



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO**

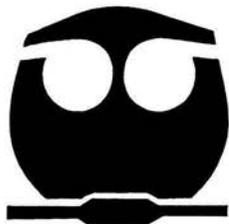
FACULTAD DE QUIMICA

"ESCALAMIENTO DE UN DIGESTOR NO CONVENCIONAL
PARA LODOS BIOLÓGICOS DE PURGA, CASO DE ESTUDIO:
PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES CERRO
DE LA ESTRELLA"

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A

JAIME ALEJANDRO PEREZ GARCIA



MEXICO, D.F.

2004



EXAMENES PROFESIONALES
FACULTAD DE QUIMICA



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.

ESTA TESIS NO SALE
DE LA BIBLIOTECA

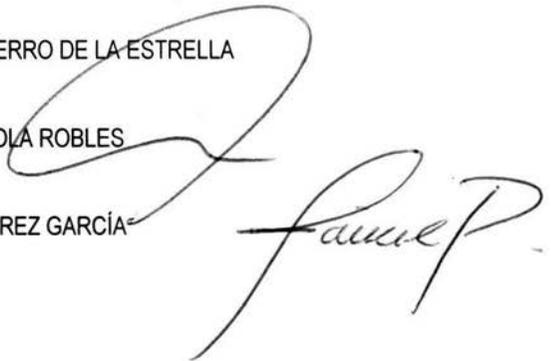
JURADO ASIGNADO:

Presidente: RODOLFO TORRES BARRERA
Vocal: HILDA ELIZABETH CALDERON VILLAGOMEZ
Secretario: ADALBERTO NOYOLA ROBLES
1er. Suplente: LANDY IRENE RAMÍREZ BURGOS
2do. Suplente: ALFONSO DURAN MORENO

INSTITUTO DE INGENIERÍA, UNAM Y PTAR CERRO DE LA ESTRELLA

ASESOR: DR. ADALBERTO NOYOLA ROBLES

SUSTENTANTE: JAIME ALEJANDRO PÉREZ GARCÍA

A large, stylized handwritten signature in black ink, which appears to be 'Jaime P.', is written over the text of the 'ASESOR' and 'SUSTENTANTE' fields.

A Dios

Por haberme permitido llegar a esta etapa de mi vida.

A mi madre

Por su amor y esfuerzo que sin ellos no hubiese sido posible consumir uno de mis objetivos.

A mis hermanos

Por haberme apoyado en todo momento.

A la Universidad Nacional Autónoma de México, por haberme permitido ser parte de esta gran institución.

Al Instituto de Ingeniería de la UNAM, por el apoyo que me proporcionó para el desarrollo de este proyecto

A la Dirección General de Construcción y Operación Hidráulica (DGCOH), por las facilidades otorgadas durante proyecto.

Al Dr. Adalberto Noyola Robles, por su dirección en la realización de este trabajo.

Al M. en C. Santiago Ortega Charleston, por su asesoría durante mi estancia en el Instituto, además por ser un gran amigo.

A mi compañero de trabajo y amigo, Uriel Mancebo del Castillo Sternenfels por todos los obstáculos superados y por sus consejos.

A cada uno de mis compañeros y amigos por ser parte importante durante mi formación.

RESUMEN

El presente trabajo se desarrolló alternadamente en las instalaciones de la Dirección General de Construcción y Operación Hidráulica (DGCOH) y en el Instituto de Ingeniería de la Universidad Nacional Autónoma de México con la finalidad de evaluar a nivel prototipo una alternativa para la estabilización de lodos biológicos producidos por el tratamiento de aguas residuales.

El prototipo consiste en un digestor anaerobio no convencional de manto de lodos y flujo ascendente. La no convencionalidad radica básicamente en el diseño del mismo con tres factores principales: 1) el empleo de un digestor tipo UASB para la digestión anaerobio de lodos; 2) la geometría del mismo para favorecer la compactación de lodos y 3) la recirculación del sobrenadante para controlar la velocidad ascendente del agua en la cama de lodos y de esta manera incrementar la transferencia de masa.

El digestor cuyo volumen útil es de 15.9 m^3 , fue operado por lotes de 5 a $15 \text{ m}^3/\text{d}$ de lodos predominantemente primarios (0.1 al 1.5% de SSV) proporcionando una carga másica promedio de $1 \text{ kgSSV}/\text{m}^3 \text{ d}$ a una temperatura de 35°C .

Al final de la operación del digestor se logró estabilizar la cama de lodos con porcentajes de reducción de SSV dentro de los intervalos conocidos para digestores anaerobios convencionales de alta tasa. De acuerdo con la concentración de sólidos suspendidos totales obtenida en los lodos contenidos en el digestor, se puede afirmar que la geometría del digestor empleada permite una digestión anaerobia eficiente prescindiendo de sistemas convencionales de espesamiento previo.

Mediante un comparativo entre el escalamiento del digestor no convencional y el diseño de un digestor convencional con una carga másica de $2.5 \text{ KgSSV}/\text{m}^3 \text{ d}$, se determinó que un digestor no convencional, diseñado con parámetros típicos, minimiza los requerimientos de área, volumen de obra y requerimiento de equipo electromecánico, lo cual se ve reflejado en los aspectos técnicos económicos evaluados.

CONTENIDO

RESUMEN	I
CONTENIDO.....	II
LISTA DE FIGURAS	V
LISTA DE TABLAS.....	VII
INTRODUCCIÓN	1
OBJETIVOS	3
Objetivo General.....	3
Objetivos Particulares	3
1. LODOS BIOLÓGICOS DE DESECHO Y SU TRATAMIENTO.....	4
1.1 Características de los lodos biológicos de desecho.....	4
1.2 Procesos de tratamiento de lodos biológicos de desecho	5
1.2.1 Espesamiento.....	5
1.2.2 Estabilización.....	8
1.2.3 Deshidratación.....	12
1.2.4 Disposición final.....	18
1.3 Digestión anaerobia	18
1.3.1 Aspectos bioquímicos y microbiológicos	19
1.3.2 Aspectos fisicoquímicos	22
1.3.3 Formación de biomasa.....	26
1.4 Digestores Anaerobios de Lodos.....	29
1.4.1 Diseño de digestores anaerobios	31
1.4.2 Geometrías de digestores anaerobios convencionales de lodos.....	33
1.4.3 Equipos de proceso.....	35
1.4.4 Producción y manejo de biogás.....	41
2. DESARROLLO EXPERIMENTAL	42
2.1 Descripción del prototipo	42
2.2 Parámetros de control y respuesta	47
2.2.1 Arranque.....	48
2.3 Metodología de muestreo	50

2.4 Técnicas analíticas	50
3. RESULTADOS EXPERIMENTALES.....	52
3.1 Arranque	52
3.2 Operación estable.....	53
3.2.1 Influyente.....	53
3.2.2 Lodos contenidos en el digestor	57
3.2.3 Sobrenadante	64
3.2.4 Purga.....	67
3.2.5 Balance de masa.....	68
3.2.6 Tiempo de retención de lodos o de retención celular	73
4. ESCALAMIENTO DEL DIGESTOR.....	74
4.1 Factores de escalamiento	75
4.2 Bases de diseño y resultados del escalamiento	77
5 EVALUACIÓN TÉCNICO-ECONÓMICA.....	83
5.1 Evaluación económica	83
5.1.1 Resultados de la estimación de costos para el digestor no convencional	87
5.1.2 Resultados de la estimación de costos para el digestor convencional	89
5.2 Evaluación técnica.....	91
5.3 Matriz Comparativa.....	93
6 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	96
6.1 Conclusiones	96
6.2 Recomendaciones	97
7. BIBLIOGRAFÍA	98
ANEXO I MÉTODOS ANALÍTICOS NO NORMALIZADOS	102
Alfa (α)	102
Actividad metanógena específica (Ae).....	102
Índice volumétrico de lodos (IVL) y velocidad de sedimentación (Vsed)	102
ANEXO II RESULTADOS OBTENIDOS EN LABORATORIO.....	104
Sólidos suspendidos	104
Potencial de Hidrógeno (pH).....	106
Alcalinidad total.....	107

Relación de alcalinidades α	107
Demanda química de Oxígeno	108
IVL y velocidad de sedimentación en los lodos contenidos en el digestor	108
Balance de masa de sólidos suspendidos volátiles en el digestor	109
Totales	110
ANEXO III DATOS PARA ESTIMACIÓN DE COSTOS	111

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1 Perfil de concentraciones en un espesador por gravedad	6
Figura 1.2 Filtro de vacío.....	13
Figura 1.3 Filtro banda	14
Figura 1.4 a) Corte de platos y b) Filtro prensa.....	16
Figura 1.5 Diagrama de flujo de energía (DQO) en la digestión anaerobia (Gujer & Zehnder, 1983).....	21
Figura 1.6 Gráfica del efecto del nutriente limitante sobre el crecimiento de la tasa específica de crecimiento.	28
Figura 1.7 Digestores anaerobios, a) baja tasa y b) alta tasa	29
Figura 1.8 Reactor anaerobio de flujo ascendente y lecho de lodos.....	31
Figura 1.9 a) Geometría Clásica b) Geometría Americana	34
Figura 1.10 a) Geometría europea b) Geometría en forma de huevo	35
Figura 2.1 Arreglo en planta.....	42
Figura 2.2 Diagrama de un corte transversal del digestor (corte A-A').....	43
Figura 2.3 Diagrama flujo del sistema de intercambio de calor	47
Figura 3.1 Contenido de sólidos suspendidos en el influente del digestor	54
Figura 3.2 Porcentaje de sólidos suspendidos volátiles en los sólidos suspendidos totales del influente del digestor	55
Figura 3.3 Carga másica alimentada al digestor durante el periodo de operación estable	56
Figura 3.4 Demanda Química de Oxígeno en el influente.....	57
Figura 3.5 Contenido de sólidos suspendidos en los lodos contenidos en el digestor	58
Figura 3.6 Porcentaje de sólidos suspendidos volátiles en los SST de los lodos contenidos en el digestor.....	59
Figura 3.7 Concentración de SST con respecto a la profundidad del digestor.....	59
Figura 3. 8 Perfil de velocidades ascendentes en el digestor	60
Figura 3.9 Relación de alcalinidades α en los lodos contenidos en el digestor	61
Figura 3. 10 pH en los lodos contenidos en el digestor.....	62
Figura 3.11 Índice volumétrico de lodos contenidos en el digestor	63
Figura 3.12 Contenido de sólidos suspendidos en el sobrenadante del digestor.....	64
Figura 3.13 Porcentaje de sólidos suspendidos volátiles en el sobrenadante del digestor	65

Figura 3.14 Relación de alcalinidades α en el sobrenadante del digestor	66
Figura 3. 15 pH en el sobrenadante del digestor.....	66
Figura 3.16 Demanda Química de Oxígeno en el sobrenadante del digestor	67
Figura 3.17 Flujo de sólidos suspendidos volátiles en el digestor. Todos los parámetros tienen una base de tiempo definido e igual, que es el periodo de operación	69
Figura 4.1 Características geométricas del digestor prototipo.....	75
Figura 4.2 Distribución en planta de un digestor no convencional y una unidad de digestión.....	80
Figura 4.3 Corte transversal de los digestores no convencionales	80
Figura 4.4 Diagrama de flujo de proceso de una digestión convencional (en punteado, la unidad de digestor no mezclado para la eliminación del gas y el espesamiento del lodo digerido)	81
Figura 4.5 Diagrama de flujo de proceso de una digestión no convencional	82

LISTA DE TABLAS

Tabla 1.1 Comparación de los diferentes procesos de estabilización de lodos (Qasim, 1994) modificado	11
Tabla 1.2 Tiempos de retención celular para el diseño de digestores de lodos completamente mezclados (Metcalf & Eddy, 1991).....	32
Tabla 1.3 Efecto de la concentración de sólidos y el tiempo de retención sobre la carga orgánica en digestores anaerobios (Metcalf & Eddy, 1991).....	33
Tabla 1.4 Condiciones óptimas ambientales y de operación durante la digestión anaerobia de lodos de purga (Malina, 1992)	33
Tabla 2.1 Parámetros analizados para el monitoreo del funcionamiento del digestor.....	51
Tabla 3. 1 Estado de los parámetros de monitoreo en la cama de lodos del digestor empleados durante el periodo de estabilización	53
Tabla 3.2 Resultados obtenidos para la purga durante la primera semana de operación.....	68
Tabla 4. 1 Consideraciones de diseño	77
Tabla 4.2 Comparación de resultados entre diferentes criterios de diseño.....	78
Tabla 5. 1 Costos de los equipos principales del digestor no convencional (Diseño a 2.5 KgSSV/m ³ d).....	88
Tabla 5. 2 Costos de construcción e Indirectos del digestor no convencional (Diseño a 2.5 KgSSV/m ³ d).....	88
Tabla 5. 3 Costos de operación por año del digestor no convencional (Diseño a 2.5 KgSSV/m ³ d) ..	89
Tabla 5. 4 Costos de los equipos principales del digestor convencional (Diseño a 2.5 KgSSV/m ³ d)	89
Tabla 5. 5 Costos de construcción e Indirectos del digestor convencional (Diseño a 2.5 KgSSV/m ³ d)	90
Tabla 5. 6 Costos de operación por año	90
Tabla 5. 7 Puntos técnicos a evaluar	91
Tabla 5. 8 Matriz comparativa entre el proceso convencional y el proceso no convencional.....	95

INTRODUCCIÓN

Con la finalidad de cumplir con la normatividad referente al control de descargas de aguas residuales en cuerpos receptores y en sistemas de alcantarillado, así como para favorecer el reuso de agua residual tratada, se ha destinado una cantidad importante de recursos para la planeación, proyección, construcción y operación de la infraestructura necesaria para el tratamiento de las aguas residuales generadas tanto a nivel municipal como industrial. Al mismo tiempo, deberán atenderse los requerimientos de tratamiento a los lodos generados en el tratamiento de las aguas residuales. Recientemente se publicó en el Diario Oficial (15 Agosto 2003) la norma que regula los límites máximos de contaminantes que deberán tener los lodos generados por las plantas de tratamiento de aguas residuales (NOM-004-SEMARNAT-2002), ya sea para reuso o para su disposición final. Este marco normativo tendrá repercusiones en la toma de decisiones al momento de elegir el proceso de tratamiento de aguas residuales.

Se estima que para una planta de tratamiento de aguas residuales, el 60% de la inversión se destina para los procesos de tratamiento de agua y el 40% para el de lodos (Metcalf & Eddy, 1991). Lo anterior no incluye aspectos como la operación, el transporte y la disposición final de lodos; estos rubros pueden contribuir notoriamente en el costo total por metro cúbico de agua tratada.

De esta manera, el funcionamiento satisfactorio de una planta de tratamiento de aguas residuales depende tanto del proceso de agua como del de lodos, por lo que es importante llevar a cabo una elección correcta de ambos.

A nivel internacional, sobre todo en países desarrollados (tales como, Estados Unidos, Alemania, Francia y Japón entre otros) se tiene una amplia gama de opciones de tratamiento de lodos, los cuales son el producto de una añeja tradición en investigación. En el caso de nuestro país, se cuenta con poca experiencia y con una limitada cantidad de instalaciones. Por tal motivo, es necesaria la búsqueda de nuevas opciones que brinden resultados aceptables en lo que al proceso de tratamiento se refiere, que sean competitivas en el ámbito económico y que además, promuevan la formación de lodos que favorezca la recuperación de nutrientes tales como, nitrógeno y fósforo mediante el reuso de los mismos sin alterar la salud pública y el ambiente (biosólidos).

Las tecnologías de tratamiento biológico por vía anaerobia para el tratamiento de lodos producto del tratamiento de aguas residuales, a pesar de requerir una elevada inversión inicial, cercana a la de la propia planta de tratamiento de aguas residuales, representan una opción de gran viabilidad, ya que presentan beneficios importantes al lograr la conversión y reducción de la masa de lodos de desecho sin la necesidad de agregar insumos, en tanto que los costos de operación y mantenimiento son relativamente bajos. Otras ventajas de estos sistemas son la recuperación de energía en forma de un gas combustible (metano) y la generación de biosólidos con características adecuadas para la reutilización como mejoradores de suelos, ya que éstos tienen un grado de estabilización que no genera problemas serios para su reuso.

Conscientes de la problemática que generan los lodos de desecho provenientes del tratamiento de aguas residuales y de la importancia de su tratamiento, el Instituto de Ingeniería de la Universidad Nacional Autónoma de México con el apoyo de la Dirección General de Construcción y Operación Hidráulica del Distrito Federal (DGCOH-DF) desarrollaron el proyecto "Digestión Anaerobia no Convencional", el cual pretende establecer las bases para atender el tratamiento de los lodos generados por las plantas de tratamiento de aguas administradas por la DGCOH.

Dichas actividades dieron inicio con la construcción de un digestor de lodos no convencional a nivel prototipo en las instalaciones de tratamiento de aguas residuales de CERRO DE LA ESTRELLA. En la segunda etapa del proyecto (materia de este trabajo) se desarrollaron las actividades necesarias para arrancar y operar el sistema de manera estable, utilizando los lodos generados en la misma planta de tratamiento de aguas. Los resultados descritos en este trabajo de tesis corresponden a la operación del sistema y al escalamiento del mismo con fines comparativos.

En etapas posteriores, se pretende continuar con los trabajos para el desarrollo de la tecnología de digestión de lodos no convencional con el objetivo de establecer las bases necesarias para su implementación a escala real, además de estudiar los aspectos de disposición de lodos tratados bajo este concepto.

OBJETIVOS

Objetivo General

Evaluar la factibilidad técnica y económica de un digestor anaerobio de tipo no convencional mediante su operación en escala piloto y el diseño del escalamiento a nivel real para el tratamiento de lodos biológicos de desecho para el caso específico de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales, Cerro de la Estrella (PTAR,CE).

Objetivos Particulares

- Identificar las variables de diseño y cuantificarlas mediante la operación del digestor piloto en las instalaciones de la planta de tratamiento de Cerro de la Estrella.
- Desarrollar el escalamiento de un proceso convencional y un proceso no convencional, mediante datos obtenidos de la bibliografía, así como los datos obtenidos del reactor prototipo operado en Cerro de la Estrella.
- Desarrollar la matriz comparativa entre una tecnología convencional y la tecnología de tipo no convencional considerando los principales aspectos técnicos y económicos.

1. LODOS BIOLÓGICOS DE DESECHO Y SU TRATAMIENTO

1.1 Características de los lodos biológicos de desecho

Durante el tratamiento de aguas residuales se producen lodos de desecho en distintos puntos del tren de tratamiento de características diversas de acuerdo con los procesos que se apliquen durante el mismo. Debido a los diferentes procesos de tratamiento de aguas residuales (biológicos y fisicoquímicos), pueden ser clasificados de la siguiente manera:

1. Los generados en los procesos biológicos:

- a) Lodos primarios: procedentes de la sedimentación primaria (partículas de fácil sedimentación de naturaleza orgánica e inorgánica)
- b) Lodos secundarios o biológicos: procedentes de la sedimentación secundaria; consisten fundamentalmente en biomasa
- c) Lodos combinados: producto de la mezcla de lodos primarios y secundarios

2. Los generados en procesos fisicoquímicos:

- a) Lodos de hidróxido generados por la coagulación y sedimentación de las aguas y desechos industriales
- b) Lodos de precipitación de las plantas de ablandamiento y del tratamiento de desechos industriales

Para el caso de este estudio, debido a que el prototipo con el que se trabajó se localiza en la planta de tratamiento de aguas residuales del Cerro de la Estrella (PTAR-CE), y por las características de los lodos producidos en ésta instalación, son de interés los lodos primarios y biológicos combinados. Estos lodos suelen ser muy líquidos, con concentraciones de sólidos suspendidos que, dependiendo de las operaciones y procesos de tratamiento empleados, pueden variar del 0.5 al 1.5% en base

seca (Metcalf & Eddy, 1991), por lo cual requieren un espesamiento antes de pasar al tren de tratamiento de lodos.

1.2 Procesos de tratamiento de lodos biológicos de desecho

El objetivo principal del tratamiento de lodos biológicos de desecho es reducir al mínimo los patógenos, reducir contenido de materia volátil y agua, eliminar los olores y controlar el potencial de putrefacción de la materia orgánica para su disposición final o reuso. Para llevar esto a cabo se deben considerar las características fisicoquímicas, cantidad de sólidos presentes y procedencia del mismo.

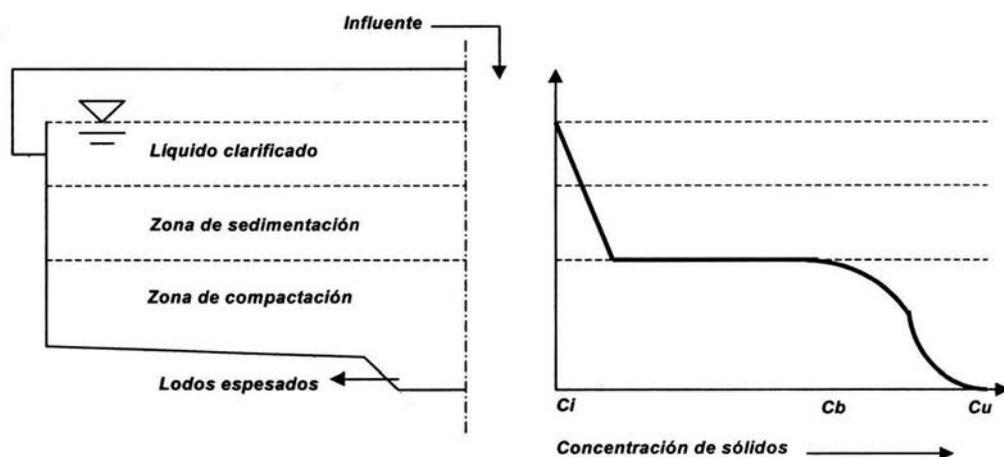
Entre los principales componentes de los procesos convencionales para el tratamiento de lodos de desecho se encuentran el espesamiento, la estabilización, la deshidratación y su disposición final. Cabe hacer mención que en algunos casos es necesario el acondicionamiento para la deshidratación.

1.2.1 Espesamiento

Esta operación se desarrolla con el fin de aumentar la concentración de sólidos a través de minimizar la fracción líquida del lodo, favoreciendo así la transportación y procesamiento en operaciones subsecuentes; con esta operación se logra **a)** la disminución del volumen de las instalaciones para la estabilización; **b)** La reducción de la cantidad de reactivos químicos eventualmente necesarios para el acondicionamiento de los lodos y **c)** el ahorro de energía para el proceso de calentamiento de los lodos para la digestión.

Los métodos más comunes para el espesamiento de lodos son: por gravedad, flotación y centrifugación.

El *espesamiento por gravedad* utiliza la fuerza de gravedad que imprime a las partículas un movimiento descendente, cuya velocidad depende de la densidad y viscosidad del líquido, y del tamaño, forma y densidad de la partícula. Generalmente se lleva a cabo en un tanque cuyo diseño es similar al de un sedimentador convencional. Los sólidos en un tanque espesador de este tipo se separan en tres zonas distintas mostradas en la **figura 1.1**. En la zona superior se tiene un líquido relativamente claro; posteriormente se tiene una zona de sedimentación seguida de la zona de compactación, en donde las partículas de lodo se aglomeran.



C_i - Concentración de sólidos en el influente
C_b - Concentración a la que comienza el espesado de lodos
C_u - Concentración de lodos espesados

Figura 1.1 Perfil de concentraciones en un espesador por gravedad

El sobrenadante del espesador es retomado al sedimentador primario de la planta. Con la finalidad de tener una buena operación, se debe mantener una cama de lodos permanentemente, para lo que se define la Relación de Volumen de Lodos (RVL) como el volumen de lodos retenido en el espesador dividido entre el volumen de lodos removido por día, cuyo valor oscila entre 0.5-2 d (Qasim, 1994). Tiempos de retención excesivos en el espesador pueden provocar la gasificación y la flotación de los lodos.

El espesamiento por gravedad, es usado para concentrar sólidos provenientes de la sedimentación primaria, filtros percoladores, lodos de purga del sistema de lodos activados, lodos químicos y combinados. Dependiendo de la naturaleza del lodo, el grado de espesamiento puede variar de entre 2 y 5 veces la concentración de sólidos inicial, presentando eficiencias menores para el caso de lodos provenientes del sistema de lodos activados y para lodos químicos. La concentración máxima que puede alcanzar un espesador por gravedad es del 10%. (Qasim, 1994).

El *espesamiento por flotación* logra la separación de los sólidos por medio de la saturación de aire de una corriente de recirculación, la cual es mezclada con el influente, este al encontrarse a presión atmosférica libera el aire saturado y crea pequeñas burbujas, las cuales se adhieren a la materia particulada haciendo que ésta flote hasta la superficie. La principal ventaja que presenta el espesamiento por flotación, es su capacidad para remover sólidos de baja sedimentabilidad, por lo que su uso es recomendable para espesar lodos biológicos provenientes de sistemas de crecimiento suspendido, como el sistema de lodos activados. Dependiendo de la procedencia de los lodos, a partir de esta operación se pueden obtener grados de espesamiento que varían entre 2 y 8 veces la concentración de sólidos del influente en el tanque. Las concentraciones máximas que se pueden obtener en un espesador de flotación varían entre el 5% y el 8% (Qasim, 1994).

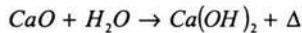
En el *espesamiento por centrifugación*, el espesado de los lodos se lleva a cabo bajo la influencia de fuerzas centrífugas, su aplicación es muy limitada y se emplea principalmente para espesar lodos de purga provenientes del sistema de lodos activados. Las concentraciones máximas que se pueden obtener en un espesador centrífugo varían entre el 4 y el 5% (Qasim, 1994).

Cuando el tren de tratamiento para lodos se involucra al proceso de digestión anaerobia, el espesamiento de los lodos no debe pasar del 7% en sólidos totales (70 g/l), considerándose como óptima una concentración entre el 3 y el 6%, con objeto de no afectar las propiedades reológicas del lodo y sus consecuencias en bombas, tuberías y mezcladores (Noyola, 1998).

1.2.2 Estabilización

La *estabilización de lodos* se realiza con la finalidad de reducir la concentración de patógenos, eliminar olores indeseables e inhibir, reducir o eliminar el potencial de putrefacción de los mismos. Entre los procesos más comunes para lograr los objetivos mencionados se encuentran; **a)** la estabilización con cal, **b)** la digestión anaerobia, **c)** la digestión aerobia y **d)** el compostaje.

a) En la *estabilización con cal*, ésta reacciona con el agua contenida en el lodo de la siguiente manera:



Esta reacción produce dos efectos benéficos: el enlace químico del agua con el calcio, lo que provoca un espesamiento de lodo, y el efecto de la combinación del aumento de temperatura y el pH que constituye un método efectivo para la destrucción de patógenos. La dosis aplicable al lodo debe ser la suficiente para aumentar el pH a valores de 12 o superiores durante el tiempo de contacto necesario, el cual se recomienda cerca de 2 horas (Metcalf & Eddy, 1991) para asegurar la destrucción de patógenos. Su aplicación hace que el lodo estabilizado presente condiciones favorables para su disposición ya sea en relleno sanitario, en suelos forestales, e inclusive a suelos ácidos destinados al cultivo (Lue-Hing et al., 1992). Una de sus principales desventajas es el aumento del volumen de lodo tratado, ya que esto repercute en los costos de transportación y el área de disposición del mismo y su elevado pH que limita las opciones de disposición.

b) La *digestión anaerobia* es, fundamentalmente, un proceso de degradación que convierte materia orgánica en metano y dióxido de carbono en ausencia de oxígeno.

En comparación con otros procesos de estabilización de lodos, la vía anaerobia presenta las siguientes ventajas (Noyola, 1998):

- ✓ Reducción de la masa y el volumen de la porción orgánica del lodo mediante su conversión a metano, dióxido de carbono y agua. Esta reducción se encuentra entre el 25 y el 45% de los sólidos totales.

- ✓ El biogás producido, metano como mayor constituyente, es combustible y convierte a la digestión anaerobia en un proceso productor neto de energía. Ésta energía se puede utilizar para mantener la temperatura en digestores de alta tasa. El biogás puede emplearse en la producción de energía eléctrica para la planta de tratamiento de aguas en un arreglo de cogeneración, con el agua de enfriamiento para calentar el digestor.
- ✓ Los lodos digeridos, por su estabilidad y características fisicoquímicas, pueden ser aprovechados como mejoradores de suelos.

Por otro lado, sus principales desventajas son:

- × Costos de inversión inicial altos.
- × Características inadecuadas del sobrenadante, por lo que tiene que retornarse al inicio del proceso de tratamiento de agua, lo cual implica una carga adicional al sistema. Sus principales contaminantes son materia orgánica suspendida y soluble, nitrógeno amoniacal, sulfuros, además de ausencia de oxígeno disuelto.
- × En el caso particular de México, muy limitada experiencia en el diseño, construcción y operación de digestores anaerobios para lodos de purga.

c) La *digestión aerobia* consiste en la degradación de lodos biológicos en presencia de oxígeno. En este proceso, ante la falta del sustrato exógeno, los microorganismos consumen su propio protoplasma para obtener la energía necesaria para llevar a cabo sus funciones, es decir, se lleva la biomasa del sistema hasta la fase endógena (Qasim, 1994).

En comparación con la digestión anaerobia, la digestión aerobia presenta las siguientes ventajas (Qasim, 1994):

- ✓ La reducción de los sólidos volátiles es prácticamente igual a la obtenida en un sistema de digestión anaerobia.
- ✓ Produce un sobrenadante con menor concentración de materia orgánica.
- ✓ No produce malos olores y genera un producto final biológicamente estable y de gran potencial como mejorador de suelos.

- ✓ Su operación es relativamente sencilla.
- ✓ Costos de inversión inicial relativamente bajos.

Las principales desventajas de este proceso son:

- × Elevados costos de operación asociados a la energía requerida para el abastecimiento de oxígeno.
- × Los lodos producidos son difíciles de deshidratar por medios mecánicos.

c) El *compostaje* es un proceso de descomposición aerobia en el cual los lodos en un estado sólido o semisólido se oxidan al añadir oxígeno del aire por agitación mecánica o inyección de aire. Es un proceso exotérmico donde la liberación de energía tiene como resultado la destrucción de los organismos patógenos.

Una de sus ventajas principales es el producto obtenido, ya que puede ser utilizado como mejorador de suelos; sin embargo, sus principales desventajas son el requerimiento de área, el control de humedad en el lodo y la aireación.

En la **tabla 1.1**, se muestran algunos parámetros útiles en la evaluación de los sistemas de estabilización de lodos, asimismo las eficiencias de los procesos descritos y de otros de uso menos común.

Tabla 1.1 Comparación de los diferentes procesos de estabilización de lodos (Qasim, 1994) modificado

Método	Reducción de olor	Eficiencia en la destrucción de patógenos	Remoción de tóxicos	Facilidad para deshidratar	Reuso de lodos
Digestión anaerobia					
Mesófila	+	+	+	+	+
Termófila	0	++	+	+	++
Digestión aerobia					
Mesófila	+	+	0	-	+
Termófila	+	++	0	-	++
Tratamiento con Ca(OH) ₂	+	+	++	+	+
Tratamiento con CaO	+	++	0	+	+
Composteo	+	++	0	NA	++
Lagunas	0	+	0	+	NA
Cloración	+	++	-	+	-
Irradiación	0	++	0	+	+
Pasteurización	-	++	0	+	+
Secado	++	++	0	NA	+
Incineración	++	++	0	NA	+

- efecto negativo 0 no eficiente + eficiente ++ muy eficiente NA no aplicable

De acuerdo con las eficiencias mostradas en la **tabla 1.1**, se observa que las características de los lodos estabilizados por medio de la digestión anaerobia mesófila y termófila tienen una adecuada calidad comparada con las demás opciones. La limitante que se tiene para la aplicación de este proceso son los altos costos de inversión inicial, exceptuando los cuatro últimos de la tabla que son los más costosos, lo que hace que este proceso no sea económicamente recomendable para plantas de tratamiento de aguas residuales que operen con gastos menores a 200 L/s (WEF, 1993).

La estabilización por medio de la digestión aerobia, tiene la ventaja de tener una reducción en la masa de lodo similar a la obtenida por medio de la digestión anaerobia, y aunque éstos presentan inconvenientes para su deshidratación, por medio de un acondicionamiento adecuado de los lodos, se puede solucionar este problema. Aunque su costo de inversión inicial es comparativamente bajo,

debido a sus altos costos de operación no es económicamente recomendable para plantas que operen con gastos mayores a 200 L/s (WEF, 1993).

La estabilización con cal, si bien logra eliminar en gran medida las características indeseables de los lodos, su aplicación implica que el volumen y la masa de lodos por disponer aumenta debido a la dosificación de cal, la disposición de éstos en suelos alcalinos no es conveniente y el incremento del pH en lodos tratados por este medio produce malos olores y crecimiento biológico (WEF, 1993). A lo anterior hay que agregar el alto consumo de cal, lo que incide fuertemente en el costo de operación.

La aplicación de otros métodos eficientes para el tratamiento de lodos de desecho, como la incineración y la irradiación, está restringida por su alto costo de inversión inicial y de operación. Para el caso del secado natural, si bien es un proceso con el que se obtienen resultados aceptables, requiere de grandes extensiones de terreno para su aplicación y condiciones climatológicas favorables.

Cuando se trata una mezcla de lodos primarios y secundarios, es importante considerar que los primeros, aunque de naturaleza primordialmente orgánica, contienen poca biomasa activa y por lo tanto, constituyen una fuente importante de sustrato exógeno para los microorganismos contenidos en los lodos secundarios. En estos casos es necesario proporcionar mayores tiempos de retención celular.

1.2.3 Deshidratación

El deshidratado es una operación unitaria que tiene como principal finalidad reducir el contenido de humedad de los lodos con los siguientes objetivos:

- ✓ Facilitar el manejo y disminuir los costos de transporte de los lodos hasta su sitio de disposición final o reuso.
- ✓ Evitar un exceso de humedad que favorezca la formación de malos olores.
- ✓ Minimizar la producción de lixiviados en caso de que los lodos sean dispuestos en una celda o relleno sanitario.

La selección del método de deshidratación está determinada por el tipo de lodo que se va a tratar, del producto deseado y del espacio disponible para su aplicación. Algunos lodos, especialmente los obtenidos por digestión aerobia, presentan notorias dificultades para ser deshidratados por medios mecánicos.

Los principales procesos existentes para el deshidratado de lodos son los filtros de vacío, filtros banda, filtros prensa, centrifugas, lechos de secado y lagunas (Qasim, 1994).

Los *filtros de vacío* (figura 1.2) funcionan con base en un cilindro cubierto con una lona de fibra sintética que sirve de medio filtrante, el cual gira lentamente sumergido parcialmente en los lodos. Dentro del cilindro se genera un vacío, el cual hace que el agua contenida en los lodos circule a través del medio filtrante, dejando en la superficie de éste una capa de lodos con concentraciones de sólidos, que dependiendo de la procedencia de los lodos, varían entre el 18 y el 45% (Metcalf & Eddy, 1991).

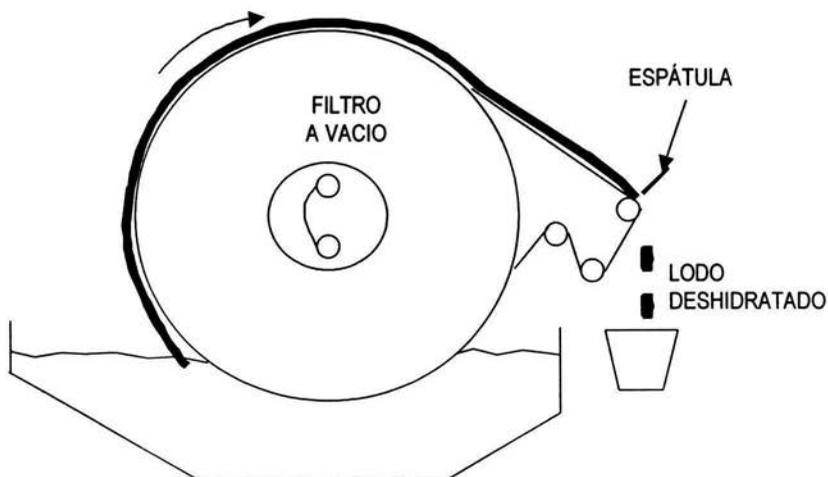


Figura 1.2 Filtro de vacío

Los *filtros banda* (figura 1.3) emplean una o dos bandas móviles en las cuales la alimentación y deshidratación de lodos se lleva a cabo de manera continua, con una concentración de sólidos del producto final hasta del 25%, que junto con sus bajos requerimientos de energía, representan las ventajas más notorias de este proceso (Metcalf & Eddy, 1991). Las principales desventajas asociadas a este proceso son la corta vida útil de la banda y su sensibilidad a la operación con distintos tipos de lodos. El funcionamiento de este proceso implica la adición de un acondicionador químico, drenaje por gravedad y la aplicación de presión mecánica a los lodos a deshidratar.

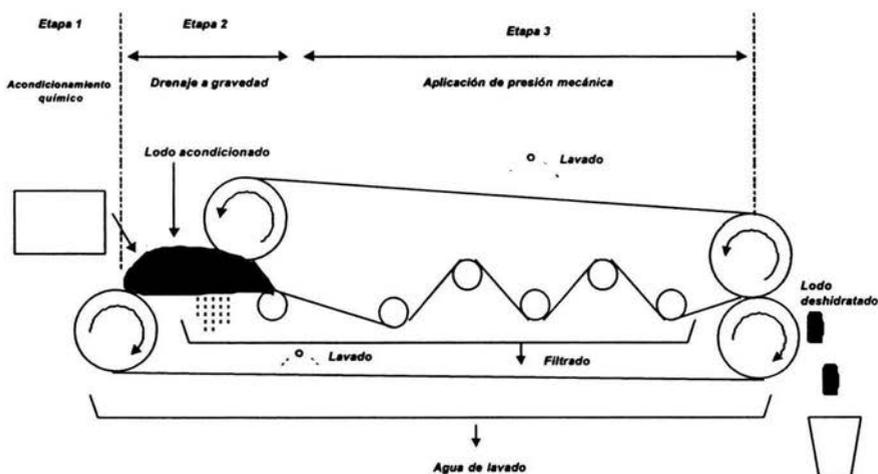


Figura 1.3 Filtro banda

Los *filtros prensa* (figura 1.4) logran la deshidratación de los lodos por medio de altas presiones. Los filtros prensa funcionan con base en una serie de platos circulares o rectangulares ahuecados en ambas caras, algunas fabricados con membranas flexibles, de tal manera que cuando éstos son presionados uno contra otro, se forma un hueco entre ellos. La superficie de cada plato está cubierta con una membrana filtrante, de tal manera que cuando se aplican presiones de trabajo de

350-1575 kN/m², el agua pasa a través de la membrana mientras que los sólidos quedan atrapados en el hueco formado por los platos (Qasim, 1994). Las pastillas o tortas de lodo formadas a partir de este proceso tienen un espesor que varía entre los 25 y los 38mm, con una concentración de sólidos del 20 al 40% en ciclos de filtrado que duran entre 2 y 5 horas (Metcalf & Eddy, 1991). La principal ventaja de este proceso es la alta concentración de sólidos en los lodos deshidratados. Sus desventajas son su complejidad mecánica, altos costos de acondicionadores químicos, su operación discontinua y la corta vida útil del medio filtrante empleado.

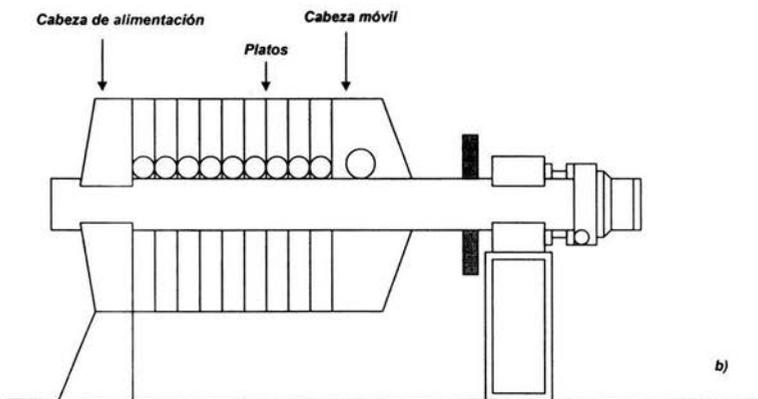
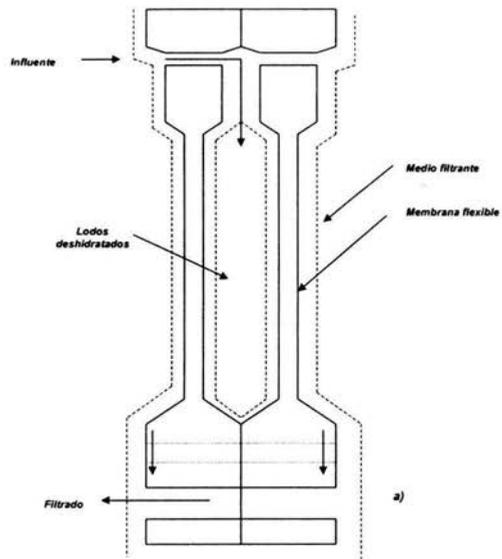


Figura 1.4 a) Corte de platos y b) Filtro prensa

La deshidratación por centrifugas se logra a partir de la compactación de los lodos por medio de fuerzas centrifugas, empleando velocidades de rotación de 1600 a 2000 rpm. El porcentaje de sólidos obtenido en los lodos deshidratados mediante este sistema varía entre el 20 y el 35%, con una captura de sólidos de entre el 85 y el 90% (Qasim, 1994). Entre las ventajas que este tipo de sistemas ofrecen se tiene que ocupan muy poco espacio y generalmente son totalmente cerrados, lo que reduce la emisión de olores. Por otro lado, el uso de este tipo de sistemas tiene desventajas como la complejidad de su mantenimiento, problemas de abrasión y el líquido producto de la deshidratación de los lodos tiene una alta concentración de sólidos suspendidos.

Los *lechos de secado* son el método más antiguo para la deshidratación de lodos y su uso aún es común en la actualidad, principalmente en plantas de tamaño pequeño y medio. Generalmente los lechos de secado tienen una capa de arena de 15 a 25 cm de espesor, soportada por una cama de arena graduada dentro de un cajón abierto, generalmente de concreto. El lodo se pone en capas de 20 a 30 cm sobre la arena y se deja secar. Los periodos de secado duran entre 10 y 15 días, obteniéndose lodos con un porcentaje de sólidos entre el 30 y el 40% (Qasim, 1994). Este método no es recomendable para lodos no digeridos, ya que se pueden generar problemas debidos a malos olores. Las principales ventajas que presenta esta operación de deshidratación, son su bajo costo tanto de inversión inicial como de operación y la concentración de sólidos obtenida en los lodos deshidratados.

Las *lagunas de secado* son una alternativa al empleo de los lechos de secado. Este es un método aplicable cuando se tiene disponibilidad de terreno y es solo recomendable para lodos estabilizados para evitar problemas de malos olores. El lodo es aplicado en capas de 0.7 a 1.4 m (Qasim, 1994), y el deshidratado dependerá básicamente de la evaporación del agua contenida en los lodos, por lo que la aplicación de este método es restringida a zonas en donde las condiciones climáticas favorezcan este efecto. El lodo deshidratado, se remueve mecánicamente. Dependiendo de las condiciones climáticas, se alcanzará una concentración aproximada de sólidos en los lodos entre el 20 y el 40% después de 3 a 6 meses de exposición.

1.2.4 Disposición final

La disposición en *relleno sanitario* consiste en depositar los residuos en sitios debidamente controlados y operados, ubicados en áreas alejadas de lagos, estanques, ríos, pozos para suministro de agua, carreteras, aeropuertos y zonas habitadas, compactándolos y cubriéndolos con tierra. En este caso es importante que los lodos estén bien deshidratados para evitar que propicien la formación de lixiviados.

El uso de los lodos tratados como mejoradores de suelos (biosólidos), es una alternativa que actualmente está tomando gran importancia, debido a su contenido de nutrientes como el nitrógeno y el fósforo, además de otros micronutrientes tales como manganeso, cobre, molibdeno, hierro y zinc. A pesar de que los nutrientes no se encuentran en la proporción de cualquier fertilizante balanceado, la mayoría de los cultivos agrícolas responden favorablemente a la aplicación del lodo.

De acuerdo con las características del lodo se determina la operación unitaria o proceso de tratamiento que más convenga, en función del tipo de disposición o reuso que se le deba dar. Los parámetros regulatorios determinan si el lodo puede ser reutilizado o se le da un confinamiento final.

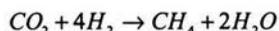
1.3 Digestión anaerobia

La digestión anaerobia se lleva a cabo en ambientes caracterizados por la ausencia total de oxígeno. Es una serie de procesos bioquímicos complejos, a través de los cuales diferentes grupos de microorganismos se encuentran relacionados por su sustrato y sus productos específicos, dichos microorganismos degradan la materia orgánica, generando como productos finales materia celular, metano y dióxido de carbono.

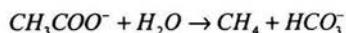
1.3.1 Aspectos bioquímicos y microbiológicos

La degradación de sustrato en un proceso anaerobio sigue una secuencia como la mostrada en la **figura 1.5**, en donde se muestra como los compuestos de alto peso molecular, generalmente proteínas, carbohidratos y lípidos, son hidrolizados por medio de enzimas extracelulares a compuestos más simples y asimilables por las bacterias, como son aminoácidos, azúcares y ácidos grasos. Posteriormente, los aminoácidos y los azúcares sirven de sustrato a organismos fermentadores, mientras que los ácidos grasos son asimilados por los oxidadores anaerobios. Los productos de estas reacciones son acetato, hidrógeno y productos intermedios como el propionato y el butirato. Los productos intermedios, son degradados hasta acetato e hidrógeno por un grupo de bacterias llamadas bacterias acetogénicas productoras obligadas de hidrógeno (BAPH). El acetato e hidrógeno producidos son los principales sustratos de las bacterias metanogénicas, las cuales se dividen en dos grupos tróficos:

Bacterias metanogénicas hidrogenofilicas, que utilizan el hidrógeno producido por las BAPH para reducir el CO_2 a CH_4 :



Bacterias metanogénicas acetoclásticas, que transforman el acetato en CH_4 . Estas bacterias contribuyen con el 70% del metano producido en los digestores:



De acuerdo a la **figura 1.5**, son seis los procesos de conversión que tienen lugar durante la digestión anaerobia:

- 1) Hidrólisis de biopolímeros (proteínas, carbohidratos y lípidos)
- 2) Fermentación de aminoácidos y azúcares
- 3) β -oxidación anaerobia de ácidos grasos de cadena larga y alcoholes

-
- 4) Oxidación anaerobia de productos intermedios, como ácidos volátiles y alcoholes (excepto acetato)
 - 5) Conversión de acetato a metano; metanogénesis acetoclástica
 - 6) Producción de metano a partir de H^+ y CO_2 ; metanogénesis reductora

Cabe señalar que el desarrollo del grupo bacteriano BAPH se puede inhibir ante la existencia de presiones parciales elevadas de H_2 (producto de su metabolismo), definiéndose una relación sintrófica de dichos microorganismos con las bacterias metanogénicas hidrogenofílicas, que al ser consumidoras de hidrógeno, mantienen las concentraciones de dicho gas a niveles adecuados para que la producción de acetato e hidrógeno se pueda llevar a cabo de manera adecuada (Noyola, 1998).

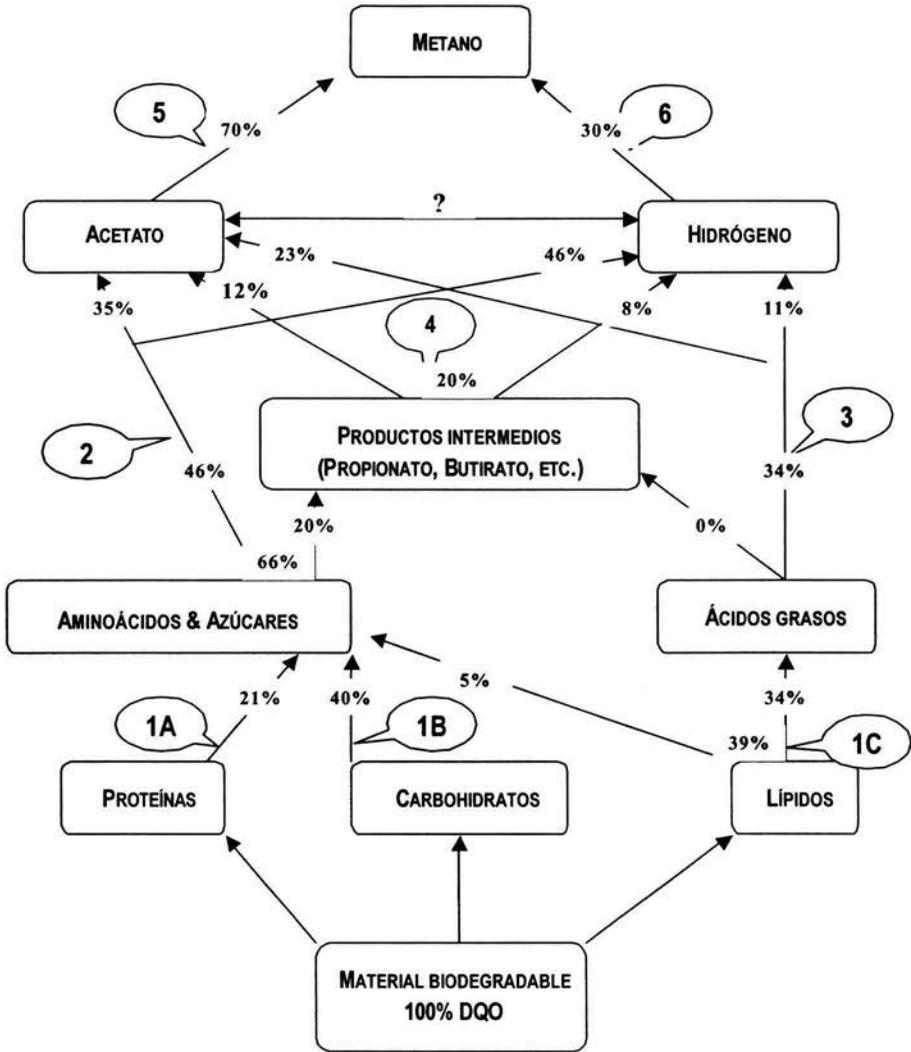


Figura 1.5 Diagrama de flujo de energía (DQO) en la digestión anaerobia (Gujer & Zehnder, 1983)

1.3.2 Aspectos fisicoquímicos

En la formación de biomasa anaerobia y el consecuente buen funcionamiento de un sistema anaerobio, influyen factores ambientales que se relacionan con parámetros de control del proceso, cuyo conocimiento permitirá evitar fallas de operación o tomar medidas correctivas que se verán reflejadas en una adecuada remoción de materia orgánica y en la producción de biogás.

Los principales factores a tomar en cuenta para el funcionamiento de un proceso anaerobio son:

- *Temperatura:* los procesos en los que intervienen microorganismos son sensibles a la temperatura del medio en que se desarrollan. Se ha visto que existen dos intervalos de temperatura para su crecimiento; el mesofílico, con una temperatura óptima de 37°C (Noyola, 1998) y el termofílico, con 55°C como la temperatura más adecuada (Malina y Pohland, 1992).
- *pH:* la digestión anaerobia puede llevarse a cabo dentro de un intervalo de pH comprendido entre 6.2 y 7.8, siendo el óptimo entre 7.0 y 7.2. Fuera del rango señalado como óptimo, el proceso puede funcionar, aunque con menores eficiencias. A un pH de 6.2, las bacterias metanogénicas se empiezan a ver afectadas severamente (Noyola, 1998) y a niveles de pH alcalinos, se afecta principalmente a las bacterias metanogénicas acetoclásticas (Malina y Pohland, 1992).
- *Alcalinidad.* Debido a que las bacterias acidogénicas poseen una mayor actividad que las bacterias metanogénicas, ante sobrecargas orgánicas son capaces de provocar la acidificación del reactor, lo que puede evitarse manteniendo en el digestor una óptima capacidad amortiguadora (buffer). La alcalinidad útil para fines de amortiguamiento, en valores de pH típicos de operación, es la debida al ión bicarbonato, en tanto que la alcalinidad debida a los ácidos grasos volátiles, una forma indirecta de medir su concentración, debe mantener en el nivel más bajo posible. Un criterio para verificar si la carga orgánica suministrada al digestor es adecuada para el proceso anaerobio, es la relación α que es el cociente entre la alcalinidad debida a los bicarbonatos y la alcalinidad

total; la primera se calcula mediante un procedimiento de titulación de una muestra de lodo, midiendo el consumo de ácido (H_2SO_4 0.2 N) hasta un pH de 5.75 y la segunda, es la cantidad de ácido utilizado hasta un valor de pH de 4.3 (Jenkins, Morgan y Sawyer 1991).

$$\alpha = \frac{Alc(HCO_3^-)_{5,75}}{Alc(total)_{4,3}}$$

En reactores anaerobios que tratan aguas residuales el valor de α durante el arranque deberá mantenerse arriba de 0.5. Un valor superior a 0.7 muestra una operación estable, pudiéndose incrementar la carga al reactor (Noyola, 1994). Para los digestores de lodos, los valores de α son inferiores, de tal forma que un digestor bien operado tendrá α del orden de 0.5 con 0.3 como límite inferior.

La relación α con valores superiores a 0.5, indica que existe un equilibrio entre los bicarbonatos, producidos por la descarboxilación del acetato durante la generación de metano por las bacterias metanogénicas acetoclásticas, y de los ácidos grasos volátiles (AGV), producidos durante la etapa de acidogénesis del proceso de digestión anaerobia. Valores de α inferiores a 0.5 son debidos a la acumulación de AGV, lo que indica que el sistema no tiene la capacidad para consumir la cantidad de sustrato que a él ingresa, debido a que la velocidad de consumo de sustrato de las bacterias fermentativas es mayor que la de las bacterias metanogénicas, consumidoras de AGV.

Con base en lo anterior, el valor de α puede emplearse como parámetro para regular el ritmo de aumento de carga durante el arranque y como indicador cuando el sistema está siendo sobrecargado.

La alcalinidad debida a los AGV se define mediante la siguiente ecuación:

$$Alc(AGV) = Alc(total)_{4,3} - Alc(HCO_3^-)_{5,75}$$

En donde:

$Alc(AGV)$ = Alcalinidad debida a los AGV (mg $CaCO_3/L$)

$Alc(total)_{4,3}$ = Alcalinidad total, obtenida a partir de la titulación de la muestra con H_2SO_4 hasta un pH de 4.3 (mg $CaCO_3/L$)

$Alc(HCO_3^-)_{5,75}$ = Alcalinidad debida a los bicarbonatos, obtenida a partir de la titulación de la muestra con H_2SO_4 hasta un pH de 5.75 (mg $CaCO_3/L$)

□ *Nutrientes*: para que la biomasa anaerobia se desarrolle de forma adecuada, es necesaria la existencia de N y P. Expresando la concentración de carbón orgánico en el medio en función de la Demanda Química de Oxígeno (DQO) se recomienda una relación de DQO:N entre 400:7 a 1000:7 para cargas orgánicas altas y bajas respectivamente (Malina y Pohland, 1992). De igual manera se recomienda una relación N:P de 7:1 (Malina y Pohland, 1992) y azufre del mismo orden. Adicionalmente, es requerida la presencia de trazas de Fe, Ni, Co, Mg, Ca, Se, Na, Mo y otros (Viñas, 1994).

□ *Inhibición y competición*: la inhibición en un proceso anaerobio puede ser consecuencia de una gran variedad de circunstancias, desde la presencia de agentes inhibidores en el influente al digestor hasta la acumulación de productos intermedios del proceso, como son los ácidos grasos volátiles (AGV).

Uno de los principales agentes competidores de la digestión anaerobia es la presencia de nitratos (NO_3^-), debido a que gran parte de las bacterias encargadas de llevar a cabo la hidrólisis de biopolímeros son facultativas, por lo que ante la presencia de un aceptor de electrones como los nitratos, dichas bacterias desarrollarán un metabolismo anóxico, desplazando al anaerobio, dando lugar a la desnitrificación.

Por otro lado, en presencia de sulfatos (SO_4^-), se favorece el crecimiento de las bacterias sulfatorreductoras capaces de reducir en un medio anaerobio sulfatos a sulfuros, es decir, emplean como aceptor final de electrones a los sulfatos. En general, las sulfatorreductoras consumen ácido láctico y ácido pirúvico para su desarrollo, pueden utilizar también acético compitiendo así con las metanogénicas acetoclásticas, siendo desde el punto de vista termodinámico más favorable la reacción de sulfatorreducción. También pueden reducir los sulfatos, utilizando como donador de electrones al hidrógeno producido por las acidogénicas, compitiendo entonces con las metanogénicas hidrogenofilicas (Noyola, 1998). Por lo anterior, en presencia de una elevada concentración de sulfatos, la metanogénesis puede ser desplazada.

Los sulfuros obtenidos a partir de la sulfatorreducción al reaccionar con el hidrógeno producido por las acidogénicas, producen ácido sulfhídrico (H_2S), que en su forma no disociada es altamente tóxico para los microorganismos metanogénicos. Concentraciones superiores a los 200 mg/L como H_2S se consideran fuertemente inhibitorias para la digestión anaerobia. Concentraciones de 26-32 mg/L de H_2S inhiben a las metanogénicas acetoclásticas y de 64-96 mg/L a las hidrogenofilicas (Noyola, 1998). A un pH 7, aproximadamente el 50% de las formas reducidas de azufre se encuentran como H_2S y el resto como HS^- .

En general, para evitar inhibición por sulfatos se recomiendan relaciones DQO/ SO_4^- mayores a 7.5, evitando el desplazamiento de la metanogénesis y propiciando que el biogás producido sea capaz de arrastrar el H_2S que se alcance a producir (Viñas, 1994).

El amoníaco es un compuesto muy común en aguas residuales, y proviene de la degradación de proteínas y aminoácidos o por su uso en actividades industriales, y que si bien favorece el control del pH, puede llegar a ser inhibidor de la metanogénesis en concentraciones entre 200 y 300 mg/L en su forma no disociada (NH_3). Para el caso de pH neutro esta concentración de amoníaco representa una concentración de amonio entre los 1500 y 3000 mg/L. Para concentraciones mayores, se tiene un efecto inhibitorio independiente del pH (Noyola, 1998).

La concentración de productos de la fermentación como los AGV, puede llegar a acidificar el digestor propiciando el fallo del proceso. El aumento de la concentración de AGV se puede deber a una sobrecarga de materia orgánica en el digestor o a la inhibición de las bacterias metanogénicas por algún otro agente. Una concentración elevada de AGV puede provocar el consumo de la capacidad amortiguadora del reactor, disminución del pH e inhibición de las bacterias metanogénicas. En condiciones normales de operación, la concentración de AGV en digestores anaerobios debe ser menor a 1000 mg/L. Por otro lado, una relación AGV/Alcalinidad superior a 0.3-0.4 es indicadora de fallo inminente (Noyola, 1998).

Se ha demostrado una salinidad cercana a los 0.2 M de NaCl tienen un efecto mínimo sobre la metanogénesis, pero concentraciones mayores, se consideran como inhibitorias del proceso (Malina y Pohland, 1992).

La presencia de precipitados puede diluir la biomasa y llegar a la anulación de su actividad. La presencia de calcio produce la precipitación de CaCO_3 y algo de CaHPO_4 según el pH. A pH de 6-6.2 el Ca se puede mantener como $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$ relativamente soluble. A altas concentraciones de Mg^{+2} y NH_4^+ se puede precipitar estruvita (MgNH_4PO_4). Los S^- precipitan con la presencia de hierro u otros metales (Malina, 1992).

1.3.3 Formación de biomasa

En el proceso anaerobio, la energía para el anabolismo o biosíntesis de material celular es pequeña, ya que gran cantidad de la energía consumida queda en los productos del catabolismo, en particular en la fase gaseosa (CH_4). Por lo anterior, son necesarios altos tiempos de retención celular para obtener las cantidades necesarias de biomasa.

La velocidad de crecimiento de los microorganismos que intervienen en cada una de las etapas del proceso anaerobio, al igual que para todos los que intervienen en cualquier proceso biológico, se puede definir de acuerdo a la siguiente expresión:

$$r_g = \frac{dX}{dt} = \mu X$$

En donde:

r_g = Relación de crecimiento bacteriano (masa/unidad de volumen y tiempo)

μ = Tasa específica de crecimiento (tiempo⁻¹)

X = Concentración de microorganismos, (masa/unidad de volumen)

En un cultivo bacteriano, si el sustrato para el crecimiento de microorganismos está en cantidades limitadas, cuando este se termine, se detendrá el crecimiento. Experimentalmente se ha encontrado que el efecto del sustrato sobre el crecimiento microbiano puede ser definido por la siguiente expresión propuesta por Monod (Metcalf & Eddy, 1991):

$$\mu = \mu_m \frac{S}{K_s + S}$$

En donde:

μ = Tasa específica de crecimiento (tiempo⁻¹)

μ_m = Tasa máxima específica de crecimiento (tiempo⁻¹)

S = Concentración de sustrato limitante en solución (masa/unidad de volumen)

K_s = Constante de velocidad media, definida como la concentración de sustrato a la mitad de la máxima tasa de crecimiento.

En la **figura 1.6** se muestra gráficamente dicha expresión.

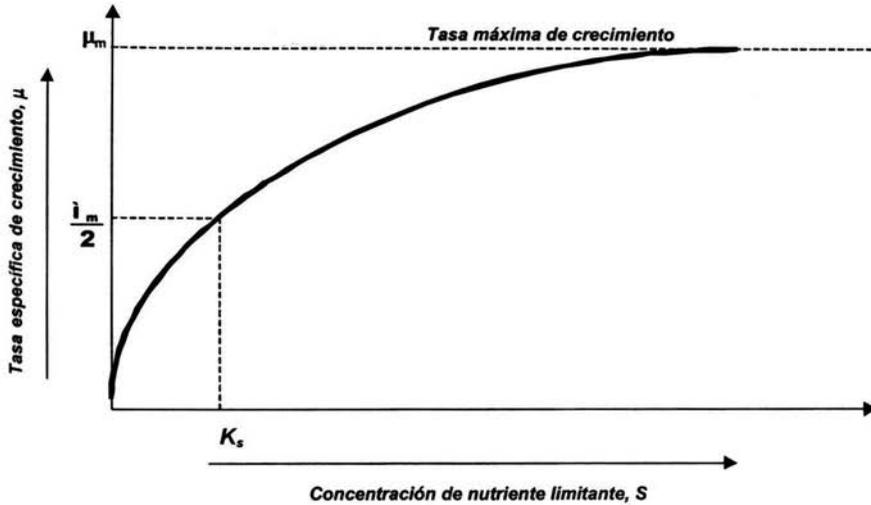


Figura 1.6 Gráfica del efecto del nutriente limitante sobre el crecimiento de la tasa específica de crecimiento.

En procesos biológicos de tratamiento de aguas residuales, como en algunas variaciones del sistema de lodos activados, se manejan cargas orgánicas que tienden a ubicar la biosíntesis en la fase endógena. Esta se presenta ante la escasez de sustrato exógeno y los microorganismos se ven forzados a consumir sus reservas sin remplazo. Esta fase se caracteriza por una notable disminución en la reproducción de bacterias, debido a que el sustrato disponible solo es suficiente para cumplir con funciones catabólicas, sin que se lleven a cabo las anabólicas o de biosíntesis del sistema en esta fase, lo anterior conduce a una menor producción de lodos en el tratamiento de aguas residuales; para el caso de la estabilización de lodos a partir de la digestión de los mismos, se busca dar tiempos de residencia celular (TRC) tales que se agoten por completo las fuentes de sustrato exógeno y entonces propiciar la fase endógena de crecimiento en los microorganismos, y con ello la eliminación de materia orgánica que presentan.

1.4 Digestores Anaerobios de Lodos

Es posible agrupar las principales tecnologías utilizadas para la remoción de materia orgánica vía digestión anaerobia, sea en forma de efluentes líquidos o como lodos en dos tipos (**figura 1.7**):

- Digestores de baja tasa (o de primera generación)
- Digestores de alta tasa (o de segunda y tercera generación)

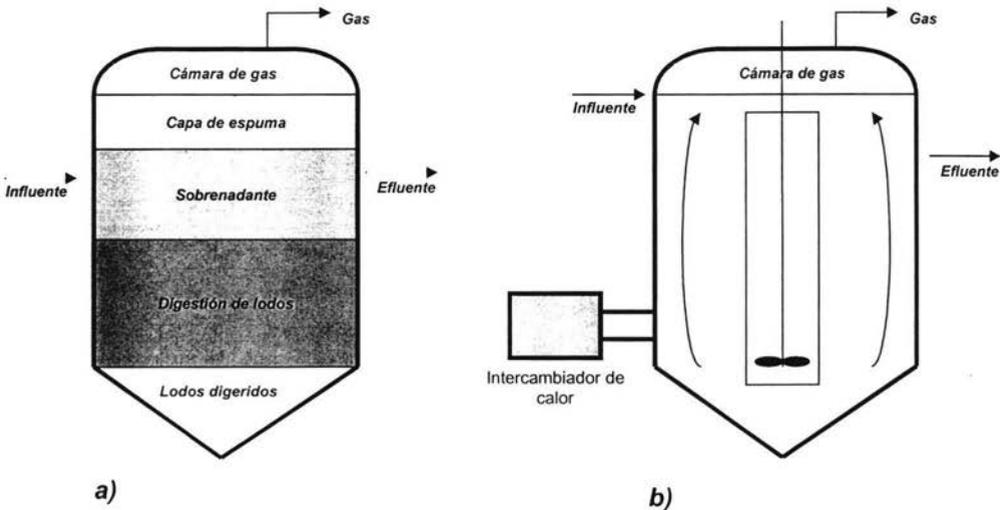


Figura 1.7 Digestores anaerobios, a) baja tasa y b) alta tasa

Los digestores de baja tasa, conocidos también como convencionales, son aquellos en los cuales el proceso se lleva a cabo sin calentamiento ni mezclado, lo que favorece la estratificación del fluido, propiciando que la actividad biológica se lleve a cabo en aproximadamente el 50% del volumen del reactor. Su aplicación principal se encuentra generalmente en plantas pequeñas. Una mejora al funcionamiento de este tipo de reactores consiste en la introducción del mezclado, lo que permite una mayor carga de alimentación, al favorecer la transferencia de masa en el digestor y emplear todo el volumen del líquido en la reacción.

En los digestores de alta tasa, se aplica un mezclado al medio de la reacción, ya sea mediante agitación mecánica, por recirculación de gas o de líquido o una combinación de ambos. Esta

variante cuenta con un sistema de calentamiento que lleva la temperatura del digestor a rangos mesófilos o termófilos.

El digestor anaerobio de alta tasa convencional (**figura 1.7b**), es adecuado para altas concentraciones de material particulado biodegradable. Disminuye los problemas de taponamiento, aunque el material particulado se puede sedimentar y acumular, produciendo volúmenes muertos y cortos circuitos. Tiene un efecto diluyente sobre compuestos tóxicos y cargas picos. Homogeiniza la temperatura, el pH y el sustrato. Sus desventajas son principalmente que requiere de un alto tiempo de retención hidráulica (TRH) y la mezcla puede ser difícil. El mezclado se puede realizar con agitador o recirculación de gas comprimido, en forma continua o intermitente.

En el *reactor anaerobio de flujo ascendente y lecho de lodos* (Upflow Anaerobic Sludge Blanket, UASB) mostrado en la **figura 1.8**, empleado para el tratamiento de aguas residuales, el influente es introducido de manera ascendente atravesando un lecho de lodos (biomasa). El tratamiento se lleva a cabo cuando el influente del reactor entra en contacto con el lecho de lodos (lodo granular o floculento). El biogás producido, genera una expansión de la cama de lodos que contribuye a la mezcla constante de la biomasa. El gas liberado es captado por dispositivos llamados colectores y quemado en la atmósfera o utilizado.

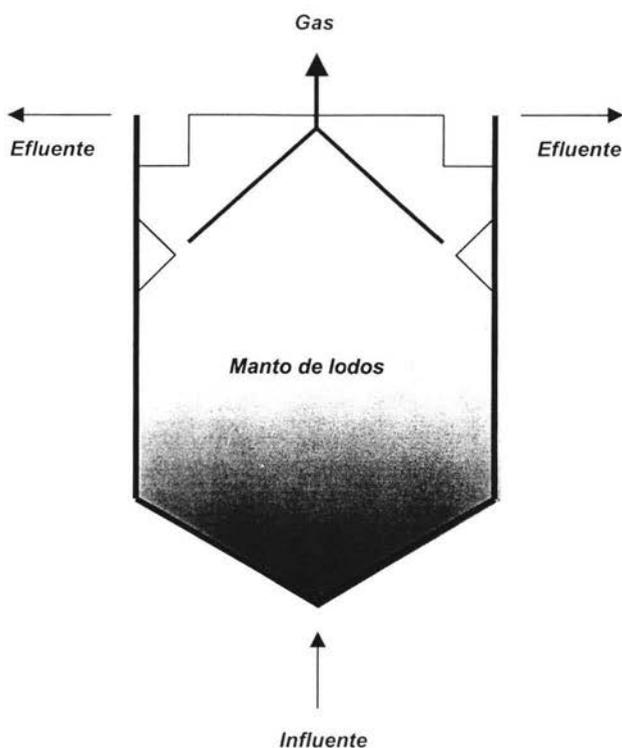


Figura 1.8 Reactor anaerobio de flujo ascendente y lecho de lodos

1.4.1 Diseño de digestores anaerobios

Los métodos más utilizados para diseñar un digestor de lodos son predominantemente empíricos, empleando como parámetro de diseño el tiempo de retención celular o la carga orgánica. Los digestores de lodos de alta tasa convencionales generalmente son reactores completamente mezclados sin ningún tipo de recirculación, por lo que el tiempo de retención hidráulico (θ_H) y el tiempo de retención celular (θ_C) son iguales, pudiéndose calcular el volumen de un digestor de la siguiente manera:

$$V = Q\theta_c$$

En donde:

V = Volumen del reactor (m^3)

Q = Gasto (m^3/d)

θ_c = Tiempo de retención celular (d)

Los valores recomendados para θ_c se muestran en la **tabla 1.2**.

Tabla 1.2 Tiempos de retención celular para el diseño de digestores de lodos completamente mezclados (Metcalf & Eddy, 1991).

Temperatura (°C)	θ_c de diseño (d)
18	28
24	20
30	14
35	10
40	10

Para el diseño con base en la carga orgánica se acostumbra utilizar la carga orgánica volumétrica, la cual para digestores de baja tasa tiene un valor de 0.5 a 1.0 kg SSV/ m^3d en caso de no haber mezcla, y en caso de haberla de 1.0 a 1.6 kg SSV/ m^3d . Para digestores de alta tasa este valor será de 1.6 a 3.2 kg SSV/ m^3d . La **tabla 1.3** muestra la relación entre la concentración de sólidos en el influente y la carga orgánica a diferentes tiempos de retención.

Tabla 1.3 Efecto de la concentración de sólidos y el tiempo de retención sobre la carga orgánica en digestores anaerobios (Metcalf & Eddy, 1991).

%SST en el lodo	Carga orgánica (kg SSV/m ³ d)			
	TRH: 10 d (37°C)	TRH: 12 d (35°C)	TRH: 15 d (30°C)	TRH: 20 d (25°C)
4	3.06	2.55	2.04	1.53
5	3.83	3.19	2.55	1.91
6	4.59	3.83	3.06	2.30
7	5.36	4.46	3.57	2.68
8	6.12	5.10	4.08	3.06
9	6.89	5.74	4.59	3.44
10	7.65	6.38	5.10	3.83

----- Límite recomendado para evitar problemas en el mezclado y operación de los equipos de bombeo.
SSV = 0.75 SST

En la **tabla 1.4** se resumen las condiciones ambientales y de operación para obtener la máxima producción de metano durante la digestión anaerobia de lodos de purga.

Tabla 1.4 Condiciones óptimas ambientales y de operación durante la digestión anaerobia de lodos de purga (Malina, 1992)

Variable	Óptimo	Intervalo
PH	6.8-7.4	6.4-7.8
Potencial oxido-reducción (mV)	-520 a -530	-490 a -550
Acidos volátiles (mg/L de ácido acético)	50-500	<2000
Alcalinidad (mg CaCO ₃ /l)	1500-3000	1000-5000
Temperatura:		
Mesófila	32-38°C	20-40°C
Termófila	50-56°C	45-60°C
Tiempo de retención hidráulica (d)	10-15	7-30
Producción de gas (m ³ CH ₄ /kgSSV _{eliminados})*	0.75-1.12	*
Composición del gas:		
Metano (CH ₄)(%)	65-70	60-75
Dióxido de carbono (CO ₂)(%)	30-35	25-40

* Noyola, 1998

1.4.2 Geometrías de digestores anaerobios convencionales de lodos

La geometría en un digestor de lodos, influye en factores como el mezclado de los lodos, en la generación de zonas muertas y en la acumulación de sólidos en las esquinas del digestor.

Las geometrías convencionales más utilizadas para digestores anaerobios de lodos son la geometría clásica, americana, europea y en forma de huevo.

La *geometría clásica*, mostrada en la **figura 1.9a**, consiste en un cilindro (diámetro:altura=1) pendientes en la parte superior e inferior. La pendiente de las paredes de la parte superior son de 0.6 a 1.0, mientras que para el de la parte inferior las paredes tienen una pendiente de 1.0 a 1.7. Esta geometría favorece el mezclado y homogenización de los lodos.

La *geometría americana*, mostrada en la **figura 1.9b**, en la parte superior tiene una cubierta flotante para la captación de biogás y el fondo del digestor tiene una pendiente casi imperceptible. Se ha observado que esta geometría presenta inconvenientes con respecto al mezclado de los lodos, atribuidos principalmente a que su relación diámetro-altura es mayor a uno, lo que provoca la presencia de zonas muertas, la acumulación de sólidos en el fondo y la generación de natas.

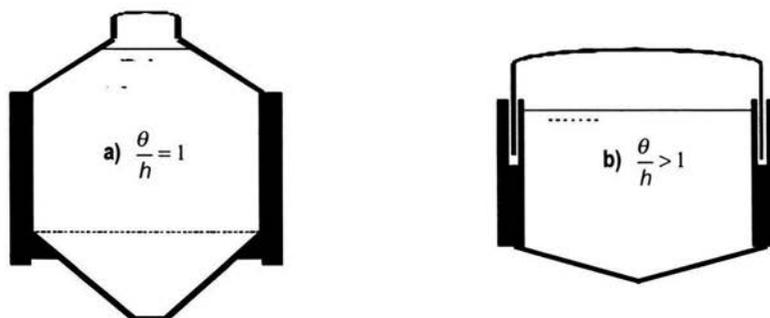


Figura 1.9 a) Geometría Clásica b) Geometría Americana

La *geometría europea*, mostrada en la **figura 1.10a**, es un cilindro con una relación diámetro:altura menor a 1, de poca pendiente en el fondo. Esta geometría se ha visto que tiene eficiencias de mezclado parecidas a la geometría clásica, teniendo la ventaja de que su construcción es más económica. Por otro lado, esta geometría, al tener una pendiente baja en el fondo, limita la elección de los equipos de mezcla.

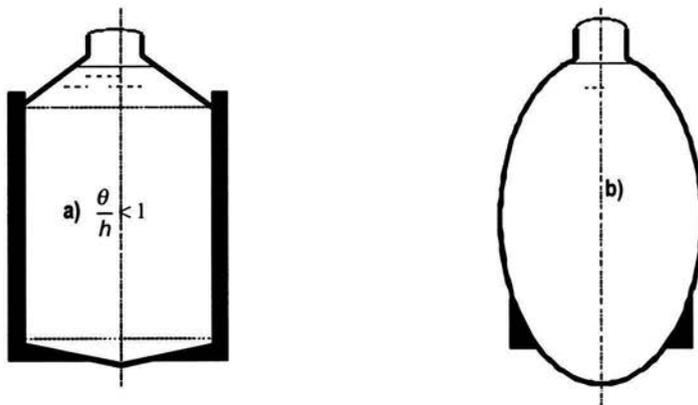


Figura 1.10 a) Geometría europea b) Geometría en forma de huevo

La *geometría en forma de huevo* (*egg-shaped reactors*), mostrado en la **figura 1.10b**, con mayor aceptación reciente en Europa, es una evolución de la geometría europea, la cual fue posible a los avances en los procedimientos constructivos con concreto. Esta geometría presenta condiciones óptimas para la circulación de los lodos, por lo que mejora el mezclado y evita la acumulación de sólidos, lo que abarata y simplifica su operación.

1.4.3 Equipos de proceso

Con la finalidad de permitir una operación confiable y segura, el equipamiento de un digestor anaerobio de lodos debe contar básicamente con los siguientes elementos (Noyola, 1998):

Rejillas: la corriente de lodos primarios pueden contener materiales (plásticos, trapos, fibras, cabellos) que pueden perjudicar la operación adecuada de los diversos equipos de un sistema de

digestión de lodos. Estos materiales pueden bloquear tuberías y bombas, así como aglomerarse debido a la mezcla del digester, y taponar salidas de lodo o gas. Adicionalmente, si el desarenador de la planta no opera adecuadamente, se tendrán arenas y material fino y denso, los cuales provocan el azolvamiento de los digestores. Las rejillas se colocan antes o después del espesador. El espaciamiento entre barras es típicamente de 12 mm.

Mezclado: el mezclado es requerido en los digestores de alta tasa con objeto de homogeneizar su contenido, evitando zonas muertas, natas y gradientes inadecuados de temperatura. Los métodos convencionales para lograrlo son la recirculación de biogás comprimido y la mezcla mecánica.

La *recirculación de biogás* se lleva a cabo por medio de un compresor, con el que el biogás es introducido en el digester para provocar el mezclado de los lodos en digestión. Existen cuatro tipos de dispositivos para ello; inyectoros secuenciales, difusores montados sobre el fondo, tubo de tiro (air-lift) y cañón de burbuja.

La cantidad de gas requerido para mezclar un reactor varía con el volumen de lodo a digerir, el contenido de sólidos volátiles y del diámetro del tanque. Para digestores con diámetros entre 6 y 9 m de diámetro, se emplean de 3 a 4 puntos de descarga liberando de 5 a 9 l/m³/min de biogás. De igual manera, para digestores con diámetros entre 30 y 35 m de diámetro, se emplean de 6 a 8 puntos de descarga liberando de 0.66 a 1 l/m³/min de biogás (Malina y Pohland, 1992).

La *mezcla mecánica* se lleva a cabo por medio de agitadores mecánicos tipo propela, situados frecuentemente dentro de un tubo y accionados por un motor fijo sobre la cubierta del digester. La eficiencia en la operación de este tipo de equipos se puede ver afectada por la acumulación de fibras, cabellos o trapos en las aspas de la propela.

Manejo de biogás: la selección del sistema de captación y conducción de biogás debe impedir que se formen mezclas explosivas al entrar en contacto con el oxígeno del aire. La mezcla explosiva se da al combinar 1 volumen de biogás con 5 a 15 volúmenes de aire.

lo cual puede provocar taponamientos. Para evitarlo se deben instalar trampas de condensados y dar una pendiente adecuada a las tuberías (1% como mínimo). Además el flujo de biogás debe limitarse a una velocidad de 4 m/s, con objeto de no arrastrar los condensados.

Otro aspecto importante a considerar en el diseño del sistema de conducción del biogás es la presión. Los digestores operan a bajas presiones, 300 a 400 kg/m² medidos en la fase gaseosa del digestor, por lo que cualquier taponamiento o restricción al flujo puede provocar un mal funcionamiento del sistema.

Con las consideraciones generales, los equipos y accesorios que se emplean para una correcta recolección y conducción de biogás son:

- Arrestaflamas
- Válvula contra presión y vacío
- Válvulas check
- Trampa de condensados
- Reguladores de presión
- Manómetros
- Antorcha

Los *arrestaflamas* son equipos que frenan la eventual propagación de la flama al interior de la tubería. Con ello se evita que en caso de existir una mezcla explosiva dentro del digestor, una flama pueda llegar a su interior. Se recomienda ubicarlo en las válvulas contra presión y vacío sobre la cubierta del digestor, y en la línea previa al dispositivo de flama (a menos de 9 metros), ya sea una caldera, motor de combustión interna o antorcha. Este equipo cuenta además con un elemento termofusible, con objeto de bloquear el flujo de biogás en caso de que la flama permanezca encendida en la salida del arrestaflama. En tuberías menores a 1 pulgada de diámetro, se instala una trampa de flama, la cual no cuenta con el dispositivo termofusible.

La *válvula contra presión y vacío* son dispositivos que protegen al digester de una sobrepresión o de un vacío que pudiese dañar su estructura, principalmente la cubierta. Generalmente se instalan en la cubierta y cerca de la antorcha.

Las *válvulas check* son dispositivos que evitan la entrada de aire al digester a través de las tuberías, ya que permite solo el paso de gas en un solo sentido.

La *trampa de condensados* tiene la función de retener el agua condensada por el enfriamiento del biogás en su paso a través de las tuberías. El número de estos equipos estará en función de la longitud de la línea de tubería y de sus cambios de dirección, particularmente elevaciones y descensos. La trampa que esté ubicada lo más cercanamente posible al digester, atrapará además partículas que el gas arrastra al salir del digester, para lo cual estará provista de un tanque acumulador, además de que por su sección de flujo, mayor que la de la tubería, favorecerá la retención de partículas.

Con objeto de evitar accidentes por descuidos en su operación, las trampas de condensados evitan la salida de gas en forma continua al momento de purgarlas. Su evacuación frecuentemente se hace más de una vez al día.

Los *reguladores de presión* son elementos que tienen por objeto mantener constante una presión de suministro a un equipo que así lo requiera, tal como el calentador del intercambiador, una caldera o inclusive una antorcha.

Los *manómetros* se utilizan para medir la presión del biogás en distintos puntos de la línea. Una adecuada instalación de estos equipos permitirá identificar bloqueos en las tuberías.

La *antorcha* es necesaria aún en los casos en que el biogás es aprovechado con fines energéticos, ya que su función es evitar que el biogás en exceso o no utilizado sea venteado a la atmósfera, eliminando el riesgo de explosiones, malos olores o contaminación atmosférica debida al metano. Estos equipos requieren de una flama piloto, que puede ser alimentada por el mismo biogás o por un tanque de gas doméstico. Su operación va acompañada de dispositivos de seguridad, alarma y sensores de flama.

Transferencia de calor. Para un funcionamiento adecuado, los digestores requieren trabajar a temperaturas cercanas a los 37°C (rango mesofílico) o a los 55°C (rango termofílico).

El calor transferido a un digestor debe contemplar el incremento de la temperatura del lodo crudo, así como el proporcionar el calor perdido por radiación en paredes y tuberías.

El calentamiento del digestor puede realizarse por dos métodos: intercambiador interno o externo. En el primero, la superficie de intercambio se ubica dentro del digestor, ya sea en tubos colocados en la pared del digestor, tipo serpentín, o en una chaqueta colocada sobre el tubo de tiro del mezclador. Este método ha caído en desuso debido a los problemas de mantenimiento que provoca el "cocido" de una capa de lodos sobre la superficie de intercambio, lo cual reduce la transferencia de calor, y por otro lado, el hecho de situarse dentro del digestor, obliga a su vaciado total para poder remover esa capa de lodo.

El segundo método contempla la recirculación del lodo del digestor, a través de un equipo externo intercambiador. Este arreglo puede incorporar el calentamiento directo del lodo crudo, una mezcla de este lodo con lodo en digestión, o únicamente este último. Para evitar la formación de capas de lodo cocido en las tuberías, las velocidades de flujo deben ser de alrededor 1.2 m/s.

En ambos métodos, agua limpia es recirculada por el sistema y calentada en una caldera o calentador alimentados con biogás o con cualquier otro combustible.

Existen también calderetas con intercambiador de calor de flama directa, donde el fluido en circulación es el propio lodo.

Los equipos intercambiadores son de tres tipos:

- Tubos inmersos
- Tubos concéntricos
- Placa en espiral

Cubiertas de los digestores. La función de una cubierta en un digestor anaerobio es múltiple:

- Evita el contacto del oxígeno del aire con el lodo en digestión
- Evita el escape de biogás a la atmósfera, lo cual reduce significativamente los riesgos de explosión y los malos olores. Permite además coleccionar el biogás para su aprovechamiento.
- Aísla térmicamente al digestor y reduce la pérdida de calor.

Los tipos de cubierta pueden agruparse en:

- Cubiertas fijas
- Cubiertas flotantes
- Cubiertas almacenadoras de biogás

De las *cubiertas fijas* existen diferentes variantes en función de su arreglo y material de construcción. Las construidas en concreto armado toman forma de bóvedas, conos o lozas planas. Según el diseño, pueden tener o no columnas de soporte en el interior del digestor. Uno de sus principales inconvenientes son las fisuras, que causan escape de biogás, con la consecuente pérdida de presión y el riesgo de explosión, además de potenciales malos olores.

Las cubiertas fijas de acero están formadas por una estructura de placas de acero de 6mm como mínimo. Se debe prever un arreglo que permita la expansión en los apoyos con las paredes del digestor. Para lograr esto y evitar la fuga de biogás, la estructura tiene una placa cilíndrica periférica que se introduce en el líquido y forma un sello hidráulico.

Las *cubiertas flotantes* flotan directamente sobre el líquido del digestor. El biogás es recolectado en una cámara cilíndrica central, de donde es extraído. Este arreglo tiene la ventaja sobre las cubiertas fijas de que el volumen del digestor puede variar a través del tirante dentro de un cierto intervalo en caso de problemas de operación.

Las *cubiertas almacenadoras de biogás* son una modificación de las cubiertas flotantes, con la característica de que estas flotan sobre el biogás. Su principal ventaja es que proporciona un

volumen de almacenamiento de biogás dentro del mismo digestor, requerimiento que se presenta cuando éste es utilizado de forma regular y deben evitarse las fluctuaciones en su producción instantánea.

El material de construcción más utilizado en los tanques digestores de lodos es el concreto, mientras que el acero es utilizado en tanques pequeños.

1.4.4 Producción y manejo de biogás

El volumen total de biogás producido en la digestión anaerobia crece proporcionalmente con la carga orgánica, llegándose a necesitar considerar espacios considerables para su almacenamiento en los digestores. Las características del biogás no varían marcadamente con la carga orgánica ni con el tiempo de retención celular en el digestor siempre y cuando estos se ubiquen en el intervalo adecuado para la digestión anaerobia. El biogás contiene entre 65 y 70% de metano (CH_4), 25 a 30% de dióxido de carbono (CO_2) y trazas de nitrógeno (N_2), hidrógeno (H_2) y ácido sulfhídrico (H_2S) (Noyola, 1998).

Los valores típicos de producción de biogás en digestores de lodos son de 0.5 a 0.75 $\text{m}^3\text{CH}_4/\text{kgSSV}_{\text{alimentados}}$, 0.75 a 1.12 $\text{m}^3\text{CH}_4/\text{kgSSV}_{\text{eliminados}}$ (Noyola, 1998) o bien 0.5 $\text{m}^3\text{CH}_4/\text{kgDQO}_{\text{removida}}$ (Ratajczyk, 1994). La energía contenida en el metano producido es de aproximadamente 35315 BTU/ m^3 (Malina y Pohland, 1992). El biogás si no es utilizado, debe ser quemado.

2. DESARROLLO EXPERIMENTAL

2.1 Descripción del prototipo

El prototipo fue construido en la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales del Cerro de la Estrella (PTAR-CE), en la Ciudad de México, la cual es operada por la Dirección General de Construcción y Operación Hidráulica (DGOH) del Gobierno del Distrito Federal. Se trabajó durante seis meses, de los cuales cuatro se utilizaron para la estabilización del proceso y dos fueron de operación estable. Las características y dimensiones del digestor se muestran en las **figuras 2.1** y **2.2**. Es un digestor anaerobio mesofílico (33 a 38°C) de 27.4m³ de capacidad, de los cuales 15.86 m³ fueron ocupados para el tratamiento de lodos y el volumen restante por biogás. Para su diseño se consideró un tiempo de retención celular (θ_c) de 10 días y una carga másica (B_m) de 2.5 kg SSV/m³d alimentada en un lote cada día.

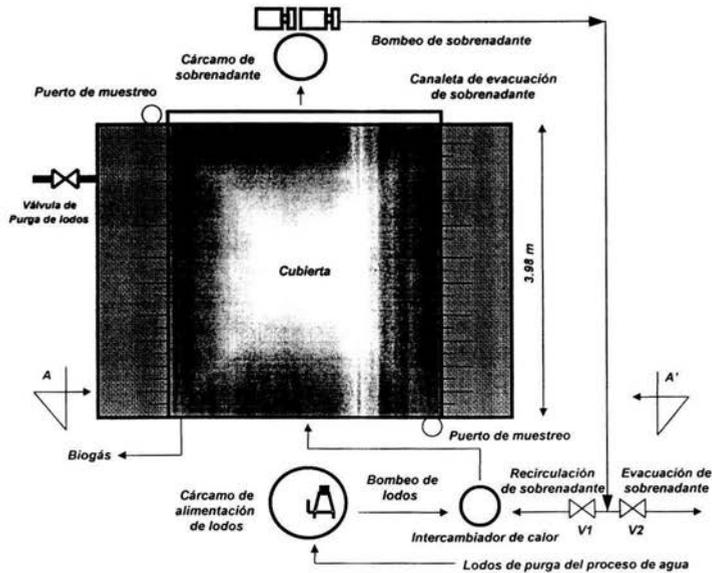


Figura 2.1 Arreglo en planta.

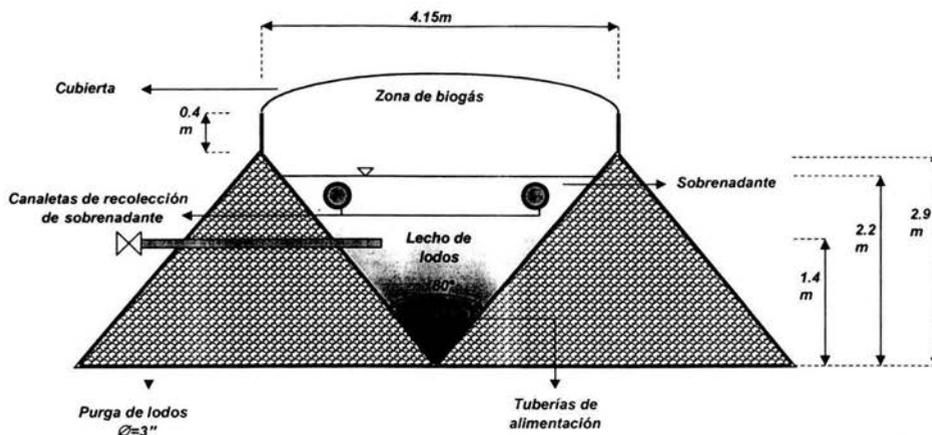


Figura 2.2 Diagrama de un corte transversal del digestor (corte A-A)

El digestor fue construido de ferrocemento, las tuberías tanto del proceso de lodos como del sistema de intercambio de calor, fueron de acero al carbón Ced. 40. Con la finalidad de evitar pérdidas de calor debidas al flujo en las tuberías, éstas se cubrieron con un aislante térmico de poliestireno.

Los lodos de alimentación fueron captados en la caja de caída en donde son vertidos los lodos provenientes de los sedimentadores primarios y secundarios de la PTAR-CE, y se enviaron por bombeo hasta el cárcamo de alimentación del digestor empleando una bomba sumergible de 0.8 HP. Debido a que en la PTAR-CE la purga de los sedimentadores secundarios no es constante, para alimentar el digestor se utilizó predominantemente lodo primario. Se alimentaron diariamente lotes de lodo de 5 a 15 m³, con una concentración de sólidos suspendidos totales (SST) de 1000 a 15000 mg/L, de los cuales la porción de sólidos suspendidos volátiles (SSV) fue en promedio del 59%.

El lodo alimentado desde el cárcamo de alimentación con una bomba sumergible de 1 HP, a través del sistema de calentamiento para posteriormente introducirlo al digestor por medio de un arreglo de cuatro tuberías paralelas ubicadas en la parte inferior del mismo con el fin de hacer la alimentación del lodo lo más uniforme posible.

El sobrenadante desplazado durante la alimentación en lote, fue captado por dos canaletas ubicadas en el interior del digestor, que a su vez vertían el sobrenadante a una canaleta de recolección

ubicada en el exterior del digestor. El líquido pasaba después al cárcamo de recirculación de sobrenadante por medio de un tubo. Este volumen, de manera simultánea a la alimentación, se evacuaba del sistema por bombeo (volumen de sobrenadante igual al volumen del lote alimentado diariamente). Para ello se empleaban las bombas centrífugas horizontales de 1 HP de recirculación, las cuales normalmente operaban en paralelo con ciclos de 24 horas cada una.

La operación de evacuación de sobrenadante se llevaba a cabo cerrando la válvula V1 hacia el intercambiador de calor y abriendo la válvula V2 de evacuación de sobrenadante. Una vez efectuadas las operaciones de alimentación y la correspondiente eliminación de sobrenadante, el digestor operaba en modo de recirculación, manteniendo el bombeo de sobrenadante, con la apertura de la válvula V1 hacia el intercambiador de calor y el cierre de la válvula V2 de evacuación de sobrenadante (**figura 2.1**).

La purga es función del tiempo de residencia celular, el cual fue fijado en el diseño, en 10 días. Para determinar el volumen a purgar, se debe tomar en cuenta la masa de SSV en el digestor, la masa SSV desechada diariamente en el sobrenadante y la masa de SSV en la purga de acuerdo a la siguiente ecuación (Metcalf & Eddy, 1991):

$$\frac{MSSV_{purga}}{\theta_c} = \frac{MSSV_{digestor}}{\theta_c} - MSSV_{sobr.} \quad (2.1)$$

En donde:

θ_c = Tiempo de residencia celular (días)

$MSSV_{digestor}$ = Masa de sólidos suspendidos volátiles en el digestor (kg)

$MSSV_{purga}$ = Masa de sólidos suspendidos volátiles evacuados del digestor en la purga diaria (kg/d)

$MSSV_{sobr.}$ = Masa de sólidos suspendidos volátiles evacuados del digestor en el sobrenadante diariamente (kg/d)

La masa de SSV en el digestor, se obtiene tomando en cuenta su volumen (15.86 m³) y la concentración de SSV en el mismo, como se muestra en la siguiente ecuación:

$$MSSV_{\text{digestor}} = V_d [SSV_{\text{digestor}}] \quad (2.2)$$

En donde:

V_d = Volumen del digestor (m³)

$[SSV_{\text{digestor}}]$ = Concentración de SSV en el digestor (kg/m³)

La masa de SSV evacuada diariamente del digestor en el sobrenadante, se obtiene tomando en cuenta la concentración de éstos en el sobrenadante y el volumen de sobrenadante evacuado por día, como se muestra en la siguiente ecuación:

$$MSSV_{\text{sobr.}} = V_{\text{sobr.}} [SSV_{\text{sobr.}}] \quad (2.3)$$

En donde:

$V_{\text{sobr.}}$ = Volumen de sobrenadante evacuado diariamente del digestor (m³/d)

$[SSV_{\text{sobr.}}]$ = Concentración de SSV en el sobrenadante (kg/m³)

El volumen de lodo a evacuar diariamente, se debe obtener tomando en cuenta la concentración de SSV en la purga y la masa de SSV que se desea evacuar en la purga diariamente en función de la ecuación 2.1:

$$V_{\text{purga}} = \frac{MSSV_{\text{purga}}}{[SSV_{\text{purga}}]} \quad (2.4)$$

V_{purga} = Volumen de lodo evacuado diariamente en la purga del digestor (m³/d)

$[SSV_{\text{purga}}]$ = Concentración de SSV en la purga (kg/m³)

Por otro lado, el gastó a evacuar en la tubería de purga, se determina de acuerdo con la siguiente ecuación:

$$Q_{purga} = AC_d \sqrt{2Hg} \quad (2.5)$$

y el tiempo de la operación es:

$$t_{purga} = \frac{V_{purga}}{Q_{purga}} \quad (2.6)$$

En donde:

Q_{purga} = Gasto de lodo evacuado a través de la tubería de purga del digestor (m^3/s)

t_{purga} = Tiempo de apertura de la válvula de purga (s)

A = Área transversal de la tubería de purga (m^2)

C_d = Coeficiente de descarga = 0.7

H = Carga hidráulica sobre el eje de la tubería de purga (m)

g = Aceleración de la gravedad = $9.81 m/s^2$

En el sistema de intercambio de calor, se emplearon un calentador de depósito casero, un intercambiador de calor con carcasa de acero al carbón con un serpentín de cobre en el interior, una bomba centrífuga horizontal de 0.25 HP para la recirculación del agua caliente y un tanque estacionario de gas LP de 300L de capacidad. Para el intercambio de calor se utilizó agua tratada proveniente de la PTAR-CE, captada de un tinaco ubicado en la zona de pilotos en donde se localiza el digestor.

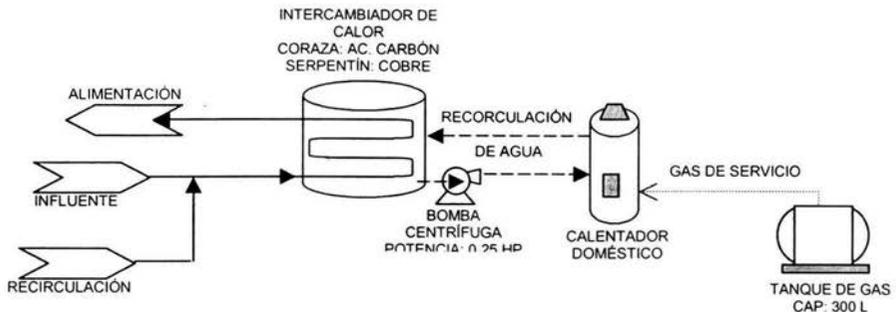


Figura 2.3 Diagrama flujo del sistema de intercambio de calor

Para arrancar el sistema de intercambio de calor, primero se llenaron con agua tratada el calentador, el intercambiador de calor y la tubería que intervino en el proceso. Posteriormente se encendió el calentador, una vez caliente el agua se comenzó el bombeo hacia el intercambiador de calor, manteniendo encendido el termostato del calentador. El agua fue introducida por la parte superior de la carcasa del intercambiador, para salir por la parte inferior en donde era captada por la bomba de recirculación, la cual la retornaba al calentador para iniciar de nuevo el ciclo.

Los lodos y el sobrenadante fueron introducidos al serpentín del intercambiador de calor en contracorriente al flujo del agua caliente de la carcasa; se introducían por la parte inferior del serpentín, y salían por la parte superior del mismo.

2.2 Parámetros de control y respuesta

El monitoreo y control de los parámetros relevantes para el proceso permiten detectar oportunamente desestabilización del balance en el proceso, lo cual es útil para aplicar medidas pertinentes y evitar que el digestor presente problemas que puedan conducir hasta la falla general.

2.2.1 Arranque

Una vez concluida la construcción y el equipamiento del digestor, se procedió a su llenado con lodos provenientes predominantemente de la purga de los sedimentadores primarios de la PTAR-CE. Durante los cuatro meses de estabilización del proceso, se alimentó un volumen diario de tal manera que se alcanzara una carga másica promedio de 0.45 kg SSV/m³d, y se fue aumentando gradualmente la temperatura del digestor mediante la recirculación continua del sobrenadante. Los parámetros de la cama de lodos utilizados para el monitoreo del proceso durante este periodo fueron el pH, la relación de alcalinidades α y la concentración de AGV. Los valores recomendados para estos parámetros son, respectivamente 6.8 a 7.4 mayor a 0.5 y entre 50 y 500 mg/L como ácido acético (Malina y Pohland, 1992; Noyola, 1994).

Al mantener un control sobre α , entre 0.5 y 0.7, tanto el valor del pH como el de los AGV permanecieron dentro del intervalo recomendado para éstos parámetros. Con base en lo anterior y el mantenimiento de la temperatura interior en el digestor en 35°C, se consideró que el digestor estaba en condiciones para operarlo de manera estable.

2.2.2 Operación estable

Una vez estabilizado el digestor, se inició el periodo de operación estable; en el se intentó aumentar la carga másica de alimentación hasta la especificada por el diseño, sin que esto se haya podido lograr debido principalmente a las bajas concentraciones de SSV que presentó en promedio el lodo de alimentación a lo largo de la operación del digestor y a las limitaciones que ante estas condiciones, anormales de acuerdo a la literatura, no contar con espesador de lodos.

Durante la operación estable, se siguió manteniendo como parámetro de control en la operación al α , pH y alcalinidad como valores de respuesta, se añadió la actividad metanógena, la cual permitió medir la evolución metabólica de las bacterias del lodo, específicamente se midió la capacidad de las metanógenas para el consumo de sustrato (ácido acético) y su transformación a biogás (CH₄ y CO₂).

A partir de la determinación de la concentración de SSV en el influente, cama de lodos y sobrenadante, se observó la evolución en el porcentaje de remoción de SSV, parámetro de utilidad para la evaluación del funcionamiento del sistema.

Adicionalmente, con la finalidad de obtener mayor información en cuanto al proceso de degradación de materia orgánica en el proceso, se llevó a cabo el análisis de la demanda química de oxígeno soluble para el influente y sobrenadante, y total para ambas corrientes además de la cama de lodos.

La remoción de patógenos de la cama de lodos, fue evaluada a partir de la determinación de la concentración de coliformes fecales y de la cuantificación de huevos de helminto contenidos en ésta y en el influente.

En cuanto a la evaluación de las características de compactación de la cama de lodos, se emplearon el índice volumétrico de lodos y la velocidad de sedimentación.

Para el caso de los datos referentes al volumen y composición del biogás producido por el digestor, no fue posible obtener resultados, debido a que el digestor presentó problemas de fugas en la zona de almacenamiento de biogás.

2.3 Metodología de muestreo

Los lodos alimentados al digestor, fueron muestreados directamente de la descarga de la línea de bombeo de lodos de purga de la PTAR-CE en el cárcamo de alimentación; el sobrenadante fue muestreado en la canaleta de evacuación del mismo, la purga por medio de la apertura de la válvula de purga de lodos y el contenido del digestor, fue muestreado a partir de la obtención de núcleos extraídos por medio de dos puertos de muestreo instalados especialmente para este fin.

2.4 Técnicas analíticas

En la evaluación del funcionamiento del reactor se emplearon métodos incluidos en el Standard Methods (APHA, 1990). Los análisis realizados por métodos no normalizados son descritos en el anexo 1. En la **tabla 2.1** se señalan los parámetros analizados, la técnica empleada, la frecuencia de determinación y el punto de muestreo.

Tabla 2.1 Parámetros analizados para el monitoreo del funcionamiento del digester

Parámetro	Técnica	Frecuencia	Punto de muestreo
Sólidos suspendidos totales (SST; mg/L) Sólidos suspendidos volátiles (SSV; mg/L) Sólidos suspendidos fijos (SSF; mg/L)	SM	Diario	Influyente Sobrenadante Purga* Cama de lodos**
pH (unidades de pH)	Potenciómetro	Diario	Influyente Sobrenadante Purga* Cama de lodos**
Temperatura (T; °C)	Termómetro	Diario	Influyente Sobrenadante Purga* Cama de lodos**
Alcalinidad (Aic; mg CaCO ₃ /l)	SM	Tres veces por semana	Sobrenadante Purga* Cama de lodos
Relación de alcalinidades (α ; adim.)	CBPA-II*	Tres veces por semana	Sobrenadante Purga* Cama de lodos
Ácidos grasos volátiles (AGV; mg/L)	Cromatografía de gases	Tres veces por semana	Influyente Sobrenadante Cama de lodos
Demanda química de oxígeno soluble (DQOs;mg/L)	SM	Semanal	Influyente Sobrenadante
Demanda química de oxígeno total (DQOt;mg/L)	SM	Semanal	Influyente Sobrenadante Purga* Cama de lodos
Coliformes fecales (CF; NMP/gST)	SM	Semestral	Influyente Cama de lodos
Huevos de helminto (HH; HH/gST)	SEMARNAT (1997)	Semestral	Influyente Cama de lodos
Actividad metanógena específica (Ae;gCH ₄ -DQO/gSSV*d)	CBPA-II*	Mensual	Cama de lodos
Índice volumétrico de lodos (IVL; ml/gSST)	SM-II*	Semanal	Cama de lodos
Velocidad de sedimentación (Vsed; m/h)	SM-II*	Semanal	Cama de lodos

SM Técnica normalizada en el Standard Methods SM-II Técnica normalizada en el Standard Methods y adaptada por el

Instituto de Ingeniería, UNAM

CBPA-II Procedimiento adaptado por la Coordinación de Bioprocesos Ambientales del Instituto de Ingeniería, UNAM

*Manual de técnicas de laboratorio de la Coordinación de Bioprocesos Ambientales del Instituto de Ingeniería, UNAM.

* Los análisis realizados a la purga se realizaron únicamente cuando se efectuó ésta

**Análisis realizados tres veces por semana

3. RESULTADOS EXPERIMENTALES

3.1 Arranque

Durante el arranque del digestor, en los lodos contenidos en el digestor, se buscó mantener un valor superior a 0.5 para la relación de alcalinidades (α); como fue mencionado valores entre 0.5 y 0.7 indican condiciones de estabilidad en el sistema que permiten aumentar la carga másica de alimentación al digestor hasta el grado en que dicho parámetro no descienda por debajo del valor recomendado. De este modo se fue aumentando gradualmente la carga másica de alimentación, hasta que se observó que el valor promedio de α se mantuvo con valores mayores a 0.5 durante periodos de una semana de alimentación con una carga orgánica aproximada de 1.6 kg SSV/m³*d, valor inferior del intervalo marcado en la bibliografía para la operación de digestores anaerobios convencionales de alta tasa (Noyola, 1998). Los valores promedio del α , pH y AGV, son mostrados en la **tabla 3.1**, en donde se observa que presentaron una evolución favorable.

El valor promedio de α fue aumentando gradualmente, debido a la estabilización creciente del proceso anaerobio. El incremento de temperatura en el sistema, favoreció la selección y reproducción de microorganismos facultativos y anaerobios, estableciéndose el metabolismo anaerobio, con la generación y asimilación de productos intermedios del mismo, como se observa en la disminución de la concentración de AGV con respecto al tiempo y la consecuente generación de una capacidad amortiguadora debida a la producción de bicarbonatos.

En cuanto a la actividad microbiológica del lodo durante la estabilización del proceso, se puede establecer que si existió una selección de microorganismos anaerobios, ya que la actividad metanógena durante éste periodo creció de 0.03 a 0.1 gCH₄-DQO/gSSV*d.

Tabla 3. 1 Estado de los parámetros de monitoreo en la cama de lodos del digester empleados durante el periodo de estabilización

Parámetro	Mes 1	Mes 2	Mes 3	Mes 4
pH	6.54 - 7.97 (7.26)	7.33 - 7.69 (7.51)	7.2 - 8.52 (7.86)	6.9 - 7.90 (7.84)
α	0.30 - 0.46 (0.38)	0.41 - 0.63 (0.52)	0.37 - 0.70 (0.54)	0.43 - 0.84 (0.64)
Alcalinidad (mgCaCO ₃ /L)	0.44-0.6 (0.52)	0.51-0.55 (0.53)	0.48-0.53 (0.51)	0.50-0.58 (0.54)
AGV				
Acético (mg/L)	150 - 180 (165)	150 -153 (152)	130 - 132 (131)	31 - 70 (50.5)
Propiónico (mg/L)	230 - 235 (232.5)	210 -217 (214)	34 - 36 (35)	3 - 7 (5.0)
Butírico (mg/L)	60 - 64 (62.0)	7 - 7.6 (7.3)	1.7 - 2.4 (2.1)	0.6 - 4 (2.3)

3.2 Operación estable

Las gráficas de resultados, muestran la evolución del funcionamiento del digester durante los dos meses de operación estable, a través del análisis de diversos parámetros en el influente, sobrenadante y en los lodos contenidos en el digester. Los valores numéricos se muestran en el

Anexo II

3.2.1 Influyente

Para el caso del influente, se dio seguimiento a la carga másica alimentada diariamente al digester. Sus características fueron evaluadas a partir del análisis los sólidos suspendidos y la demanda química de oxígeno contenidos en él.

3.2.1.1 Sólidos Suspendidos

En la **figura 3.1** se observa que los SST y SSV en el influente a lo largo del periodo de operación estable, mostraron un comportamiento variable en cuanto a su concentración, debido a la irregularidad con las que la DGCOH lleva a cabo las purgas en los sedimentadores primarios y secundarios de la PTAR-CE, presentando en muchas ocasiones concentraciones muy bajas.

A partir de la gráfica mostrada en la **figura 3.2**, se observa que también el porcentaje de SSV en los lodos alimentados fue variable, situación propiciada por la ya mencionada irregularidad con la que se llevan a cabo las purgas de los sedimentadores secundarios en la PTAR-CE. Adicionalmente, debido a las políticas de operación de la PTAR-CE, se alimentaron lodos predominantemente primarios, los cuales tenían características variables.

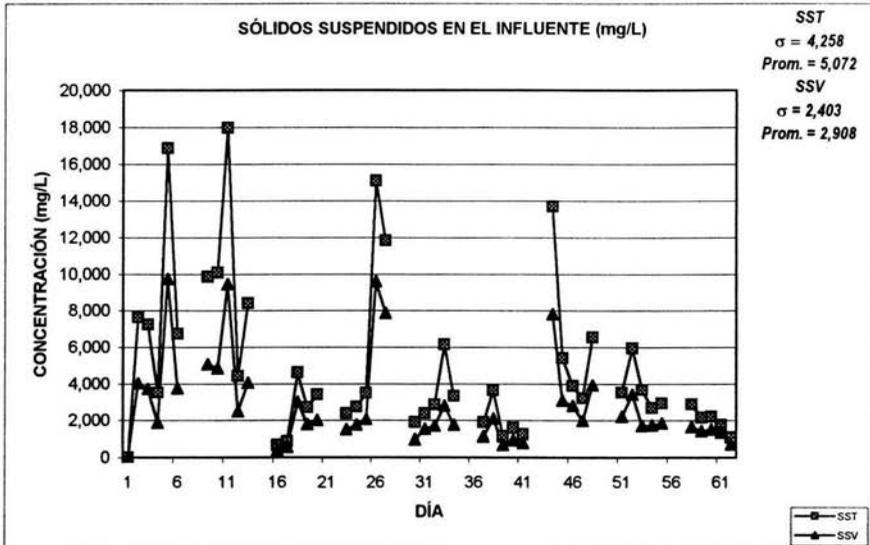


Figura 3.1 Contenido de sólidos suspendidos en el influente del digester

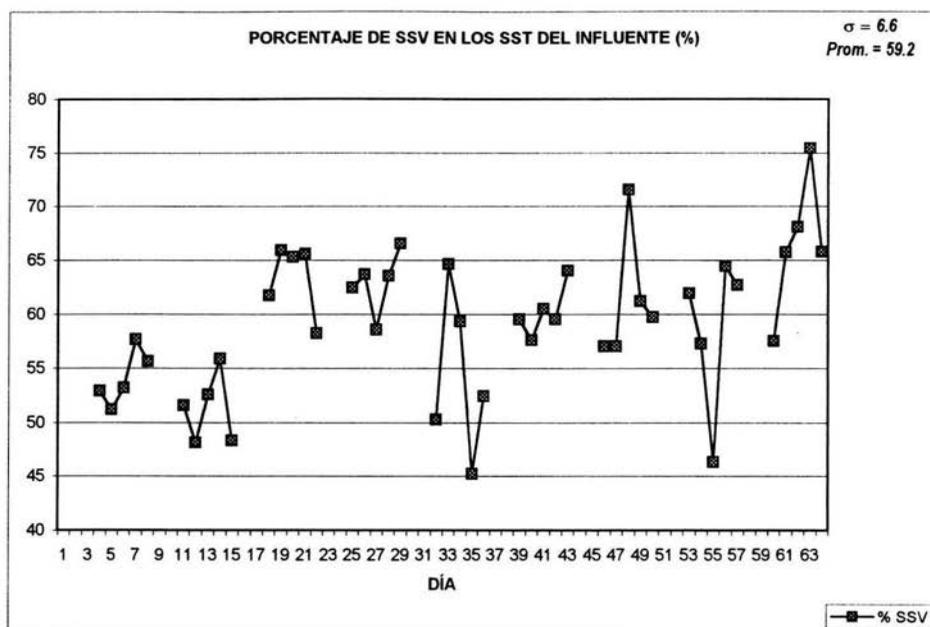


Figura 3.2 Porcentaje de sólidos suspendidos volátiles en los sólidos suspendidos totales del influente del digestor

3.2.1.2 Carga másica alimentada

Uno de los objetivos de la etapa de operación estable del digestor trabajar a la carga másica de diseño ($2.5 \text{ KgSSV/m}^3 \text{ d}$). Lo anterior no fue posible debido a las bajas concentraciones de los lodos de alimentación y a las limitaciones que el equipo empleado en la operación de digestor impuso bajo estas condiciones. De tal manera, como se muestra en la **figura 3.3**, la carga másica promedio suministrada al digestor, $1.1 \text{ kg SSV/m}^3\text{d}$, fue baja en comparación con la carga de diseño e inclusive fuera del intervalo aplicado en digestores convencionales de alta tasa, como valor mínimo reportado en bibliografía es de $1.6 \text{ kg SSV/m}^3\text{d}$ (Noyola,1998).

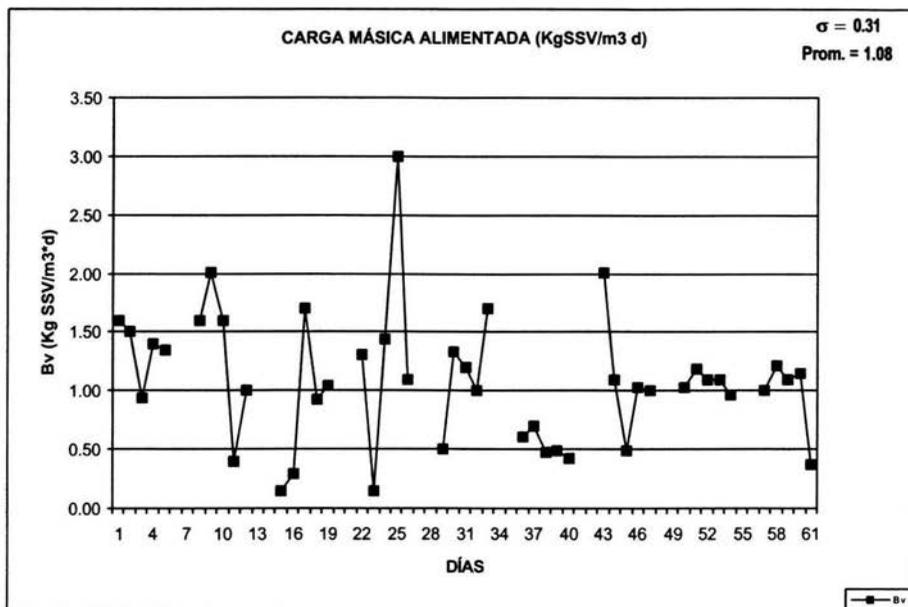


Figura 3.3 Carga másica alimentada al digestor durante el periodo de operación estable

3.2.1.3 Demanda química de oxígeno

El comportamiento de la DQOT y de la DQOs se muestran en la **figura 3.6**. Por otro lado, debido a que durante las dos primeras semanas de operación estable, se alimentaron lodos con concentraciones promedio de SST mayores al de las demás semanas, se observaron valores de DQOT también mayores. La DQOs mostró un valor promedio de 130 mg/L.

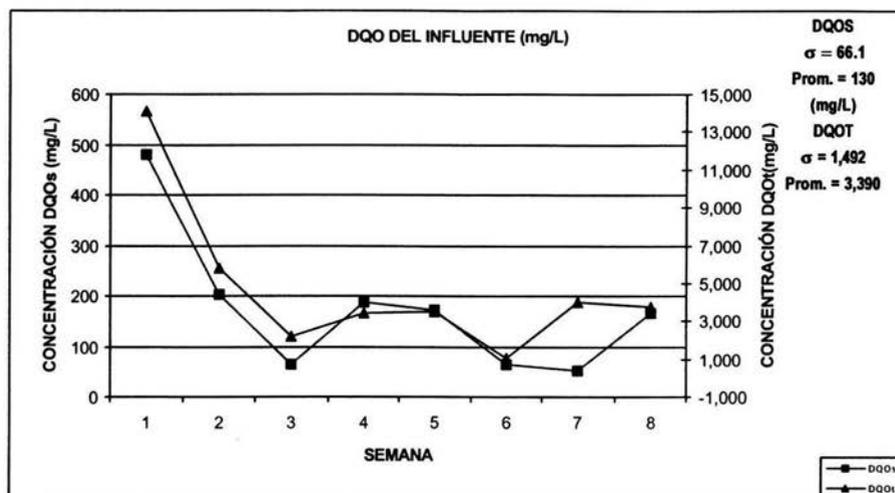


Figura 3.4 Demanda Química de Oxígeno en el influente

3.2.2 Lodos contenidos en el digestor

El seguimiento del comportamiento de contenido del digestor, se llevó a cabo por medio del análisis de los sólidos suspendidos, pH, alcalinidad, AGV, DQOt, actividad metanógena, IVL y velocidad de sedimentación. Los dos últimos permitieron evaluar la capacidad de compactación de los lodos.

3.2.2.1 Sólidos suspendidos

En la **figura 3.5**, se presenta la evolución de la concentración de SST y SSV en los lodos contenidos en el digestor a lo largo del periodo de operación estable. Se observa que la concentración de SST en la cama aumenta gradualmente con respecto al tiempo, con concentraciones promedio de 25000 mg/L durante las primeras dos semanas del periodo de operación estable, hasta alcanzar concentraciones promedio entre 35000 y 40000 mg/L durante las dos últimas semanas. Por otro lado, como se muestra en la **figura 3.6**, el porcentaje de SSV disminuyó con respecto al tiempo, observándose en las primeras dos semanas un porcentaje promedio del 57%, y un porcentaje promedio del 45% al final del periodo de operación estable. Tal evolución indica una adecuada digestión de los lodos.

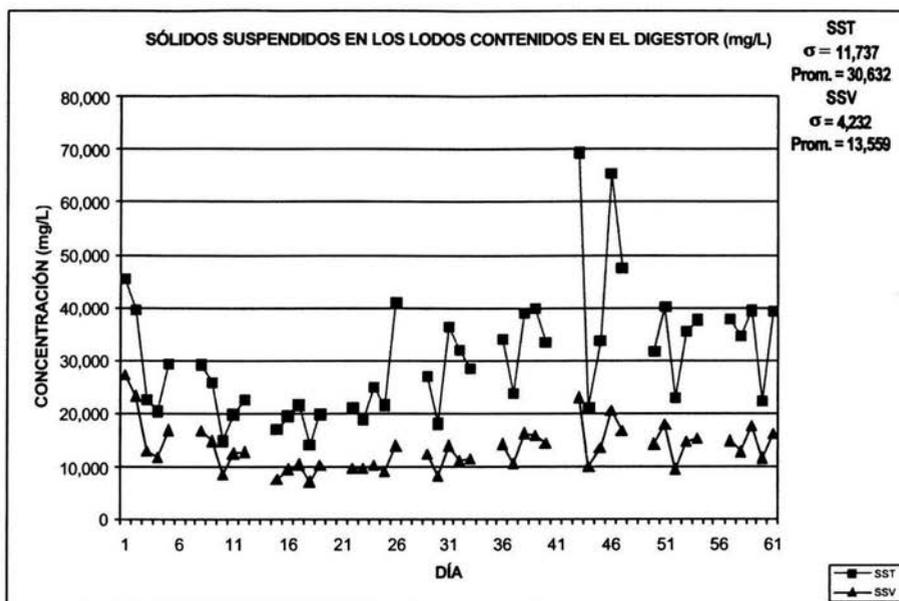


Figura 3.5 Contenido de sólidos suspendidos en los lodos contenidos en el digestor

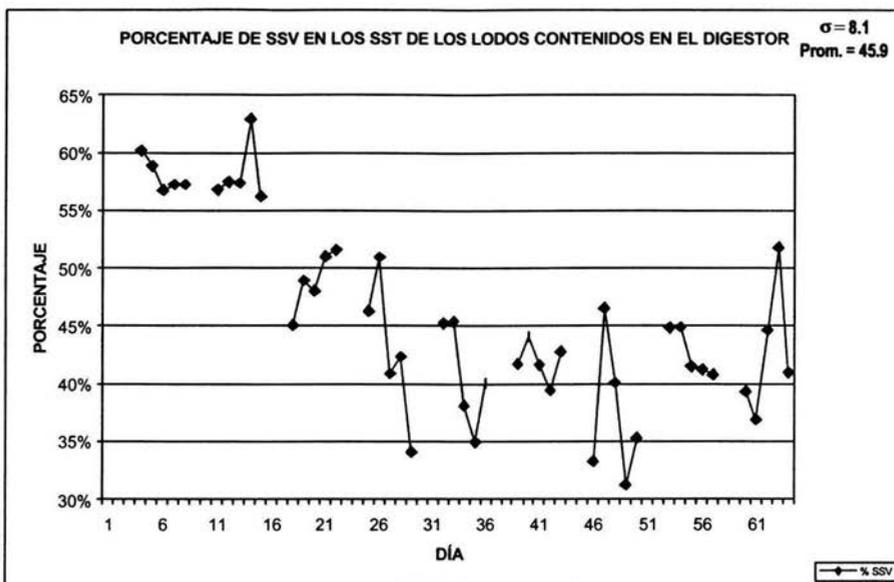


Figura 3.6 Porcentaje de sólidos suspendidos volátiles en los SST de los lodos contenidos en el digester

En la **figura 3.7**, se muestra la concentración de SST, como porcentaje en peso con respecto a la profundidad del digester durante la última semana de operación.

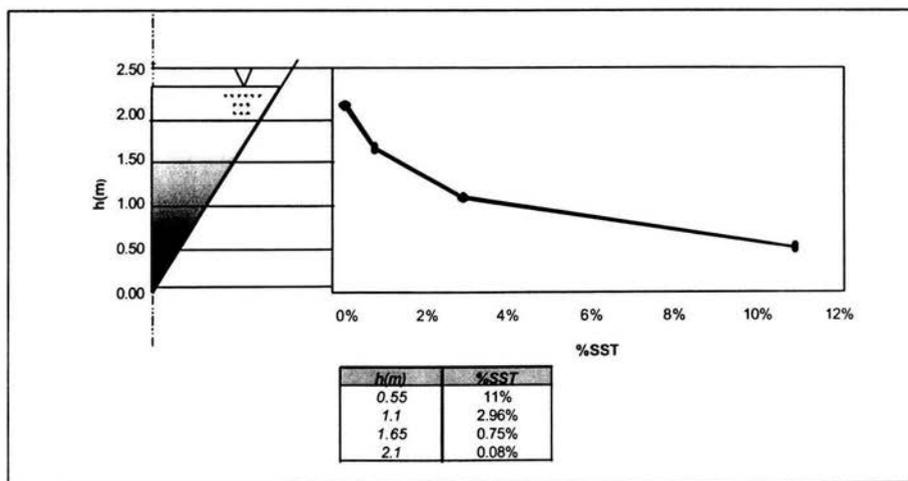


Figura 3.7 Concentración de SST con respecto a la profundidad del digester

En la **figura 3.8**, se muestra el perfil de velocidades ascendentes en el digestor bajo las condiciones de operación ($Q=5.8 \text{ m}^3/\text{h}$). De acuerdo con esta figura, la velocidad de 0.6 m/h , recomendada para que no haya un arrastre de partículas significativo en reactores tipo UASB (Noyola, 1994), se alcanza aproximadamente a una altura de 1.5 m , dejando una zona de sedimentación de 0.7 m , equivalente al 53% del volumen líquido del digestor.

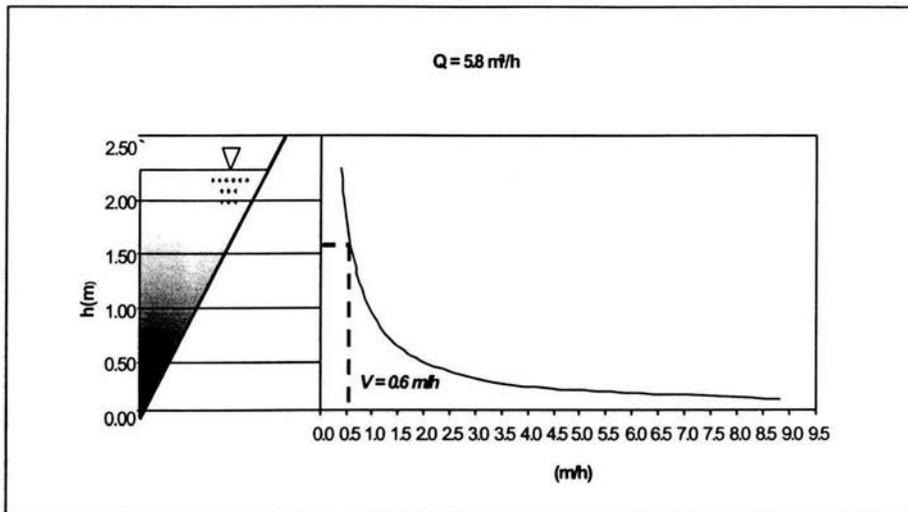


Figura 3. 8 Perfil de velocidades ascendentes en el digestor

3.2.2.2 Alcalinidad, ácidos grasos volátiles y pH

El parámetro α en los lodos contenidos en el digestor durante la operación estable del digestor, de acuerdo a la **figura 3.9** generalmente tuvo un valor superior a 0.5 , llegando hasta 0.6 , mostrando una estabilidad en la operación del digestor. Lo anterior es consecuencia de las bajas cargas másicas que se alimentaron al digestor, que permitieron que el sustrato fuera asimilado rápidamente por los distintos grupos de microorganismos que intervienen en el proceso de degradación. Esto concordó con la concentración de AGV en la cama, ya que en el caso del ácido acético se obtuvo una concentración promedio de 30 mg/L , en tanto que la concentración de ácidos propiónico y butírico no fueron perceptibles.

Ante la imposibilidad de poder aumentar el valor de la carga másica de alimentación por la baja concentración de los lodos de purga de la PTAR-CE, no se observó la disminución del valor de α , y consecuentemente, no se pudo ubicar el límite de operación del digestor en cuanto a carga orgánica se refiere.

En cuanto al comportamiento del pH en los lodos contenidos en el digestor, de acuerdo con la **figura 3.10**, a partir de la segunda semana de operación, este nunca estuvo por debajo de 7, lo que se considera normal debido a la rápida asimilación de los AGV por parte de las bacterias metanogénicas, con la consecuente generación de alcalinidad debida a los bicarbonatos.

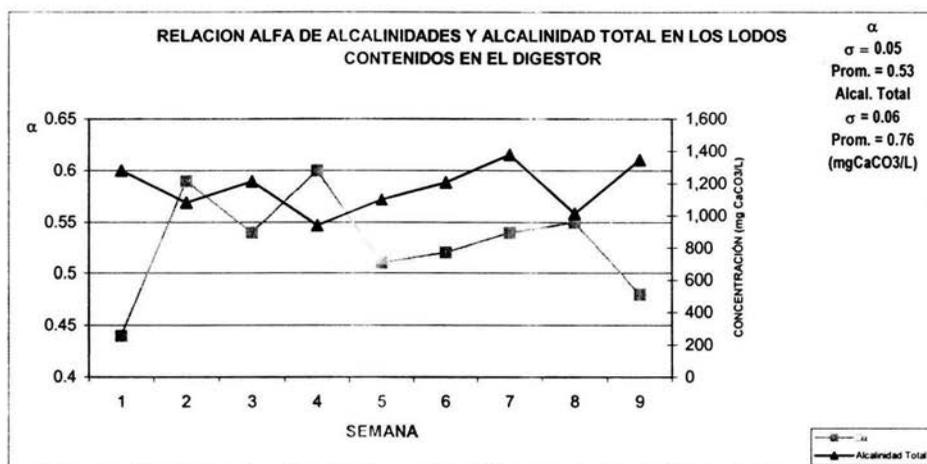


Figura 3.9 Relación de alcalinidades α en los lodos contenidos en el digestor

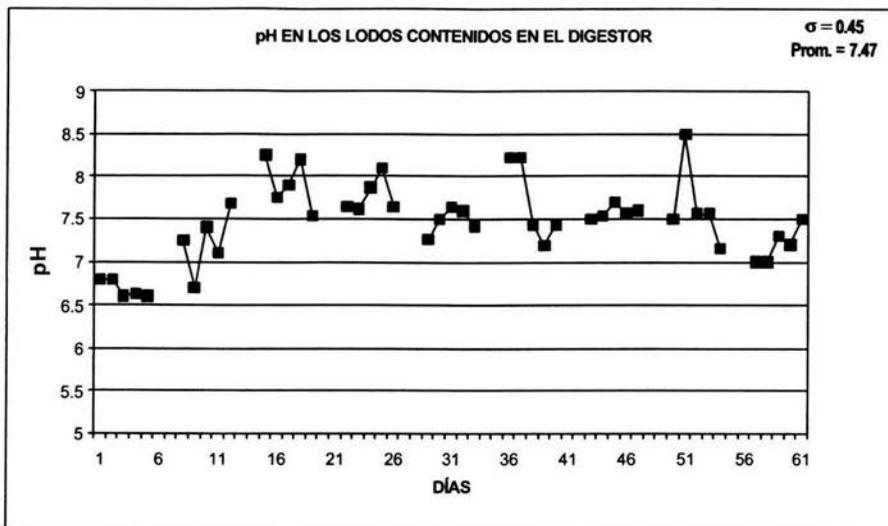


Figura 3. 10 pH en los lodos contenidos en el digestor

3.2.2.3 Demanda química de oxígeno

A los lodos contenidos en el digestor, se les analizó la DQOt durante las dos primeras y durante las dos últimas semanas de operación estable. En el primer caso se obtuvo un valor promedio de 38,000 mgDQOt/L mientras que la concentración de sólidos suspendidos fue de 26,966 mgSST/L y 15,703 mgSSV/L. En el segundo caso el valor obtenido fue de 21,400 mgDQOt/L y una concentración de sólidos suspendidos de 34,112 mgSST/L y 14,450 mgSSV/L. En ambos casos la relación DQO/SSV fue de 2.42 y 1.48 respectivamente.

3.2.2.4 Actividad metanógena

La actividad metanógena durante el periodo de operación estable se mantuvo en 0.1 gCH₄DQO/gSSV*d, lo que indica que durante el periodo de arranque, la biomasa se adaptó aceptablemente a las condiciones de operación, y que durante el periodo de operación estable, no hubo alteraciones que le afectaran.

3.2.2.5 Índice volumétrico de lodos y velocidad de sedimentación

De acuerdo a la **figura 3.11**, al inicio del periodo de operación estable del digester, el valor del IVL de los lodos contenidos en el digester fue de 48 mL/gSST, valor que al final de la operación fue de 36 mL/gSST, lo que indica un aumento en la capacidad de compactación de los mismos. Los lodos se mantuvieron durante la segunda mitad del periodo con un IVL dentro del intervalo característico de un lodo anaerobio floculento granular, 20 a 40 mL/g (Noyola, 1994).

En la **figura 3.10**, se observa que al inicio del periodo de operación estable, la velocidad de sedimentación de la cama de lodos fue de 0.6 m/h, valor que aumentó a 1.6 m/h al final de la operación, ambos valores considerados como bajos, lo que se considera normal debido a la naturaleza floculenta de la cama de lodos.

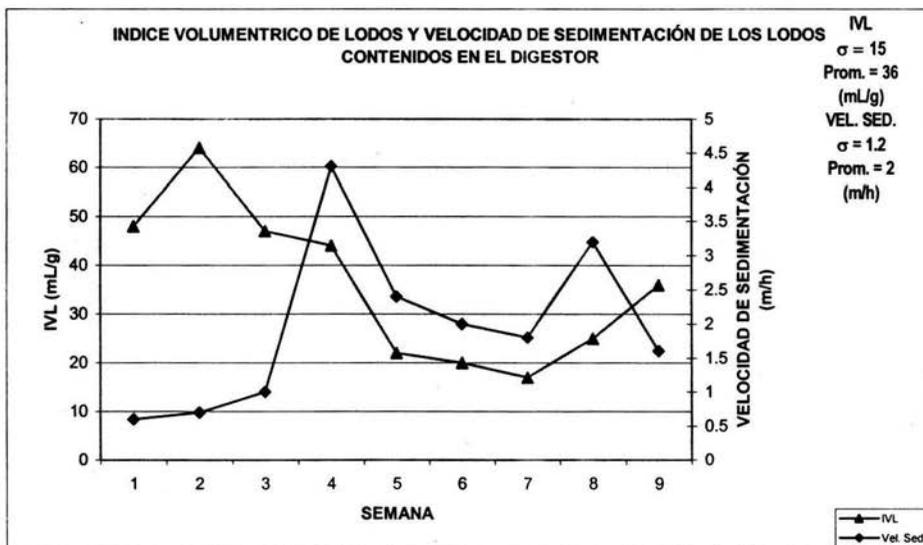


Figura 3.11 Índice volumétrico de lodos contenidos en el digester

3.2.3 Sobrenadante

El seguimiento del comportamiento del sobrenadante del digestor, se llevó a cabo por medio del análisis de los sólidos suspendidos, pH, alcalinidad y DQO.

3.2.3.1 Sólidos suspendidos

En la **figura 3.12** se muestra el comportamiento que tuvieron los sólidos suspendidos en el sobrenadante. Se aprecia que durante las dos primeras semanas de operación estable se encontraron valores mayores a los del resto del periodo, esto debido a la flotación de lodos provenientes de la cama de lodos atribuible al proceso de estabilización del sistema, misma que se dejó de presentar como resultado del proceso de compactación de los mismos. Posteriormente se tuvieron concentraciones bajas de SST, en las que de acuerdo a la **figura 3.13**, el porcentaje de SSV se fue incrementando con respecto al tiempo, llegando a ser mayor que el encontrado en la cama de lodos, efecto atribuible a la disminución en el ascenso de floculos que arrastraban material limo-arcilloso del fondo del digestor.

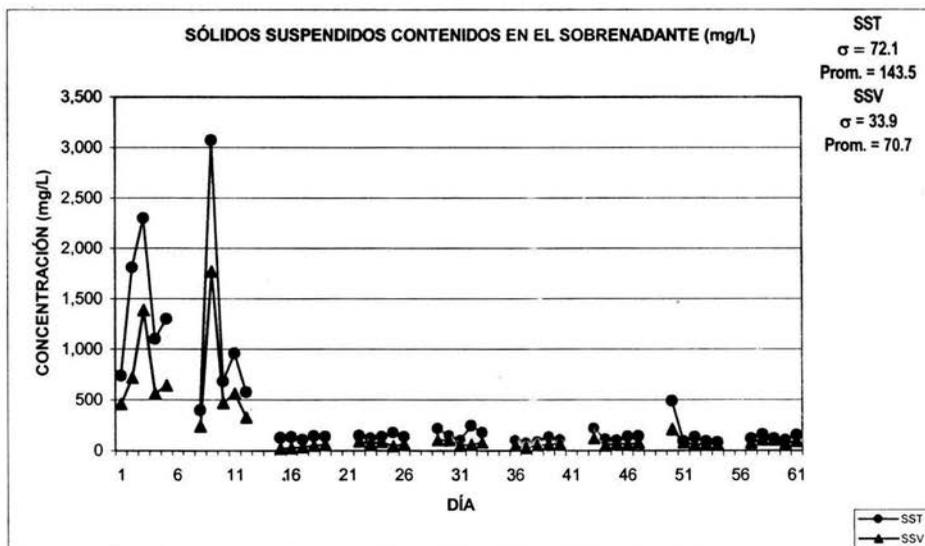


Figura 3.12 Contenido de sólidos suspendidos en el sobrenadante del digestor

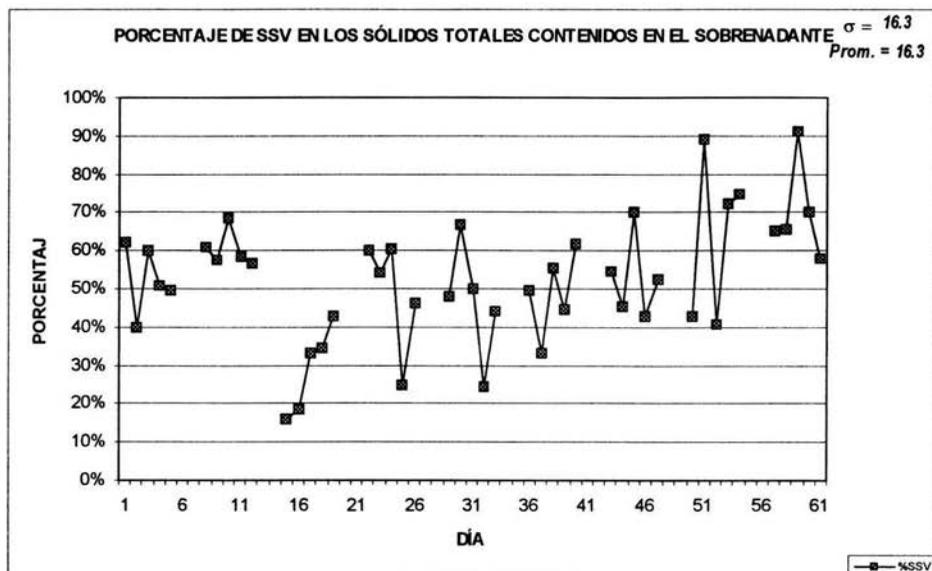


Figura 3.13 Porcentaje de sólidos suspendidos volátiles en el sobrenadante del digestor

3.2.3.2 Alcalinidad y pH

La relación α para el sobrenadante, como se muestra en la **figura 3.14**, mantuvo valores que indicaron la estabilidad del proceso, presentando incluso valores mayores a los obtenidos en la cama de lodos, lo que es atribuible a que la actividad microbiológica en el sobrenadante es menor. Para el caso del pH, de acuerdo a la **figura 3.15**, se llegaron a tener valores de pH aún por encima del límite superior del intervalo óptimo de operación de un proceso anaerobio, llegando en dos ocasiones a valores mayores a 8.5.

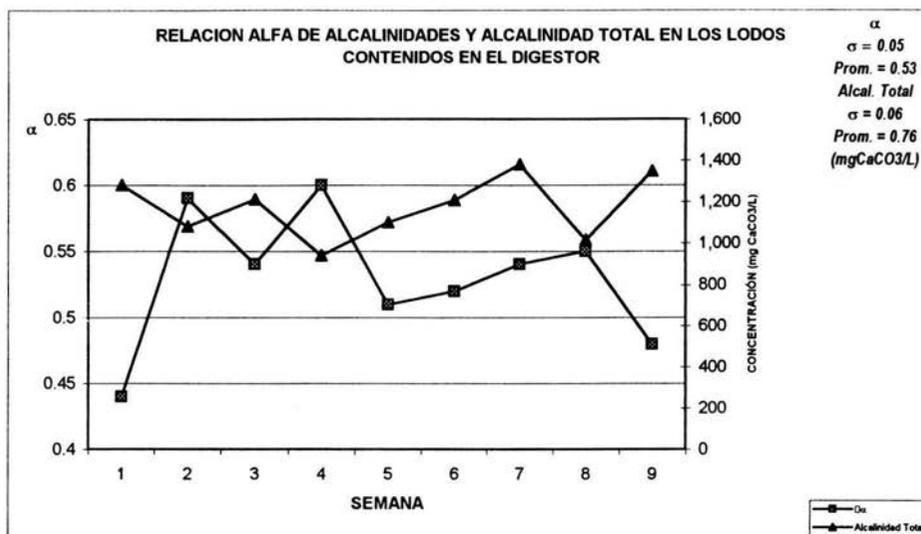


Figura 3.14 Relación de alcalinidades α en el sobrenadante del digestor

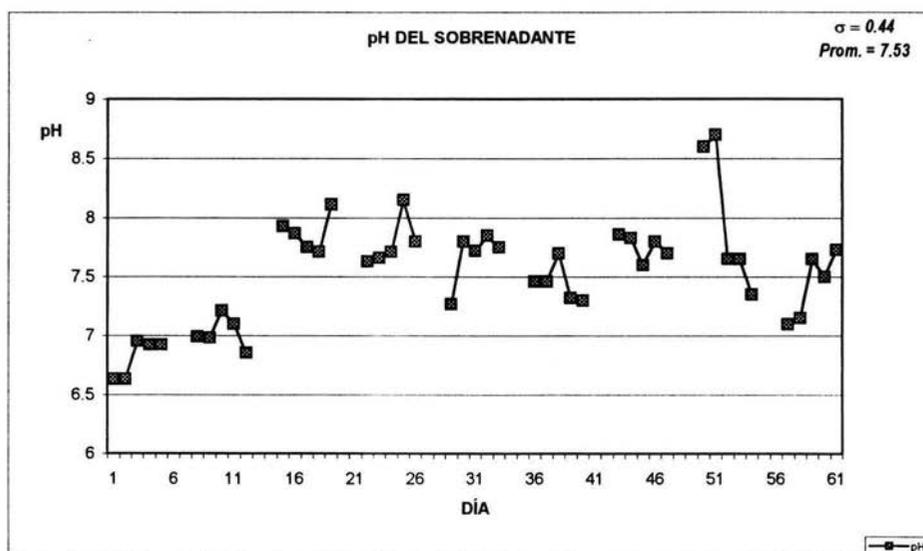


Figura 3. 15 pH en el sobrenadante del digestor

3.2.3.3 Demanda química de oxígeno

En la **figura 3.18**, se muestran los valores obtenidos para la DQOT y DQOs en el sobrenadante. A partir de la cuarta semana de operación se observa una disminución en el valor de ambos parámetros con respecto al tiempo, llegando a un valor por debajo de los 200 mg/L de DQOT durante la última semana de operación. Debido al bajo contenido de SSV del sobrenadante, la diferencia entre la DQOT y la DQOs no es grande, excepto en a la primera semana de operación, en donde debido a la flotación de lodos de la cama se observó una concentración mayor de SSV.

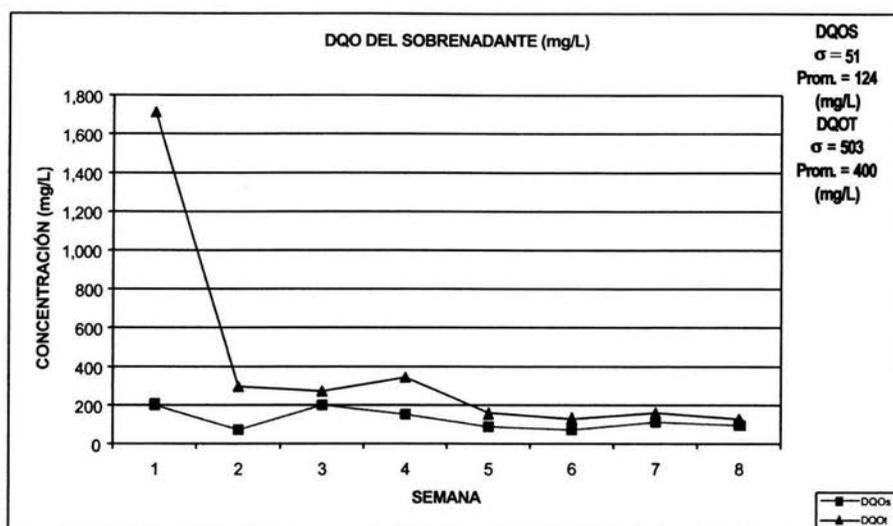


Figura 3.16 Demanda Química de Oxígeno en el sobrenadante del digestor

3.2.4 Purga

La purga del digestor solo fue posible llevarla a cabo de manera constante durante la primera semana de operación, debido a que posteriormente los lodos lograron la capacidad de compactación esperada, lo que no permitió que la cama alcanzara en los dos meses la altura del nivel de purga fijado en el diseño. Por esta razón, no se pudo controlar el tiempo de residencia celular especificado en el mismo durante el resto del periodo de operación. En la **tabla 3.2** se muestran los resultados obtenidos para la purga durante la primera semana de operación.

Tabla 3.2 Resultados obtenidos para la purga durante la primera semana de operación

<i>Día</i>	<i>SST (mg/L)</i>	<i>SSV (mg/L)</i>	<i>SSF (mg/L)</i>	<i>%SSV</i>	<i>pH</i>	<i>Alcalinidad (mg/L CaCO₃)</i>	<i>α</i>	<i>Volumen m³</i>
1	9550	5410	4140	57%	7.91	700	0.60	7.46
2	11670	6180	5490	53%	7.86			5.22
3	10520	5590	4930	53%	7.92	789	0.59	1.67
4	11400	6150	5250	54%	7.68			2.80
5	9260	5030	4230	54%	7.16	760	0.50	4.58

3.2.5 Balance de masa

El planteamiento de un balance de masa de sólidos suspendidos volátiles en el digestor es necesario para evaluar el funcionamiento del proceso en cuanto a la eliminación de los mismos en la cama de lodos. La ecuación de balance de masa en su forma más general es como sigue:

$$F_e = F_s + R + A \quad (3.1)$$

En donde:

F_e = Flujo entrante que cruza la frontera del sistema

F_s = Flujo saliente que cruza la frontera del sistema

R = Remoción total en el sistema

A = Acumulación dentro del sistema

Para el caso del digestor anaerobio no convencional, se tienen las variables mostradas en la figura 3.17.

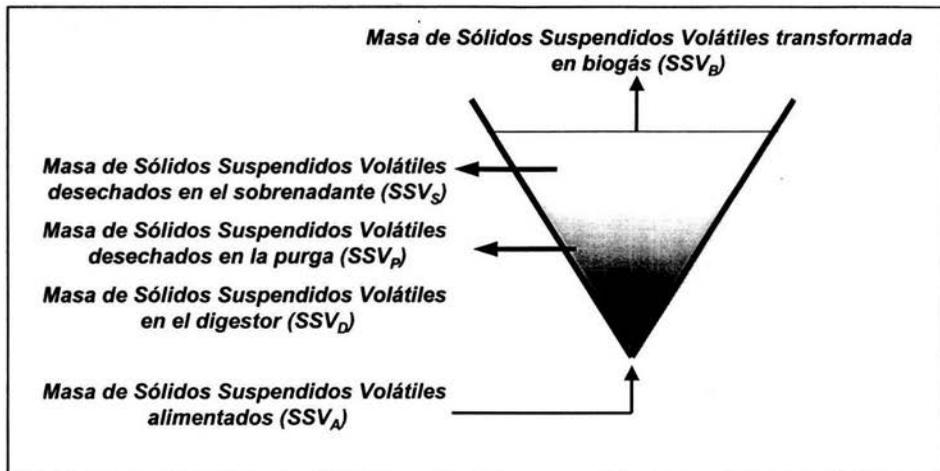


Figura 3.17 Flujo de sólidos suspendidos volátiles en el digestor. Todos los parámetros tienen una base de tiempo definido e igual, que es el periodo de operación

A partir de la ecuación 1 y de la figura se tiene que:

$$F_e = SSV_A \quad [\text{kgSSV}]$$

$$F_s = SSV_S + SSV_P \quad [\text{kgSSV}]$$

$$R = SSV_B \quad [\text{kgSSV}]$$

$$A = SSV_D \quad [\text{kgSSV}]$$

Quedando la siguiente ecuación para el digestor:

$$SSV_A = SSV_S + SSV_P + SSV_B + SSV_D \quad (3.2)$$

Por otro lado:

$$SSV_D = SSV_{Df} - SSV_{Di} \quad (3.3)$$

En donde:

SSV_{Df} = Sólidos suspendidos volátiles en el digestor en el tiempo f (final)

SSV_{Di} = Sólidos suspendidos volátiles en el digestor en el tiempo i (inicial)

De tal manera, la ecuación para el balance de masa de sólidos suspendidos volátiles en el digestor para un intervalo f-i es:

$$SSV_A = SSV_S + SSV_P + SSV_B + SSV_{Df} - SSV_{Di} \quad (3.4)$$

Tomando en cuenta las condiciones bajo las que se llevó a cabo la purga del digestor, el balance de masa se realizó considerando como instante i al inicio del periodo de operación estable del digestor, y como instante f al final del mismo, haciendo las siguientes consideraciones:

El volumen del digestor es de 15.86m³.

Los sólidos suspendidos volátiles en el digestor en el tiempo i (SSV_i), son el promedio de la concentración de SSV en el digestor durante los últimos tres días de la primera semana de operación, debido a que durante los dos primeros días, se obtuvieron valores que se pueden considerar como atípicos de acuerdo al comportamiento de éste parámetro durante el resto de la operación, situación atribuible a errores durante su obtención en el laboratorio.

Los sólidos suspendidos volátiles en el digestor en el tiempo f (SSV_f), son el promedio de la concentración de SSV en el digestor durante la última semana de operación.

De acuerdo con el balance de masa, mostrado en el **Anexo II**, se tienen los siguientes resultados:

$$SSV_A = 773.02 \text{ kgSSV}$$

$$SSV_S = 68.8 \text{ kgSSV}$$

$$SSV_P = 122.26 \text{ kgSSV}$$

$$SSV_{Di} = 218.55 \text{ kgSSV}$$

$$SSV_{Df} = 231.16 \text{ kgSSV}$$

Sustituyendo valores en la ecuación 4 y despejando SSV_B que representa la masa de sólidos suspendidos volátiles convertidos a biogás (metano) se tiene que 569.29 kg de SSV fueron eliminados durante la operación del digester, lo que equivale a un porcentaje de eliminación del 73.65%. Este resultado es producto de cálculo y no fue medido experimentalmente, por lo que no discrimina errores experimentales.

$$SSV_B = SSV_A - SSV_S - SSV_P - SSV_{Df} + SSV_{Di}$$

$$569.29 = 773.02 - 68.8 - 122.26 - 231.16 + 218.55$$

3.2.5.1 Porcentaje de reducción de sólidos suspendidos con base a concentraciones promedio

Debido a que no fue posible purgar el digester de manera regular, con la finalidad de dar una aproximación de la eficiencia de remoción de SSV en el digester, basada en resultados experimentales, se tomaron en cuenta los resultados obtenidos para el contenido de SSV dentro del mismo. El cálculo se hizo de acuerdo con Metcalf & Eddy (1991).

El porcentaje promedio de SSV durante la última semana de operación en el digester fue del 43%, mientras que el porcentaje promedio de SSV para el influente fue del 59%. A partir de estos datos se hace el siguiente planteamiento:

	%Sólidos Suspendidos Fijos (SSF)	%Sólidos Suspendidos Volátiles (SSV)
Influente	41	59
Cama de lodos	57	43

Entonces; asumiendo como base un lote de 100 Kg de SST en el influente

$$SSF \text{ en el influente} = \frac{0.41 \text{ kg}}{0.41 \text{ kg} + 0.59 \text{ kg}} (100 \text{ Kg}) = 41 \text{ Kg}$$

Ya que la masa de SSF se considera constante, se puede asumir que:

$$SST \text{ en cama de lodos (lodos digeridos)} = \frac{0.41 \text{ kg}}{0.57 \text{ kg}} = 72 \text{ Kg SST}$$

Si la masa de SSV en los lodos digeridos es X entonces:

$$SSF \text{ en cama de lodos (lodo digeridos)} = 57\% = \frac{0.41 \text{ kg}}{0.41 \text{ kg} + X}$$

$$X = 0.31 \text{ Kg SSV}$$

Y la masa de lodos digeridos será: 31 KgSSV + 41 KgSSF = 72 KgSST

Por lo tanto:

$$\text{Porcentaje de reducción de SST} = \frac{100 - 72}{100} \times 100 = 28\%$$

$$\text{Porcentaje de reducción de SSV} = \frac{59 - 32}{59} \times 100 = 47\%$$

De acuerdo a la bibliografía, los digestores anaerobios de alta tasa para lodos, tienen eficiencias de remoción de SSV del 45 al 50% (Metcalf & Eddy, 1991) y logran una reducción de la masa total de SST del 25 al 45% (Noyola, 1998), por lo que los valores obtenidos en este trabajo caen dentro de ambos intervalos

3.2.5.2 Producción teórica de biogás

La producción de biogás esperada en un digestor anaerobio de lodos, es de 0.75 a 1.12 m³CH₄/kgSSVeliminados (Noyola, 1998), y tomando en cuenta que el porcentaje de eliminación obtenido por medio del balance de masa equivale a 569.29 kgSSV, la producción teórica de biogás del digestor durante el periodo de operación estable sería de 423 a 638 m³CH₄ (7 a 10.5 m³CH₄/d). De nuevo, este es un cálculo teórico, que no discrimina posibles errores en la determinación de los parámetros utilizados para el cálculo del balance de masa.

3.2.6 Tiempo de retención de lodos o de retención celular

El tiempo de retención de lodos se determinó de la siguiente manera:

$$TRC = \frac{SSV_{REACTOR}}{SSV_{PURGA} + SSV_{EFLUENTE}} \quad (3.5)$$

donde:

$SSV_{REACTOR}$ = Masa de sólidos suspendidos volátiles en el reactor, Kg

SSV_{PURGA} = Flujo másico de sólidos suspendidos volátiles de la purga, Kg/d

$SSV_{EFLUENTE}$ = Flujo másico de sólidos suspendidos volátiles del efluente, Kg/d

Debido a que la purga no se llevó a cabo, solo durante los primeros días de la etapa estable, el término que involucra los SSV de la misma se elimina de la ecuación 5, por lo que el tiempo de retención celular se determina únicamente a partir de los SSV contenidos en el reactor y el flujo másico de los SSV del efluente.

$$TRC = \frac{231.16 \text{ Kg SSV}}{1.37 \frac{\text{Kg SSV}}{d}} = 168 d$$

Este valor es solamente indicativo ya que el digestor realmente no alcanzó un nivel de cama de lodos estable y por lo tanto la operación de purga no pudo establecerse.

4. ESCALAMIENTO DEL DIGESTOR

El diseño de un digester prototipo escalado con base en los resultados de este trabajo, se realizó de acuerdo con el criterio de carga orgánica volumétrica (Bv) expresada en términos de flujo másico de sustrato (kgSSV/d) entre el volumen del digester (m^3). De esta manera, se fijó la carga orgánica para poder conocer el volumen del digester. Para el tratamiento de los lodos de la Planta de Tratamiento de Aguas de Cerro de la Estrella, se pueden establecer dos valores; uno esperado o teórico, que correspondería a la carga de diseño de digestores convencionales de alta tasa, que en este caso se fijó de $2.5 \text{ Kg SSV/m}^3\cdot\text{d}$, y un segundo valor que corresponde al obtenido durante la etapa de operación estable del digester piloto y que dadas las características de lodo que se purga de la planta, en promedio fue de $1 \text{ Kg SSV/m}^3\cdot\text{d}$. Esta última carga es baja con respecto al intervalo de carga alimentada en digestores convencionales de alta tasa (1.6 a $3.2 \text{ Kg SSV/m}^3\cdot\text{d}$; Noyola, 1998). Ésta fue producto de la baja concentración de sólidos en los lodos de purga, constituida en una mayor proporción por lodos primarios, puesto que la purga de lodos secundarios era menos frecuente. Esta particular composición se confirmó con la baja fracción volátil del lodo (40 a 50 %), aunque ocasionalmente se alcanzó la carga másica mínima para un digester de alta tasa. La baja fracción volátil indica además la entrada al sedimentador primario de una gran cantidad de arenas y material en suspensión, seguramente como resultado de la ausencia o mínima eficiencia de la unidad de desarenación.

A pesar de que la carga orgánica volumétrica de alimentación fue baja, se alcanzó una remoción de sólidos suspendidos volátiles del 47% como ya fue presentado. Tal resultado se debe a que lodos en el digester tuvieron un tiempo de retención celular muy alto.

4.1 Factores de escalamiento

Para obtener el volumen del digestor se utilizó la siguiente ecuación [Metcalf y Eddy 1991]:

$$B_v = \frac{[SSV]Q}{V_d}$$

despejando V_d se obtiene

$$V_d = \frac{[SSV]Q}{B_v}$$

donde:

V_d , Volumen del digestor, m³

B_v , Carga orgánica volumétrica, Kg SSV/m³d

[SSV], Concentración de SSV, Kg/m³

Q, Flujo, m³/d

Para digestores con DQO excedente de 3000 mg/L, la altura máxima del digestor convencional debe ser de 5 a 7 m [Malina y Pohland, 1990]; por lo tanto, utilizando este criterio con la geometría del digestor prototipo, las dimensiones del escalamiento son las siguientes (figura 4.1):

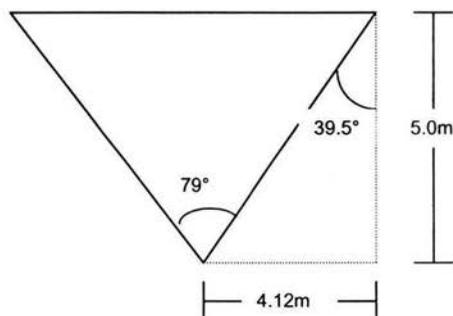


Figura 4.1 Características geométricas del digestor prototipo

Usando identidades trigonométricas se obtuvo la base del triángulo, la cual es de 8.24 m, con este valor se obtienen las dimensiones restantes de acuerdo con la siguiente expresión:

$$L = \frac{V}{A} = \frac{2V}{b * h}$$

donde:

L, longitud, m

V, volumen, m³

b, base, m

h, altura, m

El requerimiento de calor se obtiene mediante la siguiente ecuación [Qasim, 1992]:

$$H_R = W_L * C_p \Delta T$$

donde:

H_R, calor requerido, J/d

W_L, flujo másico, kg/d

C_p, Capacidad calorífica del lodo, J/Kg C°

ΔT, diferencia de temperatura, C°

Las pérdidas de calor que se tienen en las paredes se calculan de la siguiente manera:

$$H_p = UA\Delta T$$

donde:

H_p, calor perdido, J/d

U, coeficiente de transferencia de calor, J/s m² C°

A, Área, m²

ΔT, diferencia de temperaturas, C°

4.2 Bases de diseño y resultados del escalamiento

Una vez establecidos los factores de escalamiento, se determinaron los criterios de diseño, teniendo en cuenta los reportados como típicos para digestores anaerobios y los obtenidos en la etapa de operación estable del digestor piloto (**tabla 4.1**). En este ejercicio se diseñará un digestor convencional de alta tasa con fines comparativos.

Tabla 4. 1 Consideraciones de diseño

Parámetros	Criterios de diseño	
	Lodo bruto (real)	Lodo espesado (supuesto)
Flujo de lodo, m ³ /d	2759 ^a	267
SSV, Kg/m ³	2.908	30
B _v , Kg SSV/m ³ d	1.0 ^b y 2.5 ^c	2.5 ^c
Altura máxima del digestor, m		5.0
Temperatura ambiente media anual, °C		19 ^d
Temperatura de digestión, °C		35
Conductividad térmica, J/s m C°		
Cemento Portland		0.29
Cubierta PVC plastificada		0.038

^a Dato obtenido de la bitácora de trabajo de la PTAR-CE, DGCOH

^b Valor experimental

^c Valor de diseño típico para digestores anaerobios convencionales de alta tasa de lodos de purga

^d INEGI 2000

Los criterios de diseño para el lodo espesado, corresponden a los valores obtenidos utilizando criterios de diseño para digestores convencionales (Noyola, 1998): El flujo de 267 m³/d sería el flujo de la misma masa de lodo después de un proceso de espesamiento con un equipo específico, previo a la unidad de digestión. La concentración de 30 KgSSV/m³ (40 KgSST/m³), corresponde precisamente a la concentración del mismo después del proceso de espesamiento. La carga,

corresponde a la carga orgánica volumétrica resultante teniendo como criterio un TRH de 12 días (Noyola, 1998.)

Para la cubierta de los digestores no convencionales se consideró una membrana plástica, que consiste en una tela recubierta de cloruro de polivinilo (PVC), con resistencia a los rayos ultravioleta.

Una vez establecidos los factores y criterios de diseño, se obtuvieron las principales dimensiones y características del digestor a nivel real y cuyos resultados de muestran en la **tabla 4.2**.

Tabla 4.2 Comparación de resultados entre diferentes criterios de diseño

<i>Características y dimensiones</i>	Digestor no convencional	Digestor no convencional	Digestor convencional
	Valor experimental (1 kg SSV/m ³ -d)	Valor de literatura (2.5 kg SSV/m ³ -d)	Valor de literatura (2.5 Kg SSV/m ³ d)
<i>Volumen, m³</i>	8023	3209	3209
<i>TRH, d</i>	2.9	1.16	12
<i>Dimensiones del digestor</i>			
<i>Alto, m</i>	5.0	5.0	5.0
<i>Ancho (diámetro), m</i>	8.24	8.24	(28.5)
<i>Largo, m</i>	390 (8 módulos de 49.0m)	156 (3 módulos de 52.1m)	
<i>Flujo de recirculación, m³/h</i>	242 ^a	260 ^a	-
<i>Potencia de la bomba para sobrenadante,</i>			
<i>HP</i>	8.1 ^a	8.8 ^a	-
<i>Calor requerido, KJ/d</i>	3.28 E6 ^{ab}	3.46 E6 ^{ab}	4.20 ^c E6

^a Valores obtenidos para cada módulo.

^b Para las pérdidas de calor en los digestores no convencionales se consideró que las paredes laterales están bajo tierra, también se consideró una cubierta de PVC plastificada.

^c Para las pérdidas de calor en el digestor convencional se consideró que las paredes laterales están bajo tierra y la cubierta del digestor se consideró de acero al carbón.

Es evidente la diferencia entre los digestores diseñados con diferentes bases: Considerando la carga experimental, el volumen del digestor aumenta 2.8 veces, con respecto al valor obtenido a una carga típica. En la práctica, para ese caso se tendría que pensar en 6 a 8 módulos de tratamiento trabajando en paralelo.

Utilizando valores típicos para el diseño del digestor con un criterio convencional (TRH de 12 días, concentración de lodo al 3 % como SSV y una carga de 2.5 KgSSV/m³d; Noyola, 1998), se obtiene un cierto volumen de digestión al que debe agregarse el volumen del espesador de lodos. De acuerdo con Qasim (1994), con una carga de 40 KgSST/m²-d, el diámetro requerido para el espesador es de 21 metros, en tanto que la altura para el espesamiento es de 1.6 metros. Asignando 0.5 metros de bordo libre, 1.0 metro a la zona de líquido claro y 1.6 metros de zona de sedimentación, la altura del espesador necesaria es de 4.7 metros. Para fines prácticos se asigna una altura total de 5 metros. Con estas características geométricas, el volumen total del espesador es de 1,730 metros cúbicos.

Cabe hacer mención que en la práctica común, el tren de digestión convencional tienen dentro de su configuración la unidad de espesamiento, el digestor de lodos y la unidad de desgasamiento. Esta última con las mismas características que el digestor de lodos, sin el sistema de mezclado y calentamiento. Su función es eliminar el gas atrapado en el lodo, permitir un espesamiento adicional y proporcionar un volumen de almacenamiento para la programación de la deshidratación final.

La **figura 4.2** muestra la comparación entre las dimensiones del diseño propuesto (con base en la carga orgánica de 2.5 KgSSV/m³ d) y el diseño de una unidad de digestión convencional (planta de distribución.) La **figura 4.3** muestra un esquema (alzado de corte) de las dos unidades del digestor no convencional.

En las **figuras 5.4 a) y b)** se muestran los diagramas de flujo de proceso para cada caso (convencional y no convencional), en los cuales se omite el pretratamiento previo el cual es similar en los dos casos, puesto que corresponde a un sistema de alimentación con rejillas para evitar la acumulación de fibras y sólidos de gran tamaño que puedan dañar los equipos mecánicos y obstrucción en la tubería utilizada

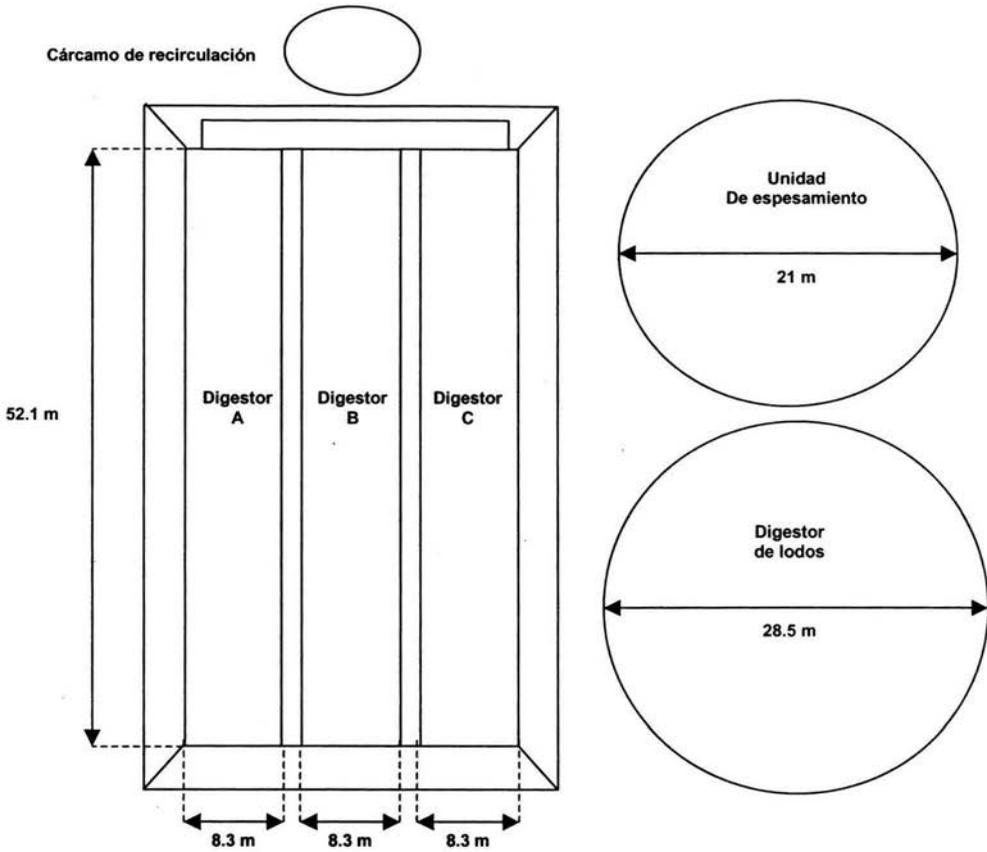


Figura 4.2 Distribución en planta de un digestor no convencional y una unidad de digestión

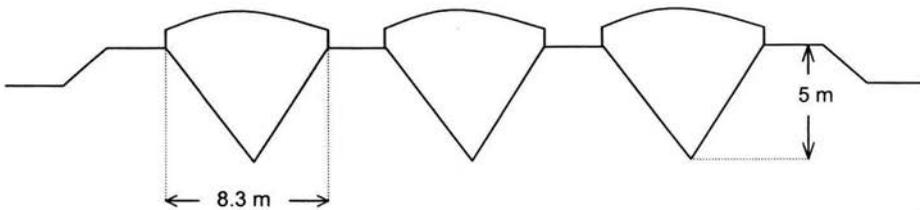


Figura 4.3 Corte transversal de los digestores no convencionales

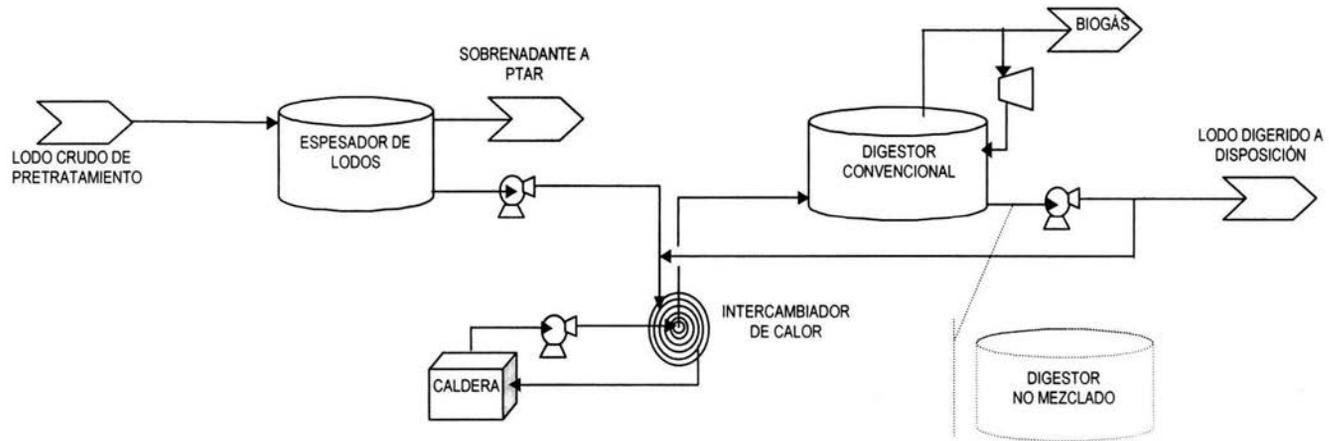


Figura 4.4 Diagrama de flujo de proceso de una digestión convencional (en punteado, la unidad de digester no mezclado para la eliminación del gas y el espesamiento del lodo digerido)

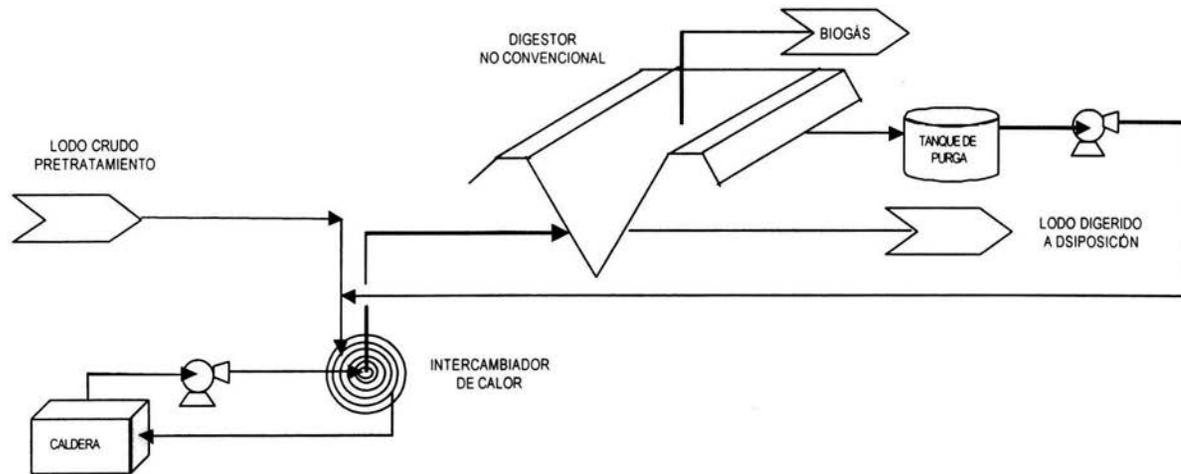


Figura 4.5 Diagrama de flujo de proceso de una digestión no convencional

5 EVALUACIÓN TÉCNICO-ECONÓMICA

La evaluación técnica-económica es una herramienta que permite evaluar proyectos y/o tecnologías que tengan un fin común, pero con diferentes características. Una de las maneras más comunes para llevar a cabo esta actividad es desarrollar una matriz de decisión en la cual se ponderan y califican diferentes aspectos técnicos y económicos del proyecto en cuestión; esto ayuda a encaminar una mejor decisión y descartar propuestas relativamente rápido. La matriz comparativa puede ser simple o muy complicada dependiendo de la naturaleza y magnitud del proyecto; para el presente estudio se utilizará una matriz considerando los principales aspectos, la cual se describirá más adelante.

5.1 Evaluación económica

La evaluación económica tiene por objetivo proporcionar la información necesaria para la toma de decisiones, que no son solamente "aceptar" o "rechazar" el proyecto. En principio el objetivo más cercano de esta evaluación es proporcionar lo más temprano en el ciclo de vida del proyecto, criterios simples que permitan estimar la viabilidad económica de éste.

Para llevar a cabo la estimación del costo de construcción del proyecto se tienen tres fuentes:

- *Literatura*, son los costos que se encuentran en libros y revistas relacionados con la materia correspondiente. Si no se cuenta con un acervo especializado este método puede arrojar grandes diferencias en los costos reales.
- *Archivos*, si se cuentan con datos de proyectos similares que ya se hayan desarrollado, se pueden utilizar los costos de estos, para llevar a cabo la evaluación.
- *Cotización*, este método se emplea cuando se tienen proveedores de equipo y servicios, desarrollando la solicitud correspondiente a los mismos; sin embargo la información proporcionada y el tiempo de respuesta puede variar en función de la disposición y capacidad de los proveedores.

El caso de los datos de literatura y de archivo, generalmente son los más utilizados, ya que se puede obtener una estimación en un periodo de tiempo relativamente corto, aunque dicha estimación, puede tener demasiada variación con respecto al costo real.

Cuando los datos obtenidos son de diferente año y capacidad se deben considerar distintos factores para el escalamiento, así como su actualización de costos. En la **figura 5.1** se muestra un diagrama de estimación del costo.

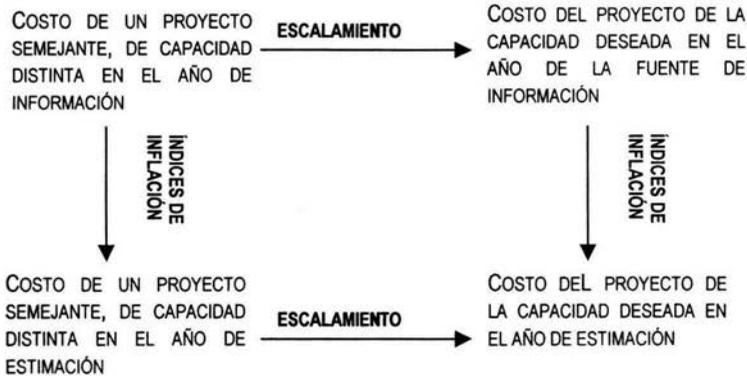
Para la estimación de costos se tienen diferentes métodos, los cuales pueden ser tan simples como lo es el método del precio unitario cuyas bases se fundamentan en estimar un costo a partir de la capacidad de la planta con el costo unitario de inversión; hasta métodos más estructurados tal como el método de Rudd & Watson ya que estos requieren de mayor información y un avance en el proyecto. Estos métodos, por el hecho de ser más estructurados no necesariamente disminuyen la incertidumbre de los resultados.

Los estimados pueden tener una incertidumbre de $\pm 30\%$ (orden de magnitud) o pueden ser estimados definitivos con un margen de error de $\pm 5\%$. Para este último caso se requiere que la ingeniería del proyecto esté completa hasta el punto donde las cantidades de materiales definitivas puedan obtenerse de los diferentes documentos que la comprenden.

En el caso del presente estudio se llevará a cabo una estimación de orden de magnitud para la evaluación económica. El método a utilizar es por medio de graficas de costos (Page, 1990) con el método de actualización de costos por medio de los índices reportados en las revistas de carácter técnico.

FUENTES DE INFORMACIÓN:

- LITERATURA
- COTIZACIONES
- ARCHIVOS

COSTO X_1 , CAPACIDAD Y_1 , AÑO $T_{1=N}$ ESTIMACIÓN DEL COSTO X_2 , CAPACIDAD Y_2 , AÑO $T_{2=N}$ 

$$ESCALAMIENTO: \frac{\text{Inversión 2}}{\text{Inversión 1}} = \left(\frac{\text{Capacidad 2}}{\text{Capacidad 1}} \right)^N$$

$$\text{Inversión 2} = \text{Inversión 1} \left(\frac{\text{Capacidad 2}}{\text{Capacidad 1}} \right)^N$$

ÍNDICES DE

$$INFLACIÓN: \frac{\text{Inversión en año 2}}{\text{Inversión en año 1}} = \frac{\text{Índice año 2}}{\text{Índice año 1}}$$

$$\text{Inversión en año 2} = \text{Inversión en año 1} \left(\frac{\text{Índice año 2}}{\text{Índice año 1}} \right)$$

Figura 5.1 Estimación de costos con índices de escalamiento e inflación. (Escobar, 1999)

La estimación de los costos para cada caso fue dividida en las siguientes secciones:

➤ Costos de construcción

- *Preparación del terreno*, este rubro abarca la limpieza, nivelación y relleno del terreno, se determina por medio del costo por área del terreno (Page, 1990)
- *Costo del equipo*, es la estimación del equipo principal de proceso, los costos se obtienen mediante gráficas de capacidad del equipo vs costo (Page, 1990)
- *Instalación*, se estima mediante un porcentaje del costo total del equipo, de un rango del 25 al 55 % de acuerdo a la complejidad del equipo. Para el presente estudio se consideró un 25% debido a que el equipo utilizado en el proceso es común (EPA, 2000)
- *Tubería*, de la misma manera que el rubro anterior el costo se estima mediante un porcentaje; el rango va del 31 al 66% del equipo y se consideró el rango menor (EPA 2000)
- *Instrumentación y control*, se estima con un porcentaje del 10% del costo del equipo (EPA, 2000)

➤ Costos indirectos

- *Ingeniería*, el costo de la esta actividad se calculó con el 15% del costo total de construcción (EPA, 2000). Este rubro incluye la supervisión y gerencia del proyecto.
- *Contingencias*, se estiman de la misma manera que la actividad de ingeniería (EPA, 2000)

➤ Costo anual de operación

- *Mantenimiento*, se calcula con un 4% del costo total de inversión
- *Mano de obra*, se estimó la mano de obra considerando como base dos operadores por turno (tres turnos en total) con un salario mensual de \$400 USD (INEGI, 2002) y un técnico responsable por turno con un salario mensual de \$800 USD (INEGI, 2002)
- Consumo de energía, el costo de energía se obtuvo mediante las tarifas de la Comisión Federal de Electricidad con un valor de \$ 0.05 USD / KW-h
- *Misceláneos*, se estima mediante un 1% del costo total de inversión

5.1.1 Resultados de la estimación de costos para el digestor no convencional

En las siguientes tablas (**tabla 5.1, 5.2, 5.3**) se muestran los costos obtenidos para el digestor no convencional, de acuerdo a los procedimientos mencionados anteriormente. En el **Anexo III** se muestran las herramientas utilizadas para la estimación de éstos.

Tabla 5. 1 Costos de los equipos principales del digestor no convencional (Diseño a 2.5 KgSSV/m³ d)

Equipo	Capacidad	Cantidad	Precio unitario(USD)	Subtotal (USD)
Digestor	2759 m ³ /d	3	56,481	169,443
Cárcamo de recirculación de sobrenadante	11 m ³	3	10,100	30,300
Bomba de recirculación de sobrenadante	5 HP	6	2,000	12,000
Caldera	400 CC	1	92,150	92,150
Intercambiador de calor	3798 ft ²	1	70,200	70,200
Bomba de recirculación de agua caliente	15 HP	2	3,200	6,400
Cubierta de los digestores (geomembrana)		1,295 m ²	5	6,475
Costo del equipo				386,968

Tabla 5. 2 Costos de construcción e Indirectos del digestor no convencional (Diseño a 2.5 KgSSV/m³ d)

Rubro	Costo (USD)
Preparación del sitio	Incluido en el costo del digestor
Costo total del equipo	386,968
Instalación	96,742
Tuberías	119,960
Instrumentación y control	38,968
Costo de construcción	642,638
Ingeniería	96,396
Contingencias	96,396
Costo de indirectos	192,792
INVERSIÓN TOTAL	835,430

Tabla 5. 3 Costos de operación por año del digestor no convencional (Diseño a 2.5 KgSSV/m³ d)

Rubro	Costo (USD/año)
Mantenimiento	33,417
Mano de obra	57,600
Consumo de energía	15,570
Misceláneos	8,354
COSTO TOTAL DE OPERACIÓN	114,941

5.1.2 Resultados de la estimación de costos para el digestor convencional

En las **tablas 5.4, 5.5 y 5.6** de la misma manera que para el digestor no convencional se muestran los costos obtenidos para el digestor convencional.

Tabla 5. 4 Costos de los equipos principales del digestor convencional (Diseño a 2.5 KgSSV/m³ d)

Equipo	Capacidad	Cantidad	Precio unitario(USD)	Subtotal (USD)
Espesador de lodos	2759 m ³ /d	1	100,000	100,000
Bomba de alimentación de lodos	5 HP	2	2,000	4,000
Digestor	276 m ³ /d	1	112,961	112,961
Bomba de recirculación de lodo	20 HP	2	4,500	9,000
Caldera	400 CC	1	92,150	92,150
Intercambiador de calor	3282 ft ²	1	65,000	65,000
Bomba de recirculación de agua caliente	15 HP	2	3,200	6,400
Compresor para mezclado con biogas	15 HP	1	5,000	5,000
Rastras		1	12,300	12,300
			Costo del equipo	406,811

Tabla 5. 5 Costos de construcción e Indirectos del digestor convencional (Diseño a 2.5 KgSSV/m³ d)

Rubro	Costo (USD)
Preparación del sitio	Incluido en el costo del digestor
Costo total del equipo	406,811
Instalación	101,703
Tuberías	126,111
Instrumentación y control	40,681
Costo de construcción	675,306
Ingeniería	101,296
Contingencias	101,296
Costo de indirectos	202,592
INVERSIÓN TOTAL	877,898

Tabla 5. 6 Costos de operación por año

Rubro	Costo (USD/año)
Mantenimiento	35,116
Mano de obra	57,600
Consumo de energía	23,963
Misceláneos	8,779
COSTO TOTAL DE OPERACIÓN	125,458

En los costos anteriormente mencionados no se incluyó el pretratamiento requerido ni el manejo posterior del lodo digerido para las dos opciones, ya que son los mismos para los dos sistemas.

5.2 Evaluación técnica

La evaluación técnica se desarrolla analizando los aspectos más importantes del proyecto desde un punto de vista técnico. Este análisis abarca desde los requerimientos de área para la planta hasta los aspectos de impacto social que puedan afectar a la comunidad. Para la evaluación técnica en el presente estudio se consideraron seis rubros importantes:

- Calidad del efluente (lodo digerido)
- Características relevantes
- Flexibilidad del proceso
- Consumo de servicios auxiliares
- Mano de obra requerida
- Seguridad

Cada uno de los rubros mencionados tienen subcategorías las cuales se mencionan en la **tabla 5.7**

Tabla 5. 7 Puntos técnicos a evaluar

No.	Concepto	Definición
1.1	CALIDAD DEL EFLUENTE	
1.1.1	Calidad del efluente	Es la calidad esperada en el producto de la planta y que debe cumplir con los requerimientos especificados
1.2	CARACTERÍSTICAS RELEVANTES	
1.2.1	Vida útil	Es el tiempo en que se estima durarán operando los componentes del sistema
1.2.2	Capacidad	Es referida a la cantidad de lodo que se puede procesar
1.2.3	Existencia en el mercado	El número de licenciadores que existen en el mercado

Tabla 5. 7 Puntos técnicos a evaluar (continuación)

No.	Concepto	Definición
1.2.4	Requerimientos de área	Necesidad de espacio de la instalación
1.2.5	Obsolescencia	Este aspecto se liga con la durabilidad del proceso en el mercado y la adaptabilidad a nuevas tecnologías
1.2.6	Condiciones de operación	Condiciones normales y extremas de operación del proceso
1.2.7	Requerimientos de energía	Insumo de energéticos para la operación del proceso
1.3	FLEXIBILIDAD DEL PROCESO	
1.3.1	Complejidad	se refiere a las características operacionales que pueda tener el proceso
1.3.2	Confiabilidad	se refiere a la repetitividad del proceso de acuerdo con la calidad obtenida en el efluente
1.3.3	Automatización	La capacidad de automatizar el proceso
1.4	SERVICIOS AUXILIARES	
1.4.1	Servicios auxiliares	Servicios requeridos para la operación del sistema, tales como , agua, energía eléctrica, etc.
1.5	MANO DE OBRA REQUERIDA	
1.5.1	Mano de obra requerida	La cantidad y especialización de la mano de obra para la operación del proceso
1.6	SEGURIDAD	
1.6.1	Seguridad	Riesgo en la operación del sistema

Varios de los aspectos anteriormente mencionados son muy similares para los dos casos, puesto que estamos hablando de un solo proceso "digestión anaerobia", sin embargo se diferencian principalmente en el aspecto de existencia en el mercado, ya que el digester no convencional es una tecnología nueva, sin dejar de considerar que es un proceso anaerobio que no se encuentra en el mercado para el tratamiento de lodos.

Otro aspecto donde divergen estas dos tecnologías es en los requerimientos de área, debido a que para el digester no convencional se requiere de un área mayor (aproximadamente 1500 m²) a la requerida para el digester convencional (aproximadamente 1200m²).

Otro aspecto es el aspecto de mantenimiento, que si bien no es mencionado como tal, es inherente al proceso. En este sentido, el digester convencional tiene mayor número de equipo rotativo, por lo que el mantenimiento requerido es mayor; sin embargo no es una cifra muy superior al equipo no convencional.

5.3 Matriz Comparativa

Una vez que se tienen los aspectos técnicos y económicos a evaluar se desarrolla la matriz comparativa, la cual considera y pondera los aspectos técnicos y económicos. La evaluación se desarrolló con base en 1 es decir este número representa la máxima calificación para la tecnología.

En el caso de los aspectos técnicos se les dio un peso del 50% de la calificación y para los aspectos económicos se otorgó el 50% restante. El 50% correspondiente a los aspectos técnicos se dividió en seis (8.3%) que es el número total de rubros considerados en el área técnica, el valor obtenido para cada categoría se dividió entre el número de subcategorías correspondientes.

Para el caso de los aspectos económicos se dividió el 50% entre las dos subcategorías correspondientes.

Una vez asignada la calificación se evaluó cada aspecto con tres parámetros 1, 0.5 y 0 los cuales corresponden a muy favorable, favorable y desfavorable, respectivamente. Con la calificación de cada subdivisión, se sumaron todas las calificaciones y se obtuvieron los resultados de la matriz comparativa, los cuales se muestran en la **tabla 5.8**

De acuerdo a los resultados obtenidos de la matriz comparativa, el tratamiento de lodos por medio de la digestión no convencional es el más favorable, puesto que se tuvo un 90% de la suma de los aspectos contra un 64% de la tecnología convencional.

Tabla 5. 8 Matriz comparativa entre el proceso convencional y el proceso no convencional

No.	Factor a evaluar	valor del aspecto a evaluar	Digestor convencional	Digestor no convencional
1	EVALUACIÓN TÉCNICA	0.5		
1.1	CALIDAD DEL EFLUENTE	0.083	0.042	0.042
1.1.1	Calidad del efluente	0.083	0.50	0.50
1.2	CARACTERÍSTICAS RELEVANTES	0.083	0.071	0.071
1.2.1	Vida útil	0.012	1.00	0.50
1.2.2	Capacidad	0.012	1.00	1.00
1.2.3	Existencia en el mercado	0.012	1.00	0.50
1.2.4	Requerimientos de área	0.012	0.50	1.00
1.2.5	Obsolescencia	0.012	1.00	1.00
1.2.6	Condiciones de operación	0.012	0.50	1.00
1.2.7	Requerimientos de energía	0.012	1.00	1.00
1.3	FLEXIBILIDAD DEL PROCESO	0.083	0.069	0.083
1.3.1	Complejidad	0.028	0.50	1.00
1.3.2	Confiabilidad	0.028	1.00	1.00
1.3.3	Automatización	0.028	1.00	1.00
1.4	SERVICIOS AUXILIARES	0.083	0.083	0.083
1.4.1	Servicios auxiliares	0.083	1.00	1.00
1.5	MANO DE OBRA REQUERIDA	0.083	0.083	0.083
1.5.1	Mano de obra requerida	0.083	1.00	1.00
1.6	SEGURIDAD	0.083	0.042	0.042
1.6.1	Seguridad	0.083	0.50	0.50
2	EVALUACIÓN ECONÓMICA	0.5		
2.1	ASPECTOS ECONÓMICOS	0.50	0.25	0.50
2.1.1	Costos de inversión	0.25	0.50	1.00
2.1.2	Costos de operación	0.25	0.50	1.00
	TOTAL	1	0.64	0.90

6 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

6.1 Conclusiones

Para cubrir con las expectativas de orden normativo y ecológico se requiere de tecnologías técnica y económicamente factibles que puedan aplicarse a niveles reales, tal es el caso del presente estudio cuyos resultados demuestran un grado de confiabilidad en un proceso modificado para cubrir dichas expectativas.

Tomando en cuenta la concentración promedio de Sólidos Suspendidos Totales (SST) en la cama de lodos del digestor, y que la concentración ideal para la digestión anaerobia de lodos se encuentra entre el 3% y 6%, se concluye que con la geometría empleada en el digestor, es posible eliminar el uso de dispositivos adicionales previos para el espesamiento de lodos.

El escalamiento del digestor piloto no convencional, con respecto al diseño de digestores convencionales utilizando la misma carga volumétrica típica de 2.5 Kg SSV/m³ d no reduce los requerimientos de área, ni los volúmenes de obra, sin embargo si se tiene una disminución en el equipo.

Debido a un menor requerimiento de equipo, y por ende de mantenimiento y operación, los costos de inversión total y operación del digestor no convencional son menores en un 6.0% y 10.0% respectivamente, lo que da como resultado un menor costo por metro cúbico de lodo tratado.

Técnicamente son procesos similares puesto que el corazón del proceso es la digestión anaerobia y la calidad del lodo tratado es en términos prácticos idéntica, por lo que la diferencia entre los dos sistemas radica principalmente en los aspectos económicos.

6.2 Recomendaciones

Con respecto al digester piloto es recomendable añadir un pretratamiento consistente en un cribado grueso, evitando el paso de sólidos de gran tamaño y fibras que puedan dañar los equipos mecánicos y/o provocar un taponamiento en las tuberías.

Si bien la geometría del digester elimina el uso de dispositivos para el espesamiento de lodos, disminuyendo los costos de inversión y operación del sistema, es necesario profundizar en el estudio del funcionamiento del digester con cargas másicas de alimentación convencionales que permitan establecer sus alcances reales.

7. BIBLIOGRAFÍA

APHA, AWWA, WPCF (1990) Standard Methods for the examination of water and wastewater. American Public Health Association Editor. USA.

Balch, W., Fox, G., Magrum, L., Wofe, R. (1979) Methanogens: reevaluation of unique biological group. Microbiol. Rev. 43.

Carrington, E.G. and Harman, S.A. (1984) The effect of anaerobic digestion temperature and retention period on the survival of salmonella and ascaris ova. Sewage sludge stabilization and disinfection, A Bruce (ed), Ellis Horwood Limited, UK.

Environmental Protection Agency (2000) Cost Estimation Repor No. EPA/452

Environmental Protection Agency (1992) A plain english guide to the EPA part 503. Biosolids Rule. USA.

Escobar Toledo C (1999) Apuntes de Ingeniería Económica, publicación personal

Gujer, W. & Zehnder, J.B. (1983) Conversión procesos in anaerobic digestión. Wat. Sci. Technol. 5

Hays, B.D. (1976) Potential for parasitic disease transmission with land application of sewage plant effluents and sludge. Water Research. V.11.

Instituto Mexicano del Petróleo (1999) Evaluación de tecnologías, documento de la subdirección de transformación industrial.

Jenkins, S.R., Morgan, J.M. and Sawyer, C.L. (1991) Measuring the usable carbonate alkalinity of operating anaerobic digester. Res. 1 WPCF, V. 63.

Krugel, S., Nemeth, L., Peddie, C. (1998) Extending thermophilic anaerobic digestion for producing class A biosolids at the Greater Vancouver Regional Districts Annacis Island wastewater plant. . Wat. Sci. Technol. V. 38, 8-9.

Lue-Hing, C., Zenz D., Kuchenrither, R., (1992) Municipal sewage sludge management: processing, utilization and disposal. Technomic Publishing Co. USA.

Malina, J. F. and Pohland, F. G. (1992) Design of anaerobic processes for the treatment of industrial and municipal wastes. Technomic Publishing Co. USA.

Metcalf & Eddy (1991) Wastewater engineering. treatment, disposal and reuse. 3rd Edition. Ed. Mc. Graw-Hill. USA.

Michelle Capman W. & Pellegrino Jonh (2000) Water Treatment Estimation Routine (User Manual) Environmental Protection Agency Report No. 43

Mussatti Daniel C. & Vatauvuk William M. Cost Estimation Environmental Protection Agency Report No. EPA/452/B-02-001

Noyola, A. y Monroy O. (1994) Experiencias y perspectivas del tratamiento anaerobio en México. Tratamiento Anaerobio, memoria del III Taller y Seminario Latinoamericano "Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales". Universidad de la República. Montevideo, Uruguay.

Noyola, A. (1994) Diseño, inoculación y arranque de reactores UASB. Tratamiento Anaerobio, memoria del III Taller y Seminario Latinoamericano "Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales". Universidad de la República. Montevideo, Uruguay.

Noyola, A. (1998) Digestión anaerobia de lodos. Memorias del curso "Digestión anaerobia de lodos y aguas residuales". Federación Mexicana de Ingeniería Sanitaria y Ciencias Ambientales, A.C. México.

Page, Jonh S. (1990) Conceptual Cost Estimating Manual Second Edition, Ed Gulf Publishing Company.

Peters, M. S. & Timmerhaus, K. D. (1980) Plant Design and Economics for Chemical Engineers, Tirad Edition, Ed. Mc Graw Hill.

Qasim, S. (1994) Wastewater treatment plants. Technomic Publishing Co. USA.

Ramalho, R. S. (1996) Tratamiento de aguas residuales. Edición revisada. Ed. Reverté. España.

Ratajczyk, I. (1994) Construction and sart-up of a pilot-scale upflow anaerobic sludge blanket reactor for wastewater and sludge treatment. UNAM. Tesis Maestría.

Ripley, L., Boyle W., and Converse J., (1989) Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high strenght wastes. J. Of Wat. Pollut. Control. Fed. 58.

Rojas O. Marcelo et al (2000) Remoción de indicadores patógenos y parásitos (coliformes fecales y huevos de helminto) en lodos municipales de tipo biológico por digestión anaerobia mesofílica y termofílica. Memorias del VI Taller y Seminario Latinoamericano de Digestión Anaerobia en Pernambuco, Brasil. V.2.

SEMARNAP (1997) NOM-001-ECOL-1996, que establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales en aguas y bienes nacionales. Publicada en el Diario Oficial de la Federación el 6 de enero de 1997. México.

SEMARNAP (2000) Anteproyecto de la NOM-004-ECOL-2000, que establece las especificaciones y límites máximos permisibles de contaminantes en lodos y biosólidos para su aprovechamiento y disposición final. Sin publicar.

Vesilind, Aarne P., Hartman, Gerald C. (1986) Sludge management & disposal for the practicing engineer. Lewis. USA.

Viñas, M. (1994) Criterios de diseño y escalado de reactores anaerobios. Tratamiento Anaerobio, memoria del III Taller y Seminario Latinoamericano "Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales". Universidad de la República. Montevideo, Uruguay.

Water Environment Federation (1993) Sludge stabilization. Manual of practice No. FD-9. USA.

Wård, Amanda et al (1998) Effect of autothermal treatment on anaerobic digestion in the dual digestion process. . Wat. Sci. Technol. V. 38, 8-9.

ANEXO I MÉTODOS ANALÍTICOS NO NORMALIZADOS

Alfa (α)

La determinación de α se realizó de acuerdo a Ripley (1989), mediante la relación de la alcalinidad de bicarbonatos entre la alcalinidad total, de acuerdo con la siguiente fórmula:

$$\alpha = \frac{\text{Alcalinidad}_{\text{bicarbonatos pH 5.75}}}{\text{Alcalinidad}_{\text{total pH 4.3}}}$$

Actividad metanógena específica (Ae)

Las pruebas de Ae se realizaron en botellas serológicas de 60 ml con septos de caucho. Cada botella contenía 20 ml de medio basal (Batch, 1979), 4 ml de muestra de lodos (a una concentración conocida de SSV) y la cantidad correspondiente de sustrato (ácido acético) para proporcionar una carga orgánica de 0.4 gDQO/gSSV*d. Las botellas fueron inoculadas bajo condiciones anaerobias a 37°C y las determinaciones de CH₄ fueron medidas a intervalos cortos de tiempo dependiendo de la actividad metabólica del lodo. La actividad metanógena acetoclástica fue calculada de la pendiente máxima de producción de CH₄ y de la cantidad de SSV existentes.

Índice volumétrico de lodos (IVL) y velocidad de sedimentación (Vsed)

Las pruebas de IVL y V_{sed} se realizaron simultáneamente de acuerdo a los métodos estándar (APHA, AWWA, WPCF, 1990), con algunas modificaciones. Se utilizó un volumen de lodos de 50 ml con concentración de SST conocida, diluidos con agua destilada a 250 ml en una probeta con el mismo volumen. Después de homogeneizar la muestra, se midió el volumen sedimentado a intervalos de tiempo de 15, 30, 45 y 60 segundos, posteriormente a cada minuto hasta alcanzar un tiempo total de 30 minutos.

El IVL se determinó de acuerdo a la fórmula siguiente:

$$IVL = \frac{Vol.se\ dim\ entado_{30\ min}(ml)}{MasadeSSTen50ml(g)}$$

La V_{sed} se determinó de acuerdo con la siguiente fórmula:

$$V_{sed} = \frac{m}{A}(0.6)$$

En donde:

V_{sed} = Velocidad de sedimentación (m/h)

m = máxima pendiente en la gráfica de volumen sedimentado con respecto al tiempo
(ml/min)

A = área transversal de la probeta (11.43 cm²)

0.6= Factor de conversión de cm/min a m/h

ANEXO II RESULTADOS OBTENIDOS EN LABORATORIO

Sólidos suspendidos

día	Lodos contenidos en el digestor			Sobrenadante			Influyente		
	SST (mgL ⁻¹)	SSV (mgL ⁻¹)	SSF (mgL ⁻¹)	SST (mgL ⁻¹)	SSV (mgL ⁻¹)	SSF (mgL ⁻¹)	SST (mgL ⁻¹)	SSV (mgL ⁻¹)	SSF (mgL ⁻¹)
1	45360	27280	18080	740	460	280	7645	4045	3600
2	39550	23260	16290	1810	720	1090	7250	3710	3540
3	22610	12630	9780	2305	1385	920	3525	1875	1650
4	20390	11670	8720	1100	560	540	16880	9730	7150
5	29420	16840	12580	1300	643	657	6740	3750	2990
6									
7									
8	29190	16580	12610	395	240	155	9850	5080	4770
9	25850	14860	10990	3070	1770	1300	10070	4845	5225
10	14870	8530	6340	685	470	215	17975	9445	8530
11	19810	12470	7340	960	560	400	4430	2475	1955
12	22610	12710	9900	575	325	250	8420	4070	4350
13									
14									
15	16980	7650	9330	125	20	105	640	395	245
16	19460	9520	9940	135	25	110	850	560	290
17	21460	10310	11150	105	35	70	4640	3030	1610
18	14080	7180	6900	145	50	95	2715	1780	935
19	19780	10200	9580	140	60	80	3420	1990	1430
20									
21									
22	20910	9680	11230	150	90	60	2380	1485	895
23	18780	9570	9210	120	65	55	2750	1750	1000
24	25020	10220	14800	140	85	55	3510	2055	1455
25	21530	9120	12410	180	45	135	15100	9590	5510
26	40860	13920	26940	140	65	75	11830	7870	3960
27									
28									
29	26930	12190	14740	220	105	115	1900	955	945
30	18020	8180	9840	150	100	50	2360	1525	835
31	36400	13870	22530	100	50	50	2850	1690	1160
32	32020	11180	20840	245	60	185	6150	2780	3370
33	28343	11355	16988	179	79	100	3315	1738	1577
34									
35									
36	34025	14190	19835	101	50	51	1896	1128	768
37	23740	10470	13270	75	25	50	3630	2090	1540
38	39040	16260	22780	90	50	40	1125	680	445
39	39950	15750	24200	135	60	75	1580	940	640
40	33370	14280	19090	105	65	40	1250	800	450

Día	Lodos contenidos en el digestor			Sobrenadante			Influyente		
	SST (mgL ⁻¹)	SSV (mgL ⁻¹)	SSF (mgL ⁻¹)	SST (mgL ⁻¹)	SSV (mgL ⁻¹)	SSF (mgL ⁻¹)	SST (mgL ⁻¹)	SSV (mgL ⁻¹)	SSF (mgL ⁻¹)
41									
42									
43	69280	23030	46250	220	120	100	13680	7800	5880
44	21150	9850	11300	110	50	60	5410	3084	2326
45	33720	13510	20210	100	70	30	3900	2790	1110
46	65433	20450	44983	140	60	80	3220	1970	1250
47	47396	16710	30686	143	75	68	6553	3911	2642
48									
49									
50	31700	14225	17475	490	210	280	3540	2190	1350
51	40050	17975	22075	90	80	10	5940	3400	2540
52	22825	9475	13350	135	55	80	3670	1700	1970
53	35400	14600	20800	90	65	25	2670	1720	950
54	37650	15350	22300	80	60	20	2920	1830	1090
55									
56									
57	37875	14875	23000	115	75	40	2870	1650	1220
58	34575	12750	21825	160	105	55	2130	1400	730
59	39450	17600	21850	115	105	10	2190	1490	700
60	22300	11550	10750	100	70	30	1750	1320	430
61	39300	16100	23200	155	90	65	1080	710	370
N	45	45	45	45	45	45	45	45	45
\bar{X}	30632	13559	17073	399	213	186	5072	2908	2165
s	11737	4232	8560	616	345	281	4258	2403	1921

Potencial de Hidrógeno (pH)

d/a	LODOS CONTENIDOS EN EL DIGESTOR	SOBRENADANTE	INFLUENTE
	pH	pH	pH
1	6.79	6.63	6.63
2	6.79	6.63	6.63
3	6.6	6.95	6.95
4	6.63	6.92	6.92
5	6.6	6.92	6.92
6			
7			
8	7.24	6.99	6.99
9	6.7	6.98	6.98
10	7.4	7.21	7.21
11	7.1	7.1	7.1
12	7.68	6.85	6.85
13			
14			
15	8.25	7.93	7.93
16	7.76	7.87	7.87
17	7.9	7.75	7.75
18	8.2	7.71	7.71
19	7.53	8.11	8.11
20			
21			
22	7.84	7.63	7.63
23	7.62	7.66	7.66
24	7.87	7.71	7.71
25	8.1	8.15	8.15
26	7.64	7.8	7.8
27			
28			
29	7.26	7.27	7.27
30	7.5	7.8	7.8
31	7.65	7.72	7.72
32	7.6	7.85	7.85
33	7.42	7.75	7.75
34			
35			
36	8.22	7.46	7.46
37	8.22	7.46	7.46
38	7.44	7.7	7.7
39	7.19	7.32	7.32
40	7.44	7.3	7.3
41			
42			
43	7.5	7.86	7.86
44	7.53	7.83	7.83
45	7.7	7.6	7.6
46	7.56	7.8	7.8
47	7.6	7.7	7.7
48			
49			
50	7.5	8.6	8.6
51	8.5	8.7	8.7
52	7.56	7.65	7.65
53	7.56	7.65	7.65
54	7.16	7.35	7.35
55			
56			
57	7	7.1	7.1
58	7	7.15	7.15
59	7.3	7.65	7.65
60	7.2	7.5	7.5
61	7.5	7.73	7.73
N	45	45	45
	7.47	7.53	7.53
s	0.45	0.44	0.44

Alcalinidad total

(valores semanales promedio)

semana	LODOS CONTENIDOS EN EL DIGESTOR (mgL ⁻¹ CaCO ₃)	SOBRENADANTE (mgL ⁻¹ CaCO ₃)
1	1280	700
2	1080	500
3	1213	800
4	940	420
5	1100	480
6	1206	440
7	1380	460
8	1013	400
9	1347	520
N	9	9
\bar{X}	1173	524
s	142	128

Relación de alcalinidades α

(valores semanales promedio)

semana	LODOS CONTENIDOS EN EL DIGESTOR α	SOBRENADANTE α
1	0.44	0.62
2	0.59	0.83
3	0.54	0.78
4	0.6	0.77
5	0.51	0.78
6	0.52	0.79
7	0.54	0.83
8	0.55	0.69
9	0.48	0.75
N	9	9
\bar{X}	0.53	0.76
s	0.05	0.06

Demanda química de Oxígeno

Semana	SOBRENADANTE		INFLUENTE	
	DQO _t (mgL ⁻¹)	DQO _o (mgL ⁻¹)	DQO _t (mgL ⁻¹)	DQO _o (mgL ⁻¹)
1	202	1714	480	14057
2	70	297	202	5797
3	201	272	65	2206
4	152	345	189	3410
5	90	156	173	3534
6	69	131	65	1020
7	111	160	53	4014
8	95	126	166	3750
N	8	8	8	8
\bar{X}	124	400	174	4724
s	51	503	129	3757

Los valores promedio de DQO_t y DQO_o de los lodos contenidos en el digestor de la primera y última semana de operación son 38,000mg/L y 21,400 mg/L, los datos puntuales no se tienen, ya que la bitácora de laboratorio fue extraviada.

IVL y velocidad de sedimentación en los lodos contenidos en el digestor

semana	IVL (mLg ⁻¹)	Velocidad de sedimentación (mhr ⁻¹)
1	48	0.6
2	64	0.7
3	47	1.0
4	44	4.3
5	22	2.4
6	20	2.0
7	17	1.8
8	25	3.2
9	36	1.6
N	9	9
\bar{X}	36	2.0
s	15	1.2

Balance de masa de sólidos suspendidos volátiles en el digestor

DÍA	SSV AM	VOL. LUNA	SSV A	SSV SOB.	VOL. SOB.	SSV E	SSV PURGA	VOL. PURGA	SSV P	SSV EN	SSV D
	Kgms2	m3	Kg	Kgms2	m3	Kg	Kgms2	m3	Kg	Kgms2	Kg
1	4.05	6.27	25.38	0.48	8.27	2.88	5.41	7.48	40.36	27.28	432.66
2	3.71	6.41	23.78	0.72	6.41	4.62	6.18	5.22	32.28	23.26	368.80
3	1.88	7.95	14.91	1.385	7.95	11.01	5.58	1.67	9.34	12.83	203.48
4	9.73	2.28	22.18	0.58	2.28	1.28	6.15	2.8	17.22	11.67	185.09
5	3.75	5.71	21.41	0.643	5.71	3.97	5.03	4.58	23.04	16.84	267.08
6											
7											
8	5.08	5	25.40	0.24	5	1.20	0.00	0.00	0.00	16.58	262.96
9	4.85	6.55	31.73	1.77	6.55	11.59	0.00	0.00	0.00	14.86	235.68
10	9.45	2.69	25.41	0.47	2.69	1.26	0.00	0.00	0.00	8.53	135.29
11	2.48	2.5	6.19	0.58	2.5	1.40	0.00	0.00	0.00	12.47	197.77
12	4.07	3.9	15.87	0.325	3.9	1.27	0.00	0.00	0.00	12.71	201.58
13											
14											
15	0.40	5.62	2.22	0.02	5.62	0.11	0.00	0.00	0.00	7.65	121.33
16	0.58	8.21	4.90	0.025	8.21	0.21	0.00	0.00	0.00	9.52	150.99
17	3.03	8.9	28.67	0.035	8.9	0.31	0.00	0.00	0.00	10.31	163.52
18	1.78	8.29	14.76	0.05	8.29	0.41	0.00	0.00	0.00	7.18	113.87
19	1.99	8.29	16.50	0.08	8.29	0.50	0.00	0.00	0.00	10.20	161.77
20											
21											
22	1.49	13.88	20.61	0.09	13.88	1.25	0.00	0.00	0.00	9.66	153.52
23	1.75	1.36	2.38	0.085	1.36	0.09	0.00	0.00	0.00	9.57	151.78
24	2.08	11.11	22.83	0.085	11.11	0.94	0.00	0.00	0.00	10.22	162.09
25	9.59	4.96	47.57	0.045	4.96	0.22	0.00	0.00	0.00	9.12	144.64
26	7.87	2.22	17.47	0.085	2.22	0.14	0.00	0.00	0.00	13.92	220.77
27											
28											
29	0.96	8.3	7.93	0.105	8.3	0.87	0.00	0.00	0.00	12.19	193.33
30	1.53	13.83	21.09	0.1	13.83	1.38	0.00	0.00	0.00	8.18	129.73
31	1.89	11.28	19.03	0.05	11.28	0.66	0.00	0.00	0.00	13.87	219.98
32	2.78	5.71	15.67	0.08	5.71	0.34	0.00	0.00	0.00	11.18	177.31
33	1.74	15.51	28.96	0.079	15.51	1.23	0.00	0.00	0.00	11.38	180.09
34											
35											
36	1.13	8.44	9.52	0.05	8.44	0.42	0.00	0.00	0.00	14.19	225.05
37	2.09	5.31	11.10	0.025	5.31	0.13	0.00	0.00	0.00	10.47	166.05
38	0.68	11.2	7.82	0.05	11.2	0.56	0.00	0.00	0.00	16.28	257.88
39	0.94	8.27	7.77	0.08	8.27	0.80	0.00	0.00	0.00	15.75	249.80
40	0.80	8.33	6.86	0.085	8.33	0.54	0.00	0.00	0.00	14.28	226.48
41											
42											
43	7.80	4.07	31.75	0.12	4.07	0.49	0.00	0.00	0.00	23.03	365.28
44	3.08	5.86	17.46	0.05	5.86	0.28	0.00	0.00	0.00	9.85	156.22
45	2.79	2.79	7.78	0.07	2.79	0.20	0.00	0.00	0.00	13.51	214.27
46	1.97	8.29	16.33	0.08	8.29	0.50	0.00	0.00	0.00	20.45	324.34
47	3.91	4.06	15.88	0.075	4.06	0.30	0.00	0.00	0.00	16.71	265.02
48											
49											
50	2.19	7.46	16.34	0.21	7.46	1.57	0.00	0.00	0.00	14.23	225.61
51	3.40	5.55	18.87	0.08	5.55	0.44	0.00	0.00	0.00	17.98	285.08
52	1.70	10.26	17.44	0.055	10.26	0.56	0.00	0.00	0.00	9.48	150.27
53	1.72	10.14	17.44	0.065	10.14	0.66	0.00	0.00	0.00	14.60	231.56
54	1.83	8.32	15.23	0.08	8.32	0.50	0.00	0.00	0.00	15.35	243.45
55											
56											
57	1.65	9.71	16.02	0.075	9.71	0.73	0.00	0.00	0.00	14.88	235.92
58	1.40	13.82	19.35	0.105	13.82	1.45	0.00	0.00	0.00	12.75	202.22
59	1.49	11.71	17.45	0.105	11.71	1.23	0.00	0.00	0.00	17.60	279.14
60	1.32	13.82	18.24	0.07	13.82	0.97	0.00	0.00	0.00	11.55	183.18
61	0.71	8.27	5.87	0.09	8.27	0.74	0.00	0.00	0.00	16.10	255.35
N	45	45	45	45	45	45	5	5	5	45	45
#	2.91	7.60	17.18	0.21	7.60	1.37	5.67	4.35	24.44	13.56	215.05
∑	16.42	13.15	11.98	16.97	13.15	16.60	0.49	2.24	12.21	11.74	76.51
Σ	130.82	342.19	773.14	9.61	342.19	61.53	28.36	21.73	122.21	610.18	9677.36

Totales

Volumen del digestor (m ³)	15.86
SSV alimentados durante la operación (SSV _A ;kg)	773.02
Concentración promedio de SSV en el digestor durante la primera semana de operación* (kgm ⁻³)	13.78
Concentración promedio de SSV en el digestor durante la última semana de operación (kgm ⁻³)	14.575
Masa promedio de SSV en el digestor durante la primera semana de operación* (SSV _{D1} ;kg)	218.55
Masa promedio de SSV en el digestor durante la última semana de operación (SSV _{Df} ;kg)	231.16
SSV eliminados en el sobrenadante durante la operación (SSV _S ;kg)	68.8
SSV eliminados en la purga durante la operación (SSV _P ;kg)	122.26

Masa teórica de SSV transformados a biogas durante la operación (SSV_B) (kg)

569.29

Porcentaje teórico de SSV removidos en el digestor

73.65%

***Promedios de los valores obtenidos durante los tres últimos días de la semana**

ANEXO III DATOS PARA ESTIMACIÓN DE COSTOS

IBTECH, S.A. De C.V. Innovación e Ingeniería en Biotecnología Ambiental Posesión No. 7, Col. Crédito Constructor CP 03940, México D.F. Tel 5661-7522, 5661-7535 Fax 56-61-74-95, Email: ibtech@ibtech.net.mx		Proyecto: Tesis CERRO DE LA ESTRELLA	Costo:
		Presupuesto: OBRA CIVIL	Fecha: 10 Diciembre, 2003
		Incluye: Mat. y MO	
		Datos: APG	Hoja: 1 De: 1
		Calculo: ROS	

Número	CONCEPTO	Precio Unitario \$	Unidad	Espesador de Lodo diám=21.00x4.70		Digestor de Lodo diám=28.5.00x5.00		Digestor NO Convenc. dos de 8.30x52.50x5.00	
				Cantidad	Importe (\$)	Cantidad	Importe (\$)	Cantidad	Importe (\$)
1	Trazo para desplante de estructura, con equipo, superficies < 200m2, incluye referencias.	14.40	m2	422.73	6,087.37	581.07	8,367.41	1,084.48	15,616.51
3	Excavación mecánica en material tipo II, medido en banco.	93.02	m3	237.88	22,128.00	203.37	18,917.91		
3	Excavación mecánica en material tipo II, medido en banco.	186.40	m3					69.98	13,044.27
3.3	Excavación manual en material tipo II, medido en banco. 0 a 2.00 m de prof.	220.00	m3					213.47	46,964.18
	Conformación de bordo	159.20	m3					142.26	22,648.01
4	Acarreo en camión de material producto de excavación con carga mecánica.	103.20	m3	218.19	22,516.85	180.15	18,591.68		
5	Relleno manual compacto, con material producto excavación medido en banco. 80% prueba proctor	79.60	m3	19.70	1,567.95	23.22	1,848.53	143.54	11,425.53
7	Consolidación de fondos de excavación mecánica, con equipo manual	18.00	m2	376.45	6,776.10	522.79	9,410.29	1,507.80	27,140.38
8	Plantilla de concreto simple F'c = 100 Kg/cm2, 5 cm de espesor.	96.00	m2	376.39	36,133.17	522.79	50,188.19	200.92	19,287.96
9.1	Concreto F'c = 300 Kg/cm2, hecho en obra, cemento RS, en estructuras.	1,861.20	m3	216.88	403,649.93	273.64	509,298.10		
9.2	Concreto F'c = 200 Kg/cm2, hecho en obra en revolvedora de un saco, para bases de equipos, incluye acabado	1,650.00	m3					59.89	98,819.96
10	Acero de refuerzo F'y = 4200 Kg/cm2 en ESTRUCTURA, incluye acarreo, habilitado y armado (cimentación, losas y muros)	12,213.60	ton	26.03	317,860.65	24.63	300,791.26		
10.1	Acero de refuerzo F'y = 4200 Kg/cm2 en estructura, incluye acarreo, habilitado y armado, bases de equipos	12,000.00	ton					5.99	71,869.06
11	Cimbra de madera en ESTRUCTURA, acabado aparente, Inc: acarreo y descimbrado	286.00	m2	827.92	236,785.51	818.95	234,220.35		
	Cimbra de madera en CIMENTACION, acabado aparente, Inc: acarreo y descimbrado	210.00	m2					397.99	83,578.44
12	Banda PVC	142.00	m	66.92	9,502.08	238.45	33,859.54		
	Ferrocemento	216.00						1,430.36	308,956.95
	Pasto protección de talud	60.70						95.32	5,786.07
14	Escalera marina inferior (acero inoxidable)	1,600.00	m			5.00	8,000.00		
15	Escalera marina exterior AC	980.00	m	5.50	5,390.00	5.00	4,900.00		
17	Prueba hidrostática	18.00	m3	1,712.69	30,828.38	2,454.38	44,178.75		
SUMA PARCIAL, MONEDA NACIONAL					1,099,225.99		1,242,572.01		725,137.32

CONSIDERACIONES:

LOS TANQUES DE CONCRETO TIENEN UN ESPESOR DE MURO DE 30 cm, ESTAN DESPLANDADORS 1.20m POR DEBAJO DEL NIVEL DE TERRENO NATURAL.
SE CONSIDERA UN TERRENO TIPO II SECO.
EL DIGESTOR ESTA DESPLANTADO A 4.50 m POR DEBAJO DEL TERRENO NATURAL PARA QUE TODO EL MATERIAL DE EXCAVACION SE UTILICE EN EL BORDO

2,341,798.00

725,137.32

CÁLCULO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

$$H_R = W_L * C_p \Delta T \quad (\text{AIII.1})$$

donde:

H_R , calor requerido, J/d

W_L , flujo másico, kg/d

C_p , Capacidad calorífica del lodo, J/Kg C°

ΔT , diferencia de temperatura, C°

$$H_R = (2759 + 260)(1000) * 4.2 * (35 - 19) = 2.03 e 08 \frac{KJ}{d}$$

2.03 e08 KJ/d equivale a 2.35 e 06 W

Cantidad de agua de calentamiento requerida

$$W_w = \frac{2.03 e 08}{4.2(52 - 35)} = 2870 \frac{m^3}{d} \approx 526.6 \frac{Gal}{min}$$

El área requerida de transferencia se obtiene de:

$$H = UA\Delta T \quad (\text{AIII.2})$$

donde:

H , calor, J/s

U , coeficiente de transferencia de calor, W/ m² C° (350)

A , Área, m²

ΔT , diferencia de temperaturas, C°

$$A = \frac{2.35 e 06}{350 * 19} = 353.3 m^2 \approx 3798 ft^2$$

CÁLCULO DE LA CAPACIDAD DE LA CALDERA

El calor requerido para el aumento de la temperatura de 19°C a 52°C se obtiene de la misma manera que en la ecuación AIII.1 y sustituyendo valores se tiene:

$$H_{RC} = 2.45 e06 * 4.2 * (52 - 19) = 3.40 e08 \frac{KJ}{d} \approx 3.38 e06 \frac{Kcal}{h}$$

Para obtener los Caballos Caldera (CC) tenemos lo siguiente:

$$CC = \frac{3.38 e06 \frac{Kcal}{h}}{8450 \frac{Kcal}{h}} = 400 CC$$

CÁLCULO DEL CONSUMO DE ENERGÍA

El cálculo del consumo de energía se determinó sumando la potencia total de cada sistema y se multiplicó por 8760 h correspondientes a un año de trabajo continuo.

$$Consumo KW h = \sum (Potencias) * 8760 h$$

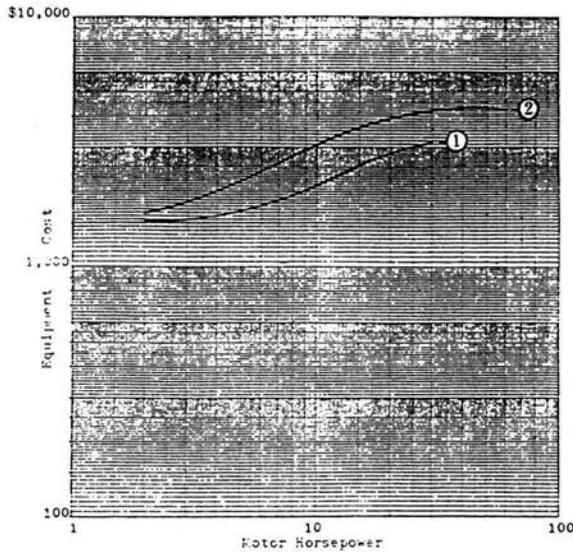
SELECCIÓN DEL COMPRESOR

Se determinó la capacidad del compresor de acuerdo con la producción de biogás estimada

La generación de biogás en digestores anaerobios de de 0.5 a 0.75 m³ CH₄ / KgSSV_{alimentado}, por lo tanto tenemos:

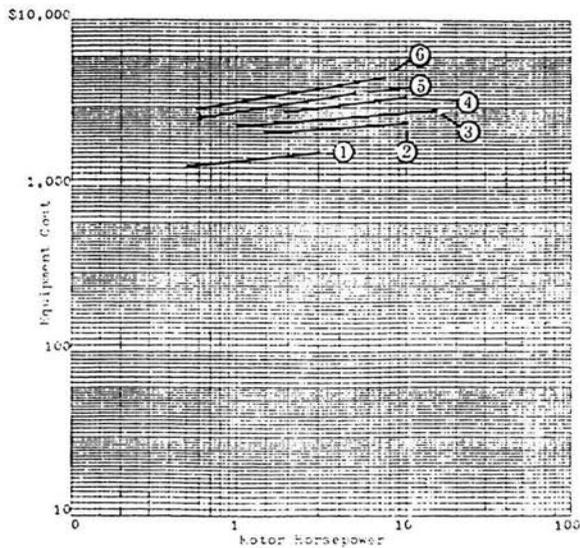
$$0.5 \frac{m^3 CH_4}{Kg SSV_{ALIMENTADO}} * 2,400 m^3 lodo * 2.5 \frac{Kg SSV}{m^3 d} = 3000 \frac{m^3 CH_4}{d}$$

el resultado corresponde a 75.5 SCFM



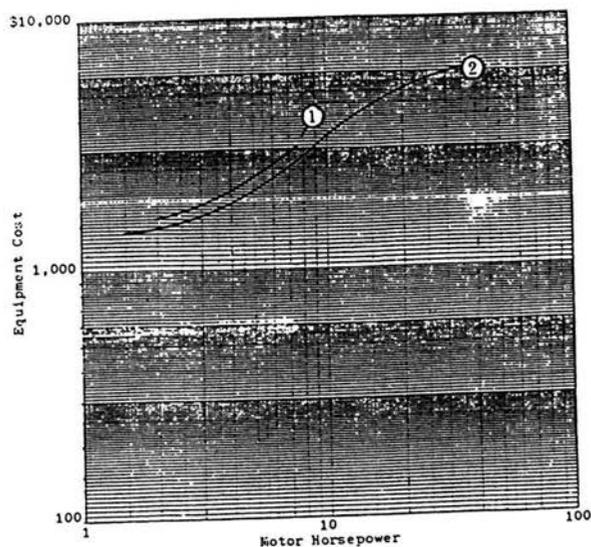
- ① Horizontal-2½-inch solids
- ② Horizontal-3-inch solids

Costo de equipo para bombas horizontales y verticales



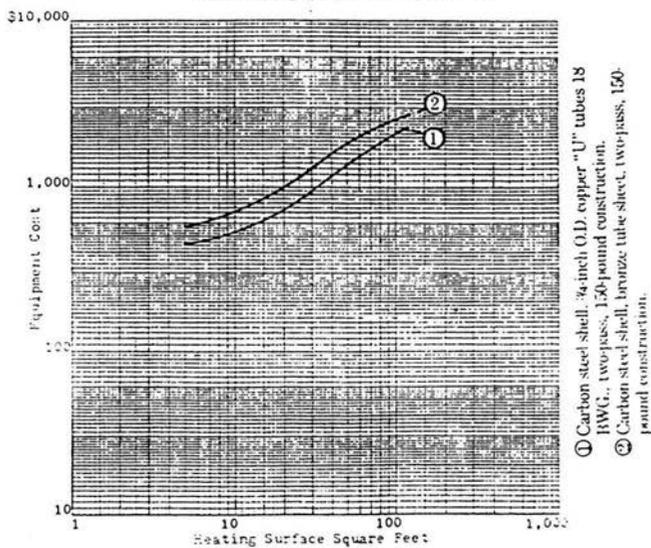
- ① Horizontal-1½ inch solids
- ② Horizontal-2 inch solids
- ③ Horizontal-2½ inch solids
- ④ Horizontal-3 inch solids
- ⑤ Vertical-2 inch solids
- ⑥ Vertical-3 inch solids

Costo de equipo para bombas horizontales y verticales



- ① Single-stage, air-cooled—capacity 7.9 to 37.0 acfm @ 80 psig.
 ② Two-stage, air-cooled—capacity 5.0 to 97.2 acfm @ 175 psig.

Costo de equipo para compresores



- ① Carbon steel shell, ¾-inch O.D. copper "U" tubes 18 RWG., two-pass, 150-pound construction.
 ② Carbon steel shell, bronze tube sheet, two-pass, 150-pound construction.

Costo de equipo para intercambiadores de calor