, dada la energía se puede calcular el volumen de gas que alcanza la temperatura de ignición y el tiempo necesario para que esto suceda, y viceversa. Por ejemplo, en una mezcla flamable de aire con 8.8 % de  $\text{CH}_4$ , en volumen, una chispa de 4 mJ provoca en 3.4 ms un aumento de temperatura de 700 °C en 1.24 mm<sup>3</sup> y 1500 °C en 0.58 mm<sup>3</sup> en aproximadamente 2 ms [36]. El  $\text{CH}_4$  tiene una temperatura de autoignición en aire de 632 °C y en oxígeno 556 °C, lo que da una idea del efecto diluyente de los gases inertes en la mezcla combustible.

La ignición de la mezcla se da un tiempo después de que se han alcanzado las condiciones necesarias de presión y temperatura, durante este tiempo se realizan las llamadas reacciones de prellama, lo cual se le conoce como tiempo de retraso. Su magnitud está definida como aquel necesario para establecer el frente de flama (generalmente se toma como el tiempo transcurrido en la ignición del 10% de la mezcla) y está relacionado con el tipo de combustible: dentro de las parafinas con cadenas lineales, el tiempo de retraso disminuye cuando aumenta el número de átomos de carbono, teniendo los de más bajo peso molecular ( $\text{CH}_4$ ) tiempos de retraso notablemente altos, es decir, con mayor resistencia a la autoignición, que aumenta aún más si en la mezcla combustible hay gases inertes, ya que disminuye la presión parcial de la mezcla reactiva. La autoignición puede ser expresada ya sea por el número de octano o por la razón de compresión crítica (la última antes de presentarse la detonación), 120-130 y 13-15:1 respectivamente, para un biogas con diferente contenido de  $\text{CH}_4$ .

De los dos anteriores párrafos, se podría deducir, entonces, que las opciones para revertir los efectos del  $\text{CO}_2$  en la mezcla reactiva son: aumentar el radio de ignición (kernel) o aumentar la tensión en las bujías.

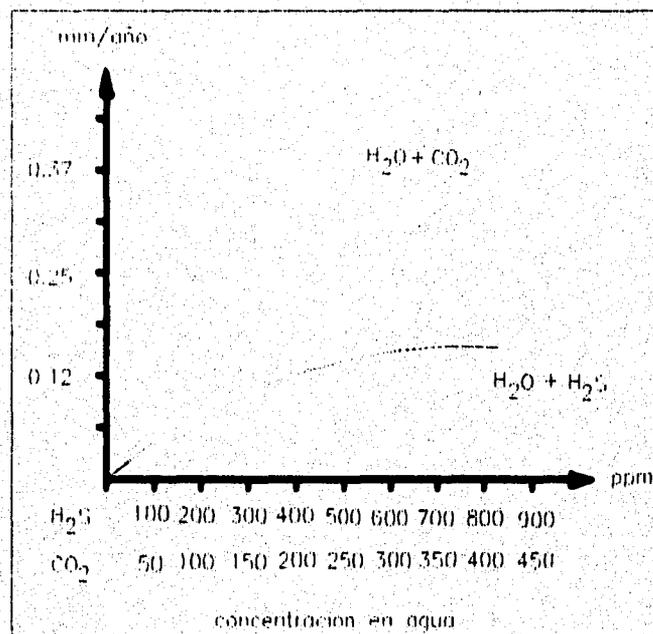
### **3.8 Toxicidad y corrosividad**

El único elemento tóxico del biogas es el  $\text{H}_2\text{S}$  y puede ser identificado por su olor característico a huevo podrido, aún a bajas concentraciones. Una larga exposición a éste puede bloquear el sentido del olfato, hecho que puede hacer creer en la dispersión del gas y exponerse aún más, con las posibles consecuencias mostradas en la tabla 3.4.

Si bien el  $\text{H}_2\text{S}$  reacciona fácilmente con algunos metales (principalmente con las aleaciones de cobre) en combinación con agua se incrementa la actividad corrosiva, que depende de la concentración del  $\text{H}_2\text{S}$  y del pH de la solución. Los daños que puede ocasionar esta solución van desde el desprendimiento local de capas de material superficial hasta el SSC (Sulfide Stress Cracking) pasando por fracturas y ampollas (blisters). De igual forma, el  $\text{CO}_2$  en combinación con agua forma soluciones (ácido carbónico) altamente corrosivas, aún más que las formadas con  $\text{H}_2\text{S}$ , como se puede notar en la figura 3.4. La actividad corrosiva de soluciones de  $\text{H}_2\text{O}-\text{CO}_2$ , dependen de la presión parcial del  $\text{CO}_2$  y de la temperatura. Los daños ocasionados por el ácido carbónico pueden ser un ataque puntual, un adelgazamiento uniforme de la superficie o la formación de una capa semiprotectora de carbonato de hierro,  $\text{FeCO}_3$ , a altas concentraciones de  $\text{CO}_2$  y altas temperaturas.

Tabla 3.4. Efectos fisiológicos<sup>1</sup> en personas expuestas a H<sub>2</sub>S [38].

H <sub>2</sub> S ppm	Posible efecto
50-100	Nulo, irritación media a los 30 min
100-150	A los 2 min pérdida del olfato, irritación de ojos y garganta a la primer hora, hemorragias y muerte después de 8 hrs.
150-200	Irritación de ojos y garganta dentro de la primer hora, hemorragias y muerte a las 8 hrs.
250-350	Dolor al llorar a la hora, dificultad para respirar a las 4 hrs, hemorragias y muerte antes de las 6 hrs.
350-450	Inconsciencia a las 4 hrs con posible deceso pasando las 4 hrs.
500-600	A la hora, dolores severos en ojos y cabeza, inconsciencia, temblor en el cuerpo, muerte.
600-1500	A los 15 min, colapso, inconsciencia, muerte.

Fig. 3.4. Acción corrosiva de soluciones H<sub>2</sub>S-H<sub>2</sub>O y CO<sub>2</sub>-H<sub>2</sub>O en aceros [38-40].<sup>1</sup> El tiempo de exposición y la concentración varían de persona a persona.

## **CAPÍTULO 4**

### **PURIFICACIÓN DEL BIOGAS**

En el capítulo anterior se describieron las principales características del biogas, de entre ellas destacan los efectos adversos que puede ocasionar el  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$  y el  $\text{H}_2\text{O}_{\text{vap}}$  en el manejo y aplicación directa del biogas. Entonces, es obvio que la reducción o eliminación total de estos tres constituyentes hará que las cualidades del biogas como combustible sustituto y renovable sean más atractivas.

En este capítulo se abordan los diferentes procesos empleados para remover del biogas aquellos elementos selectiva o simultáneamente. Aunque, cada uno de ellos tiene sus respectivas ventajas y desventajas, la elección de cualquier método estará supeditada al uso final del biogas así, como en todo, a cuestiones económicas.

El biogas puede ser tratado con seis tipos de procesos físicos, biológicos, químicos y mixtos:

- Absorción física
- Absorción química
- Adsorción física
- Separación por medio de membranas
- Condensación
- Remoción biológica

## **Absorción**

La absorción es un proceso de separación donde uno o más elementos (solutos) se transfieren desde su fase gaseosa hasta un solvente. La absorción puede ser de tres tipos:

1. Física con solvente líquido. En este caso, el elemento gaseoso a remover es disuelto en el solvente, con la posibilidad de ser separados posteriormente para que el solvente sea reciclado al proceso, con su consecuente consumo de energía.
2. Química con solvente líquido. En este caso, para la fijación del soluto en el solvente es necesario que el soluto reaccione químicamente con el solvente. Debido a lo anterior es difícil (con altos requerimientos técnicos y económicos), o imposible recuperar los solventes.
3. Química con solvente sólido. En la mayoría de estos casos, la desorción no puede ser posible, por lo que el solvente debe ser abundante y barato. Además, la elección de este método debe estar muy bien justificada, ya que se generan productos secundarios peligrosos.

La mayor parte de las operaciones de absorción se llevan a cabo en procesos con flujo a contracorriente y verticalmente [26], en columnas cilíndricas, para facilitar el contacto solvente-soluto. En ocasiones, la columna es rellena con algún empaque sólido e inerte para aumentar el área de contacto, e incluso las corrientes del soluto y solvente son introducidas a la columna a presiones mayores a la atmosférica ya que, como se vio en el anterior capítulo, eso incrementa la solubilidad del soluto en el solvente.

## **Adsorción**

La adsorción consiste en la transferencia de un material desde una fase (gaseosa o líquida) a una superficie sólida (adsorbente), la capa de materia adherida a la superficie es conocida como adsorbato. La cantidad de adsorbato que se puede colectar en una unidad de área superficial es pequeña, por lo que el adsorbente deberá tener una relación superficie de contacto-volumen muy elevada.

La adherencia del adsorbato al adsorbente se debe a fuerzas intermoleculares que dependiendo del tipo de enlace definirán si la adsorción es física o química. La adsorción física es cuando la adherencia se lleva a cabo por medio de fuerzas de Van der Waals, durante la cual se libera una cantidad de calor de magnitud aproximada al de condensación, por lo que la adsorción física es a veces descrita como un proceso de condensación [27]. La naturaleza de las fuerzas de adsorción física, es tal que se acumulan capas múltiples de adsorbato sobre la superficie del adsorbente.

La adsorción química se caracteriza por una compartición de electrones entre el adsorbato y el adsorbente que resulta en un desprendimiento de calor casi igual al de reacción. A causa de la compartición de electrones, el adsorbato forma una sola capa sobre el adsorbente.

## **Tecnología de membranas**

En este proceso se promueve la separación de los gases que componen una mezcla por medio de una membrana (polímeros porosos o fibras) que tienen la capacidad de transportar selectivamente a algunos componentes (gaseosos o líquidos) a través de ellas. El transporte de los componentes a través de la membrana depende del tipo, forma, porosidad, material y tamaño de la membrana, así como de las presiones parciales y de la permeabilidad de cada componente de la mezcla. La permeabilidad va a depender del tipo de membrana y del elemento a transportar [29].

## **Métodos biológicos**

Este mecanismo es empleado, por lo general, para remover el  $H_2S$  del biogas. Existe un gran número de métodos físico-químicos para remover el  $H_2S$  del gas natural. Sin embargo, ellos traen consigo grandes inversiones, altas demandas energéticas y generan grandes cantidades de desechos peligrosos, que a diferencia de los residuos, no se puede obtener algún beneficio. En contraste, existe una amplia variedad de bacterias capaces de oxidar el  $H_2S$  económicamente y sin generar desechos peligrosos. Las bacterias precipitan el  $H_2S$  en azufre elemental y otros compuestos menos dañinos.

## **Condensación**

La condensación, como se sabe, es el paso de la fase vapor a la líquida de un determinado elemento, por la disminución de su temperatura por debajo de la de saturación, ya sea enfriándola a presión constante, expandiéndola isoentálpicamente, etc. La cantidad de agua (que es el único elemento que se puede evacuar económicamente del biogas por condensación) a extraer va a depender, entonces, del proceso empleado, así como de las condiciones de presión y temperatura al inicio y al final del proceso.

### **4.1 Remoción del $H_2O_{vap}$**

La presencia del  $H_2O_{vap}$  en el biogas se debe, principalmente, al medio acuoso donde se realiza la digestión anaeróbica, y a las reacciones exotérmicas que en ella ocurren. El agua puede ser eliminada por los siguientes procesos.

#### **Condensación del $H_2O_{vap}$**

**Trampas de condensación.** En este proceso se aprovecha el efecto Joule-Thomson, al pasar el biogas por una cámara de expansión colocada en las líneas de colección y distribución del biogas. Al disminuir la temperatura, el  $H_2O_{vap}$  se condensa y es colectada en la cámara para posteriormente ser drenada. La misma línea de colección del biogas puede inducir la condensación del  $H_2O_{vap}$  en puntos bajos de las líneas, si estas se encuentran a temperaturas inferiores a la de rocío o de saturación del biogas, por lo que una válvula de drenado en esos puntos será suficiente, lo anterior es ilustrado en la figura 4.1.

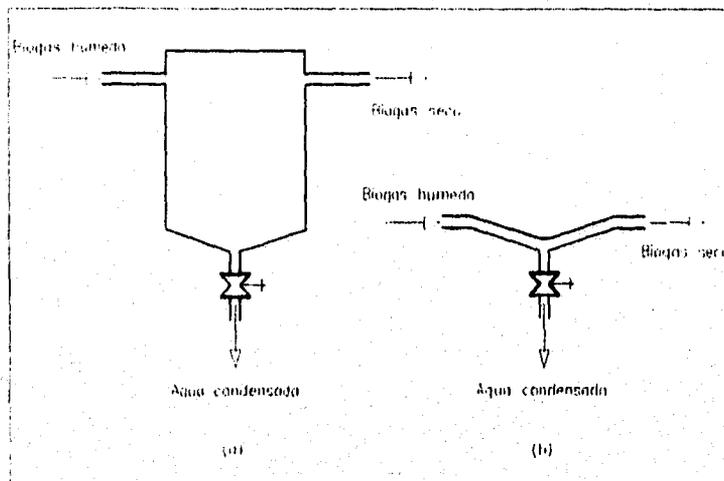


Fig. 4.1. Trampas de condensación.

**Compresión y enfriamiento.** La capacidad del biogas para retener el  $H_2O_{vap}$  aumenta conforme incrementa la temperatura, pero al igual que el aire y el gas natural esa capacidad disminuye al aumentar la presión. Por tanto, al comprimir un volumen de biogas saturado habrá un excedente de agua en el volumen final, en ese momento sobrecalentada debido al incremento de temperatura. Si al volumen final le sigue una etapa de enfriamiento hasta la temperatura inicial de saturación, la cantidad de agua excedente para ese volumen se condensará (exactamente como ocurre en la compresión multietapas con inter y postenfriadores). Cuando la temperatura de saturación del biogas es alta ( $> 30$  °C) la compresión no es necesaria, bastando sólo un proceso de enfriamiento.

#### **Adsorción del $H_2O_{vap}$**

Los adsorbentes mayormente empleados para la deshidratación del biogas son alumina, carbón activado, bauxita, sales de sílica y silicatos (tamices o cribas moleculares).

En su forma más simple, el sistema de deshidratación consiste de dos recipientes cilíndricos y paralelos conteniendo los adsorbentes (granulares o porosos) junto con el equipo necesario para su regeneración. Así, cuando el adsorbente en turno se sature de agua, la segunda columna de adsorbente ya se encuentra regenerada y lista para relevar a la primera, teniéndose así un sistema de deshidratación continua. Este proceso ofrece temperaturas de rocío extremadamente bajas, son simples en operación y diseño, capaces de adaptarse a cualquier flujo de biogas, pero los costos de inversión y mantenimiento son altos.

La figura 4.2 muestra la capacidad de adsorción de diferentes adsorbentes, en función de la humedad relativa.

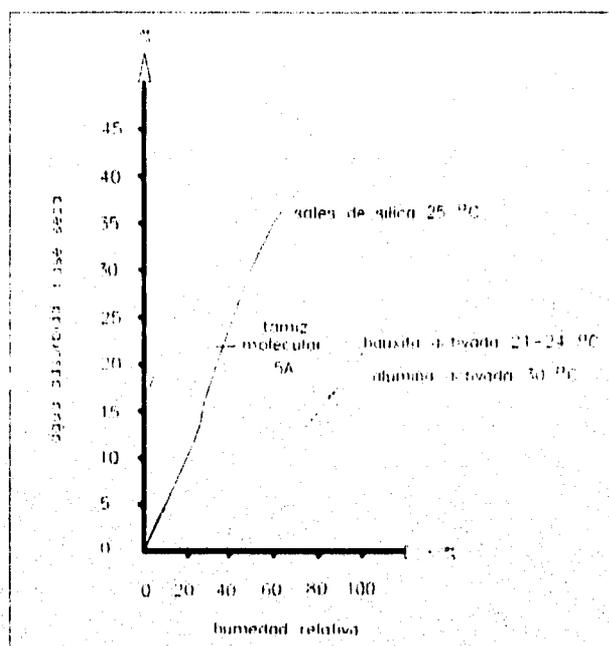


Fig. 4.2. Capacidad de adsorción de diferentes adsorbentes sólidos [18].

### Absorción del $H_2O_{vap}$

La absorción puede ser tanto física como química. En la primera, los solventes más usados son los glicoles etilen, dietilen, trietilen y el tetratilen, o soluciones concentradas de litio y sodio, mientras que la cal viva es el solvente más usado en la absorción química del agua.

Existe un amplia variedad de dispositivos para incrementar el contacto entre el agua y el solvente, como puede ser una columna con aspersores, columnas empacadas, columnas con deflectores, etc.

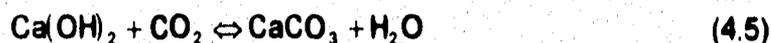
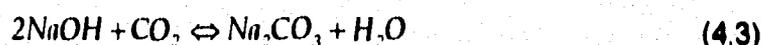
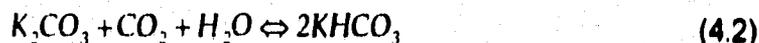
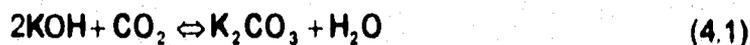
Debido a la alta capacidad de absorción de los solventes, estos sistemas pueden manejar altos volúmenes de gas a costos relativamente bajos. Sin embargo, como ya se ha mencionado, al usar solventes sólidos se pueden generar residuos tóxicos de difícil disposición final.

### 4.2 Remoción del $CO_2$

El porcentaje de  $CO_2$  presente en el biogas va a depender de múltiples factores, como las características del influente a digerir (relación de C:N, principalmente), el tipo de digestor empleado, la estabilidad del digestor, condiciones de operación, etc. Por ejemplo, se sabe que la solubilidad del  $CO_2$  en agua aumenta cuando se incrementa la presión, de modo que si se recircula el biogas producido al sustrato en digestión, se podrá obtener un biogas más rico en  $CH_4$  que el primero. De igual forma, se han estado probando digestores que operan a presiones de entre 1 y 2 bar [11], obteniéndose cantidades de biogas ligeramente menores pero muy enriquecidas de  $CH_4$ . Para el caso en que el  $CO_2$  deba reducirse o eliminarse, se pueden emplear los siguientes procesos.

### Absorción de CO<sub>2</sub>

La absorción química del CO<sub>2</sub> puede llevarse a cabo con solventes sólidos o líquidos. Dentro de los primeros el más socorrido es la cal viva, pero se requieren grandes cantidades; por ejemplo 1 m<sup>3</sup> de biogas con 30 % de CO<sub>2</sub> requiere de 750 g de cal, además de generar problemas de disposición de productos secundarios. Con respecto a los solventes líquidos, las soluciones más empleadas son las de NaOH, KOH, Ca(OH)<sub>2</sub>, Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> y K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>, de acuerdo a las siguientes reacciones:



empleando Ca(OH)<sub>2</sub>, se han alcanzado eficiencias de remoción de CO<sub>2</sub> del 85 % [19]. También existe una amplia variedad de soluciones de aminas como monoetanolaminas, dietanolaminas, etc., para remover selectivamente el CO<sub>2</sub>. La regeneración de algunas soluciones involucra altos requerimientos energéticos, operacionales y de mantenimiento, por lo que su uso debe estar debidamente justificado, quizás con un gran volumen de biogas.

El agua puede absorber físicamente tanto al CO<sub>2</sub> como al H<sub>2</sub>S. Sin embargo se requieren grandes cantidades, aún incrementando la solubilidad del CO<sub>2</sub>, aumentando la presión de alimentación del biogas en la columna de absorción, de ahí que éste proceso sea el menos aconsejable para tratar las cantidades de biogas producidas en digestores de tipo familiar y comunal.

### Adsorción del CO<sub>2</sub>

La adsorción es llevada a cabo introduciendo el biogas en cribas moleculares, hechas de adsorbentes como carbón, zeolita natural, aluminosilicatos, etc., caracterizadas por una estructura porosa tal que permite "entrar" sólo a ciertas moléculas, dependiendo de su tamaño, forma y polaridad, excluyendo a las demás.

Las cribas moleculares del tipo A4 (es decir, el poro tiene un diámetro promedio de 4 Å) son capaces de remover simultáneamente al CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S y al H<sub>2</sub>O<sub>vap</sub>. Aunque, las cribas moleculares son algunas veces más caras que los adsorbentes comunes, ellas ofrecen muchas ventajas:

- Proveen temperaturas de rocío extremadamente bajas.
- Se pueden emplear a elevadas temperaturas.
- No se dañan por la presencia de agua condensada.
- Pueden aplicarse para obtener impurezas por separado.

- No son sensibles a las fluctuaciones de concentración de las impurezas de la mezcla.
- Alta capacidad de adsorción, aún si las concentraciones de impurezas son bajas.

Dependiendo del arreglo utilizado, se pueden obtener contenidos de  $\text{CH}_4$  en el biogas de entre 91 y 99 %, en volumen. Por ejemplo, en un sistema PSA (Pressure Swing Adsorption) utilizado en Alemania, la adsorción del  $\text{CO}_2$  del biogas es llevada a cabo primero a presiones de 3-4 bar, siguiendo una etapa de despresurización hasta la presión atmosférica para regenerar el adsorbente (criba molecular de carbón), liberando el  $\text{CO}_2$  por una línea diferente a la del biogas enriquecido. El sistema consume 0.09 kW por cada  $\text{m}^3$  de biogas, recuperando 95 % del  $\text{CH}_4$  del contenido en el biogas; cada ciclo requiere de 20 a 60 minutos [20].

### **Separación del $\text{CO}_2$ por medio de membranas**

Las membranas para este propósito son capas extremadamente delgadas (500-1,000 Å) de polímeros como el acetato de celulosa o polisulfonato, dispuestas de dos modos: una capa, o más, enrollada en un tubo en cuyo interior fluyen los gases permeables, y varias membranas (tiras largas), atadas paralelamente por los extremos.

En el segundo caso las membranas están hechas por delgados filamentos de varios cientos de micrones aglomerados por dos capas de otro tipo de membranas de menor capacidad de separación, 10 a 20 veces más delgadas que la capa principal, además de incrementar la razón de flujo a través de la membrana, las capas secundarias protegen a la fibra de la abrasión y del manejo normal. La figura 4.3 muestra el segundo arreglo, en donde las membranas son confinadas en un recipiente rígido de manera análoga a un intercambiador de calor de coraza y tubos.

El biogas es alimentado por el lado de la coraza a elevadas presiones (> 15 bar) de tal manera que fluya sobre la superficie de las membranas, para que de esta manera los gases, como el  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$  y  $\text{H}_2\text{O}_{\text{vap}}$ , reaccionen ante la presión diferencial parcial entre el exterior e interior de la membrana, permeándola y fluyendo a través de ella, por el lado de tubos. El  $\text{CH}_4$ , que es un gas lento, también responde pero no penetra a la membrana por su baja solubilidad y baja difusividad. Bajo ciertas condiciones el  $\text{CO}_2$  y el  $\text{H}_2\text{S}$  penetran a las membranas 10 a 20 veces más rápido que el  $\text{CH}_4$  y el  $\text{H}_2\text{O}_{\text{vap}}$  hasta 200 veces más rápido. El biogas liberado por el lado de la coraza está bajo presión y contiene aproximadamente 95 % del  $\text{CH}_4$  contenido en el biogas al inicio de la operación, mientras que el  $\text{CO}_2$  separado está dispuesto a presiones bajas, ya que la presión de trabajo en el interior de las membranas es de alrededor de 1.5 bar [21, 30].

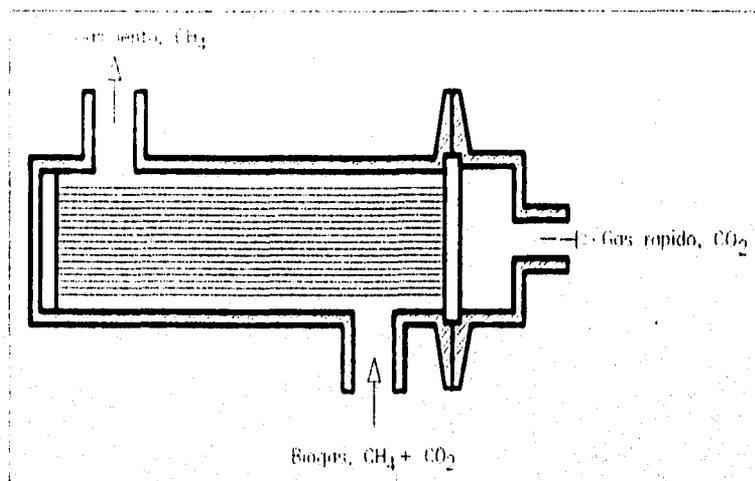


Fig. 4.3. Separación de gases con membranas [14, 21].

Las principales ventajas son:

- Sistemas de tamaño muy reducido y ligeros.
- Mantenimiento y operación sencillas.
- No requieren etapas de regeneración.
- Las membranas son altamente resistentes a la corrosión.
- Operación continua por largos periodos de tiempo sin mantenimiento alguno.
- Muy flexible a la razón de alimentación del biogás a tratar.
- No es sensible a las fluctuaciones de concentración de impurezas en la mezcla.

Quizás, el único inconveniente son las altas presiones de alimentación del biogás a tratar (15-75 bar), pero los resultados son excelentes.

### 4.3 Remoción del $\text{H}_2\text{S}$

La concentración del  $\text{H}_2\text{S}$  en el biogás varía mucho, dependiendo de la cantidad de azufre elemental en el sustrato a digerir y de la estabilidad del digestor. Las concentraciones no se detectan al inicio de operación del digestor, pero en cuanto se estabiliza, la concentración alcanza un nivel máximo y después disminuye hasta su nivel mínimo, permaneciendo ahí mientras el digestor opere establemente. A diferencia de los anteriores elementos, el  $\text{H}_2\text{S}$  si tiene que ser reducido lo más que se pueda, no porque afecte las propiedades reactivas del metano, sino porque por sí solo es altamente corrosivo (aún a las bajas concentraciones en las que se encuentra en el biogás), además de que los productos de su combustión son altamente tóxicos y corrosivos ( $\text{SO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{SO}_4$ ). Entre los procesos de que se dispone para su reducción o eliminación total se encuentran los siguientes.

### Adsorción del H<sub>2</sub>S

El H<sub>2</sub>S es pobremente adsorbido en carbón activado. Sin embargo, la presencia de O<sub>2</sub> da paso a una oxidación catalítica produciendo azufre elemental y vapor de agua según la reacción:



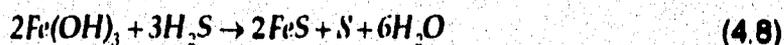
Se requieren sólo pequeñas cantidades de O<sub>2</sub> para tener altas eficiencias de remoción, generalmente, el O<sub>2</sub> requerido se encuentra presente en el biogas, si no es inyectado una pequeña cantidad de aire al adsorbente. También pueden emplearse otros catalizadores como I<sub>2</sub> y Fe. Existen columnas adsorbedoras de carbón activado con incrustaciones de Fe capaces de adsorber de 30 a 45 g de H<sub>2</sub>S por cada gramo de carbón.

Si el catalizador es O<sub>2</sub>, el carbón activado puede ser regenerado térmicamente, y el azufre puede ser recuperado por condensación.

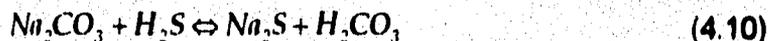
En la sección 4.2 se apuntó la posibilidad de remover el CO<sub>2</sub> con una criba molecular tipo 4A, la cual también puede ser utilizada para remover el H<sub>2</sub>S. Las cribas tipo 5A y 13X (5 y 10 Å el diámetro de poro, respectivamente) adsorben mayor cantidad de H<sub>2</sub>S que la del tipo 4A.

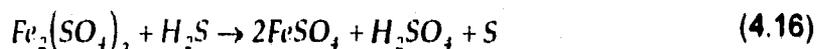
### Absorción del H<sub>2</sub>S

El método más simple y económico para la remoción selectiva del H<sub>2</sub>S por absorción química, es hacer pasar a el biogas a través de una "esponja" porosa, constituida por óxido férrico, aserrín burdo y agua confinada en un recipiente, y su regeneración se logra exponiéndola al aire. Las reacciones que se llevan a cabo son las siguientes:



El H<sub>2</sub>S también puede ser oxidado en lavadores o depuradores huecos o empacados, empleando soluciones de etanolaminas, carbonatos de sodio y potasio, hidróxidos alcalinos, bióxidos de azufre, sulfato férrico y de amoníaco. Las reacciones de absorción del H<sub>2</sub>S con las anteriores soluciones, son las siguientes:





La regeneración del absorbente se lleva a cabo calentando los productos con vapor de agua y aire o con gases inertes calientes, como en el caso de las soluciones de carbonato (reacciones 4.10 y 4.11). Sin embargo hay adsorbentes que no se pueden regenerar (los hidróxidos alcalinos) o que son muy difíciles de recuperar, como el sulfato férrico. Las soluciones en las reacciones 4.15 y 4.16, son para remover selectivamente el  $\text{H}_2\text{S}$ , y las demás pueden emplearse para remover simultáneamente el  $\text{H}_2\text{S}$  y el  $\text{CO}_2$ . Con soluciones de amoníaco al 6 %, en peso, se ha logrado remover simultáneamente 85 % del  $\text{H}_2\text{S}$  y 68 % de  $\text{CO}_2$  contenidos en el biogas [22].

### Remoción biológica del $\text{H}_2\text{S}$

Como se ha podido observar, existe un gran número de métodos físicos y químicos para remover el  $\text{H}_2\text{S}$  del biogas. Sin embargo, todos traen consigo la generación de productos secundarios de difícil disposición, requieren grandes cantidades de energía, e inversiones y costos de operación y mantenimiento elevados. En contraste la remoción biológica del  $\text{H}_2\text{S}$ , requiere de inversiones pequeñas y bajos requerimientos energéticos, operacionales y de mantenimiento, además de convertir directamente el  $\text{H}_2\text{S}$  en azufre elemental y compuestos solubles en agua [23-25].

Son muchas las bacterias que pueden oxidar el  $\text{H}_2\text{S}$ , y por lo tanto, posibles candidatos para ser empleadas para desulfurizar el biogas. Sin embargo, la bacteria no sólo debe ser capaz de oxidar al  $\text{H}_2\text{S}$ , sino también debe tener ciertas características para que la desulfurización biológica sea técnica y económicamente viable. Tales características son:

- La bacteria debe ser estrictamente autótrofa (anaerobia, anaeróbica o facultativa), para simplificar los requerimientos nutricionales.
- Capaz de producir compuestos solubles.
- Resistir relativamente altas temperaturas y presiones.
- Tener alta actividad de oxidación de  $\text{H}_2\text{S}$ .

Para desulfurizar a el biogas se han utilizado las bacterias *Clorobium tiosulfatofilum*, *Tiobacillus dentrificante*, *Tiobacillus ferroxidante* y la bacteria quimioatotrófica.

El mecanismo para la remoción biológica del  $\text{H}_2\text{S}$ , es de manera análoga a la absorción y se lleva a cabo haciendo pasar ascendentemente al biogas a través del recipiente que contiene el cultivo de bacterias. Es aconsejable el uso de columnas empacadas para incrementar y facilitar el contacto de las bacterias con el  $\text{H}_2\text{S}$ . La tabla 4.1 resume los resultados que se han obtenido con las

bacterias *Clorobium tiosulfatofilum* y *quimioatotrófica*. Con el primer tipo de bacteria se logrado oxidar al  $H_2S$  y al  $CO_2$  simultáneamente según la reacción [14]:

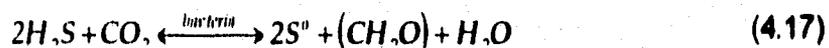
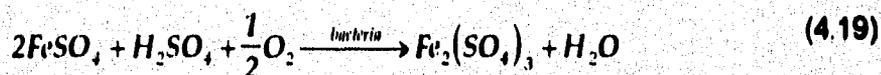
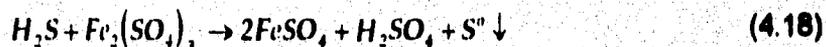


Tabla 4.1. Remoción biológica del  $H_2S$  del biogas [14, 24]:

Tipo de bacteria	Cultivo, g/L	% de $H_2S$ removido	% de $S^0$ precipitado*
quimioatotrófica	$NH_4Cl-0.1$ ; $NaCl-6.0$ ; $KH_2PO_4-0.05$ y $MgCl_2, 6H_2O-0.01$	69.5	79.0
<i>C. tiosulfatofilum</i>	--	96.6	67.1

La bacteria *Tiobacillus ferrooxidante*, ha sido empleada en combinación con soluciones para remover el  $H_2S$ . El proceso consiste en absorber el  $H_2S$  con soluciones como sulfato férrico o sulfato de cobre, siendo luego regeneradas biológicamente. Las reacciones involucradas utilizando sulfato férrico son las siguientes:



En el estudio se utilizó un flujo de biogas de  $1000 \text{ m}^3$  con diferentes concentraciones de  $H_2S$ , desde  $900$  hasta  $5470 \text{ mg/m}^3$ , obteniéndose eficiencias de remoción de hasta  $98 \%$  [25].

\*El azufre restante se encuentra en compuestos de azufre solubles en agua.

## **CAPÍTULO 5**

### **MÁQUINAS TÉRMICAS POSIBLES**

Los arreglos de conversión de energía disponibles no se ven alterados por el cambio de combustible. El problema se reduce sólo a las partes o sistemas involucrados en la liberación de la energía química del biogas. Sin embargo, al producir un gas combustible distinto a los convencionales se tiene el problema de que para poderlo utilizar, eficientemente, habría que diseñar el equipo de acuerdo a sus características, lo cual, al ser el biogas poco común haría incosteable su utilización. De aquí que la única opción técnica y económicamente viable, para aprovechar plenamente el potencial que tiene el biogas como combustible alternativo, es la adaptación de equipos comerciales. A continuación se describen las características generales de las turbinas de gas, generadores de vapor, los motores de combustión interna y las celdas de combustible o pilas de combustión, así como las modificaciones y/o ajustes e implementaciones adicionales requeridas por cada una de ellas para emplear el biogas.

#### **5.1 Turbinas de gas**

La principal característica de las turbinas de gas (tanto de las de ciclo abierto como las de cerrado) es la de utilizar una amplia variedad de combustibles sin la menor modificación, excepto cuando se realice el cambio de combustibles de diferente estado físico. Incluso, a fin de explotar al máximo sus características de combustión (que es de tipo continua), la tendencia actual es la de substituir los combustibles convencionales por otros de poderes caloríficos inferiores.

Obviamente, las turbinas que emplean gas natural son las indicadas para utilizar el biogas (con las que emplean cualquier combustible sólido o líquido, forzosamente se tendrían que substituir los pulverizadores o evaporadores por inyectores para gas), ya que sus cámaras de combustión están diseñadas de tal manera que el aire necesario para la reacción y la regulación de la temperatura, que proviene del compresor, entra por tres lugares distintos: uno para el aire necesario para la combustión, aire primario; otro para el aire requerido para refrigerar los gases de la combustión y proteger las paredes de la cámara del excesivo calor producido, aire secundario, y el aire terciario destinado a garantizar la temperatura apropiada de los gases que entrarán a la turbina y para formar una barrera al eventual alargamiento y desprendimiento de flama, características propias de los gases naturales, incluyendo al biogas [14, 36]. Las tres corrientes de aire se pueden observar en la figura 5.1.

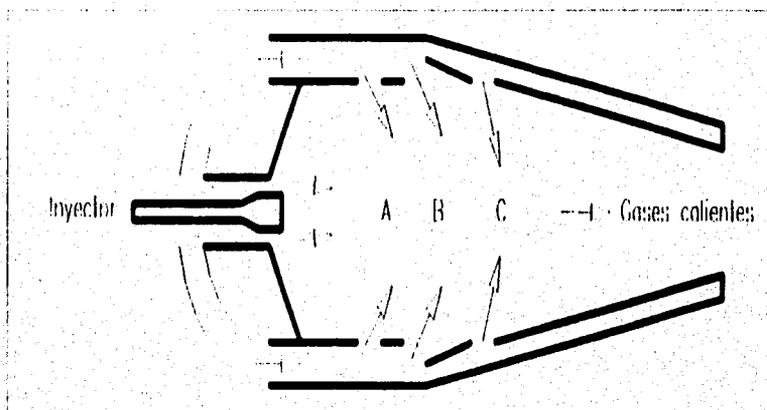


Fig. 5.1. Cámara de combustión de una turbina de gas.

El efecto dilutivo del  $\text{CO}_2$  sobre la velocidad de propagación de flama del biogas, se ve revertido por la alta presión a la que se tiene que inyectar a la cámara de combustión, que es de entre 4 y 15 bar [44, 45]. Debido a que en la cámara de combustión, ésta se lleva a cabo continua y casi isobáricamente, no existen problemas de autoignición o detonación, además, como ya se ha dicho, el  $\text{CO}_2$  incrementa la resistencia a la autoignición del metano.

Otro punto favorable de las turbinas para utilizar el biogas, son las altas temperaturas alcanzadas en la cámara de combustión, 2000-2500 °C en el centro de la flama y aproximadamente 800 °C ya diluidos los productos de la combustión con los aires secundario y terciario, ya que como se recordará la temperatura de ignición del  $\text{CH}_4$  es de las más altas, 632 °C en aire, lo que garantiza la combustión de toda la masa de  $\text{CH}_4$ . Por otro lado, las altas temperaturas también provocan reacciones de disociación, produciendo gases tóxicos regulados oficialmente ( $\text{NO}_x$ ), y dado que el consumo específico de combustible es muy alto, lo anterior reviste mucha importancia en el caso de las turbinas de ciclo abierto. Sin embargo, esas emisiones nocivas pueden ser disminuidas ya sea inyectando agua a la cámara de combustión para diluir la mezcla y enfriar la cámara, empleando mezclas próximas al o en el límite pobre de flamabilidad, o usando

inyectores especiales que garanticen mezclas bien proporcionadas y homogéneas [46, 47].

Las turbinas comerciales ya utilizan algún método mencionado arriba y como el biogas es de por sí  $\text{CH}_4$  diluido, puede ser que el biogas sea un combustible ideal, al menos desde un punto de vista práctico para las turbinas de gas aún sin previa purificación, ya que los inyectores para gas natural no son de aleaciones de cobre (los más propensos al ataque del  $\text{H}_2\text{S}$ ) y los materiales de la cámara de combustión, de las toberas y de la turbina son altamente resistentes, además de que las condiciones existentes en el interior de toda la turbina, no son propicias para la formación de soluciones líquidas altamente corrosivas como el  $\text{H}_2\text{SO}_4$ . Por ejemplo, los gases a la salida de la turbina tienen temperaturas de entre 300 y 500 °C.

La mayor desventaja es su alto consumo de combustible con rendimientos térmicos entre 10 y 35 % (dependiendo del tipo y capacidad, siendo las de ciclo abierto y de menor capacidad las de menor eficiencia), no obstante suministra potencia sin vibraciones, son de peso y dimensiones reducidas (su relación potencia:peso es de las más altas), es de rápida puesta en marcha, gran seguridad, poco consumo de aceites lubricantes, breve construcción e instalación (por lo que los costos de operación y mantenimiento son reducidos, cada 20,000 ó 30,000 horas requiere mantenimiento total y parcial una vez al año, y si el mantenimiento es adecuado puede operar continuamente hasta 100,000 horas [48]), existen desde pequeñas unidades portátiles hasta las de cientos de MW, emiten bajos niveles de ruido y las emisiones contaminantes están por debajo de los niveles de las normas oficiales.

## 5.2 Generadores de vapor

Cualquiera que sea el tipo de generador de vapor su quemador debe, y está diseñado para que pueda ser alimentado en distintos momentos con mezclas de diferentes características y distintas presiones de alimentación, para poder afrontar las más severas condiciones de trabajo a que pueda verse sometido, y de entregar los mismos kilogramos de vapor a determinadas presiones y temperaturas, sin disminuir su eficiencia. Esta elasticidad debe ante todo garantizar estabilidad de flama.

Los generadores de vapor con quemadores atmosféricos o de premezclado para gas natural son los de mayor elasticidad, de tal forma que pueden funcionar con varios tipos de gases y entre márgenes de presión bastante amplios, por lo que el uso de biogas en este tipo de generadores de vapor no presenta ningún inconveniente. Por otro lado, la substitución de combustibles sólidos o líquidos por uno gaseoso, podría ocasionar un impacto substancial sobre los costos totales en la producción de vapor [49, 50], por lo que nos centraremos en los primeros.

Las partes principales de un quemador atmosférico son: el inyector, que define y controla el flujo de gas (que contribuye de un modo, a veces determinante, a la combustión); la cámara de mezcla, a donde pasa el gas tras

salir del inyector; el difusor, en donde se realiza la mezcla del gas con el aire primario, y la cabeza del quemador, a donde la mezcla debe llegar homogénea, y pasando la cual, se realiza la combustión, figura 5.2.

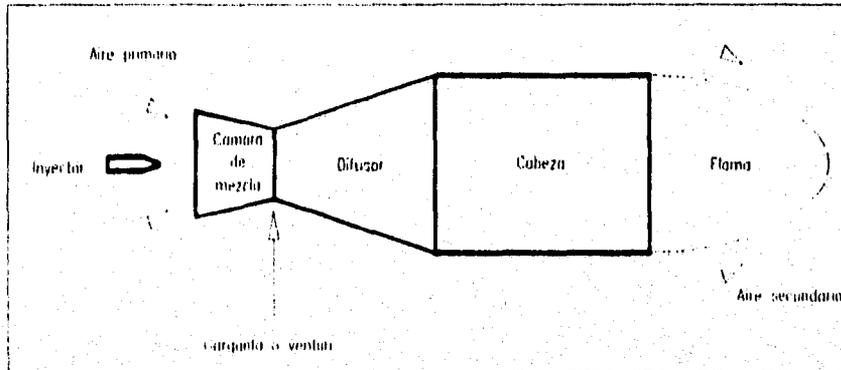


Fig. 5.2. Partes principales de un quemador atmosférico.

Los gases son intercambiables respecto a un quemador, cuando sin ninguna modificación de este, se entrega aproximadamente el mismo flujo calorífico durante una combustión higiénica sin desprendimiento o retroceso de flama. Existen muchos métodos para saber si dos gases son intercambiables, todos se basan en el índice de Wobbe definido como:

$$W = \frac{PC_{sup}}{\sqrt{d_r}} \quad (5.1)$$

donde:  $d_r$ , es la densidad relativa del gas (aire=1). De hecho el biogas no es intercambiable con ningún gas combustible comercial [15,16], por lo que en este y otros casos, los quemadores deberán ser ajustados o modificados para satisfacer las condiciones de intercambiabilidad. Como se mencionó anteriormente, los quemadores atmosféricos para gas son los más adecuados para utilizar el biogas, puesto que el flujo calorífico es mantenido constante con una combustión higiénica, independientemente del tipo de gas, con sólo regular el diámetro del inyector y la presión de alimentación manual o automáticamente. La magnitud del diámetro del inyector y de la presión de alimentación para satisfacer las condiciones de intercambiabilidad están dadas por las siguientes ecuaciones [16, 51]:

$$D_2 = D_1 \left( \frac{W_1}{W_2} \right) \quad (5.2)$$

$$P_2 = P_1 \left( \frac{W_2}{W_1} \right)^2 \quad (5.3)$$

donde los subíndices 1 y 2 representan al gas original y al sustituto, respectivamente. La estabilidad de la flama, es lograda por medio de llamas piloto dispuestas en la periferia de la cabeza del quemador, justo en el arrastre del aire secundario.

Por lo general el biogas usado en generadores de vapor al menos se ha liberado del  $H_2S$  parcial o totalmente, por lo que la presencia del  $CO_2$  sólo implicaría un ligero aumento del exceso de aire, que es aproximadamente del 10 % [15].

Aunque existen generadores de vapor de casi cualquier capacidad, como se sabe, los máximos rendimientos de las plantas termoeléctricas se alcanzan en las de mayor capacidad, y en las de ciclo combinado, igualmente de gran capacidad, que implican necesariamente grandes cantidades de fluidos tanto combustibles como de trabajo.

### **5.3 Motores de combustión interna**

Las máquinas térmicas mayormente empleadas para utilizar el biogas y generar tanto energía mecánica como eléctrica, son precisamente los motores de combustión interna, predominando los de encendido por chispa sobre los de encendido por compresión, a pesar de que son las que requieren mayores modificaciones. La principal razón es la amplia experiencia que se tiene en su construcción, utilización y mantenimiento, además de que son las más flexibles para las plantas de potencia de menor capacidad hasta las de aproximadamente 10 MW [52].

#### **Motores de encendido por chispa, MECh**

Existe la posibilidad de que el motor opere únicamente con biogas o alternadamente con el combustible para el que fue diseñado (gasolina). En el primer caso conviene substituir el carburador, el cual ha sido diseñado con un venturi que entrega la mezcla gasolina-aire dentro de sus límites de flamabilidad, por un carburador o mezclador de gas y aire con un venturi de acuerdo al flujo de biogas-aire, que son mucho más sencillos, pues no requieren depósito (cuba), ni los dispositivos para marcha en mínimo y aceleración, ambos relacionados con la evaporación del combustible líquido. En cuanto a la segunda posibilidad, existen dos formas de llevarla a cabo:

1. La forma más sencilla es la de taladrar la pared del carburador a la altura o al nivel del venturi o garganta para introducir la línea de biogas provista con un dosificador, como se puede observar en la figura 5.3. Como los límites de flamabilidad del biogas y de la gasolina coinciden en un amplio rango, bastará con bloquear la succión del biogas o el de la gasolina para que el carburador funcione con el combustible deseado.

Si no se está en condiciones de taladrar la pared del carburador, la alternativa sería la de acoplar la línea de biogas a la unión entre el filtro de

aire y el carburador o a la del carburador y el múltiple de admisión, mediante unas bridas, como se puede observar en la figura 5.4.

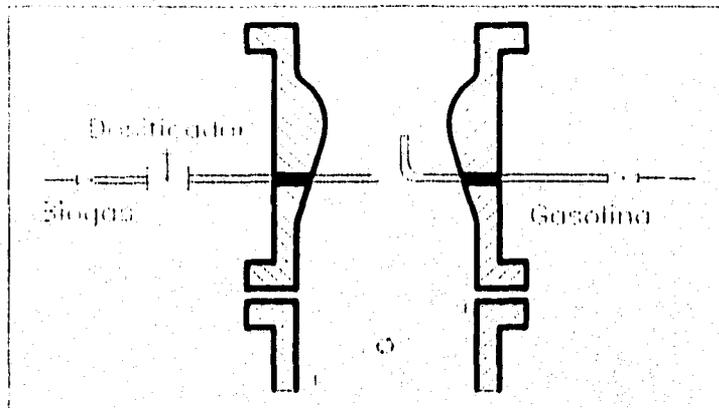


Fig. 5.3. Conexión de la línea de biogas al carburador.

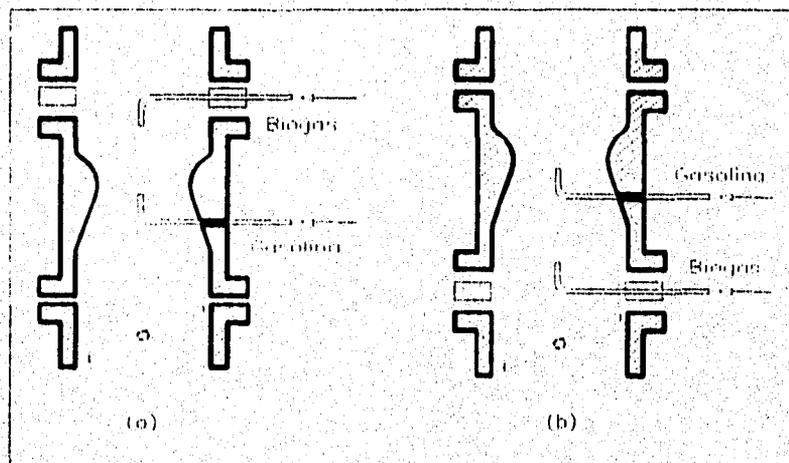


Fig. 5.4. Conexión de la línea de biogas, (a) entre el filtro de aire y el carburador, (b) entre el carburador y el múltiple de admisión.

2. La segunda manera de que el motor funcione con ambos combustibles, es emplear un carburador dual, es decir, con dos venturis o gargantas paralelas, una para cada tipo de combustible, que convergen en la parte baja o en la brida de unión con el múltiple de admisión [53].

Si la opción fue adaptar la línea de biogas al carburador original, el único sistema auxiliar del carburador que deberá permanecer activo, será el sistema ahogador que normalmente opera en el arranque y lo que hace es restringir casi por completo la succión de aire ocasionando mayor arrastre de combustible, ya

que las mejores condiciones de trabajo con biogas se alcanzan precisamente restringiendo el paso de aire [16, 55].

Una vez adaptada la línea de biogas al motor por cualquier opción, arriba mencionadas, es indispensable que se bloqueen los conductos que ponen en contacto los gases de escape (calientes) con el múltiple, en la parte de distribución, de lo contrario se disminuirá la densidad del biogas ocasionando que la carga nueva tenga menor contenido energético.

Por último, debido a que el biogas tiene muy lenta velocidad de propagación de flama y un más largo retraso de ignición, el tiempo total para la combustión será más largo, que de mantenerse el avance de encendido calculado para la gasolina (que es de 0 a 5° a nivel del mar y 20 a 25° a alturas elevadas, para MECh [56]) parte de la carga o mezcla biogas-aire no se quemará, con sus consecuentes problemas de estabilidad y contaminación. Por lo tanto, el avance de encendido tendrá que aumentarse hasta unos 12° al nivel del mar, y hasta entre 30 y 40° a grandes alturas [54, 57].

Sin duda la conversión implicará una disminución de la eficiencia del motor: a bajas cargas hasta un 25 % y a plena carga de 0-5 % dependiendo, claro esta, de la calidad de conversión. Sin embargo, a velocidades medias el comportamiento es similar al motor sin conversión, y por lo que toca a la disminución de la eficiencia a baja y plena carga, puede ser revertida de las siguientes formas:

- Debido a que el biogas tiene un alto poder antidetonante ( $\approx 130$ ) se puede incrementar la relación de compresión, ya sea bajando las cabezas o culatas, o substituyendo las cabezas de los pistones por otras más altas. El rango óptimo de las relaciones de compresión para el biogas en MECh es entre 10 y 15. Por debajo, la eficiencia disminuirá drásticamente y por encima se tendrán problemas de detonación [54].
- Como se recordará, el biogas tiene una muy alta temperatura de ignición, un retraso de ignición elevado, y velocidad de propagación de flama muy lenta, que son factores que influyen, directa o indirectamente, de manera muy importante en el rendimiento del motor. Esos efectos, nocivos, pueden ser revertidos empleando bujías de mayor energía, por ejemplo las bujías multielectrodos o de plasma [58], manteniendo las mismas bujías incrementando la tensión, o manteniendo la tensión pero incrementando la distancia de los electrodos de la bujía (al menos para incrementar el diámetro del kernel). Cualquier método anterior, se traducirá en menores tiempos de combustión total.
- Obviamente, un buen grado de purificación mejorará el rendimiento del motor, la humedad también reduce el poder calorífico.
- Sobrecargar al MECh puede ser una buena opción, pero las exigencias térmicas y mecánicas serían muy dañinas para la vida útil del motor.

Como se puede ver, finalmente, emplear el biogas en MECh no presenta ningún problema. Salvo las emisiones de  $\text{SO}_2$  (siempre que el  $\text{H}_2\text{S}$  no sea

eliminado del biogas) y de  $\text{NO}_x$ , que son mucho más bajas que con gasolina, no existe evidencia documentada de que el biogas sea dañino para el propio motor o para el ambiente, de hecho, un combustible gaseoso presenta mayores ventajas sobre un líquido en MEC.

### Motores de encendido por compresión, MEC

La única manera, económicamente viable, para utilizar el biogas en MEC, es la de introducirlo junto con el aire aspirado e incendiar la mezcla mediante la inyección de una pequeña cantidad de diesel, ya que aún con las altas relaciones de compresión, no se alcanza la temperatura de autoignición de la mezcla biogas-aire [59-63]. Como la cantidad piloto de diesel establece un gran número de puntos de incendio (no sobre las aristas de la cámara de combustión sino a través de toda la mezcla biogas-aire), y la relación de la mezcla en las proximidades de las gotas de diesel se enriquece, la combustión se iniciará suave y rápidamente.

Los mayores problemas, entonces, consisten en acoplar la línea de biogas al múltiple de admisión de aire, y disminuir y regular la cantidad de diesel.

Con respecto al primer punto, la forma más fácil es taladrar la línea de aspiración de aire (después del filtro de aire) y soldar la línea de biogas, como se indica en la figura 5.5.

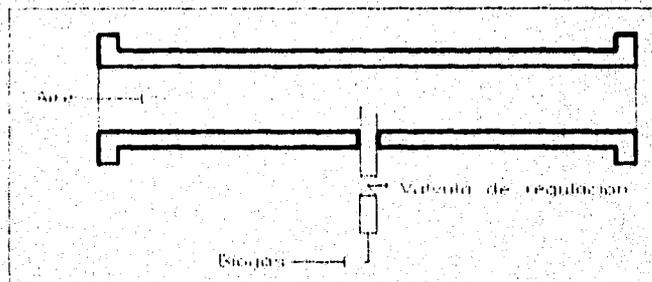


Fig. 5.5. Conexión directa de la línea de biogas a la de aire.

También puede emplearse una cámara de premezclado colocada entre el filtro de aire y la línea de aspiración de aire, como se muestra en la figura 5.6.

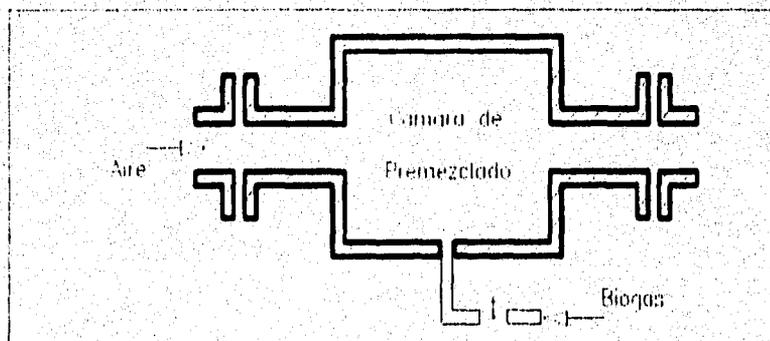


Fig. 5.6. Conexión de la línea de biogas con cámara de premezclado.

Con ambos arreglos se mantiene la misma cantidad de aire aspirado, por lo que el biogas tendrá que ser alimentado con una presión ligeramente mayor a la atmosférica.

La reducción de la cantidad de diesel inyectado, segundo punto, no representa en si un problema, ya que el motor debe encenderse y llevarse a las condiciones de operación (por ejemplo, a plena carga) con diesel exclusivamente, de otra forma sería casi imposible encenderlo; y después abrir la línea de biogas. El aporte energético del biogas ocasionará que se rebase la velocidad de operación (nominal) por lo que el regulador forzosamente tendrá que reducir la cantidad de diesel, análogamente a lo que ocurre cuando se disminuye la carga operando con sólo diesel. La cantidad piloto o mínima de ignición del diesel inyectado, puede determinarse incrementando el flujo de biogas hasta que se empiece a notar la pérdida del ruido seco característico del MEC (el encendido es como en los MEC pero el resto de la combustión es de manera similar a los MEC), por la inestabilidad del motor, o si se tienen los medios, hasta que se alcancen niveles de CO de aproximadamente 0.2 % en los gases de escape [59, 60]. La cantidad mínima de diesel está comprendida entre 5-50 % del normalmente inyectado [59, 68] dependiendo del tipo de motor y del contenido de CO<sub>2</sub>.

Como se puede ver, este concepto no altera en absoluto al MEC (sea de inyección directa o indirecta, con o sin precámara de combustión), por lo que es una muy buena opción para los casos donde la cantidad de combustible fluctúe en ambos, diesel y biogas. Si acaso se tienen problemas de estabilidad, lo conveniente es aumentar el avance de inyección unos 4°.

Al igual que en los MEC, la eficiencia no varía a cargas medias pero a bajas y altas se pueden observar pérdidas de hasta 25 y 10 %, respectivamente, las cuales pueden ser revertidas, ya sea con un buen grado de purificación del biogas, o si es de aspiración normal, sobrecargándolo. La segunda opción es muy atractiva, porque a parte de revertir las pérdidas se puede incrementar el rendimiento y la potencia, amén de que los MEC son los más apropiados para sobrecargar los cilindros.

Por otro lado cabe la posibilidad de operar al MEC sólo con biogas, lo cual implica modificaciones importantes como: la sustitución de los inyectores por sistemas de encendido, instalación de un carburador para gas, entre otras.

#### **5.4 Celdas de combustible, CC**

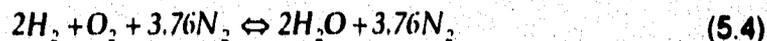
Las plantas de producción de electricidad que empleen cualquier máquina térmica arriba mencionadas, rara vez alcanzan eficiencias térmicas mayores al 40 % (una de ciclo combinado puede alcanzar hasta 47 %), además, independientemente de que están limitadas por la eficiencia del ciclo de Carnot, tales eficiencias dependen fuertemente de la capacidad o tamaño de la planta, así como de la carga demandada. Entonces, es preciso contar o desarrollar dispositivos de conversión de energía de mayor eficiencia, y la cual no dependa de la capacidad de la planta ni que sea afectada por las fluctuaciones de carga

demandada. Este es el caso de las CC, las cuales convierten la energía química del combustible directamente en energía eléctrica, es decir, sin la necesidad de convertir previamente la energía química a térmica y mecánica, como sucede en los ciclos de potencia convencionales, y por lo mismo no se ven limitadas por la eficiencia teórica del ciclo de Carnot. La CC es esencialmente una pila común, pero a diferencia de éstas, sus electrodos no se consumen y operan continuamente mientras les sea suministrado el combustible.

En virtud de la escasa difusión, y por lo tanto de su nula aplicación, de las CC en nuestro país, es conveniente revisar brevemente su constitución y funcionamiento, su estado actual de desarrollo, sus inherentes ventajas y desventajas, así como su uso potencial con biogás para generar electricidad.

#### 5.4.1 Constitución y funcionamiento de las CC

La CC de mayor desarrollo es la de H<sub>2</sub>-aire, la cual desde un punto de vista físico está constituida por dos electrodos y un electrolito, como se puede ver en la figura 5.7. En la CC se oxida el H<sub>2</sub> de acuerdo a la reacción total:



la cual, si se calentara o si se le aplicara una chispa produciría una explosión. En tal caso, la totalidad de la energía de reacción se disiparía en forma de calor. Por el contrario, en una CC la oxidación se desarrolla controladamente a temperatura y presión constantes. El proceso, internamente reversible, correspondiente a la reacción total 5.4, se divide en dos reacciones parciales, una se lleva a cabo en el ánodo y la otra en el cátodo.

##### Reacción anódica

El H<sub>2</sub> se difunde a través de uno de los electrodos porosos catalíticamente activo, el ánodo, y reacciona con el electrolito formando iones H<sup>+</sup> (si el electrolito es una solución ácida) y electrones, según la reacción:



Los electrones liberados en el ánodo pasan al cátodo a través de un circuito externo con el fin de completar la reacción y al mismo tiempo producir trabajo eléctrico, mientras los iones H<sup>+</sup> viajan hacia el cátodo a través del electrolito.

##### Reacción catódica

En el cátodo, los H<sup>+</sup> se combinan con los electrones y con el oxígeno (que ha sido adsorbido por el cátodo, el segundo electrodo), según la reacción:



Lo anterior se muestra esquemáticamente en la misma figura 5.7, donde se pueden visualizar ambas reacciones.

El trabajo eléctrico entregado por una CC se puede establecer a partir de un análisis termodinámico de un sistema cerrado o de uno abierto. Ambos dan cuenta de que la producción máxima de trabajo en condiciones isotérmicas, se mide mediante la disminución de la función de Gibbs para el proceso en su conjunto. Por otro lado, la energía de entrada es la entalpía de formación, por lo que la eficiencia (ideal o teórica) de la CC queda definida como:

$$\eta_{cc} = \frac{\Delta g_f}{\Delta h_f} = 1 - \frac{T\Delta s_f}{\Delta h_f} \quad (5.7)$$

donde:  $T$  es la temperatura de operación y  $\Delta S_f$  es el cambio de entropía durante el proceso. la cantidad  $T\Delta S_f$  representa la transferencia de calor hacia o desde el sistema, para las condiciones isotérmicas. Por ejemplo, si como resultado de la reacción entre el hidrógeno y el oxígeno se obtiene agua en estado líquido como producto final, el rendimiento termodinámico teórico llega a ser del 83 %, y si esta en la fase vapor el rendimiento alcanza el 94.5 %. Incluso, cuando el carbono se oxida para dar CO, el rendimiento termodinámico puede llegar a ser del 124 %; la energía adicional necesaria para las condiciones isotérmicas se toma del ambiente en forma de calor y se cede como energía eléctrica. Tanto  $\Delta g_f$  como  $\Delta h_f$  pueden ser leídos directamente de tablas termodinámicas [81].

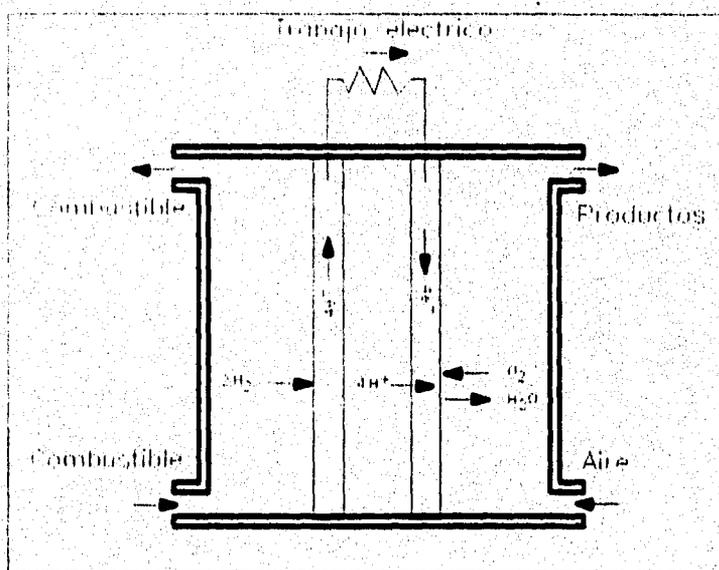


Fig. 5.7. Representación esquemática de una CC de H<sub>2</sub>-aire [79].

Uno de los inconvenientes de la CC de sólo dos electrodos y un electrolito (independientemente del tipo, calidad y tamaño de cada uno de ellos, y de los reactivos usados) es que la tensión suministrada o entregada oscila entre 1 y 2 V con densidades de corriente de entre 250 y 400 mA/cm<sup>2</sup> [79]. Sin embargo, una

unidad está constituida (además de los sistemas de control de temperatura, de evacuación del agua formada y de los gases inertes y de los de control y medición) por varias CC conectadas en paralelo y en serie para incrementar la tensión y la densidad de corriente, respectivamente.

#### 5.4.2 Estado actual

La figura 5.8 muestra los diferentes tipos de CC de  $H_2$ -aire, así como sus respectivas temperaturas de operación, y las direcciones de los flujos del combustible, de los productos y de los iones formados.

Los tipos de CC más apropiadas para la generación de electricidad son las de electrolitos de ácido fosfórico, de carbonatos fundidos y de óxidos sólidos (PAFC, MCFC y SOFC) y su estado de desarrollo es el siguiente.

#### PAFC

Dentro de la tecnología de las CC, las PAFC son las de mayor madurez, debido a que emplean sólo  $H_2$  como combustible, el cual es el de mayor asimilación para todos los electrodos (generalmente de metales nobles, de carburo de wolframio, de fósforo, de cobalto o disulfuro de molibdeno) a la relativamente baja temperatura de operación, siendo menos sofisticadas y de menor eficiencia. Existen ya en el mercado PAFC desde pocos W hasta 200 kW, con eficiencias reales entre 37 y 42 % y plantas de 5 y 11 MW con similares eficiencias, sobre pedido, todas con una vida útil igual o mayor a 40,000 hr de operación continua. Los problemas a solucionar son el evitar el deterioro de los electrodos y evitar la corrosión de la unidad debida a fugas del ácido fosfórico, principalmente.

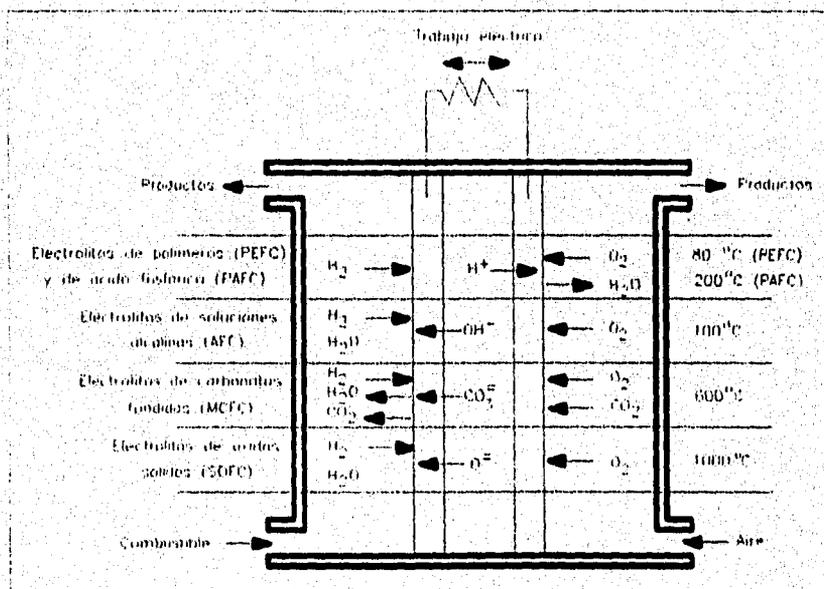


Fig. 5.8. Tipos de CC de acuerdo al tipo de electrolito [79].

## **MCFC y SOFC**

Debido a que los hidrocarburos reaccionan muy lentamente a baja temperatura en los electrodos, aquellos no pueden ser utilizados directamente en las PAFC, por lo que se requiere una etapa previa de obtención de  $H_2$  (a partir de ellos). Por lo anterior, la tendencia actual es perfeccionar las CC con electrolitos de carbonatos fundidos y de óxidos sólidos, ya que sus altas temperaturas de operación permitirían convertir los hidrocarburos en sustancias de mayor asimilación para los electrodos ( $H_2$  y  $CO$ ) para que las reacciones que se lleven a cabo en ellos se desarrollen rápidamente, además se reduciría la propensión al deterioro o envenenamiento de los electrodos y de la corrosión de la unidad.

Hasta la fecha no existen comercialmente en el mercado (sólo sobre pedido). Ya han sido probadas MCFC de 250 kW y 2 MW con gas natural con una vida útil hasta de 10,000 hr y SOFC de 5 y 25 kW con 5,000 hr de vida útil, todas con eficiencias reales de entre 50 y 60 %, y si se utiliza el calor residual o de desecho hasta 85 %. Se estima que las MCFC y las SOFC alcancen el grado actual de comercialización de las PAFC dentro de 5 y 10 años, respectivamente [78].

De las dos, las SOFC son las de mayor interés, ya que su muy elevada temperatura de operación permitiría que cualquier combustible (sólido, líquido o gaseoso) reaccione directamente en electrodos de menor calidad (ya no de metales nobles), sin previo reformado y a mucho mayor velocidad, además de que su constitución sólida permite una construcción mucho más sencilla y de cualquier forma por lo que el mantenimiento es también sencillo.

### **6.4.3 Biogas y celdas de combustible**

Son dos los problemas que pudieran presentarse al emplear directamente el biogas en las CC. Primero, la baja reactividad del  $CH_4$  a bajas temperaturas no permitiría que el biogas fuera utilizado directamente en las CC de mayor difusión, las PAFC, por lo que se requiere una etapa previa de reformación para obtener  $H_2$ . Segundo, ningún catalizador empleado en los reformadores y en las PAFC y MCFC son tolerantes al azufre, por lo que el  $H_2S$  debe ser removido totalmente. Sin embargo, para las MCFC y SOFC el primer punto no es de importancia por las razones antes mencionadas, y el segundo punto no es de interés para las SOFC, pues utiliza electrodos de menor calidad y de menor propensión al envenenamiento con azufre, además de que el  $H_2S$  podría aportar algo más de energía.

Pudiera esperarse algún efecto negativo por la presencia del  $CO_2$ , pero los electrodos no reaccionan ante gases inertes. Sin embargo, habría que incrementar la razón de desalojo del  $CO_2$  de los reformadores (en su caso) o de la unidad.

#### **Reformación externa**

Para obtener  $H_2$  del  $CH_4$ , lo más recomendable es usar reformadores de vapor de agua, ya que estos producen mayor cantidad de  $H_2$  por unidad de  $CH_4$ .

El biogas (libre de  $H_2S$ ) es introducido al reformador realizándose la siguiente reacción:



La reacción de reformación es altamente endotérmica y requiere catalizadores de Ni a temperaturas de entre 650 y 700 °C. El CO producido por el reformador podría deteriorar el ánodo de la CC, permitiendo un máximo de 2 % (en volumen), por lo que debe ser eliminado antes de introducir la mezcla de gases de salida del reformador a la CC, o mejor aún, introducir tal mezcla (CO,  $H_2$  y  $CO_2$ ) en un WSC (Water-Shift Converter) para obtener  $H_2$  a partir del CO mediante la siguiente reacción:



La reacción es medianamente exotérmica, y por lo general se requieren dos etapas: una a temperatura alta, 450 °C, con catalizadores de óxido de hierro, y la segunda a baja temperatura, 250 °C, con catalizadores de  $CuO/ZnO-Al_2O_3$ .

### Reformación interna

Las reacciones de reformado (ecuaciones 5.8 y 5.9) son las mismas, sólo que a diferencia del reformado externo el calor residual de la reacción total altamente exotérmica de las MCFC es acoplado a las necesidades endotérmicas de reformado en un mismo compartimiento junto con el ánodo de la CC, como se puede ver en la figura 5.9, eliminando de esta manera el equipo de reformación externa y la fuente de calor adicional o el sistema de intercambio de calor entre la CC y el reformador, incrementando así la eficiencia de la CC.

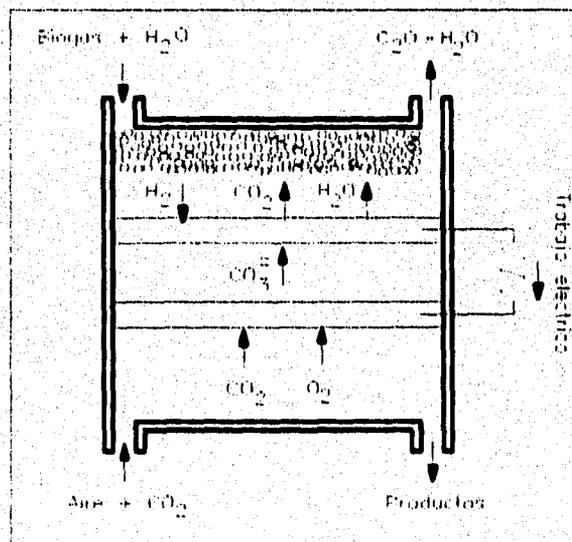


Fig. 5.9. CC con reformado interno [79].

El catalizador del reformador puede ser ya sea una combinación de los utilizados en el reformado externo o de Ni sobre lechos de  $MgO/LiAlO_2$ .

#### 5.4.4 Ventajas y desventajas

Independientemente de que son de construcción y mantenimiento sencillos, de reducido tamaño, silenciosas, larga vida útil, sin piezas móviles, automatizadas total o parcialmente, gran flexibilidad para usar cualquier tipo de combustible y cuyas eficiencias de conversión no dependen del tamaño o capacidad de la planta y de la carga demandada (de rápida respuesta a grandes fluctuaciones de carga), las dos principales ventajas son la elevada eficiencia de conversión con respecto a otros sistemas de conversión, como se puede ver en la figura 5.10 (a), y las bajas o nulas emisiones de gases nocivos, como se puede ver en la parte (b) de la misma figura.

Sin embargo, su escaso desarrollo comercial, hace que el costo de inversión sea demasiado elevado, por lo que se sigue optando por los sistemas de conversión convencionales.

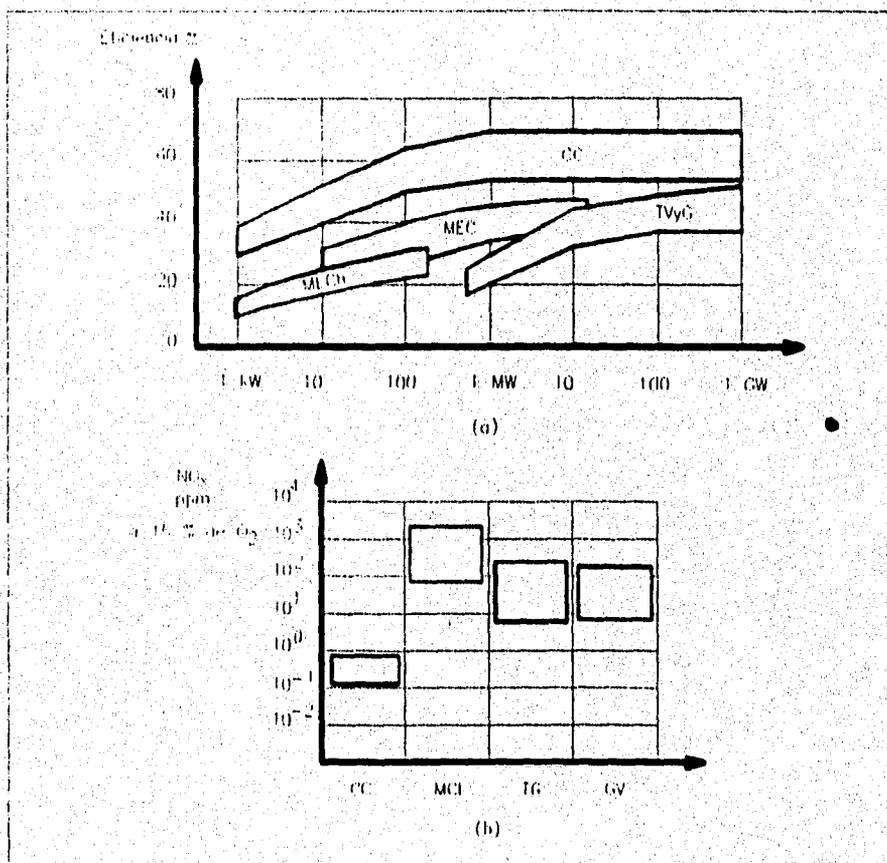


Fig. 5.10. Comparación de la eficiencia y emisiones de  $NO_x$  de las CC con otros sistemas de conversión [71].

## CAPÍTULO 6

### DISEÑO DE LA PLANTA DE BIOGAS

Este trabajo es producto del proyecto "Evaluación del uso de biogas en la generación de electricidad". El objetivo del proyecto fue evaluar técnica y económicamente el uso del biogas obtenido de la digestión anaeróbica del estiércol de cerdo producido en la región de La Piedad, Mich.

De acuerdo con datos recabados en Abril de 1994 se determinó que el número de granjas activas era de 163 con una población porcina de 337,697 animales, produciendo diariamente 434.9 toneladas de estiércol (orina y heces). De acuerdo con la tabla 6.1, que muestra la producción estimada de biogas de cuatro tipos de estiércol, tal cantidad de estiércol significarían aproximadamente 19,081 m<sup>3</sup> de biogas por día (tomando el valor medio del intervalo) [2]. Sin embargo, las pruebas realizadas al estiércol de 10 diferentes granjas revelaron mayor cantidad de sólidos<sup>1</sup> totales y volátiles (ST y SV) como se puede ver en la tabla 6.2, lo cual se traduce en una mayor cantidad de biogas. Obviamente, las características del animal de la referencia y los de La Piedad no es la misma, pero

---

<sup>1</sup> Desarrollado en el Instituto de Ingeniería de la UNAM en colaboración con la Escuela de Ingeniería Química de la Universidad Michoacana de San Nicolás Hidalgo y patrocinado por la Comisión Federal de Electricidad. El proyecto fue dirigido por el M. I. Felipe Muñoz Gutiérrez y el autor de esta tesis.

<sup>1</sup> Para calcular la fracción de sólidos totales, primero hay que someter a la muestra húmeda a 105 °C entre 5 y 10 minutos, para evaluar el cociente (peso húmedo-peso seco)/peso húmedo, y para calcular la fracción de sólidos volátiles hay que someter a la muestra seca a 560 °C durante 3 horas, para evaluar el cociente (peso seco- peso cenizas)/peso seco.

independientemente de eso, las características de las 10 muestras de estiércol evaluadas no son iguales.

Tabla 6.1. Producción estimada de estiércol y biogas (450 kg de peso vivo).

Animal	Estiércol <sup>1</sup>	ST		SV		Biogas	CH <sub>4</sub>
	kg/día	kg/día	%	kg/día	% <sup>1</sup>	m <sup>3</sup> /día	%, vol.
Vaca lechera	39	4.8	12.3	3.9	10.0	0.22	65
Novillo	26	3.4	13.0	2.7	10.3	0.33	-
Cerdo	23	3.3	14.3	2.7	11.7	0.35-0.40	60-65
Ave de corral	27	7.9	29.2	5.8	21.5	0.49	65-70

Tabla 6.2. Características del estiércol de cerdo de La Piedad, Mich.

Muestra	ST	SV	Densidad
	%	%	kg/m <sup>3</sup>
1	27.7	18.8	1030.1
2	25.8	18.5	1028.0
3	29.2	19.0	1031.7
4	25.3	19.3	1027.5
5	26.6	20.4	1028.9
6	23.3	17.4	1025.3
7	24.8	18.7	1026.9
8	25.8	20.5	1028.0
9	15.3	13.9	1016.6
10	35.1	29.5	1038.1

Sin tomar en cuenta las muestras 9 y 10 de la tabla 6.2, asumimos que las características del estiércol de cerdo de La Piedad, Mich., es el promedio de las restantes 8 muestras, es decir: 26.0 % de ST, 19.0 % de SV y con una densidad de 1028.3 kg/m<sup>3</sup>. Teniendo así, una producción aproximada de 30,985.6 m<sup>3</sup>/día de biogas.

Si el biogas producido tiene 62.5 % de CH<sub>4</sub> [16], el biogas tendría un PC<sub>w</sub> (según las ecuaciones 3.10-3.12) de 22,945 kJ/m<sup>3</sup>, con los cuales se podrían generar aproximadamente 1.8 MW de energía eléctrica, asumiendo una eficiencia de conversión total del 22.5 %. En la etapa en que se recolectaron los datos, los porcicultores enfrentaban una crisis en la demanda de su producto de tal forma que los tenía trabajando entre un 15 y 25 % de su capacidad. Lo anterior significa que si se trabajará a toda capacidad, se generarían entre 7.2 y 12.0 MW.

<sup>1</sup>Orina y heces

<sup>1</sup>En base húmeda

Entre los datos recabados, se proporcionaba el pago mensual por concepto de energía eléctrica consumida por cada granja. Mensualmente, todas las granjas sumaban un pago de \$ 119,200 que si tomamos un precio base de 0.30 \$/kWh, significa un consumo diario de 13,244.4 kWh. En resumen, la cantidad de biogas producido por la digestión anaeróbica de 434.9 Ton/día de estiércol de cerdo podría suministrar un poco más de tres veces la energía eléctrica demandada por todas las granjas.

En primer instancia parece que la posibilidad de producir electricidad con biogas es viable. Sin embargo, la factibilidad del proyecto dependerá, como en todo, de lo que arroje la evaluación económica, la cual además de considerar la venta o el aprovechamiento de un efluente con alto valor fertilizante y nutritivo, deberá tomar en cuenta el alivio o mitigación de la carga contaminante del estiércol bruto. Por otro lado, técnicamente es posible generar electricidad con biogas, como se ha podido constatar en el capítulo anterior.

Básicamente, el proceso de conversión de la energía química del biogas a energía eléctrica consta de los sistemas de digestión (digestor), distribución, almacenamiento, purificación y de conversión de energía. A continuación se describe cada uno de ellos. Con base en los diferentes arreglos de digestión, purificación y conversión, se tomará la mejor alternativa de acuerdo a nuestras posibilidades técnicas y económicas, estimando su costo (de inversión, mantenimiento y operación) para evaluar globalmente a la planta de generación de electricidad.

## 6.1 Diseño de los subsistemas

### Digestor

El procesamiento centralizado de las 434.9 Ton de estiércol generados diariamente, implicaría un gran desarrollo técnico, una fuerte inversión y altos requerimientos operacionales y de mantenimiento, ya que de acuerdo a la ecuación 6.1 los volúmenes de digestión serían de aproximadamente 6,344, 13,950 y 21,000 m<sup>3</sup> para influentes con 26, 12 y 8 % de ST, respectivamente, y con un tiempo de retención del substrato igual a 15 días (a 26 % es el estiércol bruto y a 8 y 12 % es diluido con agua). Las concentraciones entre 8 y 12 % de ST son las recomendadas para digerir anaeróbicamente el estiércol porcino [84].

$$V_d = \frac{M_{ob} TR}{\rho_{df}} \left( \frac{ST_i}{ST_f} \right) \quad (6.1)$$

donde:  $V_d$ , es el volumen de digestión;  $M_{ob}$ , es la masa del estiércol bruto;  $ST_i$ , es la concentración de ST del estiércol bruto;  $ST_f$ , es la concentración de ST a la que se quiera diluir el estiércol;  $\rho_{df}$ , es la densidad del estiércol diluido y  $TR$ , es el tiempo de retención del influente. La ecuación 6.1 sólo es aplicable a los digestores de la categoría A, por lo que si se quiere hacer extensible a los demás tipos se deberán aplicar factores de corrección. Por ejemplo, si se trata de un

digestor con recirculación de sólidos, al volumen calculado con la ecuación 6.1 se le deberá sumar el volumen de los sólidos recirculados multiplicado por el TRS.

Al no verse respaldados tales requerimientos por experiencia alguna en el diseño, construcción y operación de digestores de tal magnitud, hicieron que se desechara la idea de un único digestor.

Dentro del análisis preliminar se propuso el diseño de un digestor de 124 m<sup>3</sup> de digestión del tipo flujo-tapón, ya que son de los que producen más gas con mínimos requerimientos energéticos (principalmente en el manejo del estiércol), con la idea de cubrir las necesidades de las granjas más grandes. Sin embargo, dicho digestor sólo cubriría el 26 % del total, con influentes de entre 8 y 12 % de ST, y de ellas el 40 % utilizarían un sólo digestor. Aunque la evaluación técnica y económica pudo haberse efectuado, la poca aplicabilidad y los requerimientos técnicos, de considerable magnitud, originaron también el abandono de ese digestor. La tabla 6.3 muestra el censo de las granjas levantado en abril de 1994, así como su producción diaria de estiércol, pago mensual de la energía eléctrica consumida, y los volúmenes de digestión que podría requerir cada granja a 8, 12 y 26 % de ST, con un TR de 15 días.

Era necesario partir de bases sólidas, ya que el digestor es la parte medular de la planta. Tales bases no podrían ser otras más que las experiencias en el diseño, construcción y operación y mantenimiento de digestores anaeróbicos (para residuos orgánicos animales) para que la evaluación del proyecto fuera lo más objetiva posible. En México, se tiene el conocimiento de la existencia de los siguientes digestores anaeróbicos: 2 de 40 m<sup>3</sup>, 9 de 3 m<sup>3</sup>, 1 de 15 m<sup>3</sup> y 1 de 1.5 m<sup>3</sup>. Salvo los de 40 m<sup>3</sup> que son del tipo flujo-tapón, los demás son parecidos a los continuamente agitados pero sin ningún tipo de mezclado (muy populares en la India y en China). Todos caen dentro de la categoría A y utilizan excretas porcinas y de rumiantes. Se decidió diseñar la planta con base en un digestor de 40 m<sup>3</sup> de digestión del tipo flujo-tapón, por las siguientes razones:

- Son los más apropiados para residuos animales.
- Sus eficiencias volumétricas son de las más altas.
- Se cuenta con la capacidad para construirlo y operarlo.
- Se cuenta con los planos de diseño [85].
- 20 % de las granjas podrían utilizarlo para procesar la totalidad de su estiércol a concentraciones de entre 8 y 12 % de ST.

Ahora bien, la capacidad de la planta estará determinada por la cantidad de biogas que se pueda producir con un digestor de 40 m<sup>3</sup>, a determinadas condiciones de operación (temperatura, TR y concentración de ST). La cantidad de biogas y las condiciones de operación del digestor, se pueden establecer con la ayuda de las ecuaciones 6.2-6.6 obtenidas [1, 97] a partir del modelo cinético de los digestores de la categoría A.

---

<sup>1</sup>El propio profesor Felipe Muñoz estuvo a cargo de la construcción de uno de los digestores de 40 m<sup>3</sup>.

Tabla 6.3 Granjas registradas hasta abril de 1994.

Granja	Estiércol kg/día	Pago \$/mes	Vol. de digestión, m <sup>3</sup>			Granja	Estiércol kg/día	Pago \$/mes	Vol. de digestión, m <sup>3</sup>		
			% de ST						% de ST		
			26	8	12				26	8	12
Pristuz OSA	160	80	2.33	7.73	5.12	Inominado MMB	1030	1000	15.02	49.78	32.94
Inominado H	170	90	2.48	8.22	5.44	San Rafael	1050	800	15.32	50.75	33.58
Inominado SER	190	100	2.77	9.18	6.08	Garibay S. M.	1051	640	15.33	50.79	33.62
Inominado TRP	190	120	2.77	9.18	6.08	Buenrostro M. G.	1100	600	16.05	53.16	35.18
Inominado RGH	250	100	3.65	12.08	8.00	González C. F.	1100	500	16.05	53.16	35.18
Pristuz SLMD	250	150	3.65	12.08	8.00	Bernal A.	1130	800	16.48	54.61	36.14
García A.	300	100	4.38	14.50	9.60	Cernar	1180	1000	17.21	57.03	37.74
Inominado AAP	320	100	4.67	15.47	10.23	Futurista	1200	450	17.50	58.00	38.38
Inominado CAF	320	100	4.67	15.47	10.23	La loma LHJJ	1250	700	18.23	60.41	39.88
Velasco N.	320	120	4.67	15.47	10.23	Palo del cuatro	1280	700	18.67	61.88	40.94
Rodríguez P.	340	150	4.96	16.43	10.87	La ilusión	1280	500	18.67	61.88	40.94
León B.	350	250	5.11	16.92	11.19	San Bernardo	1290	1000	18.92	62.35	41.26
Los petriles	380	150	5.54	18.37	12.15	Soto R.	1300	800	18.98	62.83	41.58
Inominado LMM	410	70	5.98	19.82	13.11	Las glorias	1350	500	19.89	65.24	43.18
Las caoas	430	200	6.27	20.78	13.75	Inominado MPJJM	1400	500	20.42	67.66	44.78
Inominado EOJ	450	150	6.56	21.75	14.39	Agro Garnica	1500	500	21.88	72.49	47.98
Ocegüera	450	200	6.56	21.75	14.39	Porc. La Piedad	1500	500	21.88	72.49	47.98
Espinoza O.I.	450	150	6.56	21.75	14.39	Peña G. M.	1500	1250	21.88	72.49	47.98
Ocho horas	470	150	6.86	22.71	15.03	El tigre	1740	650	25.38	84.09	55.65
Torres R.	470	200	6.86	22.71	15.03	Ojo de agua	1780	800	25.67	85.06	56.29
San Bernardo	480	100	7.00	23.20	15.35	La credenda	1900	3000	27.72	91.83	60.77
La cañada	480	80	7.00	23.20	15.35	Credenda	1900	800	27.72	91.83	60.77
Zendejas A.	480	180	7.00	23.20	15.35	Agro Ind. Esbras	2100	750	30.83	101.49	67.17
Tunas agrías	490	200	7.15	23.68	15.67	Saldaña A.	2100	500	30.83	101.49	67.17
La loma LHJ	500	300	7.29	24.16	15.99	Asoc. Gracia	2150	950	31.36	103.91	68.77
Mesa G.	500	150	7.29	24.16	15.99	La Josefina	2200	1100	32.08	106.32	70.37
García C. O.	500	130	7.29	24.16	15.99	María Isabel	2200	1000	32.08	106.32	70.37
Saldaña A.	500	200	7.29	24.16	15.99	Hdez. López	2250	800	32.82	108.74	71.88
Torres S.	500	150	7.29	24.16	15.99	Rodríguez L.	2400	1800	35.01	115.99	76.76
Méndez P.	500	300	7.29	24.16	15.99	Cerna	2500	1000	36.47	120.82	79.96
Inominado CNR	515	280	7.51	24.89	16.47	María Isabel	2580	1900	37.34	123.72	81.88
Santa Rosa	570	300	8.31	27.55	18.23	Pristuz	2570	1500	37.49	124.21	82.20
Aguilar R.	600	250	8.75	29.00	19.19	El salitre	2570	1600	37.49	124.21	82.20
Solorio E.	600	200	8.75	29.00	19.19	Palo del cuatro AFJ	2570	900	37.49	124.21	82.20
García P. C.	630	150	9.19	30.45	20.15	Las palmas	2800	700	40.84	135.32	89.56
Inominado MLJ	640	700	9.34	30.93	20.47	El auspiro	2800	1500	42.30	140.16	92.75
Barbel M. F.	650	200	9.48	31.41	20.79	Tabares	3000	1500	43.76	144.99	95.95
Ledeama R. J.	650	200	9.48	31.41	20.79	Porc. La ilusión	3000	900	43.76	144.99	95.95
Esquivel A.	650	300	9.48	31.41	20.79	Saldaña Villaseñor	3000	800	43.76	144.99	95.95
La diadema	700	800	10.21	33.83	22.39	Las liebres	3500	1200	51.06	169.15	111.94
Aguilar B.	700	200	10.21	33.83	22.39	Martínez A. Sucs.	3700	1000	53.97	178.82	118.34
López P. A.	740	250	10.79	35.76	23.67	La tobajilla	3900	1500	56.89	188.49	124.74
La loma BPR	750	100	10.94	36.25	23.99	Chemite	4100	3000	59.81	198.15	131.14
José Alvarez	750	150	10.94	36.25	23.99	San Bernardo	4240	1500	61.85	204.92	135.81
Espinoza M. R.	750	250	10.94	36.25	23.99	La "R"	4500	1700	65.84	217.48	143.83
Gómez P. C.	750	180	10.94	36.25	23.99	Aris	4800	1700	70.02	231.88	153.52
Inominado PMG	770	600	11.23	37.21	24.63	Bajasa SA de CV	5000	2300	72.94	241.65	159.92
Inominado GMA	780	150	11.38	37.70	24.95	La ilusión	5600	3800	81.89	270.65	179.11
Inominado LLL	780	200	11.38	37.70	24.95	Briblesca T. V. H.	6000	1800	87.52	289.88	191.81
Alvarado M.	780	300	11.38	37.70	24.95	Paso blanco	6220	3000	90.73	300.81	198.94
J. Jesús Manuel	800	180	11.67	38.66	25.59	Salvipecuaria	6500	1000	94.82	314.14	207.90
Guzmán G.	850	250	12.40	41.08	27.19	La "R"	6900	2000	100.65	333.47	220.99
León R. A.	860	200	12.54	41.56	27.51	Villaseñor P.	7000	1800	102.11	338.31	223.88
Los 3 Cochinito	900	900	13.13	43.50	28.79	Zeto	7800	3200	113.78	376.97	248.48
Bravo R. A.	900	250	13.13	43.50	28.79	Las camelias	8000	3500	118.70	388.64	255.87
Buenrostro P.	900	350	13.13	43.50	28.79	San Miguel	10000	5200	145.87	483.30	319.84
Rincón R.	900	450	13.13	43.50	28.79	San Juan	10300	3000	150.25	497.79	329.44
Barrio viejo	910	350	13.27	43.98	29.11	San Nicolás	13600	2500	198.39	657.26	434.98

$$B = B_0 \left[ 1 - \frac{k}{TR\mu_m - 1 + k} \right] \quad (6.2)$$

$$\eta_{vd} = \frac{B_0 S_0}{TR} \left[ 1 - \frac{k}{TR\mu_m - 1 + k} \right] \quad (6.3)$$

$$P_b = \frac{B_0 S_0 V_d}{TR} \left[ 1 - \frac{k}{TR\mu_m - 1 + k} \right] \quad (6.4)$$

$$k = 0.5 + 0.0043e^{0.0915S_0} \quad (6.5)$$

$$\mu_m = 0.0137T - 0.129 \quad (6.6)$$

donde:  $P_b$  es la producción de biogas, en  $m^3$ /día;  $B_0$  es la cantidad máxima de biogas que se puede extraer del residuo orgánico, que para el caso del estiércol de cerdo se ha estimado en  $0.5 \pm 0.05 m^3$  de biogas/kg de SV agregado [1];  $B$  es la producción de biogas a determinada temperatura y TR, en  $m^3$ /kg de SV;  $V_d$  es el volumen de digestión, en  $m^3$ ;  $S_0$  es la concentración de SV en el influente, en kg de SV/ $m^3$ ; TR es el tiempo de retención, en días;  $\eta_{vd}$  es la eficiencia volumétrica de producción de biogas, en  $m^3$  de biogas/ $m^3$  de digestor por día;  $k$  es un coeficiente cinético adimensional que depende del tipo de residuo, el expresado en la ecuación 6.5 es el correspondiente al del estiércol de cerdo;  $\mu_m$  es la razón específica de crecimiento de microorganismos, en  $días^{-1}$ , y T es la temperatura de digestión o del estiércol, en  $^{\circ}C$ .

Con el objeto de determinar las condiciones de operación del digestor (temperatura de digestión, % de ST, TR y el estiércol requerido) para obtener la mayor cantidad posible de biogas, se han evaluado B,  $P_b$  y  $\eta_{vd}$  a varios TR y a diferentes temperaturas de digestión a 8, 10 y 12 % de ST. Los resultados se muestran en las tablas 6.4-6.6.

Además, por las ventajas adicionales que se obtienen al incluir deflectores verticales en un digestor flujo-tapón se han considerado 4 de ellos, por lo que el volumen de digestión disminuye a  $38 m^3$ .

De las tablas 6.4-6.6 se observa claramente que la biodegradabilidad del residuo aumenta al disminuir la concentración de ST, por lo tanto el estiércol deberá ser diluido con agua lo mayormente posible, es decir hasta el límite inferior del intervalo recomendado (8 % de ST). De las mismas tablas se desprende que al aumentar la temperatura y disminuyendo el TR, aumenta la eficiencia de producción de biogas, y como el objetivo es producir la mayor

---

\*  $B_0$  es independiente de la temperatura y es determinada a un  $TR \rightarrow \infty$ .

Tabla 6.4. B,  $\eta_{vd}$  y  $P_b$  a 8 % de ST.

TR días	$E_d$ kg/día	$M_0$ kg/día	$V_{vd}$ $m^3$	35 °C			36 °C			37 °C			38 °C			41 °C			42 °C			43 °C		
				B	$\eta_{vd}$	$P_b$ $m^3/día$	B	$\eta_{vd}$	$P_b$ $m^3/día$	B	$\eta_{vd}$	$P_b$ $m^3/día$	B	$\eta_{vd}$	$P_b$ $m^3/día$	B	$\eta_{vd}$	$P_b$ $m^3/día$	B	$\eta_{vd}$	$P_b$ $m^3/día$	B	$\eta_{vd}$	$P_b$ $m^3/día$
8	1474.3	4291.3	4.7	0.26	1.85	74.18	0.27	2.01	76.37	0.28	2.06	78.42	0.29	2.11	80.34	0.30	2.25	85.46	0.31	2.29	86.98	0.31	2.33	88.42
9	1310.4	4259.0	4.2	0.29	1.49	71.64	0.29	1.93	73.43	0.30	1.98	75.10	0.31	2.02	76.67	0.32	2.13	80.83	0.33	2.16	82.08	0.33	2.19	83.22
10	1179.4	3833.1	3.8	0.31	1.81	68.71	0.31	1.88	70.32	0.32	1.93	71.88	0.33	1.98	73.44	0.34	2.01	76.33	0.34	2.04	77.35	0.35	2.06	78.31
11	1072.2	3484.6	3.4	0.33	1.78	65.88	0.33	1.76	66.94	0.33	1.79	68.11	0.34	1.82	69.20	0.35	1.90	72.11	0.36	1.92	72.96	0.36	1.94	73.77
12	982.8	3194.2	3.2	0.33	1.65	62.72	0.34	1.68	63.79	0.35	1.71	64.79	0.35	1.73	65.73	0.36	1.79	68.21	0.37	1.81	68.94	0.37	1.83	69.63
13	907.2	2948.5	2.9	0.35	1.58	59.89	0.35	1.60	60.82	0.36	1.62	61.68	0.36	1.64	62.49	0.37	1.70	64.63	0.38	1.72	65.27	0.38	1.73	65.86
14	842.4	2737.9	2.7	0.36	1.51	57.22	0.36	1.53	58.03	0.37	1.55	58.79	0.37	1.57	59.50	0.38	1.61	61.36	0.39	1.63	61.92	0.39	1.64	62.43
15	786.3	2555.4	2.5	0.36	1.44	54.73	0.37	1.46	55.44	0.37	1.48	56.11	0.38	1.49	56.73	0.39	1.54	58.37	0.39	1.55	58.86	0.40	1.56	59.32
16	737.1	2395.7	2.4	0.37	1.38	52.40	0.38	1.41	53.04	0.38	1.41	53.63	0.39	1.43	54.18	0.40	1.46	55.64	0.40	1.48	56.07	0.40	1.49	56.47

Tabla 6.5. B,  $\eta_{vd}$  y  $P_b$  a 10 % de ST.

TR días	$E_d$ kg/día	$M_0$ kg/día	$V_{vd}$ $m^3$	28 °C			30 °C			32 °C			34 °C			36 °C			38 °C			40 °C		
				B	$\eta_{vd}$	$P_b$ $m^3/día$	B	$\eta_{vd}$	$P_b$ $m^3/día$	B	$\eta_{vd}$	$P_b$ $m^3/día$	B	$\eta_{vd}$	$P_b$ $m^3/día$	B	$\eta_{vd}$	$P_b$ $m^3/día$	B	$\eta_{vd}$	$P_b$ $m^3/día$	B	$\eta_{vd}$	$P_b$ $m^3/día$
8	1847.0	4802.3	4.7	0.09	0.81	30.97	0.10	1.16	44.11	0.12	1.33	50.52	0.13	1.49	56.46	0.15	1.63	61.97	0.16	1.77	67.11	0.17	1.89	71.90
9	1641.8	4268.7	4.2	0.11	0.88	33.31	0.12	1.22	46.29	0.14	1.37	52.09	0.15	1.51	57.43	0.17	1.64	62.37	0.18	1.76	66.94	0.19	1.87	71.19
10	1477.6	3841.8	3.8	0.12	0.91	34.74	0.14	1.25	47.45	0.16	1.39	52.72	0.17	1.51	57.55	0.18	1.63	62.00	0.20	1.74	66.10	0.21	1.84	69.90
11	1343.3	3492.5	3.4	0.14	0.94	35.55	0.16	1.26	47.95	0.17	1.39	52.76	0.19	1.50	57.15	0.20	1.61	61.17	0.21	1.71	64.87	0.22	1.80	68.28
12	1231.3	3201.5	3.2	0.15	0.95	35.93	0.17	1.26	47.99	0.19	1.38	52.90	0.20	1.48	56.40	0.21	1.58	60.06	0.23	1.67	63.41	0.24	1.75	66.50
13	1136.6	2955.2	2.9	0.17	0.95	36.03	0.18	1.26	47.73	0.20	1.36	51.78	0.21	1.46	55.45	0.23	1.55	58.79	0.24	1.63	61.84	0.25	1.70	64.65
14	1055.4	2744.1	2.7	0.18	0.95	35.91	0.20	1.24	47.26	0.21	1.34	51.00	0.23	1.43	54.37	0.24	1.51	57.43	0.25	1.58	60.23	0.26	1.65	62.78
15	985.1	2561.2	2.5	0.19	0.94	35.65	0.21	1.23	46.65	0.22	1.32	50.11	0.24	1.40	53.22	0.25	1.47	56.04	0.26	1.54	58.60	0.27	1.60	60.94
16	923.5	2401.1	2.4	0.20	0.93	35.28	0.22	1.21	45.94	0.23	1.29	49.15	0.25	1.37	52.04	0.26	1.44	54.64	0.27	1.50	57.00	0.28	1.56	59.15

Tabla 6.6. B,  $\eta_{vd}$  y  $P_b$  a 12 % de ST.

TR días	$E_d$ kg/día	$M_0$ kg/día	$V_{vd}$ $m^3$	28 °C			30 °C			32 °C			34 °C			36 °C			38 °C			40 °C		
				B	$\eta_{vd}$	$P_b$ $m^3/día$	B	$\eta_{vd}$	$P_b$ $m^3/día$	B	$\eta_{vd}$	$P_b$ $m^3/día$	B	$\eta_{vd}$	$P_b$ $m^3/día$	B	$\eta_{vd}$	$P_b$ $m^3/día$	B	$\eta_{vd}$	$P_b$ $m^3/día$	B	$\eta_{vd}$	$P_b$ $m^3/día$
8	2220.8	4811.8	4.8	0.03	0.32	12.15	0.04	0.39	16.82	0.04	0.46	17.42	0.05	0.52	19.95	0.05	0.59	22.41	0.06	0.65	24.82	0.06	0.71	27.16
9	1974.1	4277.1	4.2	0.04	0.35	13.48	0.04	0.42	16.06	0.05	0.49	18.57	0.06	0.55	21.01	0.06	0.62	23.38	0.07	0.68	25.68	0.07	0.73	27.92
10	1776.6	3839.4	3.8	0.04	0.38	14.46	0.05	0.45	16.97	0.06	0.51	19.40	0.06	0.57	21.74	0.07	0.63	24.02	0.08	0.69	26.23	0.08	0.75	28.37
11	1615.1	3499.5	3.5	0.05	0.40	15.21	0.06	0.46	17.64	0.07	0.53	19.39	0.07	0.59	22.25	0.08	0.64	24.44	0.09	0.70	26.56	0.09	0.75	28.61
12	1480.5	3207.8	3.2	0.06	0.42	15.78	0.06	0.48	18.14	0.07	0.54	20.40	0.08	0.59	22.59	0.09	0.65	24.70	0.10	0.70	26.73	0.10	0.76	28.70
13	1366.7	2961.1	2.9	0.06	0.43	16.21	0.07	0.48	18.50	0.08	0.54	20.69	0.08	0.60	22.81	0.10	0.65	24.84	0.10	0.71	26.79	0.11	0.75	28.68
14	1269.0	2739.6	2.7	0.07	0.44	16.54	0.08	0.48	18.76	0.09	0.55	20.89	0.10	0.60	22.92	0.10	0.65	24.88	0.11	0.70	26.76	0.11	0.75	28.67
15	1184.4	2566.3	2.5	0.07	0.44	16.78	0.08	0.50	18.94	0.09	0.55	21.00	0.10	0.60	22.97	0.11	0.65	24.86	0.12	0.70	26.67	0.13	0.75	28.41
16	1110.4	2405.9	2.4	0.08	0.45	16.96	0.09	0.50	19.08	0.10	0.55	21.08	0.11	0.60	22.96	0.12	0.65	24.79	0.13	0.70	26.53	0.13	0.74	28.20

cantidad posible de biogas, será necesario que el digester opere a TR cortos y a altas temperaturas.

El TR puede determinarse partiendo del hecho de que un TR óptimo, es aquel en el cual se ha obtenido entre un 65 y 80 % del biogas máximo posible:  $0.65B_0 \leq B \leq 0.80B_0$  [84]. Sin embargo, el problema surge cuando hay que aumentarle la temperatura a 38,330.6 kg de mezcla (que es la masa de estiércol-agua que se encuentra en el digester), de hecho calentar el digester es uno de los principales obstáculos para la difusión de este tipo de tecnología.

Se han probado diversas fuentes de energía para incrementar la temperatura de digestión, de entre estas destacan el calor de desecho de las máquinas térmicas en las que se ha utilizado el biogas, el uso de otros combustibles (incluso el biogas producido) y la energía solar. Obviamente la más conveniente para nuestro propósito es la energía solar.

Como se sabe la energía solar puede ser aprovechada activa o pasivamente, en nuestro caso creemos que la forma pasiva es la más conveniente porque se pretende substituir el domo de concreto del digester por un domo metálico (obscurecido) de las mismas dimensiones, y erigir sobre el un invernadero, a fin de que el mismo domo sirva como colector solar. De esta manera la inversión inicial no se vería afectada substancialmente (como se verá posteriormente) lo que si sucedería con la forma activa, ya que se tendría que invertir en colectores, equipo de bombeo, instrumentación y líneas para el intercambio de calor, además las maniobras de operación y mantenimiento se incrementarían.

Para obtener la temperatura del estiércol es necesario hacer un análisis energético a el sistema propuesto, y para ello se han considerado las siguientes suposiciones:

- No ocurre estratificación de temperaturas en el estiércol.
- Análisis unidimensional.
- El invernadero es a prueba de fugas.
- Las capacidades térmicas del contenedor primario (domo), de las paredes y techo del invernadero y del biogas han sido ignoradas.
- Las pérdidas de calor al suelo se han considerado como valores promedio.
- La presión y la producción continua de biogas también han sido ignoradas.

Los balances de energía para cada uno de los componentes del sistema son los siguientes:

Contenedor:

$$\alpha\tau(A_h R_h + A_v R_v) = h_1 A_c (T_c - T_g) + h_{rcv} A_h (T_c - T_o) + h'_o (l) A_c (T_c - T_o) \quad (6.7)$$

Biogas:

$$h_1 A_c (T_c - T_g) = h_2 A_h (T_g - T_o) + U_L A_c (T_g - T_o) \quad (6.8)$$

Estiércol:

$$h_2 A_h (T_s - T_c) + h_{rce} A_h (T_c - T_c) = M_c C_c \frac{dT_c}{dt} + h_b A'_h (T_c - T_a) \quad (6.9)$$

donde:

$$h_o = 5.7 + 3.8V \quad (6.10)$$

$$h'_o(t) = \left[ \frac{1}{h_{rp} + h_{cp}} + \frac{1}{h_o} \right]^{-1} \quad (6.11)$$

$$h_b = \left[ \frac{1}{h_s} + \sum_{i=1}^n \frac{L_n}{k_n} \right]^{-1} \quad (6.12)$$

$T_s$ ,  $T_g$ , y  $T_a$  son las temperaturas del estiércol, del gas y del ambiente, respectivamente, y  $V$ , es la velocidad del viento. Los demás parámetros son definidos en la tabla 6.7.

Tabla 6.7. Parámetros usados para evaluar la  $T_c$ .

Parámetro	Definición	Valor
$h_1$	Coficiente de transferencia de calor entre el contenedor y el gas	$0.66 \text{ W}^\circ\text{C m}^2$
$h_2$	Coficiente de transferencia de calor entre el gas y el estiércol	$1.32 \text{ W}^\circ\text{C m}^2$
$h_{rce}$	Coficiente de transferencia de calor radiativo entre el contenedor y el estiércol	$5.24 \text{ W}^\circ\text{C m}^2$
$h_o$	Coficiente de transferencia de calor convectivo y radiativo entre el contenedor y el ambiente	$20 \text{ W}^\circ\text{C m}^2$
$h'_o$	Coficiente de transferencia de calor entre el contenedor y el ambiente	$9.2 \text{ W}^\circ\text{C m}^2$
$h_b$	Coficiente de transferencia de calor entre el estiércol y el suelo	$5.8 \text{ W}^\circ\text{C m}^2$
$U_L$	Coficiente de transferencia de calor total entre el gas y el ambiente a través del invernadero	$0.87 \text{ W}^\circ\text{C m}^2$
$T_r$	Temperatura promedio del suelo	$30^\circ\text{C}$
$A_c$	Área total del contenedor	$39.85 \text{ m}^2$
$A_{ge}$	Área de la interfase gas-estiércol	$33.32 \text{ m}^2$
$A'_h$	Área de contacto entre el suelo y el suelo	$62.8 \text{ m}^2$
$C_c$	Capacidad térmica del estiércol	$4200 \text{ J/kg }^\circ\text{C}$
$M_c$	Masa del estiércol	$38330.6 \text{ kg}$
$A_{vc}$	Área vertical del contenedor	$3.28 \text{ m}^2$
$A_{hc}$	Área horizontal del contenedor (se ha tomado como $A_c$ menos el $A_{vc}$ )	$36.57 \text{ m}^2$
$\alpha$	Fracción de la energía absorbida por el contenedor	$0.72$

Por medio de eliminación sucesiva de variables la ecuación 6.9 puede ser escrita como:

$$\frac{dT_c}{dt} + aT_c = f(t) \quad (6.13)$$

donde:  $a$  es una constante conocida a partir de las áreas y de los coeficientes de transferencia de calor, y  $f(t)$  es una función conocida que depende de la radiación solar, temperatura ambiente y estas a su vez dependen del tiempo. La solución de la ecuación 6.13 puede escribirse como:

$$T_c = \frac{f(t)}{a}(1 - e^{-at}) + T_{c,a}e^{-at} \quad (6.14)$$

con:

$$T_c|_{t=0} = T_{c,a} \quad (6.15)$$

Evaluando la ecuación 6.14 durante cada hora con sus respectivos valores de radiación solar y de temperatura ambiente se obtiene, entonces, la variación de la temperatura del estiércol a lo largo del día. Los valores de los coeficientes de transferencia de calor (tomados de [100, 104-107]) y de los demás parámetros se muestran en la tabla 6.7; las temperaturas ambiente instantáneas se han obtenido (apéndice A) de las temperaturas mínima y máxima [96] y los valores de radiación solar se han tomado de tablas (apéndice B).

En las figuras 6.1 y 6.2 se muestra la variación horaria de la temperatura del estiércol en los meses de enero y mayo, en los cuales se obtienen la menor y mayor, respectivamente. Los valores corresponden al séptimo día, ya que es a este tiempo cuando el sistema se estabiliza.

Observando las figuras 6.1 y 6.2, se tiene que la temperatura mínima de digestión es de aproximadamente  $36^\circ\text{C}$  (promedio del mes de enero) y la máxima es de  $42^\circ\text{C}$  (promedio del mes de mayo). Con la temperatura mínima de digestión junto con el límite inferior del intervalo de producción óptima de biogas (65 %) se puede ya obtener el TR, el cual de acuerdo a la tabla 6.4 es de aproximadamente 11 días, lo que equivale a alimentar al digester con una mezcla de 3484.6 kg (1072.2 kg de estiércol y 2412.4 kg de agua).

Finalmente ya se está en condiciones de determinar la capacidad de la planta, la cual determinaremos de acuerdo con la máxima producción de biogas, y esta se registra en el mes de mayo y es de aproximadamente  $73 \text{ m}^3/\text{día}$  ( $42^\circ\text{C}$ , 8 % de ST y a un TR de 11 días). También a partir de la máxima cantidad de biogas producido determinaremos la capacidad o tamaño de los sistemas de purificación, distribución, compresión y almacenamiento.

### Sistemas de purificación del biogas

Del análisis de los capítulos 3 y 4 de este trabajo se recomienda que sólo el  $\text{CO}_2$  permanezca en el biogas, por las siguientes razones:

- Su eliminación no incrementará la capacidad de la planta. Si bien el poder calorífico aumenta, el gasto volumétrico disminuye.
- Los efectos negativos que ejerce el  $\text{CO}_2$  sobre las características reactivas del  $\text{CH}_4$ , pueden ser revertidas por sencillas modificaciones a la máquina térmica usada.

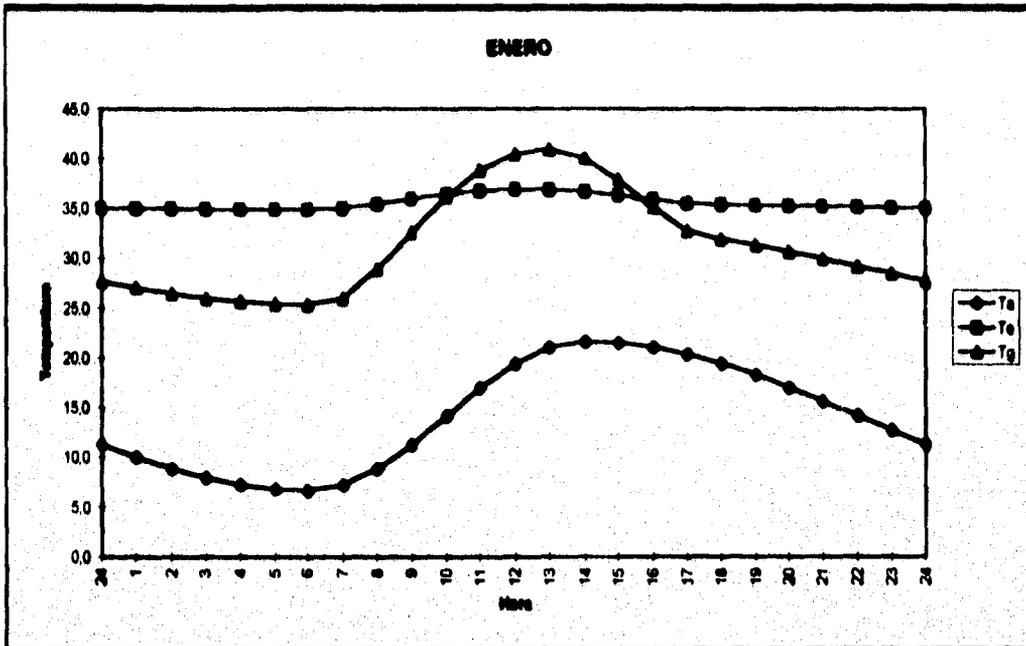


Fig. 6.1. Variación horaria de  $T_a$ ,  $T_g$  y  $T_c$  en el mes de enero.

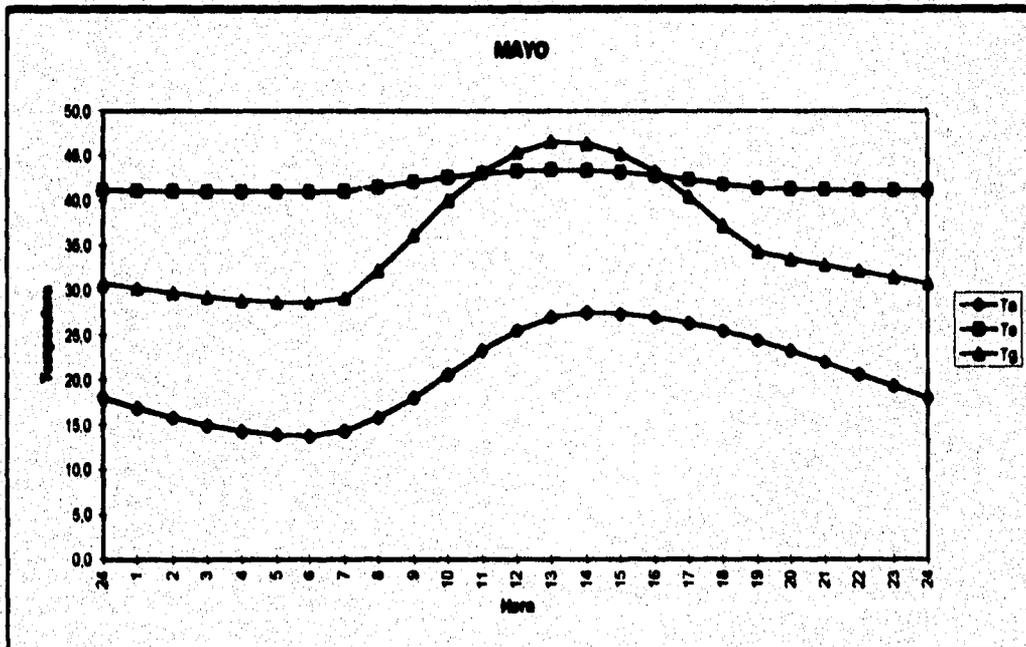


Fig. 6.2. Variación horaria de  $T_a$ ,  $T_g$  y  $T_c$  en el mes de mayo.

- El costo de cualquier método empleado para su eliminación o reducción podría rebasar, incluso, los beneficios obtenidos, ya que sólo grandes cantidades de biogas podrían justificar plenamente su uso.

Sin embargo, tanto el  $H_2S$  como el  $H_2O_{vap}$  deben ser reducidos lo mayormente posible, o mejor aún, eliminarlos totalmente. Su eliminación o reducción se realiza generalmente por separado, como se verá a continuación.

**Eliminación del  $H_2S$ .** Las bajas concentraciones y el conocimiento de la efectividad y economía del método de absorción química en el óxido de hierro, hacen recomendable su eliminación por éste método. Si este es el caso, se recomienda eliminar el  $H_2S$  antes de deshidratar el biogas, ya que la humedad puede contribuir a su eliminación.

La cantidad de biogas a purificar será de  $73 \text{ m}^3/\text{día}$  y tomando un ciclo de operación de 15 días la cantidad de biogas se remontará a  $1,095 \text{ m}^3$ . De las figuras 6.1 y 6.2, se observa que las fluctuaciones de temperatura no son grandes por lo que el contenido de  $H_2S$  será constante y elevado por los cortos TR [16], de aquí que consideraremos que el contenido de  $H_2S$  es el límite superior del intervalo correspondiente de la tabla 3.1, que es de 0.5 %, de modo que en 15 días se tendrán que eliminar  $5.475 \text{ m}^3$  de  $H_2S$ , aproximadamente 8.3 kg.

De acuerdo a las ecuaciones 4.7-4.9 y basándose en una eficiencia de absorción del 80 % [98], se requieren de 16.3 kg de  $Fe_2O_3$ . Para obtener las menores pérdidas de carga se recomienda un lecho o esponja de 160 kg de  $Fe_2O_3$  por  $\text{m}^3$  de viruta de madera, teniendo esta última una densidad aproximada de  $80 \text{ kg/m}^3$  [98, 99]. Si la densidad, en forma de viruta, del  $Fe_2O_3$  es de  $1000 \text{ kg/m}^3$  (el uso de la viruta de hierro obtenida en los centros de maquinado es una buena opción), la esponja requerida deberá tener un volumen de 118 L constituidos por 16.3 kg de  $Fe_2O_3$ , 8.15 kg de viruta de madera y 5.5 kg de agua (29.95 kg totales).

La densidad recomendada de los materiales presuponen una caída de presión de entre 4 y 8 mbar por metro. La presión a la que sale el biogas del digestor oscila entre 3 y 10 mbar [4, 15, 100], por lo tanto, para que el biogas traspase el lecho (sin previa compresión) y no rebasar la velocidad superficial del gas (flujo volumétrico entre el área transversal) máxima o límite permitida, que es de  $3 \text{ m/min}$  [98], se propone un lecho que tenga un espesor de 0.3 m por una área de avance o área transversal de  $0.4 \text{ m}^2$  ( $0.12 \text{ m}^3$ ). Lo que permitirá que el gas tenga un tiempo de residencia de poco más de dos minutos, tiempo más que suficiente para la reacción total de absorción (el mínimo requerido es de 1 min [98]).

**Reducción del  $H_2O_{vap}$ .** Al salir el biogas del digestor se encuentra saturado con agua dependiendo, claro esta, de la temperatura, según se observa en la figura 6.3. La forma más económica y práctica de remover el agua es colocando una cámara de expansión (enfriamiento a temperatura ambiente) en la línea de distribución, aprovechando el efecto Joule-Thomson y que cada gas está caracterizado por diferentes curvas de condensación (dependientes de la

temperatura). La cantidad de agua removida puede ser estimada a partir de la figura 6.3 [17].

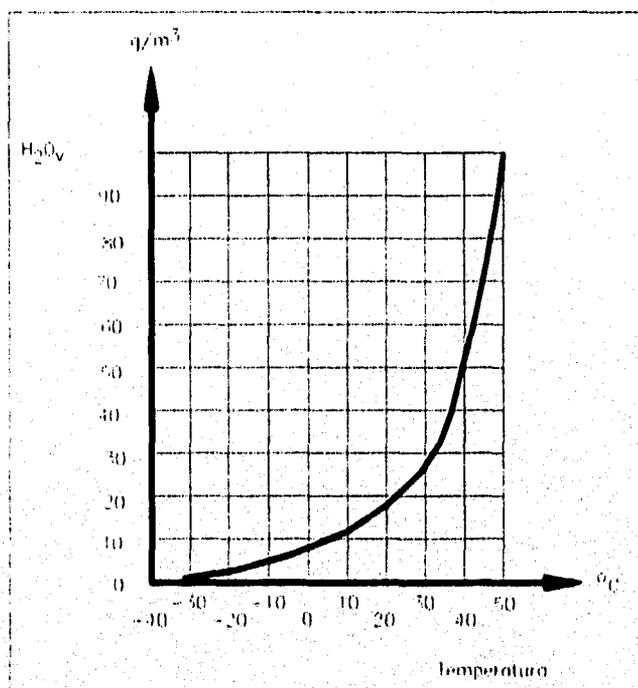


Fig. 6.3. Variación del contenido de H<sub>2</sub>O<sub>v</sub> del biogas con la temperatura [14, 17].

Durante el proceso en el cual se obtuvo la ecuación 6.13 para obtener la temperatura del estiércol, la temperatura del gas quedó definida como:

$$T_g = AT_a + BT_c - CR_T \quad (6.16)$$

donde: A, B y C son constantes definidas por los coeficientes de transferencia de calor y de las áreas de transferencia;  $R_T$ , es la radiación total aprovechada por el contenedor (término de la derecha de la ecuación 6.7), los demás términos ya han sido definidos. En las figuras 6.1 y 6.2 también se muestra la variación horaria de la temperatura del gas, como es de suponerse la  $T_g$  máxima, 46.5 °C, coincide con la producción máxima de biogas y ocurre alrededor de las 13:00 horas cuando la  $T_a$  es de 26.8 °C, por lo que, según la figura 6.3 y suponiendo que no se ha condensado agua en las líneas de distribución ni en el filtro para eliminar el H<sub>2</sub>S, cada m<sup>3</sup> de biogas está saturado con 70 gr de agua (los 73 m<sup>3</sup> tendrían aproximadamente 6.36 m<sup>3</sup> de H<sub>2</sub>O<sub>v</sub>). Asumiendo que el biogas sale de la cámara de expansión a la  $T_g$ , se estarían drenando 3.46 litros de agua por día. La producción de gas es de poco más de 50 litros por minuto, por lo que se propone que la cámara de expansión tenga 0.3x0.4x0.9 m, es decir, un volumen de 108 litros.

En las anteriores etapas de purificación del biogas se han eliminado  $4.7 \text{ m}^3$ , entre  $\text{H}_2\text{O}_{\text{vap}}$  y  $\text{H}_2\text{S}$ , por lo que el volumen a manejar de aquí en adelante será ahora de  $68.3 \text{ m}^3$ .

### Sistemas de compresión, almacenamiento y distribución

El contar con un sistema adecuado de compresión y almacenamiento del biogas, no sofisticada la instalación ni hace más complicado su manejo, en cambio le da mucha flexibilidad (facilitando su transporte, aumentando su homogeneidad, etc.). La capacidad, tipo y materiales de los equipos para comprimir y almacenar el biogas estarán en función de consideraciones técnicas y económicas basadas en elementos comunes de mercado, ya que los equipos especiales resultarían altamente costosos.

En nuestro caso, lo más práctico y económico es usar los compresores para aire y los contenedores para gas LP

La capacidad del compresor se puede evaluar asumiendo que esta se realiza adiabáticamente [42], esto es:

$$W = \frac{\dot{m}}{\eta_T} \frac{k}{k-1} \frac{8.314 Z_p T}{M_a} \left( R_c^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right) \quad (6.17)$$

donde:  $W$ , es la capacidad del compresor;  $\dot{m}$ , es el gasto másico;  $Z_p$ , es el factor de compresibilidad promedio entre el de succión y el de descarga;  $R_c$ , es la relación de compresión (que se obtiene dividiendo la presión de descarga entre la de succión;  $T$ , es la temperatura de succión;  $M_a$ , es el peso molecular aparente de la mezcla;  $\eta_T$ , es la eficiencia total del compresor (que según los fabricantes esta comprendida entre 65 y 85 %) y  $k$ , es la relación de capacidades térmicas que puede ser evaluada con la ayuda de la regla de Kay:

$$k = \frac{\sum (yM_i C_{p,i})}{\sum (yM_i C_{p,i}) - 8.314} \quad (6.18)$$

Para almacenar los  $68.3 \text{ m}^3/\text{día}$  de biogas a 16 bar en los contenedores de gas LP, los cuales tienen una válvula de seguridad de 16.6 bar ( $17 \text{ kg/cm}^2$ ), se requiere de un compresor de aproximadamente  $\frac{1}{2}$  hp. Aunque existe en el mercado el equipo para esas condiciones de trabajo, es impráctico e incosteable un compresor funcionando las 24 horas del día.

Lo que normalmente se hace, es incluir una etapa de almacenamiento a baja presión posterior a los sistemas de purificación y previa a las etapas de almacenamiento a media o alta presión, de esta manera la capacidad del compresor ya no dependería de la razón de producción de biogas, sino de un determinado volumen de gas acumulado.

En nuestro caso se consideró necesaria la etapa de almacenamiento a baja presión ya que, entre otras razones, los sistemas de purificación fueron diseñados con base en la razón de producción de biogas. Para almacenar el biogas a baja presión, consideramos que una bolsa de material flexible de  $3 \times 3 \times 3 \text{ m}$  ( $27 \text{ m}^3$ ) es

suficiente para que el compresor trabaje lo menos forzado posible. Asumiendo que los 27 m<sup>3</sup> de biogas sean desalojados en una hora y se lleven a 16 bars, el compresor deberá ser de aproximadamente de 5 hp (considerando una eficiencia total de compresión del 65 %), de esta manera el compresor sólo funcionaría 2.5 horas por día. El volumen final sería de 1.7 m<sup>3</sup>, el tanque estacionario comercial que se le aproxima es de 1.6 m<sup>3</sup>: 0.76 m de diámetro por 3 m de largo total.

El diámetro adecuado de la tubería depende principalmente del flujo de biogas a manejar y de la distancia entre los puntos de colección, manejo y uso del mismo. La distancia entre estos puntos, por lo tanto, deberá ser la mínima para que las caídas de presión sean las menores posibles.

Revisando los planos de construcción del digestor, se decidió aprovechar el espacio entre el suelo y la base de la pileta de carga, para colocar los equipos de purificación, compresión y el tanque de alta presión. La figura 6.4 muestra la posición relativa entre ellos, así como las dimensiones y los accesorios requeridos para el arreglo del sistema de distribución propuesto.

Con el objeto de tener las menores caídas de presión, se decidió que todas las líneas fueran de 1 ½ pulgadas, diámetros más pequeños implicarían mayores pérdidas, según la ecuación de Darcy-Weisbach y del Re [102, 103]:

$$\Delta P = \rho \frac{V_p^3}{2} \frac{L}{D} f \quad (6.19)$$

$$Re = \frac{V_p D}{\nu} \quad (6.20)$$

donde:  $\Delta P$ , es la caída de presión debido a la fricción;  $\rho$ , es la densidad del fluido;  $V_p$ , es la velocidad promedio del fluido;  $L$ , es la longitud del ducto (en este caso de sección circular);  $D$ , es el diámetro del ducto;  $f$ , es un factor de fricción que depende del  $Re$  y de la rugosidad de la pared interior del ducto (leído directamente del diagrama de Moody) y  $\nu$ , es la viscosidad cinemática del fluido.

Las caídas de presión evaluadas con la ecuación 6.19 son las que se efectúan en línea, por lo que para evaluar la caída de presión total hay que sumar las que se llevan a cabo en los accesorios, las cuales pueden ser evaluadas con la siguiente expresión:

$$\Delta P_{ar} = \rho \frac{V_p^2}{2} \sum K \quad (6.21)$$

donde:  $\Delta P_{ar}$ , es la caída de presión en todos los accesorios y  $K$ , es un factor de pérdidas que depende del tipo de accesorio.

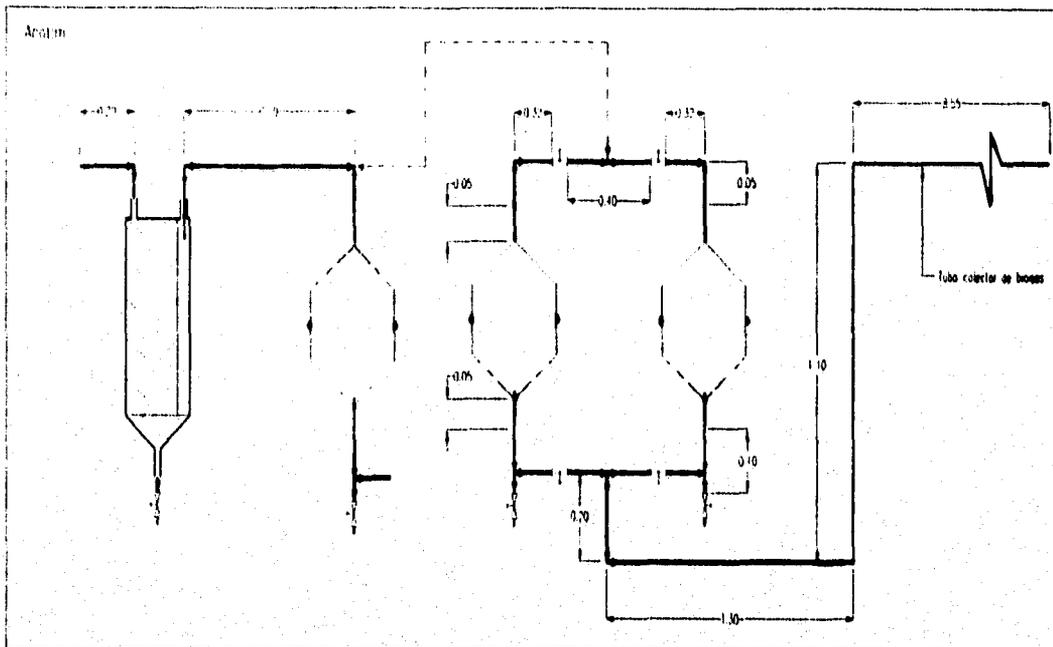


Fig. 6.4. Sistema de distribución.

De acuerdo a la figura 6.4, se necesitarían 18.80 m de tubería (13.92 m de tubo rígido y 4.88 de manguera flexible); 7 tes ( $K=0.9$ ); 8 codos de  $90^\circ$  ( $K=1.225$ ); 4 válvulas esféricas ( $K=7.55$ ), todo de  $1 \frac{1}{2}$  pulgadas.

La caída de presión total del sistema de distribución es de 0.15 mbar, en la cámara de expansión de 0.02 mbar y en la torre de absorción 1.2 mbar. Por lo tanto, el flujo de biogás tendría una caída de presión de 1.37 mbar desde que sale del contenedor primario hasta antes de ser almacenado a baja presión. Recordando que el biogás sale del contenedor a presiones de entre 3 y 10 mbar, la bolsa flexible se inflará.

#### Sistema de generación de electricidad

Se tienen  $68.3 \text{ m}^3/\text{día}$  de biogás con un poder calorífico de  $22,945 \text{ kJ/m}^3$ , es decir, 18.1 kW. Sin duda la máquina ideal para generar electricidad utilizando algún hidrocarburo gaseoso, es la celda de combustible. Sin embargo, su nula difusión en nuestro país (salvo el excepcional esfuerzo realizado por el IMP) hace impensable su uso en este caso, por el mero aspecto económico. La única alternativa, en nuestro caso, perfectamente factible es usar una planta de generación eléctrica accionado por un motor de combustión interna, cuyas eficiencias de conversión total oscilan entre 22.5 y 27.5 %.

Asumiendo una eficiencia de conversión total del 22.5 %, se estaría en condiciones de generar 4.1 kW eléctricos.

Como la planta estaría tomando el biogás del contenedor a relativamente alta presión, sería necesario un regulador de presión colocado entre el contenedor y el carburador.

## 6.2 Materiales y costos

### Digestor

Al contar con los planos<sup>†</sup> de diseño, se tomó la decisión de consultar a una constructora profesional para que nos proporcionará la asesoría adecuada. La constructora<sup>‡</sup> se limitó a proporcionarnos los precios unitarios y la respectiva descripción del proceso o elemento, que el precio correspondiente avala, así como la forma de cuantificar el costo total.

La tabla 6.8 muestra el presupuesto de la obra civil del digestor original, cuyo costo total se estimó en \$ 33183.6.

La inclusión de 4 deflectores de concreto armado, significaría un costo adicional de \$1564.6, y deberán ser colocados como se muestra en la figura 6.5.

El domo de concreto, como ya se mencionó, deberá ser substituido por uno hecho de lámina negra calibre 10 ( $\approx 3.5$  mm) sobre una estructura de ángulo de fierro de  $1 \frac{1}{2}$  por  $\frac{1}{8}$  de pulgada, que en el mercado tienen un costo<sup>§</sup> de \$ 327.0 y \$ 45.5, la hoja de 1.22x2.44 m y 6 m lineales, respectivamente. Para mejorar la absorción del contenedor de lámina, se recomienda que sea oscurecido, la cubeta de 19 L ( $\approx 100$  m<sup>2</sup>) de esmalte anticorrosivo negro y opaco tiene un valor<sup>\*\*</sup> de \$ 561.2. El material tendría un costo total de \$ 5310.4, su construcción se estima (según la misma constructora) en \$ 1600.0, por lo que el costo total del domo de lámina negra sería de \$ 6910.4 (el domo de concreto cuesta \$ 5500).

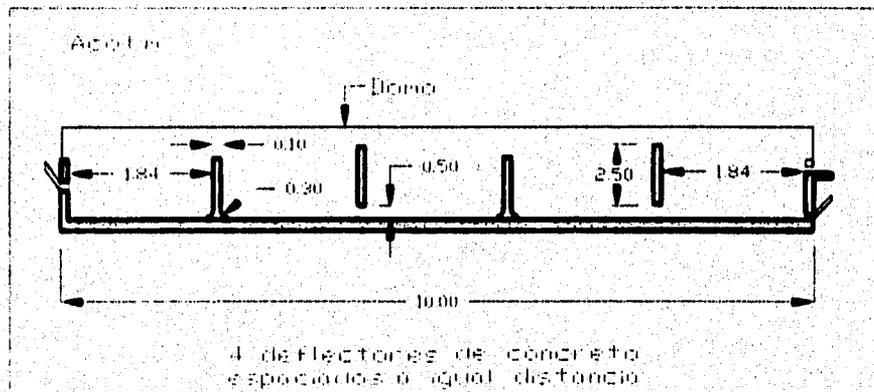


Fig. 6.5. Disposición de los deflectores en el interior del digestor.

<sup>†</sup> A abril de 1996.

<sup>‡</sup> Por política interna del Instituto de Ingeniería, no se reproducen en este trabajo.

<sup>§</sup> Grupo HEXA S. A. de C. V., Newton 178 1er piso, Col. Chapultepec Morales, C. P. 11570.

<sup>\*\*</sup> Distribuidora Metálica S. A. de C. V., Tel.: 576-7800, 768-0700, Fax: 576-7800.

Sherwin Williams, Tels.: 587-1933 (oficina) y 587-8866 (matriz), Fax: 567-0615.

Tabla 6.8. Presupuesto de la construcción del digestor.

Concepto	Elemento	Precio unitario	Cantidad	Importe
Limpieza. Desmonte de terreno para trazo y nivelación, incluye: desyerbe, herramienta y equipo, acarreo a 20 m de la obra y quema.	---	1.6 \$/m <sup>2</sup>	160.9 m <sup>2</sup>	257.4 \$
Trazo y nivelación. Trazo y niveles de terreno con aparato, incluye: localización de mojoneras, bancos de nivel entre ejes, material, herramienta, equipo y mano de obra.	---	2.1 \$/m <sup>2</sup>	56.4 m <sup>2</sup>	118.4 \$
Excavación. Excavación a mano en cepas en material blando (pico y pala) a profundidades de 0-2 y 0-4 m, incluye: mano de obra, herramienta, acarreo fuera de la obra y traspaño.	Mampostería	69.9 \$/m <sup>3</sup>	7.9 m <sup>3</sup>	552.2 \$
	Digestor	74.4 \$/m <sup>3</sup>	102.6 m <sup>3</sup>	7633.4 \$
	Pileta de des. y sist.	69.9 \$/m <sup>3</sup>	6.2 m <sup>3</sup>	433.4 \$
	Tubos y entrada	74.4 \$/m <sup>3</sup>	7.7 m <sup>3</sup>	572.9 \$
Mampostería. Mampostería de piedra braza de la región, suministro y colocación, asentada con mortero cemento-arena 1:5, incluye: acarreo de material, herramienta y mano de obra.	Rampa	258.8 \$/m <sup>3</sup>	3.5 m <sup>3</sup>	905.8 \$
Cadenas y castillos. Castillos y cadenas de concreto armado F <sub>cu</sub> =200 kg/cm <sup>2</sup> con anillos del número 2 espaciados a 25 cm, cimbra común de triplay, incluye: material, herramienta, equipo y mano de obra.	Cad. 15x15 vars. 3	31.8 \$/m	51.1 m	1637.7 \$
	Cad. 15x15 vars. 4	31.0 \$/m	20.0 m	620.0 \$
	Cad. 20x20 vars. 3	31.0 \$/m	96.6 m	2994.6 \$
	Cad. 20x20 vars. 3	31.0 \$/m	17.6 m	545.6 \$
Suelo cemento. La proporción de la mezcla es de 1 m <sup>3</sup> de material producto de la excavación por 2 bultos de cemento, incluye: material, herramienta y mano de obra.	---	35.1 \$/m <sup>2</sup>	31.5 m <sup>2</sup>	1105.6 \$
Cimbra. Cimbra aparente de triplay, incluye: habilitado, descimbrado, limpieza, chalfones, desmoldante, herramienta y mano de obra a cualquier nivel.	Techo del digestor	93.0 \$/m <sup>2</sup>	36.6 m <sup>2</sup>	3401.0 \$
	Muros del digestor	35.3 \$/m <sup>2</sup>	68.9 m <sup>2</sup>	2436.7 \$
	Pileta carg. y entrada	37.2 \$/m <sup>2</sup>	16.4 m <sup>2</sup>	610.1 \$
	Rampe	32.6 \$/m <sup>2</sup>	4.4 m <sup>2</sup>	143.4 \$
	Rebosadero	45.0 \$/m <sup>2</sup>	5.2 m <sup>2</sup>	234.0 \$
Malla electrosoldada 6-6/8-8. Incluye: material, habilitado, herramienta y mano de obra a cualquier nivel.	Digestor	8.6 \$/m <sup>2</sup>	105.5 m <sup>2</sup>	912.7 \$
	Piletas y entrada	8.6 \$/m <sup>2</sup>	24.5 m <sup>2</sup>	210.7 \$
	Cisterna	8.6 \$/m <sup>2</sup>	1.7 m <sup>2</sup>	14.6 \$
	Rampe	8.6 \$/m <sup>2</sup>	4.4 m <sup>2</sup>	37.8 \$
Malla electrosoldada 10-10/10-10. Incluye: material, habilitado, herramienta y mano de obra a cualquier nivel.	Rebosadero	7.8 \$/m <sup>2</sup>	5.2 m <sup>2</sup>	40.5 \$
Concreto. Concreto premezclado F <sub>cu</sub> =200 kg/cm <sup>2</sup> , incluye: colado, vibrado, curado, desperdicios, muestreo, elevación a cualquier nivel, material y mano de obra.	Digestor	492.7 \$/m <sup>3</sup>	10.5 m <sup>3</sup>	5173.3 \$
	Piletas y entrada	492.7 \$/m <sup>3</sup>	2.1 m <sup>3</sup>	1034.7 \$
	Cisterna	492.7 \$/m <sup>3</sup>	0.2 m <sup>3</sup>	98.5 \$
	Rampe	492.7 \$/m <sup>3</sup>	0.5 m <sup>3</sup>	246.3 \$
	rebosadero	492.7 \$/m <sup>3</sup>	0.3 m <sup>3</sup>	147.8 \$
Tabique. Muro de tabique común de 14 cm de espesor, asentado con mortero cemento-arena 1:5, incluye: material, herramienta, desperdicios y mano de obra.	Pileta de descarga	73.0 \$/m <sup>2</sup>	2.6 m <sup>2</sup>	189.8 \$
	Cisterna	73.0 \$/m <sup>2</sup>	6.5 m <sup>2</sup>	474.5 \$
Tubo de asbesto cemento. Tubo de asbesto cemento de 15 cm de diámetro interior, incluye: material, herramienta, colocación y mano de obra.	Carga y descarga	70.0 \$/m <sup>2</sup>	7.4 m	518.0 \$
	Descarga a cisterna	70.0 \$/m <sup>2</sup>	1.5 m	105.0 \$

La cubierta transparente para el invernadero puede ser de cualquier material. Para este caso, se decidió por poliestireno calibre 40 (1 mm), cuya hoja de 1.20x1.52 m vale \$ 51.7, ya que se puede poner doble cubierta de este material (bastante resistente a la intemperie) al mismo costo que con una sola cubierta de vidrio de 3 mm o que con una cubierta del mismo material calibre 60 (3 mm). Podría emplearse película de PVC que cuesta \$ 16.0 el kilogramo (0.05 mm de espesor por 7 m lineales) pero tendría que renovarse frecuentemente, por su limitada resistencia a la intemperie. Para minimizar la cantidad de material se recomienda que el invernadero tenga la forma del domo. El costo total del invernadero (doble cubierta de poliestireno calibre 40) se estima<sup>†</sup> en \$ 3600.0.

### Sistemas de purificación

Las especificaciones y dimensiones se muestran en las figuras 6.6 y 6.7. La tabla 6.9 resume las cantidades de material requerido, así como su precio unitario y su costo total, tanto para la torre de absorción del H<sub>2</sub>S como para la cámara de expansión.

En las cantidades del material requerido para la operación de eliminación del H<sub>2</sub>S, se están considerando dos torres de absorción. Lo anterior es debido a que la operación de regeneración del absorbente es altamente exotérmica, por lo que de llevarse a cabo simultáneamente con la operación de absorción, podría haber riesgos de incendio o de explosión. En cambio si ambas operaciones se llevaran a cabo alternadamente no se tendrían esos riesgos.

Tabla 6.9. Materiales y costos de los sistemas de purificación.

Material	Cantidad	Costo unitario	Costo total \$
<b>Torre de absorción</b>			
lámina galvanizada	5.0 m <sup>2</sup>	281.0 \$/hoja	472.0
ángulo de 1" por 1/8"	53.0 m	26.0 \$/6 m	230.0
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	32.6 kg	5.0 \$/kg	163.0
viruta de madera	0.202 m <sup>3</sup>	50.0 \$/m <sup>3</sup>	10.1
tornillos 1" por 3/16"	48	1.5 \$/cu	72.0
tubo galvanizado 1 1/2"	0.60 m	40.0 \$/6 m	4.0
<b>Cámara de expansión</b>			
lámina galvanizada	2.57 m <sup>2</sup>	281.0 \$/hoja	242.6
ángulo de 1" por 1/8"	4.6 m	26.0 \$/6 m	20.0
tubo galvanizado 1 1/2"	0.45 m	40.0 \$/6 m	3.0

De la tabla anterior, se tiene que el costo del material para los equipos de purificación es de \$ 1216.7, su costo de construcción se estima en \$ 425.0. Por lo

<sup>\*</sup>Plastivan S. A. de C. V., Tenayuca 64, Tlanepantla, Tel.: 690-6655.

<sup>†</sup>Solarium, S. A. de C. V., Filipinas 610, Tel.: 670-1165.

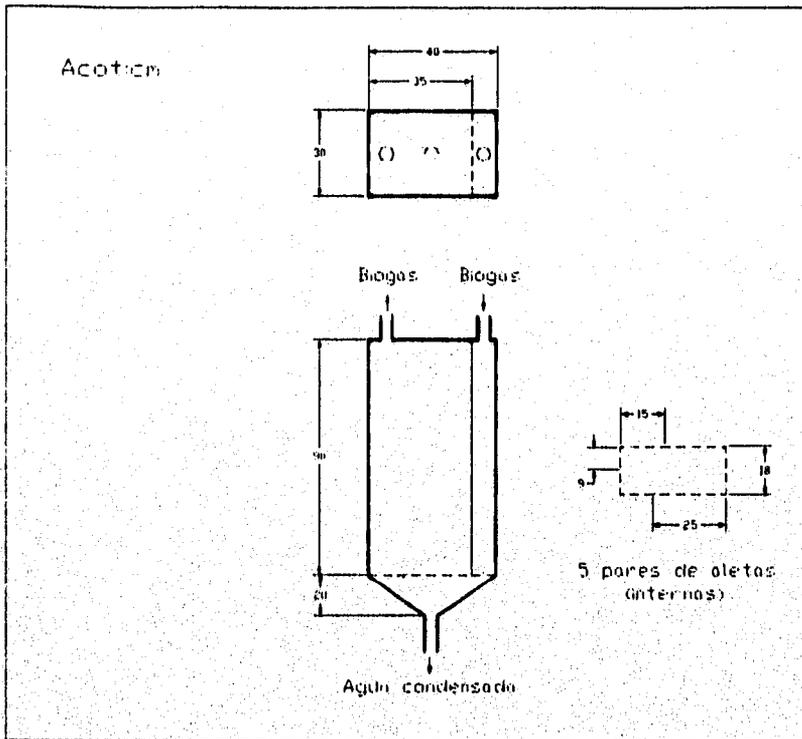


Fig. 6.6. Trampa de condensación.

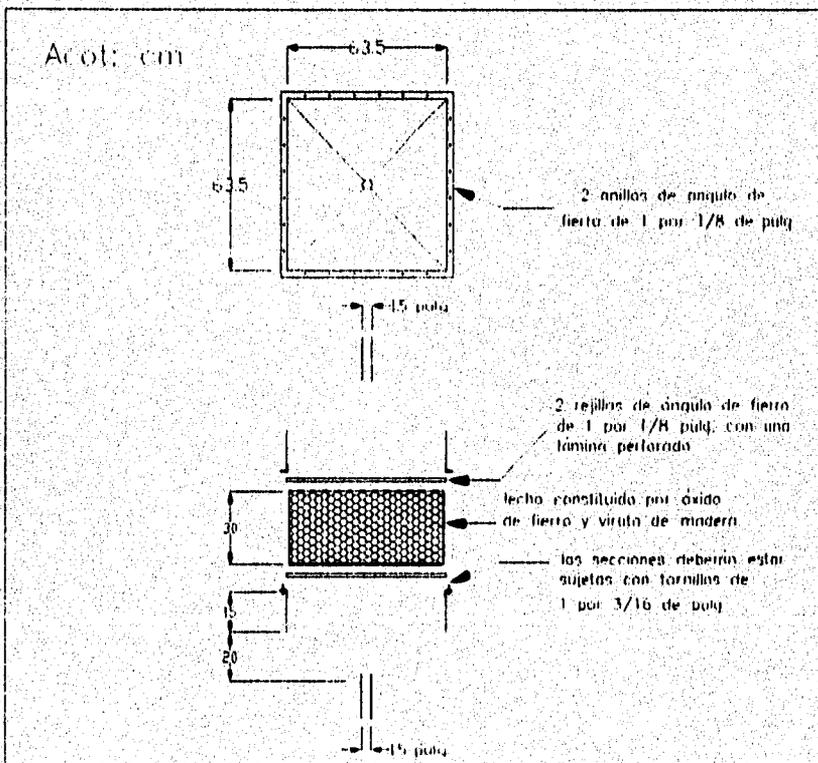


Fig. 6.7. Torre de absorción.

tanto, eliminar el H<sub>2</sub>S y reducir la cantidad de agua del biogas, implicaría una erogación de \$1641.7.

### Sistema de almacenamiento y compresión

Para la bolsa flexible de 27 m<sup>3</sup> se necesitarían 54 m<sup>2</sup> de material. En el mercado existe una lona (poliester) con recubrimiento de PVC en cada lado, cuyo m<sup>2</sup> tiene un costo de \$ 19.0, su construcción se estima en \$ 500.0. Por lo tanto, almacenar el biogas a baja presión tendría un costo total de \$ 1526.0.

El compresor comercial que resultó el más apropiado a nuestras condiciones se describe en el siguiente cuadro:

Potencia:	3 hp
P <sub>max</sub> :	12 bar (12.3 kg/cm <sup>2</sup> )
Flujo	25.5 m <sup>3</sup> /hr (15 PCM)
Accionamiento:	eléctrico, 600 rpm
Tipo:	alternativo, 2 etapas

El compresor es de la marca De Vilbiss y cuesta<sup>1</sup> \$ 4730.0, no incluye tanque de almacenamiento. Con este compresor el volumen del contenedor requerido sería de 2.2 m<sup>3</sup>, lo creemos excesivo, por lo que se propone que se instale uno de 1.6 m<sup>3</sup> que tiene un valor<sup>2</sup> de \$ 3970.0. Todo el sistema de compresión y almacenamiento tendría un costo de \$ 10226.0.

El volumen desalojado de la bolsa sería de 19.6 m<sup>3</sup>, por lo que el compresor sólo funcionaría 3.5 horas al día.

### Sistema de distribución

Salvo las secciones que deberán ser de manguera de hule flexible, se propone que el resto del sistema sea de PVC rígido para uso hidráulico, principalmente por su alta resistencia a la corrosión y por ser de fácil manejo y trabajo. Las secciones de material flexible son para facilitar las maniobras de regeneración y, si es el caso, de sustitución del absorbente. En la tabla 6.10 se da la cantidad de los elementos que requiere el sistema, así como sus precios<sup>3</sup> unitarios.

Tabla 6.10. Cantidad y precios de los elementos del sistema de distribución.

Medida pulgadas	Accesorios						Línea			
	codos		tes		v. esférica		rígida		flexible	
	\$/pza	pzas.	\$/pza	pzas.	\$/pza	pzas.	\$/m	m	\$/m	m
1	--	--	--	--	161.4	3	--	--	--	--
1 1/2	8.8	8	10.9	7	242.1	4	12.0	4.88	18.3	13.92

<sup>1</sup> Lonas y textiles nacionales S. A. de C. V., Rafael Alducín 16-C, Tel./Fax: 580-1443

<sup>2</sup> Graco Mexicana, S. A. de C. V., Arquímedes 3, 4o piso, Col. Polanco.

<sup>3</sup> TATSA, Tels.: 272-9898, 617-1730, 674-0380 y 532-1652.

<sup>4</sup> Accesorios y tuberías plásticas, S. A., Ayuntamiento 92-B.

El costo de todo el material sería de \$ 1912.6, la elaboración del sistema se estima en \$ 300.0, por lo que el sistema de distribución tendría un costo total de \$ 2212.2.

### Sistema de generación de electricidad

Del resultado de una evaluación comparativa entre equipos de capacidades similares disponibles en el mercado, se seleccionó la planta que se describe en el siguiente cuadro:

Motor	Generador
a gasolina	FP=1
monocilíndrico	3600 rpm
9 hp	110/220 V
enfriado con aire	60 Hz
3600 rpm (plena carga)	monofásico
encendido eléctrico	4.2 kW

La planta es de la marca Gillete y tiene un valor de \$ 9800.0, incluye tanque de combustible, silenciador, batería y equipo de medición y control, todo dentro de una estructura tubular de 50 cm de ancho, 65 cm de largo y 40 cm de alto.

Para su conversión a gas se recomienda la forma mostrada en la figura 5.3, con una variante: el dosificador puede ser eliminado, ya que en el mercado existe un regulador de presión que sólo permite salir al flujo de gas cuando existe vacío, y este vacío puede ser el realizado en el venturi del carburador, de modo que cuando este apagada la planta no habría fuga de biogas. Tal regulador tiene un valor<sup>1</sup> de \$ 725.0, con entrada y salida de 1/2" y su presión máxima de entrada es de 17.6 bar (18 kg/cm<sup>2</sup>).

Como se puede ver en la tabla 6.4 el digestor debe ser alimentado con 1072.2 kg/día de estiércol, las granjas que producen tal cantidad de estiércol pagan en promedio \$ 550.0 al mes por concepto de energía eléctrica consumida. Tomando un precio base de \$ 0.3 por kWh, se deduce que las granjas consumen en promedio 61.1 kWh/día, la planta puede satisfacer una carga de 90.5 kWh/día a plena carga (restando ya, la energía requerida por el compresor). Concediendo que así fuera, surge un gran problema: ninguna planta de generación de electricidad de menos de 20 kW accionada por un motor de combustión interna funciona 24 horas continuas (lo máximo que se recomienda son 3 horas a plena carga), lo cual es necesario, porque la demanda de energía eléctrica en una granja porcícola es casi constante durante todo el día. El último punto excluye la

<sup>1</sup>Control y equipo electro-industrial de Victoria, Victoria 83-A, Centro 06050, Tels.: 518-6684 y 521-8624.

<sup>1</sup>Fabricaciones y servicios industriales, S. A. de C. V., Tels.: 530-2932 y 519-7966.

posibilidad de adquirir una planta de mayor capacidad para que funcione durante determinados intervalos de tiempo.

Por lo anterior, se sugiere que se adquiera una segunda planta de las mismas características y de la misma capacidad que la primera, con doble objetivo: proporcionar continuamente energía eléctrica y prolongar la vida útil de las plantas, para lo cual deberán funcionar alternadamente durante el tiempo recomendado.

El sistema de generación de energía eléctrica propuesto tendría un costo de \$ 22085.0 (incluye dos timers o interruptores de tiempo, el regulador de presión y dos válvulas esféricas para direccionar el flujo de biogas). La conversión, puesta en marcha y la instalación del sistema a la red eléctrica de la granja, se estima que tiene un costo de \$ 2000.0, por lo que el costo total de este sistema sería de \$ 24085.0.

### 6.3 Evaluación económica de la planta de biogas

En el siguiente cuadro se resumen los costos en que se podría incurrir al generar electricidad utilizando 68.3 m<sup>3</sup>/día de biogas obtenidos de la digestión anaeróbica diaria de 1072.2 kg de estiércol de cerdo.

Sistema	Costo \$	Observaciones
Digestor	44,317.5	Vida útil de 15 años, incluye una sustitución del invernadero
Distribución	4,425.0	Vida útil de 10 años, incluye una sustitución de todo el sistema
Purificación	1,641.7	Vida útil de 10 años
Almacenamiento y compresión	14,422.5	Vida útil 15 años, incluye 3 sustituciones del contenedor a baja presión
Generación	24,085.0	Vida útil de 10 años
<b>Inversión inicial: \$ 88,891.7</b>		

Se tienen instalados 8.4 kW, por lo que el costo del kW instalado es de \$ 10,582.3, lo cual se encuentra en el rango de los sistemas de generación convencionales (1000-1500 dólares/kW).

Por otro lado, depreciando en línea recta a los sistemas de la planta e ignorando algún valor de rescate al final de su vida útil; considerando un 10 % de la inversión inicial como los costos de operación y mantenimiento, y un 10 % de intereses se tiene que el costo total anual de generación de electricidad asciende a \$ 24,709.5. Si sólo se genera la demanda eléctrica de cualquiera de las granjas

que pueden alimentar al digestor de 38 m<sup>3</sup> de digestión, 22301.5 kWh/año, el kWh tendría un costo de \$ 0.90. Si la planta trabaja con un FP=1, se generarían 33,032.5 kWh/año, por lo que el kWh disminuiría a \$ 0.75. En ambos casos el costo del kWh es mucho más grande que la tarifa que hemos venido manejando, 0.30 \$/kWh. Este hecho es el que más ha influido para que la tecnología (sencilla) del biogas no sea adoptada para generar electricidad.

Sin embargo, como se dijo al principio, la digestión anaeróbica no sólo genera biogas: también genera un efluente estable rico en nutrientes, al mismo tiempo que mitiga o alivia la carga contaminante de un residuo potencialmente dañino, y es analizando conjuntamente estos tres elementos la manera de saber si es factible la producción de electricidad utilizando biogas, lo que a continuación se analiza.

El estiércol bruto es utilizado como fertilizante, aún con los inconvenientes que presenta. Es conocido que el estiércol digerido anaeróbicamente aumenta notablemente su potencial como fertilizante debido a que se incrementa la concentración de los nutrientes (en particular nitrógeno, fósforo y potasio) por la disminución de los sólidos volátiles, y porque la fórmula química cambia de tal forma que la capacidad de asimilación de suelos y plantas es mayor. Para cuantificar el beneficio obtenido por la utilización o venta del efluente, nos basaremos en el contenido de nitrógeno, que es entre 2.7 y 3.0 %, en base seca. Los fertilizantes y compostas que existen en el mercado tienen un valor promedio de 6.0 \$/kg con un contenido de N de 17 %. Dado que estamos digiriendo 1072.2 kg de estiércol, de los cuales 26 % es materia sólida, se tendría un ahorro o ingreso anual de \$ 17,399.5. Existe una segunda alternativa para obtener algún beneficio del efluente, que consiste en recuperar los sólidos no fraccionados e incorporarlos a la dieta alimenticia de los propios cerdos, práctica mediante la cual se han obtenido ahorros de entre el 11 y 40 % en los gastos de alimentación.

Faltaría el costo de la contaminación ocasionada por la disposición del estiércol sin ningún tratamiento, un asunto muy complicado que requeriría de estudios largos y exhaustivos para tener una idea de su magnitud. En este contexto, se cree que se debe preparar una norma oficial que regule las descargas ya no sólo con base en las características típicas (DQO, DBO, etc), sino también con base a la cantidad de materia, lo cual ayudaría en gran medida en la cuantificación de dicho costo. Para este caso asumiremos un costo de \$ 0.5 por la disposición de 1072.2 kg/día de estiércol bruto, que es el costo de una planta termoeléctrica convencional por cada kWh generado, y un costo de \$0.2 para cada kWh generado por la planta de biogas, costo correspondiente a una planta solar. Considerando lo anterior, el valor no tangible de digerir anaeróbicamente el estiércol sería de 0.1 \$/kWh generado.

El ingreso total que se obtendría por la venta del efluente y por el alivio de la contaminación sería de 19629.6 \$/año, si la planta generara sólo la demanda de la granja y 20702.6 \$/año, si trabajara con un FP=1. Entonces, la electricidad generada tendría un costo de 0.25 \$/kwh (para un FP<1) y 0.12 \$/kwh (para un FP=1), ambos menores a la tarifa de 0.30 \$/kwh, por lo que la planta de biogas es económicamente factible.

## **CAPÍTULO 7**

### **CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES**

Las consecuencias inmediatas de digerir anaeróbicamente cualquier residuo orgánico, en nuestro caso estiércol porcino, es la obtención de una mezcla de gases conocida como biogas (rica en  $\text{CH}_4$ ) y un efluente o materia orgánica estable (rica en nutrientes), al mismo tiempo que disminuye o elimina la carga contaminante del residuo orgánico bruto.

El biogas es el único elemento que interviene directamente en la producción de electricidad. Aunque puede utilizarse directamente en todas las máquinas térmicas convencionales, no debe hacerse puesto que contiene impurezas que las puede dañar o que pueden dar productos muy dañinos. A este respecto se recomienda eliminar el  $\text{H}_2\text{S}$  y el  $\text{H}_2\text{O}_{\text{vap}}$  y que el  $\text{CO}_2$  permanezca en el biogas, ya que su eliminación, en nuestro caso, sería antieconómico. Si bien el  $\text{CO}_2$  modifica grandemente las características reactivas del  $\text{CH}_4$ , sólo hay que realizar ligeras modificaciones a las máquinas térmicas convencionales para que funcionen sin ningún contratiempo, y no haya necesidad de diseñar equipo especial, que resultaría altamente costoso.

Las alternativas planteadas en el diseño de la planta, no deben ser tomadas como únicas, ya que fueron seleccionadas con base en una fuerte restricción económica.

En cuanto al aspecto técnico, no existe impedimento alguno para producir, manejar y utilizar el biogas. Quizás, calentar y mantener constante la temperatura del digester y que a nivel comercial no se utilice gas comprimido (al menos no en México), se perfilen como fuertes obstáculos para la difusión de esta tecnología. Con respecto al primer punto, aquí hemos demostrado que la energía solar es una

solución viable, y por lo que toca al segundo punto, el biogas por si sólo difícilmente logrará una apertura comercial en ese campo, por lo que la introducción del gas natural beneficiará en mucho la implementación de plantas de potencia con biogas como fuente energética primaria.

Desde cualquier punto de vista, la producción de electricidad utilizando el biogas es técnicamente factible. Por otro lado, si el objetivo sólo es ese, se tendrían fuertes restricciones económicas, principalmente por el supuesto bajo costo de generación de energía eléctrica por medios convencionales (las tarifas eléctricas tanto de CFE como de la compañía de LyFC, no incluyen los costos ambientales y sociales). Sin embargo, cuando se toma en cuenta el efluente y el alivio de la contaminación, la producción de electricidad con biogas se convierte en una alternativa realmente atractiva.

Los recursos técnicos y humanos existen; por residuos orgánicos no paramos (ya que no sólo es estiércol porcino) entonces, lo único que hace falta es la iniciativa gubernamental o privada para difundir e implementar este tipo de plantas, a fin de aprovechar al máximo el gran potencial que tiene el biogas como recurso energético alterno y renovable.

Sin embargo, no creemos que el biogas sea la solución a la inminente crisis energética en las próximas décadas, pero estamos seguros que la diversificación de las fuentes de energía junto con una mayor racionalización de los recursos no renovables, contribuirán a ese tan anhelado desarrollo integral y sustentable que requiere nuestro país.

**REFERENCIAS Y BIBLIOGRAFÍA**

1. Gunnerson, C. G., Stuckey, D. C. "Anaerobic Digestion", The World Bank, Washington, 1986.
2. Muñoz, F., "Revisión bibliográfica del proceso de digestión anaeróbica de desechos orgánicos", tesis de maestría en ingeniería (sanitaria), DEPTI, UNAM, 1981.
3. Chynoweth, P., Isaacson, R., "Anaerobic Digestion of Biomass", Elsevier Applied Science, New York, 1987.
4. Hobson, P. N., "Production and Use of Biogas in Agriculture", Pergamon Press Ltd., Great Britain, 1982.
5. Bu'lock, J., Kristiansen, B., "Biotecnología básica", Editorial Acribia, S. A., España, 1987.
6. Price, E. C., Cheremisinoff, P. N., "Biogas, Production and Utilization", Ann Arbor Science, Michigan, 1981.
7. Mandujano, M. I., *et al.*, "Biogas. Energía y fertilizantes a partir de desechos orgánicos, manual para el promotor de tecnología", I. I. E., Cuernavaca, Mor., 1981.
8. Molina, J. F., Pohland, F. G., "Design of Anaerobic Processes for the Treatment of Industrial and Municipal Wastes", Technomic Publishing Company Inc., Pennsylvania, 1992.
9. Winkler, M. A., "Tratamiento biológico de aguas de desecho", Limusa, México D. F., 1994.
10. Pauss, A., *et al.*, "Biomass", Hall, D. O. and Overend, R. P (eds.), John Wiley & Sons Ltd., 1987.
11. Vesilind, P. A., Rimer, A. E., "Unit Operations in Resource Recovery Engineering", Prentice-Hall, Inc., 1981.
12. Lin, Li-Yin, "Multiple-stage Anaerobic Digestion System" Thesis Doctoral, University of Pittsburgh, 1984.
13. Gollakota, K. G., Sarada, R., "Anaerobic Degradation of Tea Wastes and some Aromatic Compounds by a Methanogenic Consortium", 5th International Symposium on Anaerobic Digestion, Hall, E. R., and Hobson, P. N. (eds.), International Association on Water Pollution Research and Control, 1988.
14. Constant, M., *et al.*, "Biogas end-Use in the Europe Community", Elsevier Science Publishers, New York, 1989.
15. Félix, A., *et al.*, "Estudios, adaptación y pruebas de equipos comerciales para la utilización de biogas." I. I. E., Cuernavaca, Mor., 1979.
16. Rivard, C. J. "Trash to Treasure, NRSL's High-Solids Digester Converts Wasted to Biogas and Compost", National Renewable Energy Laboratory, NREL/MK-336-5683, 1994.
17. Perret, J. P., "Implementation and end-uses of Biogas", by Shell Recherche, Grand-Couroune Francia, 1982.
18. Kohl, A., Riesenfeld, F., "Gas Purification", Gulf Publishing Compunia, Texas, 1985.

19. Almanza, R., Muñoz, F., "Digestor de 15 m<sup>3</sup>, etapas 1 y 2", Instituto de Ingeniería, UNAM, 1981.
20. Richter, E., et al., "Pressure Swing Adsorption Processes for the Production of Natural Gas of Methane from Biogases", *Bioenergy* 84, Vol III, H. Egnéus and A. Ellgard editors, Elsevier Applied Science Publishers Ltd., 1985.
21. Rosenzweig, M., "Unique Membrane System Spurs Gas Separations", *Chemical Engineer*, November 30, 1981.
22. Jensen-Holm, C., "Biogas Purification", *Bioenergy* 84 Vol III, H. Egnéus and A. Ellgard editors, Elsevier Applied Science Publishers Ltd., 1985.
23. Sublette, K., Sylvester, N., "Microbial Desulfurization of Gases", *Biochemistry and Bioengineering Symposium* No. 17, John Wiley & Sons Inc., 1986.
24. Grode, R. V., "Removal of Hydrogen sulfide from Biogas by Chemoautotrophic Fixed-Film Bioreactor", *Biochemistry and Bioengineering*, Vol 34, No. 3, John Wiley & Sons Inc., 1989.
25. Zhuang, G. Q., et al., "Bacterial Desulfurization of the H<sub>2</sub>S Containing Biogas", *Biotechnology Letters*, Vol. 16, No. 10, 1994.
26. Hines, A. L., Maddox, R. N., "Transferencia de masa", Prentice-Hall Hispanoamericana, 1987.
27. Walley P. B., "Bailing, Condensation, and Gas-Liquid Flow", Clarendon Press Oxford, New York, 1987.
28. Perry, R., "Manual del ingeniero químico", McGraw-Hill, 1992.
29. Stookey, D. J., et al., "Recovery of Methane from Biogas with Monsanto's Prism™ Separators", *Bioenergy* 84, Egnéus, H. and Ellgard A. editors, 1984.
30. Parkinson, G., "Membranes Widen Roles in Gas separations", *Chemical Engineer*, April 16, 1984.
31. "Diseño y puesta en operación de un digestor de desechos orgánicos de 40 m<sup>3</sup> para el I. I., UNAM", I. I. E., Fuentes no Convencionales de Energía, Cuernavaca, Mor., Febrero 1980.
32. Ikoko, C. U., "Natural Gas Production Engineering", Krieger Publishing Company, Florida, 1992.
33. Wheatley, B. I., Van Velsen, A., "Energy Production and Gas Utilization", *Anaerobic Digestion* 1981, Hughes et al., Eds., Elsevier Biomedical Press B. V., 1982.
34. Sen, M., Treviño, C., "Consideraciones sobre la utilización de metano proveniente de digestores anaeróbicos en los procesos de combustión", II Encuentro Internacional sobre Fuentes Alternas de Energía, Morelia, Mich., 1979.
35. Melvin, A., "Natural Gas. Basic Science and Technology", British Gas Plc., 1988.
36. Salvi, G., "La combustión", Editorial Dossat, S. A., España, 1975.
37. Lewis, B., Von Elbe, G., "Combustion, Flames and Explosions of Gases", Academic Press, 1961.
38. Craig, B. D., "Sour-Gas Desing Considerations", Society of Petroleum Engineers Inc., Monograph Vol 15, 1993.

39. De Waard, C., Milliams, D. E., "Carbonic Acid Corrosion of steel", *Corrosión, Vol 31, No. 5*, 1975.
40. Jons, L. W., "Corrosión and Water Technology", OGCI Publications, 1988.
41. Ogundele, G. I., White, E., "Some Observations on the Corrosion of Carbon steel in Sour Gas Environments: Effects of  $H_2S/CO_2/CH_4/C_3H_8$  Mixtures", *Corrosión, Vol 42, No. 7*, 1986.
42. Coker, A. K. "Selecting and Sizing Process Compressors", *Hydrocarbon Processing, Vol 73, No 7*, 1994.
43. Ishibashi, K., Day, D. L., "Technical and Economical Feasibility of Using Methane Gas Produced from Swine Waste for Energy", Primer ciclo internacional de conferencias sobre manejo y aprovechamiento de estiércol de cerdo, CINVESTAV-U de G-CONACyT, Guadalajara, Jal., 1990.
44. Vivier, L., "Turbinas de vapor y gas", Urmo., S. A. de Ediciones, Bilbao, 1975.
45. Harmon, R. T., "Gas turbine Engineering", The Macmillan Press Ltd., Hong Kong, 1981.
46. Lugt, T. "Nitrogen Oxides Emission of Gas Turbine Cogeneration Systems", 1986 International Gas Research Conference, Thomas L. Cromer Editor, Gas Research Institute, 1987.
47. Smith, K. O., *et al.*, "Preliminary Development of an Ultra-Low  $NO_x$  Gas Turbine Combustor", 1986 International Gas Research Conference, Thomas L. Cramer Editor, Gas Research Institute, 1987.
48. Hag, N. E., "Guide to Natural Gas Cogeneration", The Fairmont Press, Inc. 1982.
49. Payne, F. W., "Efficient Boiler Operations Sourcebook", The Fairmont Press, Inc., 1991.
50. Kohan, A. L., Spring, H. M., "Boiler Operator's Guide", McGraw-Hill, 1991.
51. Orth, H. W., "Gas Utilization", Anaerobic Digestion 1981, Hughes *et al.*, Eds., Elsevier Biomedical Press B. V., 1982.
52. Sorensen, H. A., "Energy Conversion System", John Wiley & Sons, Inc., 1983.
53. Piken, D. J., "The Use of Biogas for Thermal, Mechanical and Electric Power Generation", Biomethane, Production and Uses, R. Buvet, *et al.*, Roger Bows Kill Printing Ltd., 1983.
54. Neyeloff, S., Gunkel, W. W., "Methane-Carbon Dioxide Mixtures in an Internal Combustion Engine", Energy, Agriculture and Waste Management, N. J. Jewell, ed., Ann Arbor Science, 1975.
55. Mahin, D. B., "Mechanical and Electrical Power from Biogas in Developing Countries", Biogas Technology, Transfer and Diffusion, M. M. El-Haiwagi ed., Elsevier Applied Science Pub. Ltd., London, 1986.
56. Giacosa, D., "Motores Endotérmicos", Ediciones Omega, S. A., Barcelona 1988.
57. Thomas, D. G., *et al.*, "Performance Analysis of a Total Energy Module TOTEM-FIAT", Bioenergy 84 Vol IV, H. Egnéus, A. Ellegard Eds., Elsevier Applied Science Publishers Ltd., 1985.

ESTA TESIS NO DEBE  
SALIR DE LA BIBLIOTECA

58. Gettel, L. E., Tsai, K. C., "Effect of Enhanced Ignition on the Burning Characteristics of Methane-Air Mixtures", **Combustion and Flame Num 54**, Elsevier Science Publishing Co., Inc., 1983.
59. Mitzlaff, K., Mkumbwa, M. H., "Performance of a Small Diesel Engine Operating in a Dual Fuel Mode with Biogas", Biogas Technology, Transfer and Diffusion, M. M. El-Halwagi, ed., Elsevier Applied Science Pub. Ltd., 1986.
60. Ortiz-Canavate, J., *et al.*, "Comparision of Operating Characteristics of a 34-KW Diesel Engine Fueled with Low-Energy Gas, Biogas, and Diesel Fuel", Biotchnology and Bioengineering Symp No. 11, John Wiley & Sons, Inc., 1981.
61. Ortiz-Canavate, J., *et al.*, "Diesel Engine Modification to Operate on Biogas", *Trans ASAE*, pp. 808-813, 1981.
62. Schumacher, H., *et al.*, "Dual Fuel Engine for Diesel and Biogas with Pilot Spray", Bioenergy 84 Vol IV, H. Egnéus and Ellegard, Eds., Elsevier Applied Science Publishers Ltd., 1985.
63. Connors, G., "Diesel and Gas Engines, an Overview", Integration of Efficient Desing Technologies, by The Association of Energy Engineers, Fairmont Press, Inc., 1988.
64. Obert, E. F., "Motores de combustión interna", Compañía Editorial Continental, S. A. de C. V., 1992.
65. Lichty, L. C., *Procesos de los motores de combustión*, McGraw-Hill, 1970.
66. Heywood, J. B., "Internal Combustion Engine Fundamentals", McGraw-Hill, 1989.
67. Pla, J. M. "Inyección diesel para camiones y automóviles", Ediciones CEAC, S. A., Barcelona, 1989.
68. "Conversines a mezcla gas-diesel de motores Mercedes-Benz", México, 1994.
69. Monn, M., "Project Brings Fuel Cell Closer to Utility Use", **Power, April**, 1995.
70. Swanekamp, R., "Fuel Cell inch Towards Mainstream power Duties", **Power, June**, 1995.
71. Kueki, K., "Fuel-Cells, Current Trends and Future Prospect", World Energy Council, Report 1990.
72. Bowman, R. M., *et al.*, "Industrial Energy Conservation with the Natural Gas-Fueled Molten Carbonate Fuel Cell", Institute of Gas Technology, paper 809172, 1980.
73. Doelman, J., "A Gas Utility Approach to Fuell Cell commercialisation", **Journal of Power Sources, No. 37** 1992.
74. Guerrero, M. I. J., "Las celdas de combustible: una opción energética eficiente", segunda Reunión Nacional sobre Ahorro y Uso Eficiente de la Energía, Querétaro, Qro., mayo, 1986.
75. Packer, J., "Commercialisation of Fuel Cell for Combined Heat and Power (CHP ) Application", **Journal of Power Sources, No. 37** 1992.
76. Sandelli, G. J., "Fuel Cell Energy Recovery from Landfill Gas", **Journal of Power Sources, No. 37** 1992.

77. Ohi, J., "Study Characterizes Benefits of Fuel Cell Vehicles", National Renewable Energy Laboratory, NREL/MK-463-6690, 1994
78. Wichert, B., "Biogas, Compost and Fuel Cells", *Biocycle, August*, 1994.
79. Weidlich, E., "Constitución y funcionamiento de las pilas de combustible", SIEMENS; Marcombo, Boixareu Editores, Barcelona, 1987.
80. Wielstich, W., "Células de combustión" Ediciones Urmo, Bilbao, 1973.
81. Wark, K., "Termodinámica", McGraw-Hill Interamericana de México, S. A de C. V., 1991.
82. Khandelwal, K. C., Mahdis, S. S., "Biogas Technology, a Practical Handbook", McGraw-Hill Publishing Co, 1993.
83. Mahin, D. B., "Innovations in Biogas Systems and Technology", Bioenergy Systems Report, April, 1984
84. Mandujano, M. I., Martínez, A. M., "Comportamiento del estiércol porcino en la obtención de biogas por fermentación anaeróbica", I. I. E., Cuernavaca, Mor., 1978.
85. Almanza, R., López, S., "Digestores de 40 m<sup>3</sup> en comunidades rurales", Instituto de Ingeniería, UNAM, 1981.
86. Donald, L. K., "Energy from biomass and Wastes", Elsevier Applied Science Publishers and Ins. of Gas Technology, 1987.
87. Grassi, G., Zibetta, H., "Energy from Biomass", Commission of the Europe on Communities, E. A. S., 1988.
88. Parker, C., Roberts, T., "Energy from Waste", Commission of the Europe on Communities, E. A. S., 1988.
89. Smith, W. H., Fronk, J. R., "Methane from Biomass a Systems Approach", E. A. S. 1988.
90. Wise, D. L., "Fuel Gas Production from Biomass", Vol I and 2, CRC PRESS, Inc. 1981.
91. Samir, S., *et al.*, "Biomass Conversion Processes for Energy and Fuels", Plenum press 1981
92. Palz, W., Chartier, P., "Energy from Biomass in Europe", Applied Science Publishers Ltd., 1980
93. Moo-Young, M., *et al.* "Biotechnology and Renewable", Elsevier Applied Publisherss, 1986
94. Palz, W., *et al.*, "Energy from Biomass", 3ed Economic Comunity Conference, Elsevier Applied Science Publisherss, 1985.
95. Duffie, J. A., Beckman, W. A., "Solar Engineering og Thermal Processes", John Wiley & Sons, Inc., 1991.
96. "Normales climatológicas", Dirección general del servicio metereológico nacional, México, 1982.
97. Chen, Y. R., "Effect of Temperature on Methane Fermentation Kinetics of Beef-Cattle Manure",
98. Arnol, K., Stewart, M., "Desing of Gas-Handling Systems and Facilities", Gulf Publishing Company, 1989.

99. Bosco, J., "Cálculo y diseño del equipo de absorción de  $H_2S$  y acondicionamiento de aire para la planta hidro-eléctrica de El Oviachic, Sonora", tesis de licenciatura, FQ, UNAM, 1957.
100. Tiwari, G. N., *et al.*, "Determination of Period for Biogas Preproduction", *Energy Convers. Mgmt.*, Vol. 37, No. 2, 1996.
101. Hashimoto, A. G., *et al.*, "Methane Production from Animal Wastes", *Journal of Soil and Water Conservation*, SCSA, Vo.46, No. 2, 1994.
102. Bertin, J. J., "Mecánica de fluidos para ingenieros", Prentice-Hall Inc., 1984.
103. White, F., "Mecánica de Fluidos", McGraw-Hill, 1988.
104. Beba, A., "Analysis of a Solar-Heated Biogas Fermenter", *Solar Energy* Vol. 40, No. 3, 1988.
105. Tiwari, G. N., Chandra, A., "A Solar-Assisted Biogas System: a New Approach", *Energy Convers. Mgmt.*, Vol. 26, No. 2, 1986.
106. Tiwari, G. N., "Enhancement in Daily Production of Biogas System", *Energy Convers. Mgmt.*, Vol. 26, No. 3/4, 1986.
107. Yadav, Y. P., *et al.*, "An Improved Solar Assited Biogas Plant: a Transient Analysis", *Energy Convers. Mgmt.*, Vol. 27, No. 2, 1987.
108. Hilbert, J. A., "Manual para la producción de biogas", XXV Curso latinoamericano de economía y planificación energética, San Carlos de Bariloche, Argentina, 1995.
109. Rosado, J. M., Tovar, P., "Estudio de externalidades en la generación de energía eléctrica", Tesis de licenciatura, Facultad de Ingeniería, UNAM, 1993.
110. "Costos y parámetros de referencia para la formulación de proyectos de inversión en el sector eléctrico", C.F.E., 1992.

## APÉNDICE A

### TEMPERATURA AMBIENTE INSTANTÁNEA

Se ha observado que la temperatura ambiente tiene un comportamiento diario que puede aproximarse mediante una función senoidal. Tiene un valor mínimo  $T_{\min}$  al tiempo  $t_1$ , alrededor de una hora antes del amanecer, y un valor máximo  $T_{\max}$  al tiempo  $t_2$ , cerca de dos horas después del atardecer.

Definiendo una temperatura media  $T_{\text{med}} = (T_{\max} + T_{\min})/2$ , así como un incremento de temperatura  $dT = T_{\text{med}} - T_{\min} = T_{\max} - T_{\text{med}}$ ; además, observando que la función seno varía de -1 en  $3\pi/2$  a 1 en  $\pi/2$ ; podemos definir una ecuación para estimar la temperatura ambiente instantánea:

$$T_a(t) = T_{\text{med}} + dT \text{sen}(\pi x(t)) \quad (\text{A.1})$$

donde:  $x(t)$  es una función del tiempo que varía de  $3/2$  a  $1/2$ , de tal manera que el argumento del seno adquiere valores de  $3\pi/2$  a  $\pi/2$ , permitiendo obtener la  $T_{\min}$  cuando el seno vale -1 y la  $T_{\max}$ , cuando adquiere el valor de 1.

$$x(t) = \begin{cases} (3/2) - b_0 & \text{si } t_1 \geq t \geq t_2 \\ (3/2) - b_1 & \text{si } t_2 \geq t \geq -12 \\ (3/2) - b_2 & \text{si } 12 \geq t \geq t_1 \end{cases} \quad (\text{A.2})$$

donde:

$$b_0 = \frac{t_1 - t}{t_1 - t_2}; \quad b_1 = \frac{24 - t_1 + t}{24 - (t_1 - t_2)}; \quad b_2 = \frac{t - t_1}{24 - (t_1 - t_2)}$$

El tiempo  $t$  esta en horas solares por lo que debe ser positivo en la mañana (de 12 a 0) y negativo en la tarde (de 0 a -12).

### TEMPERATURAS MÍNIMA Y MÁXIMA MENSUALES PROMEDIO DE MORELIA

Latitud norte 20-22°												
Observatorio de Morelia												
T	Ene	Feb	Mar	Abr	May	Jun	Jul	Ago	Sep	Oct	Nov	Dic
$T_{\max}$	21.6	23.0	25.6	27.0	27.5	25.6	23.5	23.6	23.2	23.2	22.8	21.5
$T_{\min}$	6.7	7.8	10.1	12.2	13.8	14.6	13.9	13.7	13.0	11.4	9.2	7.4
Estación "La Piedad Cavadas"												
$T_{\max}$	24.3	26.2	29.1	32.0	33.6	31.7	29.8	29.8	28.9	28.3	26.4	24.9
$T_{\min}$	6.1	7.4	10.1	12.5	15.3	15.2	14.8	14.6	14.8	12.7	9.0	6.8

APÉNDICE B

APORTACIONES SOLARES, W/m<sup>2</sup>

20°

0° Latitud norte		HORA SOLAR												0° Latitud sur			
Época	Orientación	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	Orientación	Época	
21/Jun	N	88.4	129.1	104.7	79.1	59.3	53.5	48.5	53.5	59.3	77.9	104.7	129.1	87.2	S	22/Dic	
	NE	254.7	485.0	453.8	383.8	281.7	119.8	48.5	44.2	44.2	44.2	37.2	27.9	9.3	SE		
	E	254.7	485.0	504.7	450.1	302.4	129.1	44.2	44.2	44.2	44.2	37.2	27.9	9.3	F		
	SE	87.2	195.4	230.3	208.2	138.4	86.3	44.2	44.2	44.2	44.2	37.2	27.9	9.3	NE		
	S	9.3	27.9	37.2	44.2	44.2	44.2	44.2	44.2	44.2	44.2	37.2	27.9	9.3	N		
	SO	9.3	27.9	37.2	44.2	44.2	44.2	44.2	86.3	138.4	208.2	230.3	195.4	87.2	NO		
	O	9.3	27.9	37.2	44.2	44.2	44.2	44.2	129.1	302.4	450.1	504.7	485.0	254.7	O		
	NO	9.3	27.9	37.2	44.2	44.2	44.2	44.2	48.5	119.8	281.7	383.8	453.8	485.0	254.7		SO
	Horizontal		34.9	188.4	381.5	554.8	680.4	731.5	788.5	731.5	680.4	554.8	381.5	188.4	34.9		Horizontal
	22/Jul y 21/May	N	82.8	87.2	72.1	53.5	46.5	44.2	44.2	44.2	48.5	53.5	72.1	87.2	82.8		S
NE		223.3	418.4	435.0	350.1	230.3	97.7	44.2	44.2	44.2	40.7	37.2	24.4	9.3	SE		
E		236.1	468.4	514.0	457.1	311.7	144.2	44.2	44.2	44.2	40.7	37.2	24.4	9.3	F		
SE		97.7	219.8	287.5	248.9	179.1	90.7	44.2	44.2	44.2	40.7	37.2	24.4	9.3	NE		
S		9.3	24.4	37.2	40.7	44.2	44.2	44.2	44.2	44.2	40.7	37.2	24.4	9.3	N		
SO		9.3	24.4	37.2	40.7	44.2	44.2	44.2	90.7	179.1	248.9	287.5	219.8	97.7	NO		
O		9.3	24.4	37.2	40.7	44.2	44.2	44.2	144.2	311.7	457.1	514.0	468.4	236.1	O		
NO		9.3	24.4	37.2	40.7	44.2	44.2	44.2	48.5	119.8	281.7	383.8	453.8	485.0	254.7	SO	
Horizontal			9.3	173.3	372.3	551.3	680.4	758.0	790.8	758.0	680.4	551.3	372.3	173.3	9.3	Horizontal	
24/Ago y 20/Abr		N	18.8	31.4	33.7	40.7	44.2	44.2	44.2	44.2	40.7	33.7	31.4	18.8	S	20/Feb y 23/Oct	
	NE	141.9	350.1	372.3	290.3	157.0	55.8	44.2	44.2	44.2	40.7	33.7	22.1	5.8	SE		
	E	166.3	447.8	519.8	469.8	333.8	160.5	44.2	44.2	44.2	40.7	33.7	22.1	5.8	F		
	SE	90.7	280.3	355.9	338.8	308.2	173.3	82.8	44.2	44.2	40.7	33.7	22.1	5.8	NE		
	S	5.8	22.1	33.7	44.2	62.8	75.8	81.4	75.8	82.8	44.2	33.7	22.1	5.8	N		
	SO	5.8	22.1	33.7	40.7	44.2	44.2	44.2	173.3	308.2	338.8	355.9	280.3	90.7	NO		
	O	5.8	22.1	33.7	40.7	44.2	44.2	44.2	160.5	333.8	469.8	519.8	447.8	166.3	O		
	NO	5.8	22.1	33.7	40.7	44.2	44.2	44.2	55.8	157.0	290.3	372.3	350.1	141.9	SO		
	Horizontal		15.1	151.2	337.3	525.7	681.7	740.8	778.0	740.8	681.7	525.7	337.3	151.2	15.1		Horizontal
	22/Sep y 22/Mar	N	0.0	18.8	33.7	40.7	44.2	44.2	44.2	44.2	40.7	33.7	18.8	0.0	S		22/Mar y 22/Sep
NE		0.0	281.7	273.3	186.1	88.6	44.2	44.2	44.2	44.2	40.7	33.7	18.8	0.0	SE		
E		0.0	409.4	514.0	469.8	328.0	141.9	44.2	44.2	44.2	40.7	33.7	18.8	0.0	F		
SE		0.0	311.7	428.0	440.8	378.0	284.0	129.1	48.5	44.2	40.7	33.7	18.8	0.0	NE		
S		0.0	24.4	37.2	40.7	44.2	44.2	44.2	200.0	184.0	118.8	68.6	24.4	0.0	N		
SO		0.0	18.8	33.7	40.7	44.2	48.5	129.1	284.0	378.0	440.8	428.0	311.7	0.0	NO		
O		0.0	18.8	33.7	40.7	44.2	44.2	44.2	141.9	328.0	469.8	514.0	409.4	0.0	O		
NO		0.0	18.8	33.7	40.7	44.2	44.2	44.2	48.5	118.8	184.0	273.3	281.7	0.0	SO		
Horizontal			0.0	94.2	293.1	481.5	624.5	709.4	733.9	709.4	624.5	481.5	293.1	94.2	0.0	Horizontal	
23/Oct y 20/Feb		N	0.0	11.6	27.9	37.2	40.7	44.2	44.2	44.2	40.7	37.2	27.9	11.6	0.0	S	
	NE	0.0	138.4	184.0	90.7	40.7	44.2	44.2	44.2	40.7	37.2	27.9	11.6	0.0	SE		
	E	0.0	311.7	462.9	444.3	315.2	153.5	44.2	44.2	44.2	40.7	37.2	27.9	11.6	0.0	F	
	SE	0.0	286.1	460.5	503.8	469.8	374.5	232.8	84.9	40.7	37.2	27.9	11.6	0.0	NE		
	S	0.0	66.3	157.0	238.8	293.1	333.8	350.1	333.8	283.1	355.9	157.0	66.3	0.0	N		
	SO	0.0	11.6	27.9	37.2	40.7	84.9	232.8	374.5	469.8	503.8	460.5	286.1	0.0	NO		
	O	0.0	11.6	27.9	37.2	40.7	44.2	44.2	153.5	315.2	444.3	462.9	311.7	0.0	O		
	NO	0.0	11.6	27.9	37.2	40.7	44.2	44.2	40.7	90.7	184.0	138.4	0.0	SO			
	Horizontal		0.0	55.8	214.0	400.1	538.5	617.6	655.9	617.6	538.5	400.1	214.0	55.8	0.0	Horizontal	
	21/Nov y 23/Jul	N	0.0	9.3	24.4	33.7	40.7	40.7	40.7	40.7	40.7	33.7	24.4	9.3	0.0	S	21/May y 23/Jul
NE		0.0	75.8	81.4	44.2	40.7	40.7	40.7	40.7	40.7	33.7	24.4	9.3	0.0	SE		
E		0.0	223.3	403.8	400.1	286.1	134.9	40.7	40.7	40.7	40.7	33.7	24.4	9.3	0.0	F	
SE		0.0	230.3	453.8	518.4	497.8	425.7	286.1	144.2	50.0	33.7	24.4	9.3	0.0	NE		
S		0.0	87.2	217.5	315.2	387.3	428.0	444.3	428.0	387.3	315.2	217.5	87.2	0.0	N		
SO		0.0	9.3	24.4	33.7	50.0	144.2	286.1	425.7	497.8	518.4	453.8	230.3	0.0	NO		
O		0.0	9.3	24.4	33.7	37.2	40.7	40.7	134.9	286.1	400.1	403.8	223.3	0.0	O		
NO		0.0	9.3	24.4	33.7	37.2	40.7	40.7	40.7	40.7	44.2	81.4	75.8	0.0	SO		
Horizontal			0.0	15.1	151.2	317.8	480.5	538.5	567.5	542.0	480.5	317.8	151.2	15.1	0.0	Horizontal	
22/Dic		N	0.0	5.8	22.1	33.7	37.2	40.7	40.7	40.7	37.2	33.7	22.1	5.8	0.0	S	
	NE	0.0	44.2	55.8	37.2	37.2	40.7	40.7	40.7	37.2	33.7	22.1	5.8	0.0	SE		
	E	0.0	175.8	372.3	381.8	287.5	107.0	40.7	40.7	37.2	33.7	22.1	5.8	0.0	F		
	SE	0.0	186.1	438.5	525.7	501.3	422.2	305.9	188.4	80.5	33.7	22.1	5.8	0.0	NE		
	S	0.0	77.9	232.8	350.1	416.4	460.5	469.8	460.5	416.4	350.1	232.8	77.9	0.0	N		
	SO	0.0	5.8	22.1	33.7	62.8	188.4	305.9	422.2	501.3	525.7	438.5	186.1	0.0	NO		
	O	0.0	5.8	22.1	33.7	37.2	40.7	40.7	107.0	287.5	381.8	372.3	175.8	0.0	O		
	NO	0.0	5.8	22.1	33.7	37.2	40.7	40.7	40.7	37.2	37.2	55.8	44.2	0.0	SO		
	Horizontal		0.0	11.6	112.8	289.8	425.7	507.1	538.5	507.1	425.7	289.8	112.8	11.6	0.0	Horizontal	