

24/15

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN



CONSTRUCCION Y ARRANQUE DE UN REACTOR
ANAEROBIO DE LECHO FLUIDIZADO

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A :

GABRIEL MEDINA HERNANDEZ



Universidad Nacional
Autónoma de México



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 está 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.

C O N T E N I D O

RESUMEN -----	1
GLOSARIO -----	2
ANTECEDENTES -----	5
OBJETIVOS -----	30
MATERIALES Y METODOS -----	31
RESULTADOS -----	52
DISCUSION -----	68
CONCLUSIONES -----	77
REFERENCIAS -----	79

R E S U M E N

Dentro de los procesos de tratamiento de aguas municipales encontramos los de digestión anaerobia. Estos se caracterizan por ser procesos descontaminantes y además generadores de metano (fuente alterna de energía).

En este trabajo se implementó una planta a nivel laboratorio de un reactor anaerobio de lecho fluidizado, para la obtención de metano a partir de lodos que se generan en las plantas de tratamiento de aguas residuales. El núcleo de la planta lo constituye una columna de vidrio de 55 mm de diámetro y 150 cm de altura a la cual se le instalaron dispositivos distribuidores de flujo y un colector de gas. Se alcanzaron remociones de 50 y 90 % de Demanda Química de Oxígeno total y soluble respectivamente, con una producción de biogas de 4000 ml/día. Los resultados obtenidos muestran la gran utilidad de este reactor para el tratamiento de lodos de desecho:

GLOSARIO

- Aerobio:** Organismo que requiere de aire u oxígeno para mantenerse con vida.
- Anaerobio:** Organismo que no requiere de aire u oxígeno libre para mantenerse con vida.
- Biodegradable:** Sustancia susceptible a ser descompuesta por microorganismos.
- Biogas:** Mezcla de gases cuyos principales componentes son metano y bióxido de carbono producida durante la biodegradación anaerobia de materia orgánica.
- Biomasa:** La cantidad en peso de materia viviente, plantas o animales, expresada en un área o volumen dado.
- Biopelícula:** Película delgada de microorganismos aerobios o anaerobios adherida a una superficie soporte.
- Flóculos o Flocs:** Formación de una gran masa en un fluido a través de coagulación, aglomeración o reacción bioquímica de partículas finas en suspensión.
- Inóculo:** Sustancia biológica que induce el crecimiento bacteriano en los arranques de reactores anaerobios.

Sustrato: Materia orgánica susceptible a degradarse durante tratamientos biológicos.

Tiempo de referencia celular (TRC):

Es la relación entre la concentración de células en un reactor y la concentración de células por unidad de tiempo ($TRC = VX/QX$; Donde X es la concentración celular).

Tiempo de retención hidráulica (TRH):

Está definida por la relación del volumen del reactor entre el volumen de carga por unidad de tiempo ($TRH = V/Q$).

NOMENCLATURA

AOV	Acidos orgánicos volátiles
COV	Carga orgánica volumétrica
DAN	Digestión anaerobia
DQO	Demanda química de oxígeno
FIBAN-FA	Filtro biológico anaerobio con flujo ascendente.
FIBAN-FD	Filtro biológico anaerobio con flujo descendente.
LOAN	Lodos activados anaerobios (proceso anaerobio de contacto).
PTAR	Planta de tratamiento de aguas residuales
QA	Gasto de alimentación (m^3/h)
Qr	Gasto de recirculación (m^3/h)
RANLEF	Reactor anaerobio de lecho fluidizado
RANMAL	Reactor anaerobio manto de lodos
SFA	Sulfato ferroso amoniacal
SST	Sólidos suspendidos totales
SSV	Sólidos suspendidos volátiles
ST	Sólidos totales
TRC	Tiempo de retención celular
TRH	Tiempo de retención hidráulico
Vz	Velocidad de flujo

ANTECEDENTES

La contaminación ambiental se torna día con -- día en un problema crítico; el aire, el agua, el suelo y el mar están siendo deteriorados a niveles no imaginados. La repercusión es inmediata, los cambios en la naturaleza debido a esto, son muy desfavorables para la flora y la fauna (se incrementan las zonas áridas, los ríos de antaño se convierten en canales de desagüe, el aire se torna irrespirable, en los mares y bosques la extinción de especies es cada día mayor, etc). La creciente necesidad de -- satisfactores humanos trae como consecuencia el crecimiento e instalación de nuevas industrias, se requiere grandes cantidades de agua, se incrementa la explotación de -- los recursos naturales. Todo esto lleva a que las descargas contaminantes sean cada vez mayores, agudizando el -- problema y poniendo en riesgo la vida humana (8).

El entendimiento del problema ambiental es sin duda conocido por instituciones gubernamentales, de investigación y educativas, que se han abocado a analizar y -- plantear soluciones.

Este trabajo pretende: contribuir en la solución de un problema encontrado en los sistemas de tratamiento de aguas residuales (específicamente en los efluentes generados en las plantas de lodos activados), establecer una técnica descontaminante de aguas residuales de bajo costo y simultáneamente obtener una fuente alterna de energía ya que se genera METANO.

El tema de tratamiento de aguas residuales ha

sido estudiado en forma intensa, los caudales de éstas -- son tan grandes que dan lugar a índices de contaminación muy elevados. Las fuentes principales de aguas residuales las encontramos en las industrias, en las descargas municipales y en los grandes confinamientos de animales domésticos. Los contaminantes de estas aguas es variada: materia orgánica, sólidos en suspensión, detergentes, productos químicos, grasas, etc. Las industrias que más contribuyen en la contaminación son, entre otras, la azucarera, la petroquímica, la química, papelera y alimenticia. En las grandes ciudades tenemos además los efluentes municipales y en el campo los desechos provenientes de las grandes concentraciones de animales domésticos como las granjas bovinas y porcinas.

Los sistemas de tratamiento de aguas residuales deben proveer soluciones donde el costo de inversión y operación sea mínima. Las técnicas que se usan en México son variadas. Refiriéndonos a aguas municipales, se utiliza el sistema de lodos activados, donde la acción aerobia de diversos microorganismos se encarga de degradar la materia orgánica presente en estos efluentes. Las aguas tratadas bajo este sistema son empleadas en el riego de parques y jardines y en algunos casos en tierras de cultivo. Sin embargo, además de estas aguas, se generan cantidades elevadas de lodos con alto contenido de sólidos, que son devueltos al drenaje provocando problemas tales como: taponamiento de tuberías y canales, ejerciendo una mayor demanda de oxígeno y esto origina condiciones sépticas y problemas sanitarios, ya que estos lodos contienen toda una gama de microorganismos (patógenos y no patógenos). En la tabla I se presenta la cantidad de lo --

dos generados en México, así como la de otros efluentes, mientras que en la tabla II se muestra las características físicoquímicas de los lodos provenientes de las plantas de tratamiento de aguas residuales (PTAR).

Como vemos la cantidad de lodos generados es tan grande que acentúa los problemas ya citados. Por ello se plantea el uso de un sistema que reduzca en forma significativa dichos problemas. Este podrá emplearse para el tratamiento de los demás efluentes mostrados en la tabla I.

El sistema propuesto se llama digestión anaerobia en lecho fluidizado.

Primeramente se dará una descripción de la digestión anaerobia en general y enseguida se hará un análisis de la digestión anaerobia convencional, así como los mecanismos y los nuevos diseños de digestores para mejorarla.

La digestión anaerobia es el proceso por el cual la materia orgánica es transformada en una mezcla gaseosa denominada BIOGAS (con un contenido aproximado de metano de 60-70%, dióxido de carbono 30-40%, cantidades pequeñas de hidrógeno y ácido sulfhídrico) y en un residuo estabilizado de lodos. Esta transformación se lleva a cabo en ausencia de oxígeno y con la acción de un conjunto de microorganismos, principalmente bacterias, en una serie de etapas en las que éstas actúan interrelacionadamente. Las etapas son llevadas a cabo por grupos diferentes de bacterias, donde cada grupo tiene una función específica (12), (18), (25), (28).

Las etapas fundamentales de la digestión anaerobia son dos: la primera es la ácida, donde los grandes compuestos orgánicos son transformados en ácidos orgánicos (ácido acético, ácido butírico y ácido propiónico), y

Tabla I. Efluentes generados en México con alto contenido de materia orgánica.

Efluente	Cantidad	Referencia
Lodos municipales	18.6×10^6 m ³ /año	(21)
Lodos industriales	70.9×10^6 m ³ /año	(21)
Excretas de cerdo	5.4×10^7 m ³ /año	(21)
Industria azucarera	80.0×10^7 en 1982	(21)
Desechos cafetaleros	9.6×10^5 ton. en 1981	(17)

Tabla II. Características fisicoquímicas y bacteriológicas de los lodos de las plantas de tratamiento de aguas residuales (16).

Parámetro	Lodos primarios	Lodos activados
pH	8	6.5 - 8.0
AOV mg/lt.	500	-----
Poder calorífico $\frac{Kj}{Kg}$	15817.2	15212.4
Densidad base húmeda gr/ml.	1.02-1.07	$1+7 \times 10^{-8}$ mg $\frac{SST}{lt.}$
Relación DBO/SSV	0.5-1.1	-----
Relación DQO/SSV	1.2-1.6	2.17
ST % peso	5	2
STV % peso	77	60-88
N (N % ST)	4.0	56
P (P ₂ O ₅ % ST)	2.0	5.0
K (K ₂ % ST)	0.4	0.5
Proteína % ST	25	-----
Celulosa % ST	10	7.0
DQO _t (mg/lt)	45000	40000

la segunda etapa es la metanogénica donde otras bacterias toman los ácidos de la primera etapa, los metabolizan para dar lugar a la formación de metano y dióxido de carbono. Entonces, la digestión anaerobia es importante por -- ser un proceso descontaminante y simultáneamente una fuente alterna de energía. En las figuras 1 y 2 se muestran -- las rutas de la digestión anaerobia y los grupos bacterianos que actúan en las dos etapas. La identificación de -- las bacterias anaerobias es muy difícil, ya que son muy -- sensibles a cambios de temperatura, de pH y sobre todo a pequeñas cantidades de oxígeno. Sin embargo, se han desar--rollado técnicas exitosas en los últimos años para ais--larlas e identificarlas. En la tabla III se muestra una -- clasificación taxonómica de las bacterias metanogénicas.

Durante el proceso de digestión se debe tratar de controlar la producción de ácidos orgánicos que pueden hacer que el pH disminuya inhibiendo el proceso, ya que -- las bacterias acidogénicas tienen un tiempo de duplica --ción rápido (2-3 horas) comparado con el de las metanogé--nicas (2-3 días). El control puede hacerse regulando el -- pH (por medio de soluciones de bicarbonato, carbonato de sodio e hidróxido de sodio diluido), además estableciendo un régimen de carga (alimentación) y tiempo de retención adecuados. Todo esto depende del volumen y tipo de reac--tor utilizado. Las condiciones óptimas de operación son -- usualmente en el intervalo mesofílico y termofílico de -- temperatura y un pH entre 6.8-7.2. Los recipientes donde se lleva a cabo la digestión anaerobia se les conoce como digestores.

La digestión anaerobia se da en forma natural en los pantanos, en lagos, en lagunas y lugares donde se

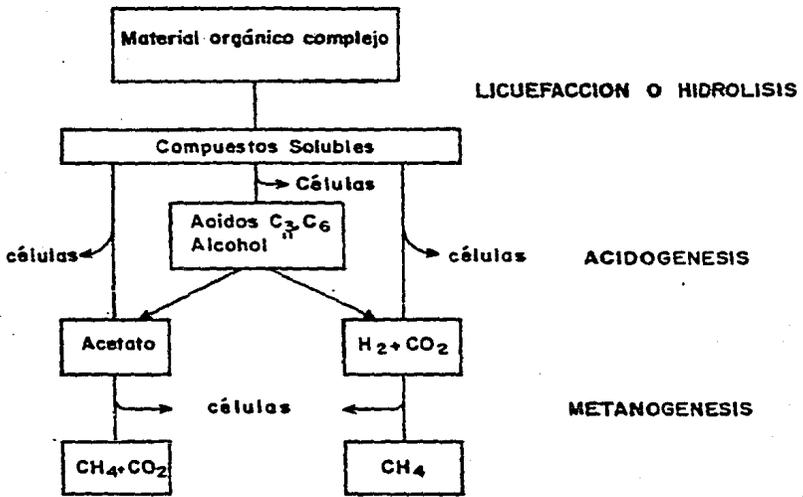


Fig. 1. ETAPAS PRINCIPALES DE LA DEGRADACION ANAEROBIA DE UN SUSTRATO COMPLEJO.

TABLA III. Taxonomía de bacterias metano
génicas.

ORDEN	FAMILIA	GENERO	ESPECIES
I	1	<u>Methanobacterium</u>	formicicum bryantii bryantii strain M. thermoautotrophicum
I	1	<u>Methanobrevibacter</u>	ruminantium arboriphilus arboriphilus strain AZ arboriphilus strain DC smithii
II	1	<u>Methanococos</u>	vanielii voltae
III	1	<u>Methanomicrobium</u>	movile
		<u>Methanogenium</u>	cariaci marisnigri
III	1	<u>Methanospirillum</u>	hungattii
III	2	<u>Methanosarcina</u>	barkeri barkeri strain 227 barkeri strain W

Tomado de Mosey, F.E. (1983).

dá una anaerobiosis estricta. El primero en sugerir que el gas proveniente de estos lugares se debía a la descomposición de la materia orgánica fue Volta, desde entonces se ha estudiado pero hace algunas décadas se ha diseñado y puesto en operación nuevos digestores para aumentar la eficiencia de la digestión.

Las primeras aplicaciones de la digestión anaerobia (1895), fue realizada en tanques sencillos llamados tanques sépticos por Donald Cameron en Inglaterra (fig.3) y parece ser que es aquí donde se dió aplicación al metano generado, usándolo como medio de calentamiento y alumbrado. Posteriormente Imhoff desarrolló un diseño más elaborado (fig. 4) y que fue de gran aplicación en Europa y Estados Unidos de Norteamérica. Este digestor ya contenía mamparas que evitaban la salida de sólidos suspendidos en el agua de salida sedimentándolos. La evolución de los digestores no ha cesado, se han probado diversos tipos, sin embargo, el más usado por sus ventajas de operación y de construcción es el digestor que denominaremos, convencional y que consiste en un reactor de mezcla completa -- (fig. 5). Sus partes más importantes son: tuberías de carga y descarga, salidas de biogas y una parte muy importante es el de contener un mezclador mecánico o recircula -- ción de licor y gas, que sirven para homogenizar y poner en contacto la materia orgánica con los microorganismos responsables del proceso (4).

La digestión anaerobia es un proceso que presenta como atractivo las siguientes ventajas:

- No requiere de aerear el proceso (específicamente oxígeno)
- Genera gas metano y un residuo estabilizado que puede emplearse como mejorador de suelos.

FIG. 3 TANQUE SEPTICO

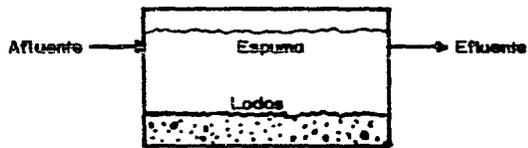


FIG. 4 TANQUE IMHOFF

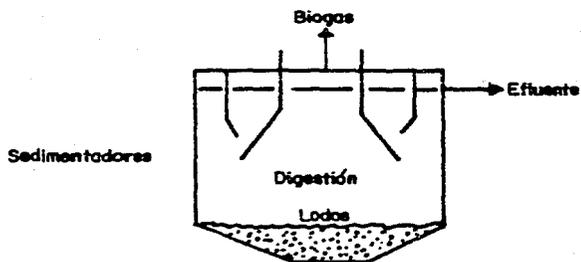


FIG. 5 DIGESTOR CONVENCIONAL

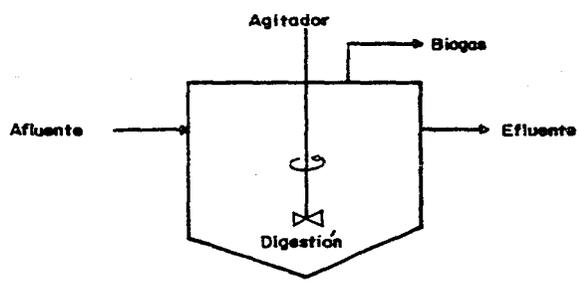
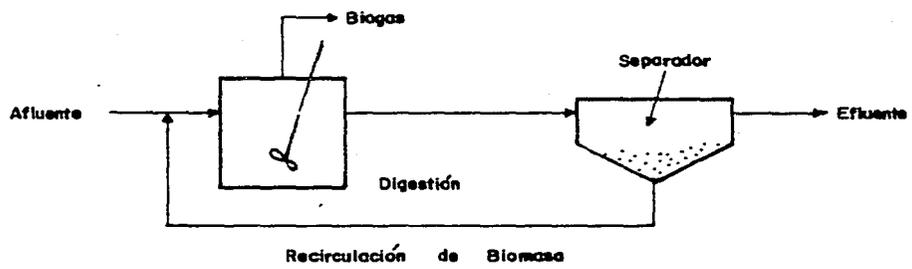


FIG. 6 REACTOR DE LODOS ACTIVADOS ANAEROBIOS. (LOAN)



- Es un proceso descontaminante que reduce en gran parte la cantidad de sólidos y de organismos patógenos.
- Durante el funcionamiento de un digestor no se producen olores desagradables, puesto que es un sistema hermético.
- Su construcción puede hacerse a partir de una gran variedad de materiales.

Existen puntos limitantes en la digestión anaerobia convencional que hacen que su eficiencia sea menor y de alto costo, los más importantes son:

- Tanques de gran volumen, por ello el costo de inversión resulta ser grande.
- Los tiempos de retención son elevados (mayores de 30 días) (4)
- Es sensible a la presencia de compuestos tóxicos (CH_3 , CCL_4 , CN^- y fenoles).

Los problemas encontrados en la digestión anaerobia convencional ha dado lugar a nuevos reactores que intentan superarlos. Su tendencia es a reducir los tiempos de retención, tratar mayor cantidad de efluentes y sobre todo de obtener la mayor cantidad de biogas.

Se han aplicado nuevos diseños, donde se pueda aumentar la concentración y la actividad de los microorganismos en el digestor. Los mecanismos para llevar a cabo esto se basan en la separación del tiempo de retención hidráulico del tiempo de retención celular, o sea, la separación de biomasa del líquido. Esto puede llevarse a cabo por:

- a) La formación de congregados biológicos o bioflóculos,

que puedan ser separados por sedimentación (Figuras 6 y 7), y

- b) la formación de películas microbianas inmovilizadas -- (PMI) usando medios soportes, donde se fijan dichas películas.

Los procesos más importantes son: lechos fijados, lechos expandidos y lechos fluidizados (figuras 8, 9 y 10) (13) (15).

En México no hay antecedentes de aplicación de tratamiento biológico en lecho fluidizado en el área ambiental. En otros países su aplicación ha sido extensa, principalmente en Inglaterra, Estados Unidos, Japón, Brasil y Argentina (17).

A partir de 1970 se hacen investigaciones para mejorar la digestión anaerobia convencional, ampliando -- sus aplicaciones y desarrollando nuevos métodos para intensificarla. Las mejoras se plantean con base en dos puntos decisivos en digestión anaerobia; primero, aumentando la concentración de la biomasa y segundo, intensificando su actividad (4).

Conviene pasar revista a procesos biológicos -- de alta tasa emparentados con el RANLEF, que están en una etapa más madura de su desarrollo y con plantas a escala completa operando con buenas eficiencias de remoción de -- contaminantes. Son ellos:

Lodos activados anaerobios (LOAN);
Clarigestor de Dorr-Oliver;
Reactor de Manto de lodos (RANMAL);
Filtro biológico anaerobio (FIBAN) y finalmente el
Reactor anaerobio de lecho fluidizado (RANLEF).

FIG. 7 REACTOR DE LODOS ACTIVADOS ANAEROBIOS

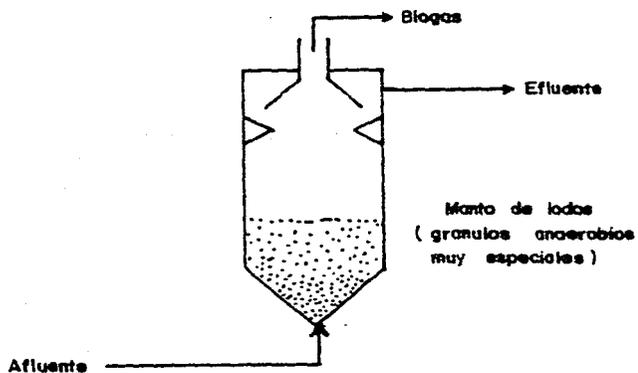


FIG 8 FILTRO ANAEROBIO DESCENDENTE

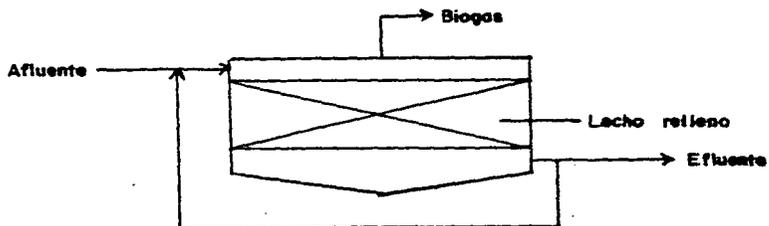


FIG. 9 FILTRO ANAEROBIO ASCENDENTE

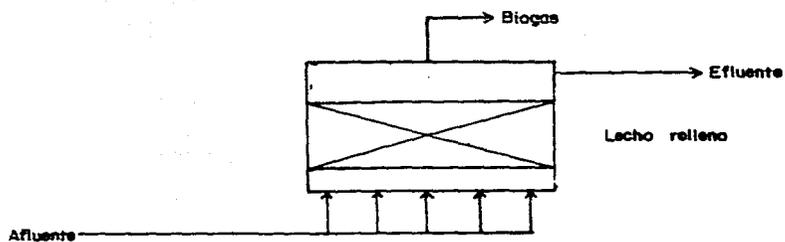
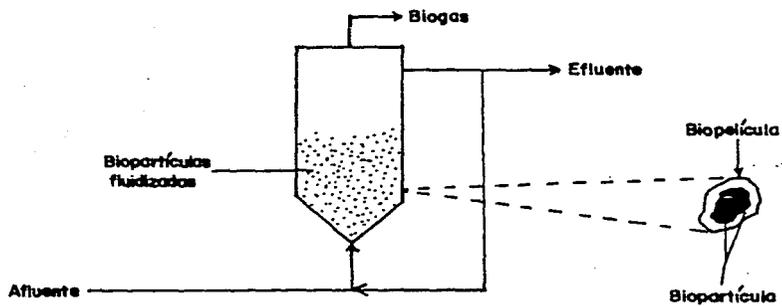


FIG. 10 REACTOR ANAEROSIO DE LECHO FLUIDIZADO



El proceso LOAN (1950-1960), es análogo al proceso de lodos activados aerobio, sólo que en condiciones anaerobias (13) (15) y consta de un reactor seguido de un sedimentador en el cual se separa la biomasa y se recircula al reactor. Es un proceso anaerobio que concentra la biomasa por bioflocs.

El clarigestor tiene una cámara superior sedimentadora de lodos y una cámara inferior digestora. El efluente entra y se reparte en la base del tanque, no tiene mezcla mecánica, es un precursor del RANMAL.

En el reactor anaerobio de mantos de lodos, la biomasa se desarrolla en forma de flocs y gránulos densos. El arranque es muy específico y controlado, donde se arrastran aquellos floculos de inóculos de baja densidad, mientras que se retiene la biomasa seleccionada.

El filtro anaerobio es un reactor empacado con flujo ascendente ó descendente. En el primer caso, el lecho no provee superficie de inmovilización sino que más bien, la biomasa se aloja en los huecos intersticiales del lecho, impidiendo que la biomasa sea lavada del reactor fácilmente. El material soporte sirve también como se parador gas-efluente.

El reactor anaerobio de lecho fluidizado (RANLEF) fue desarrollado por Dorr-Oliver (1980). Es un proceso que concentra la biomasa por película microbiana inmovilizada.

El medio soporte proporciona superficie de crecimiento y fijación de biomasa. Las partículas del lecho granular se mantienen en suspensión (fluidizado) con el flujo ascendente del propio efluente a tratar y recirculación. El lecho está contenido en un reactor tipo columna esbelta.

En la tabla IV se muestran las características más importantes de los procesos anaerobios de alta tasa.

Los sistemas de tratamiento biológico han adaptado los reactores anaerobios de lecho fluidizado a procesos en los cuales su aplicación resulta ser adecuada, y - aún más, mejora los sistemas tradicionales de tratamiento (6). Refiriéndonos a digestión anaerobia convencional, supe^{ra} los problemas citados con anterioridad y que se plantean como ventajas de este tipo de reactor:

- Aumenta la concentración de biomasa
- Disminuye el tiempo de retención hidráulico
- Se pueden tratar efluentes con alto contenido de materia orgánica particulada (cargas orgánicas altas)
- Soporta mejor los choques imprevistos y minimiza los efectos de las sustancias tóxicas (la digestión anaerobia convencional reciente severamente estos efectos).

Además conserva las ventajas de la digestión convencional:

- Es un sistema descontaminante
- Genera gas metano (fuente de energía)
- Los lodos provenientes de la digestión pueden emplearse como mejorador de suelos (durante el proceso no se pierden nutrientes minerales).

En los últimos años, los reactores anaerobios de lecho fluidizado se han aplicado a diferentes efluentes y se han estudiado la variación de diferentes parámetros tales como: velocidad de carga, temperatura, etc., usando distintos medios soportes.

Bull y colaboradores (2) (3), en sus trabajos

TABLA IV PROCESOS BIOLÓGICOS DE TRATAMIENTO

PROCESO	DESCRIPCIÓN GENERAL	CONC. BIOMASA (gr. SSV/lit.)	C O V (Kg DQO/m-d)	OBSERVACIONES
LIAN	Separa la biomasa y la retorna al reactor	5 - 10	2 - 10	Dificultad de separación.
CLAIESTER	No requiere mezclado mecánico concentra la biomasa por bio-flocs.	3	10 - 15	Dificultad de retención de bioflocs.
ANMAL	Desarrolla flocs y gránulos -- densos de 1-5 mm. de diámetro, no requiere bombeo, puede tratar varios afluentes	10 - 60	10 - 15	Los investigadores -- no reportan problemas
IBAN	Es de lecho estático de 1-1.5 in. El flujo es ascendente, -- la superficie de inmovilización es en los huecos intersticiales del lecho. Tiene una remoción de DQO del 70%	10 - 26	6 - 26	Puede tener tapones -- mientos cuando se -- tratan efluentes con altos sólidos suspendidos.
ALCI	Concentra la biomasa en películas inmovilizadas, existen a planta piloto. Se destaca -- el distribuidor de flujo y el oxigenador (perteneciente a -- la Dorr-Oliver) Tiene una carga hidráulica de 20-30 m/hr. con una recirculación de --- 140%	17	3 - 8	
ANLEF MITRON	Desarrollado por Dorr-Oliver Concentra la biomasa por película microbiana inmovilizada en lecho fluidizado. Trabaja a un tiempo de retención hidráulico de 15 días, con la expansión de lecho de 30-100%	13 - 20	3 - 20	Alto consumo de potencia de bombeo, en la recirculación. Es baja la remoción de SST.

de lecho fluidizado anaerobio, manejando diferentes car - gas, mencionan que hay una mayor eficiencia cuando se su - ministra un sustrato más fácil de digerir como el metanol y ayuda a formar rápidamente la película biológica. Con - cluyen que el fluidizado anaerobio es un método efectivo para tratar efluentes orgánicos muy contaminados con una disminución de la DQO del 70% y que este reactor es capaz de tratar efluentes a grandes velocidades de carga.

Motoyuky (29), utilizan el reactor de lecho fluidizado pa - ra estudiar la remoción de sólidos suspendidos en aguas - de desecho municipales. Sus resultados indican que es ade - cuado aplicar este proceso a desechos domésticos diluidos, los tiempos de retención son de 3-4 horas y proponen un modelo matemático que involucra el efecto del tiempo de - retención hidráulico, la concentración de lodos y la va - riación de la temperatura y predice la calidad ef - fluente. Siñeriz y Díaz (23), por medio del reactor anaerobio flui - dizado obtuvieron metano tratando bagazo de caña de azú - car con una producción promedio de metano de 0.24-0.39 -- lt/día. Indican que es buena la conversión de bagazo, con - trolando el flujo de manera tal que se disminuya la acumu - lación de sólidos. El tiempo de retención hidráulico fue de 10 horas. Hakulinen y Salkinoja-Salomen (10), trataron en un reactor anaerobio de lecho fluidizado efluentes de la industria papelera con alto contenido de clorofenoles, con tiempos de retención de 3-9 horas obteniendo una remo - ción de clorofenoles de 81-99%.

Como se puede apreciar en los ejemplos anterior - es, los reactores anaerobios de lecho fluidizado son muy versátiles en cuanto a su aplicación.

Un aspecto importante de este trabajo es el de probar el sistema de lecho fluidizado anaerobio, aplicando a los lodos excedentes de las plantas de tratamiento municipales. La bibliografía no reporta trabajo alguno -- con estos efluentes. Los estudios realizados servirán para caracterizar estos lodos como sustrato anaerobio y para determinar parámetros importantes como: velocidad de carga, velocidad de recirculación y su relación con el tipo de medio soporte. Otros efluentes que se pueden tratar con este sistema que son de interés en México:

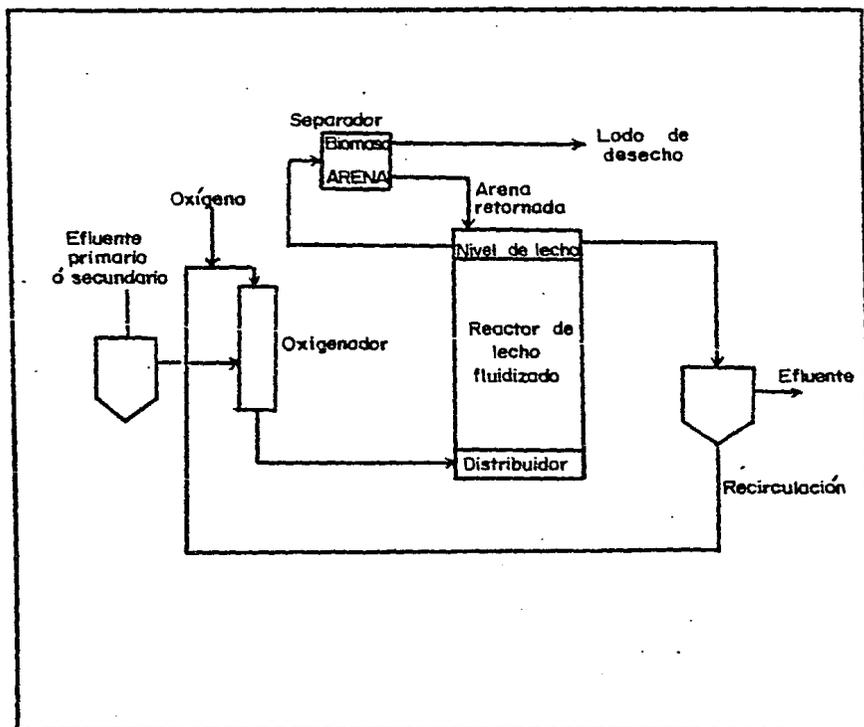
- aguas residuales con excretas porcinas y bovinas
- aguas residuales de las industrias azucarera, papelera, cafetalera, alimenticia, vitivinícola.

Entonces podemos decir, que los reactores anaerobios de lecho fluidizado poseen un gran potencial. Debido a que México tiene todos estos efluentes, es conveniente desarrollar diseños que se apliquen a estas necesidades descontaminantes. Sin embargo, los diseños deben dilucidar dos puntos importantes que se relacionan con la estructura física del reactor, estos se refieren a la distribución de flujo y a la separación de la biopartícula del líquido contenido en el reactor. El sistema de tratamiento de lecho fluidizado (anaerobio o aerobio) que menciona adelantos en estos puntos es el llamado Oxitron de Dorr-Oliver, pero está cubierto por patente.

En 1976 Dorr-Oliver Incorporated (24), compra la patente del proceso de lecho fluidizado de Ecolotrol Incorporated y desarrolla el Oxitron System a escala completa.

Los aspectos más importantes del Oxitron System son:

FIG. 11. DIAGRAMA DEL PROCESO OXITRON
(ANAEROBIO O AEROBIO)



- contiene un distribuidor de flujo
- prevee el taponamiento de los orificios por el flujo de entrada
- mantiene una concentración homogénea de la biomasa y -- las condiciones de distribución del afluente son estas
- el Oxitron posee un equipo para separar la biomasa de las partículas, retornándolas al reactor. En la fig. 11 se muestra un diagrama de este sistema

Retomando la descripción del funcionamiento -- del RANLEF, a continuación se hace un breve análisis del mecanismo de crecimiento de la biopelícula sobre el medio soporte.

Después de que se arranque el proceso de fluidización, se empieza a formar una capa en la superficie -- de la partícula soporte, la cual crece en espesor, aumentando así su diámetro y disminuye la densidad de la partícula. Los mecanismos de adsorción de los microorganismos sobre la partícula dependen de las características químicas de las células, de las partículas adsorbentes y de -- las condiciones del medio ambiente que afecta estas superficies (1). Los puntos más importantes de cada caso son:

1. Características de los microorganismos presentes:

- a) especie
- b) cultivo puro ó mixto
- c) concentración
- d) medio de cultivo

2. Características del adsorbente:

- a) tipo (medio soporte)
- b) forma iónica
- c) concentración (cantidad de medio soporte)

3. Características del medio:

- a) pH
- b) concentración de sales
- c) compuestos orgánicos
- d) temperatura

Los mecanismos de adsorción se plantea como un proceso de tres etapas (14): primero, la transferencia de partículas (sólidos en suspensión y disueltos) hacia la superficie de las partículas soporte en que se lleva a cabo la reacción; segundo, la reacción misma, la materia orgánica es utilizada como sustrato por las bacterias adheridas al soporte y tercero, la transferencia de los productos hacia el medio, los productos pueden ser disueltos en el líquido o ser desprendidos en forma gaseosa (metano, dióxido de carbono, hidrógeno). Se han hecho estudios para determinar los mecanismos de transferencia y cinética de la transformación biológica. Slacy L. Daniels (1) - desarrolla la ecuación que determina la isoterma de adsorción de Langmuir para la adsorción de virus y bacterias - utilizando resina de intercambio iónico como medio soporte. Shieh y Sutton (22), desarrollan un modelo matemático para calcular la concentración de biomasa adherida a la partícula soporte (arena), en el sistema aerobio del sistema Oxitron.

En los estudios realizados sobre reactores -- anaerobios de lecho fluidizado no se menciona información sobre aspectos económicos. Sin embargo, para lechos fluidizados aerobios sí existen. Se muestra que los puntos -- que inciden directamente sobre el costo son el suministro de oxígeno y la energía de bombeo de recirculación, mien-

tras que el costo del medio soporte y de la columna son -
bajos. Entonces, no necesitando oxígeno (sistema anaero -
bio), se puede minimizar la velocidad de recirculación --
del RANLEF por medio de:

1. Hacer mínima la expansión del lecho
2. Uso de medio soporte de baja densidad y diámetro peque
ño (en la bibliografía no se reporta el costo)

Aspectos originales del trabajo.- Como se ha -
podido observar, ya se tienen sentadas las bases del desa
rrollo de reactores tipo RANLEF, entonces, pretendiendo -
utilizar este reactor para tratar efluentes provenientes
de sistemas de lodos activados de plantas de tratamiento
de aguas residuales, se plantean los siguientes puntos co
mo originales y hacia donde se enfocará los estudios. Es-
tos son:

1. Utilización de un reactor anaerobio de lecho Fluidiza-
do a efluentes contaminantes tales como los lodos de -
desecho de PTAR.
2. Se pretenderá que el RANLEF tenga un diseño con carac-
terísticas propias y adecuadas a nuestras necesidades
a escala laboratorio.
3. Utilización de medios soportes autóctonos y baratos, -
como medio para abatir la tasa de recirculación. El me
dio soporte usado en este trabajo fue la cascarilla de
coco, se seleccionó la granulometría apropiada hacien-
do corridas "blanco"
4. Tratar lodos PTAR, en donde la carga contaminante se en
cuentra bajo la forma de SS y casi nada soluble.

De acuerdo a los puntos anteriores, se preten-
de que el reactor anaerobio de lecho fluidizado sea de --

operación relativamente sencilla y confiable, donde se -- pueda determinar la respuesta de tratamiento de efluentes altamente contaminados con esta nueva metodología.

Entonces para llevar a cabo esto se establecen los siguientes:

OBJETIVOS :

Construir un reactor anaerobio de lecho fluidizado a escala laboratorio.

Determinar un patrón de arranque adecuado: inoculación, aclimatación, régimen de carga y flujo.

Comprobar que el proceso funciona usando como sustrato lodos de las plantas de tratamiento de aguas residuales municipales.

Crear una alternativa como medio descontaminante y obtener una fuente energética alterna en la generación de gas metano.

MATERIALES Y METODOS

El presente trabajo cubre desde el arranque -- del RANLEF hasta el inicio del estado estable. Esto servirá de base para continuar el estudio del estado estable y sentar una metodología de arranque para un posible escalado a planta piloto.

Se midió la conversión de contaminantes y la producción de biogas como una evaluación del desarrollo del proceso. Los análisis de apoyo rutinarios fueron: DQO, SSV, pH, AOV. La temperatura se mantuvo constante en un cuarto termostatzado a 37°C. Se hicieron observaciones cualitativas de biopartículas al microscopio y detección de H₂S.

Durante el desarrollo experimental, en forma paralela al diseño y construcción del RANLEF a escala laboratorio, se instaló un digestor anaerobio convencional del cual se extraía el inóculo para acelerar el arranque.

Construcción de la planta a nivel laboratorio del sistema anaerobio de lecho fluidizado (RANLEF).

Descripción de los componentes de la planta:

El sistema se describe en cuatro componentes, fig. 12, y son:

- I Sistema de alimentación
- II Columna de reacción
- III Sistema de recirculación
- IV Tanque acumulador de gas

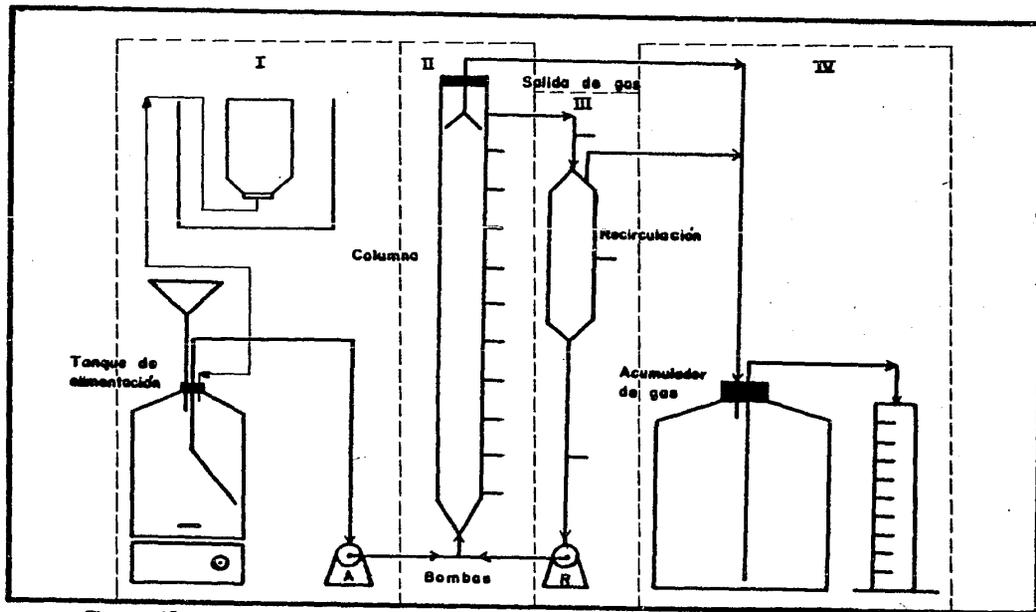


Figura. 12 - Componentes del Reactor Anderobio de Lecho Fluidizado.

I. Sistema de alimentación.- Está formado por un frasco - de vidrio de 3 lts. de capacidad, soportado sobre una plancha de agitación magnética (Magnetic 6"x6" modelo no. 4810 Cole Parmer), en el tapón del frasco está conectado un embudo por donde se adiciona la muestra y - una salida de efluente a tratar que será la succión de la bomba de alimentación. El tanque de alimentación es tá conectado a un frasco con nitrógeno y sirve para mi nimizar el contacto del efluente con aire. Cuando el - nivel de lodos disminuye, el volumen "vacío" es ocupado por el N_2 del frasco y el del frasco por agua. Al - adicionar los lodos de alimentación, el N_2 se desplaza al frasco y el agua es desalojada de este. Para la ali mentación y la recirculación, se tienen dos bombas peristálticas de desplazamiento positivo; la bomba BA-1 suministra la alimentación a la columna y la bomba BR-1 mantiene en fluidización el medio soporte y recircula de el tanque de recirculación. Los datos de las bom bas son los siguientes:

Bomba Masterflex

No. de catálogo R7553-00

Motor 6-600 rpm

Requerimientos de potencia 110-130VAC

Tamaño de cabezal 18,7018

Rango de flujo 22.8-2280 ml/min.

Controlador de flujo Masterflex

Las mangueras que utilizan estas bombas fueron de Cole Parmer No. 6408-02 Tygon.

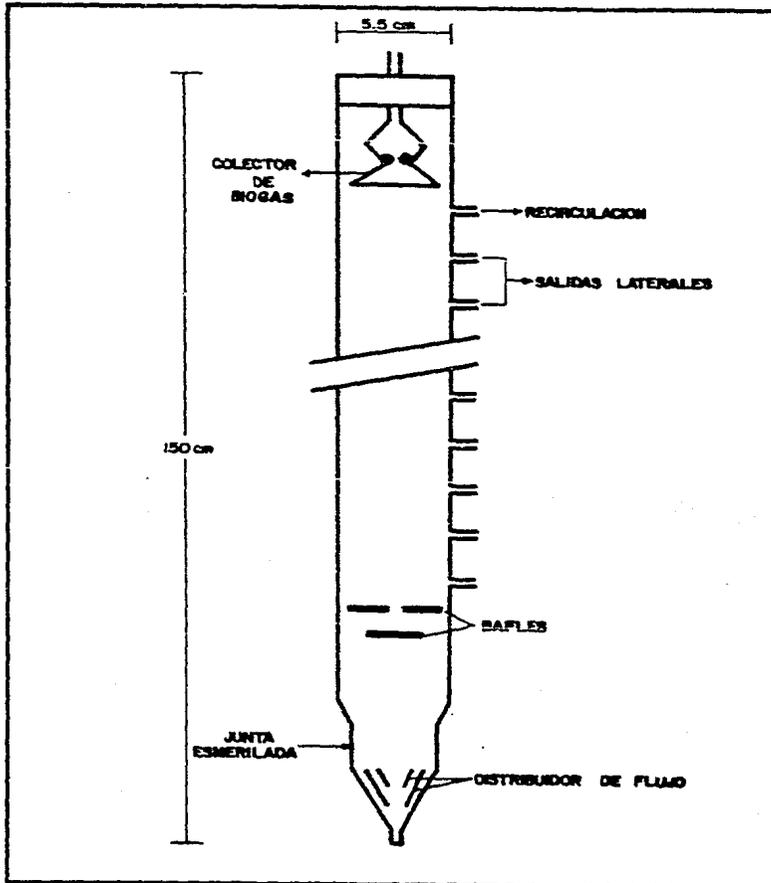
II. Columna de reacción.- La columna fue construida en el

Departamento de Química del CINVESTAV-IPN de acuerdo a las especificaciones de Poggi, V. (21), excepto en el - separador de gas-líquido. El material de construcción fue de vidrio Pyrex. La columna tuvo una altura de 150 cms. y un diámetro de 5.5 cms., en la parte inferior la columna estuvo unida por una junta esmerilada de 40 mm. En la ba se de la misma se colocó un distribuidor de flujo, el -- cual está formado por dos conos concéntricos de vidrio -- fundidos a la columna y a 17 cm. de los conos concéntri - cos se encuentran dos mamparas distribuidora de flujo. La columna cuenta con 12 salidas laterales para toma de muestr a y la correspondiente para la recirculación. En la par te superior de la columna se cuenta con un separador de - gas, hecho también de vidrio y diferente al especificado originalmente (21), éste está insertado en el tapón junto con un termómetro. El volumen de la columna es de 3.4 lt. de los cuales 3.0 lt. son ocupados por el líquido. La figura 13 muestra un dibujo esquemático del reactor, así co mo las partes importantes del mismo.

III. Sistema de recirculación.- Al igual que la columna, el material fue de vidrio Pyrex, tiene de altura 35 cm. y 54 cm. de diámetro, con un volumen de 0.8 lt. En la parte superior recibe la recirculación y en la parte inferior - está conectada a la succión de la bomba BR-1, cuenta además con dos salidas, una para el biogas generado en él y la otra para toma de muestra.

IV. Tanque acumulador de gas.- Consistió en un recipiente de vidrio de 18 lt. de capacidad, Iñiguez, 1985 (11), el cual se llena de agua con cloruro de sodio industrial, es

FIGURA 13 Columna de lecho fluidizado.



te recipiente recibe el gas generado en la columna y en el tanque de recirculación, el gas va aumentando la presión conforme se genera y por lo tanto, el agua se desplaza hacia una probeta graduada o cualquier sistema de medición. Existe otro método de colección de gas, el de la probeta invertida, y como su nombre lo indica se llena de agua una probeta y se invierte sobre otro recipiente con líquido para formar un sello de agua y conforme se genera el biogas se desplaza y se mide el volumen de gas por el volumen de agua desplazada. Un ejemplo de esto se puede ver en la figura 14.

El método inicial de colección de gas del reactor fue el de desplazamiento de agua de probeta invertida, pero debido a que tiene poca capacidad se cambió por el presentado en la figura 12.

Las tuberías que se utilizaron para conectar las partes del proceso son de hule latex y de Tygon. El cierre de una parte a otra y las salidas laterales se hicieron con llaves Mhor de laboratorio.

Operación del reactor anaerobio de lecho fluidizado.

Una vez que se ha seleccionado el volumen y características de los lodos a tratar, estos se introducen en el tanque de alimentación donde se homogenizan por medio del agitador magnético. Se debe tener cuidado de que los lodos esten a la temperatura del proceso. La alimentación se manda a la columna por medio de la bomba BA-1, la alimentación se realiza en forma semicontinua ya que no se cuenta para hacerla en forma continua, que seria lo ideal. Las alimentaciones se llevaron a cabo en cinco eta

pas durante el día. La descarga de la bomba es en la base de la columna, los lodos pasan a través del lecho granular, donde se lleva a cabo la degradación de estos, el líquido sigue hasta la recirculación donde la bomba BR-1 -- succiona y lo recircula. El efluente tratado se puede tomar de la válvula lateral del tanque de recirculación o de una válvula que se encuentra entre la salida del tanque y la succión de BR-1.

El gas generado en la columna y en el tanque de recirculación se dirige hacia el tanque acumulador de gas, donde la presión que éste genera hace que el agua se desplace hacia un recipiente graduado. El volumen desplazado se toma como el biogas producido durante el día.

Medio Soporte

Se planteó hacer estudios de diferentes medios soportes y la cascarilla de coco fue elegida para iniciar la experimentación. La elección de este material se basó en que es un subproducto (desecho) de la utilización del coco, donde su costo es casi nulo y su disponibilidad es inmediata en cualquier época del año.

La cascarilla de coco fué facilitada por el -- Ing. Felipe Delgado de Impulsora Guerrerense del Cocote -- ro.

El procesamiento que se dió a la cascarilla de coco fué el siguiente:

Despedazado ----- Molienda ----- Cribado

El despedazado se realizó en forma manual. La molienda se llevó a cabo en un molino de martillos de Maquinaria y -- Mantenimiento, S.A. El motor es marca Asea y sus características son:

Motor de 3	50-60 Hz.
Número	54985 clase F
	460/220 V.
	1710 rpm

El cribado se realizó en una serie de tamices separando - cada fracción, los tamices utilizados fueron:

Malla No. (U.S.)	Abertura (mm)
40	0.42
50	0.29
60	
100	
200	0.074

Observaciones al microscopio.

Para tener una idea más exacta del diámetro, se hicieron mediciones microscópicas del medio de soporte (27). Donde se pudo observar que la cascarilla de coco, tiene una forma totalmente irregular. Shieh, Sutton y Kos (22) calculan para partículas similares, un diámetro promedio en base a la ecuación:

$$d_i = (a_i \times b_i^2)^{1/3}$$

donde:

- d_i = diámetro de la partícula
- a_i = diámetro mayor de la partícula
- b_i = diámetro menor de la partícula

en la figura 14 se ejemplifica una partícula de cascarilla de coco.

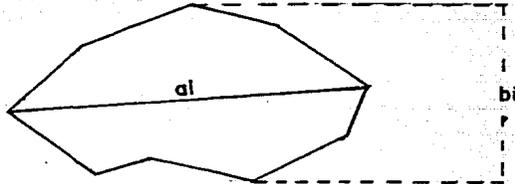


Fig. 14 Partícula de cascarilla de coco.

Degradabilidad de la cascarilla de coco.

Para saber si este medio de soporte podría ser degradado por los microorganismos presentes en el reactor, se hicieron pruebas de degradabilidad de la cascarilla de coco. De acuerdo a trabajos realizados por Chandler y colaboradores (5), el parámetro que determina si un material orgánico es biodegradable, es el contenido de lignina en él, Chandler presenta una correlación donde se relaciona la biodegradabilidad de un sustrato con el porcentaje de lignina presente en el material.

La correlación es:

$$B = -0.028 X + 0.830$$

donde: B = fracción biodegradable
X = porcentaje de lignina

La determinación de lignina en la cascarilla de coco, Navarro (19), dió como resultado un contenido de lignina de 30% por lo que al sustituir este valor a la correlación anterior,

$$B = -0.028 (30) + 0.83$$

$$B = -0.01$$

este resultado muestra que la biodegradabilidad anaerobia de la cascarilla de coco es prácticamente nula.

Técnica de determinación de lignina.

Se pesaron de 200-300 mg. de muestra en un tubo de ensayo. Se añadió 1 ml. de H_2SO_4 al 72% por cada 100 mg. de muestra, se disuelve totalmente. Después de 1 hora, se diluyó y se transfirió a un matraz usando 28 ml. de agua por cada mililitro de ácido (primera hidrólisis).

La segunda hidrólisis se efectuó en autoclave a 120°C durante 1 hr., se filtró y se determinó el peso del residuo en seco. La cantidad de lignina se calculó por:

$$\% \text{ lignina} = \frac{\text{gr. de residuo}}{\text{gr. de muestra}} \times 100$$

Análisis y parámetros de control del proceso

Los análisis que se llevaron a cabo para tener una medida del funcionamiento y control del proceso fueron:

pH

Demanda Química de Oxígeno (DQO)

Acidos Orgánicos Volátiles (AOV)

Sólidos:

totales
volátiles
fijos

Producción de BIOGAS**Pruebas cualitativas de:**

- combustión de metano
- determinación de H_2S
- observaciones microscópicas

pH

La medición de pH se hizo varias veces al día y durante - las dos primeras semanas del arranque se media tres veces al día. La fig. 18 muestra la evolución de estas mediciones. Las lecturas de pH se realizaron en un pH-metro Beckman modelo 41 digital, USA.

Demanda Química de Oxígeno

"La demanda química de oxígeno es una medida del oxígeno equivalente al contenido de materia orgánica contenida en una muestra de agua, que es susceptible a la oxidación -- por medio de un fuerte oxidante. Durante la determinación de la DQO, la materia orgánica es transformada a CO_2 y --

agua, sin importarle si es asimilable o no biológicamente" (20). La técnica esta descrita en forma detallada en Métodos estandar con el número 508 (9). En la figura 20 se encuentra graficada la DQO de entrada (alimentación) y la de salida (efluente) y en la figura 21 la gráfica de disminución o remoción de la DQO. El equipo utilizado para esta técnica es: un matraz de boca esmerilada de 500 ml., un condensador con junta esmerilada, una plancha de calentamiento. En el matraz se introduce la muestra (20 ml) junto con 10 ml. de dicromato de potasio 0.25 N y ácido sulfúrico concentrado (30 ml), se pone a ebullición durante dos horas y se valora el exceso de dicromato con sulfato ferroso amoniacal (SFA) usando como indicador 1-10 Fenantrolina. La DQO de la muestra se calcula en la forma siguiente:

$$DQO \text{ (mg/lt)} = \frac{(A-B) N \times 8000}{\text{vol. de muestra}}$$

donde: A = ml. gastados de SFA en matraz blanco
 B = ml. gastados de SFA en muestras
 N = normalidad del sulfato ferroso amoniacal

Acidos Orgánicos Volátiles

Estos ácidos fueron cuantificados por dos métodos; primero por destilación por arrastre de vapor y el segundo por cromatografía de gases. El cromatógrafo empleado tiene las siguientes características:

Cromatógrafo Hewlett Packard modelo 571 DA
Columna AT-1000-10% 6' x 1/8 on Chrom W-AW
80/100

Temperaturas:

T detector 250°C, T inyector 200°C, T columna
125°C - 2⁰/min - 180°C - (4)

La destilación por arrastre de vapor se realizó según los Metodos Stándar, número 504 (9). El equipo que se requiere es un generador de vapor, un matraz que contenga la muestra, un condensador y un matraz colector del destilado, se valora el destilado con hidróxido de sodio, como indicador se utiliza fenoftaleína y los ácidos se expresan en forma total como ácido acético.

Sólidos

"La definición usual de sólidos se refiere a la materia que permanece como residuo después de secar y evaporar una muestra a una temperatura de 105°C. El residuo remanente representa sólo aquellos materiales de la muestra que tienen una presión de vapor insignificante a esta temperatura". El material que se requirió para realizar esta técnica son solamente crisoles y de equipo una estufa de laboratorio y una mufla (9).

Producción de Biogas

El gas generado por el reactor se midió por el método de desplazamiento de agua, el agua se satura con NaCl indus-

trial, las mediciones se hicieron diariamente.

Temperatura

La temperatura se mantuvo constante, 36-37°C, en un cuarto termostatzado.

Pruebas cualitativas.

- a) Combustión de biogas.- Debido a que no se contaba con el apoyo de un cromatógrafo de gases para determinar el perfil de gases encontrados en el biogas (sobre todo el metano), se procedió a quemar el gas acumulado. Para que una muestra de biogas haga combustión es necesario que la concentración de metano sea por lo menos el 50%. Todas las muestras presentaron combustión positiva.
- b) Detección de ácido sulfhídrico.- La presencia de H_2S en un reactor anaerobio es indeseable, por lo que se pretendió detectar este ácido por medio de la reacción con acetato de plomo. Se impregno un papel filtro en esta solución y se pasó una corriente de biogas a través de él, con resultados casi negativos (apareció un ligero color café). Para detectar y separar este ácido, el Instituto de Investigaciones Eléctricas (7) describe para digestores de mayor tamaño, una técnica en la que se hace pasar el biogas a través de un recipiente

empacado con viruta de hierro donde reaccionará el ácido.

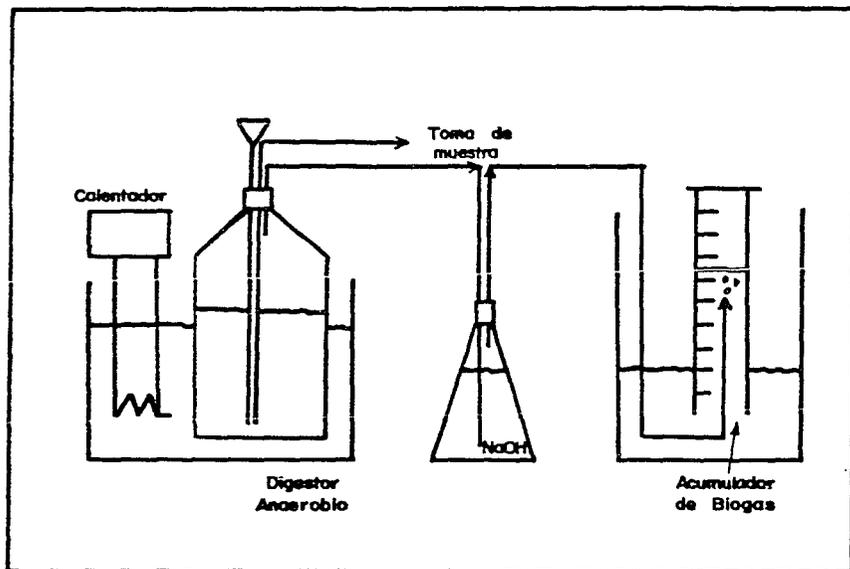
c) Observaciones microscópicas.- Para observar la evolución y crecimiento de la película microbiana sobre el medio soporte, se hicieron observaciones microscópicas. Las partículas se preparan por medio de una fijación - (de las bacterias) y después se tiñen.

Primeramente se coloca una muestra en un portaobjetos, para fijarse pasa sobre la flama de un mechero, después se le agrega una solución de cristal violeta, se deja reposar un minuto, luego se lava con agua corriente, - enseguida se le adiciona una solución de alcohol-acetona durante 15 minutos y por último se le agrega un colorante en contraste, safranina.

El digestor convencional

Como se mencionó con anterioridad, se instaló un digestor anaerobio convencional con la finalidad de -- crear un inóculo que sirviera para acelerar el crecimiento bacterial metanogénico en el reactor de lecho fluidizado. En la figura 15 se muestra un esquema del digestor -- anaerobio convencional. En el cual se puede observar que consta de un frasco de vidrio de 3 lts. de capacidad, con un volumen ocupado de aproximadamente 2 lts. (semejante a un reactor de mezcla completa). La salida de gas está conectada a una trampa de sosa para retener CO_2 y algún ácido generado y enseguida un medidor-colector de gas (probeta invertida). Para acelerar el crecimiento de microorga-

FIG. 15. Digestor Anaerobio Convencional



nismos metanogénicos, se preparó un medio adecuado que -- contenía sustratos fácilmente degradables, este medio estaba compuesto de:

Lodos activados	200 ml
Acetato de sodio	1000 mg
Piruvato de sodio	1000 mg
Azúcar	4000 mg
Suelo	30000 mg
Agua residual (PTAR/UACH)	200 ml

Las condiciones de operación fueron:

pH= 6-7
T = 37°C
TRH= 20 días

La temperatura se controló colocando el digester en un baño termostatzado, con un termocirculador Haake. Se intentó que la solución se homogenizará por medio de agitación magnética, pero debido a que la barra magnética era interferida por la tubería de vidrio, se hicieron agitaciones manuales. Este inconveniente se descubrió después de cerrar el digester, por lo que se siguió dicho procedimiento.

Los análisis que se hicieron al digester fueron: DQO, AOV, sólidos, pH, mediciones de biogas. Los valores promedio obtenidos de estos análisis se presentan a continuación:

pH = 6 - 6.8
 DQO = 3500 mg/l.
 AOV = 32000 mg/l.
 V gas = 1000 ml/día
 St = 4500 ,g/l.
 Prueba de combustión: positiva

Con el fin de alimentar lodos exclusivamente, se disminuyó paulatinamente las cantidades de acetato y - azúcar, manteniendo la cantidad de lodos sobre una base - semanal y en aumento del 10%.

Arranque del reactor anaerobio de lecho fluidizado

Solución de arranque.- Al igual que el digester anaerobio convencional se suministró un medio adecuado para iniciar la operación del reactor, la formulación de la solución - original contenía:

Lodos activados	200 ml
Acetato de sodio	1000 mg
Piruvato de sodio	500 mg
Azúcar	4000 mg
Suelo	30000 mg
Agua residual (PTAR)	2000 ml

Es importante mencionar que a esta formulación no se le - agregó el inóculo preparado en el digester convencional. Esta situación se discutirá en el análisis de resultados.

Las condiciones iniciales de operación.

Las condiciones con las cuales se arrancó el proceso de -
digestión anaerobia se enlistan enseguida:

pH	6.8
T	37°C
P	atmosférica
Q_A	1 litro/día
Q_R	4.67×10^{-3} m ³ /h
vol. de cascarilla	1 litro en seco
Altura de lecho	30 cm.
% de flui- dización	400%
Vz	32 m/h
Q_A/Q_R	112
DQO	2400 mg/lt
AOV	---
Sólidos	2000 mg/lt
Diámetro del soporte	100 micras
TRH	3 días

Barrido del sistema con gas inerte.

Como las bacterias metanogénicas son estrictamente anaero-
bias, antes de iniciar el proceso de digestión anaerobia
es muy recomendable eliminar el oxígeno presente en los -
equipos del proceso. En nuestro caso, se dió un barrido -

de nitrógeno a cada componente del sistema, la presión - fue de 1-2 kg/cm². durante 10 minutos.

Régimen de alimentación en el arranque del proceso:

Dado que en el arranque de este proceso no se adicionó -- inóculo de un digester anaeróbico y que el crecimiento de las bacterias metanogénicas es lento, es necesario favorecer las condiciones del medio en que se encuentran estos microorganismos con una alimentación o sustrato que sea - de fácil asimilación y que estimulen su crecimiento. Como el efluente seleccionado para su tratamiento son lodos - provenientes de las plantas de tratamiento de aguas residuales, los microorganismos deben aclimatarse a este sustrato. Entonces, tenemos dos situaciones, la primera es - la de facilitar el crecimiento de las bacterias anaerobias metanogénicas con sustratos más digeribles por estas como azúcar y acetato de potasio (o sodio), y la segunda, es la de aclimatación a los lodos activados por estas bacterias. Durante el arranque se plantea un régimen de alimentación en el cual las cantidades de azúcar y acetato sea disminuida en un 10% en cada etapa, durante once etapas - de aproximadamente una semana cada una, y se aumenta el - volumen y concentración de los lodos activados. La tabla V muestra estas etapas de alimentación-aclimatación.

TABLA V REGIMEN DE ALIMENTACION

ETAPA	AZUCAR (gr)	ACETATO DE POTASIO (gr)	LODOS AC- TIVADOS (ml)	DQO PROMEDIO (mg/lt)
0	4.0	1.0	200	5644
1	3.6	0.9	250	5200
2	3.2	0.8	326	4330
3	2.8	0.7	500	4350
4	2.4	0.6	1000	5060
5	2.0	0.5	550	9560
6	1.6	0.4	600	14040
7	1.2	0.3	700	13300
8	0.8	0.2	800	19600
9	0.4	0.1	900	20330
10	0.0	0.0	1000	26470

RESULTADOS.

CORRIDAS BLANCO

Las corridas "blanco" realizadas con cascarilla de coco y agua clara, sirvieron para determinar el tamaño del medio soporte y el flujo máximo de recirculación esperado (condiciones conservadoras), con el cual se inicia el trabajo experimental. De la tabla VI observamos que las mejores condiciones son cuando se maneja una recirculación de -- 9.68 m³/hr. y un medio soporte de 83-100 micras de diámetro. Los cálculos realizados para obtener esta información son los siguientes:

Area transversal de la columna:

$$A = (\pi d^2)/4$$

$$d = 55.0 \text{ mm}$$

$$A = (3.1416)(0.0055 \text{ m})^2/4$$

$$2.3758 \times 10^{-5} \text{ m}^2.$$

Con flujo de alimentación supuesto de:

$$Q_A = 2 \text{ l/día}$$

Y una recirculación de:

$$Q_R = 8.0 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{hr}.$$

Para este caso, tendremos una tasa de recirculación de:

$$R = \frac{8.0 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{hr}}{8.34 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{hr}} = 9.68$$

Y una velocidad lineal de:

$$V_z = \frac{Q_R}{A} = 33.87 \text{ m/hr.}$$

La tabla VI muestra los promedios de todas las corridas de prueba así como el porcentaje de fluidización de cada una.

ARRANQUE DEL PROCESO

El segundo día de iniciado el proceso, se presentó una compactación del medio soporte en la parte baja del reactor, esto se debió a la baja velocidad de la bomba y como consecuencia se taponaron las mangueras del cabezal de la bomba de alimentación.

Para evitar otro posible taponamiento se aumentó la velocidad de la bomba y para descompactar el medio se borbotó nitrógeno superándose estos problemas.

Debido a que en la primera etapa de digestión anaerobia - se producen ácidos disminuyendo el pH y para evitar problemas de inhibición se agregó hidróxido de sodio diluido en los primeros tres días del arranque y durante las tres primeras semanas se agregó bicarbonato y carbonato de sodio (una o dos veces por semana) subiendo el pH del licor del reactor cerca de siete.

La producción de gas se detectó al segundo día del arranque y la presencia de metano en el biogas al décimo día - (prueba cualitativa de combustión).

En las páginas siguientes se muestran la evolución de los parámetros de control y medida descontaminante del proceso. Figuras 17-23

En la tabla VII se muestran las características dinámicas del RANLEF en operación.

La figura 16, muestra un diagrama de flujo del Reactor -- Anaerobio de Lecho Fluidizado que quedó instalado.

DIGESTOR ANAEROBIO CONVENCIONAL

El primer arranque que se hizo de este digestor se dese -- chó debido a que la solución de hidróxido de sodio que --

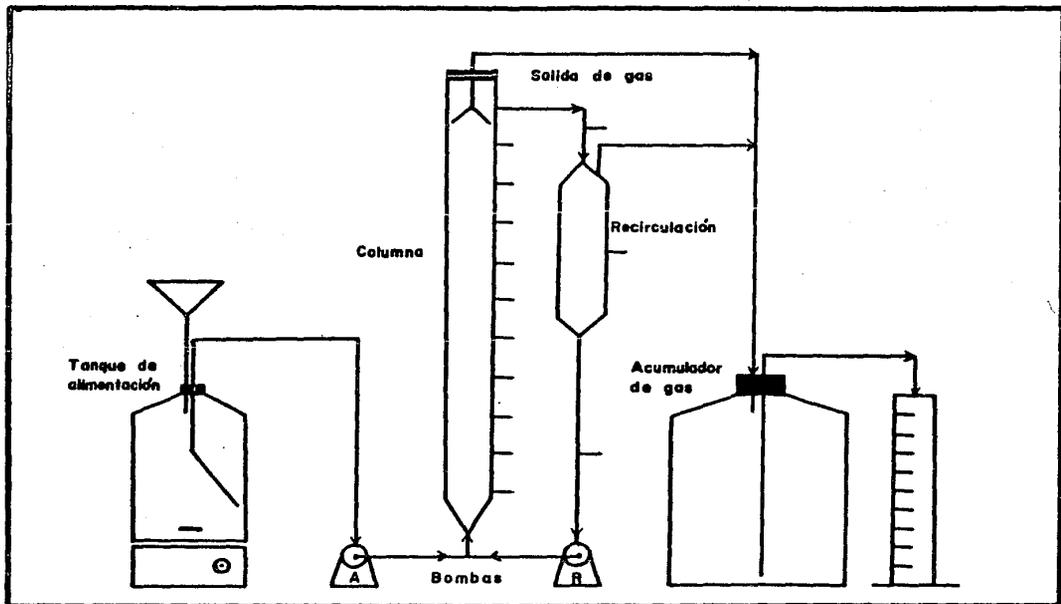


Figura. 16 DIAGRAMA DE FLUJO. Reactor Anaerobio de Lecho Fluidizado.

Figura 17 PRODUCCION DE BIOGAS.

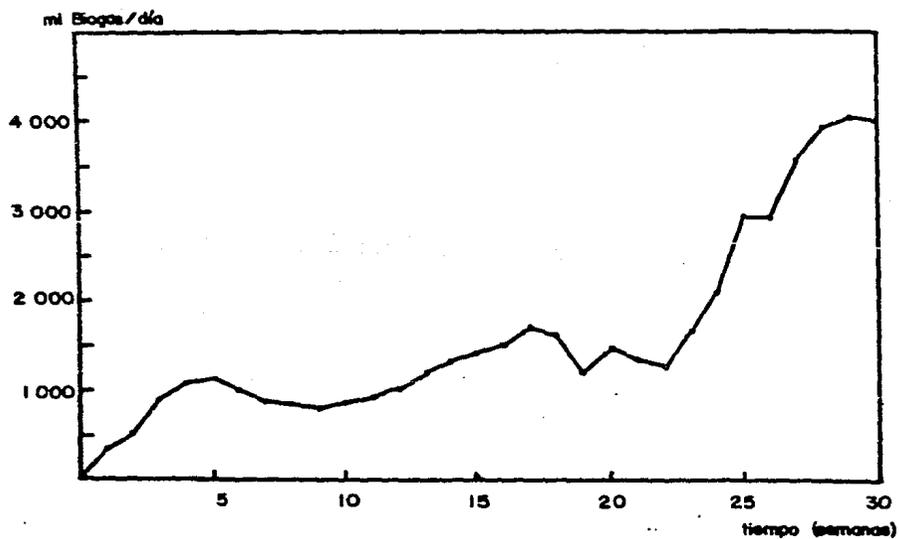


Figura 18 pH

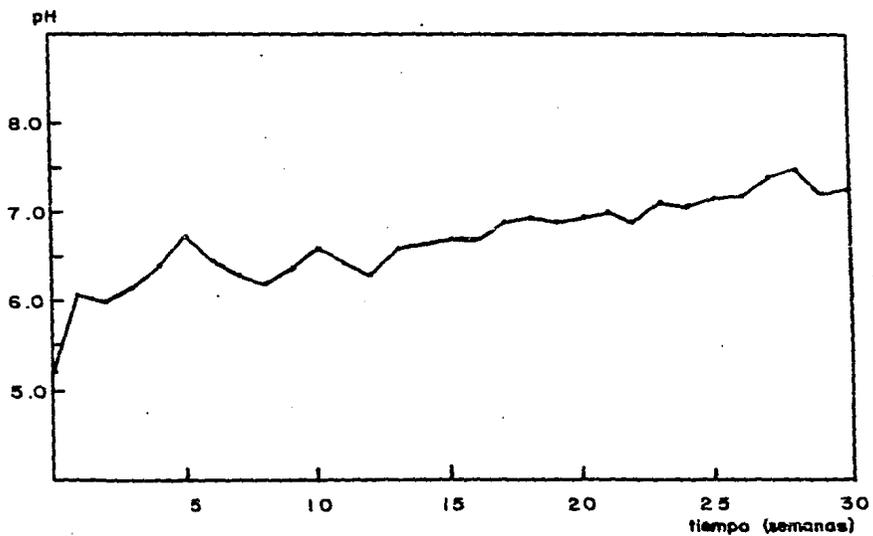


Figura 19 ACIDOS ORGANICOS VOLATILES.

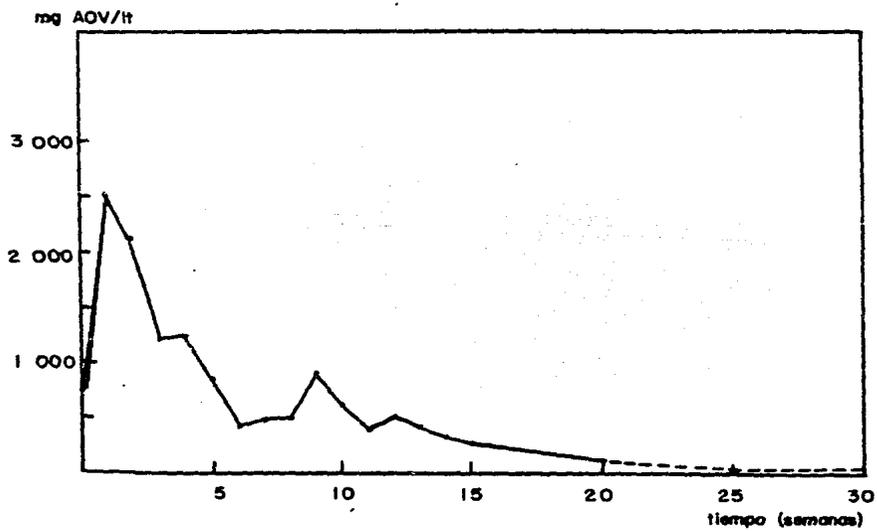


Figura 20 DEMANDA QUIMICA DE OXIGENO.

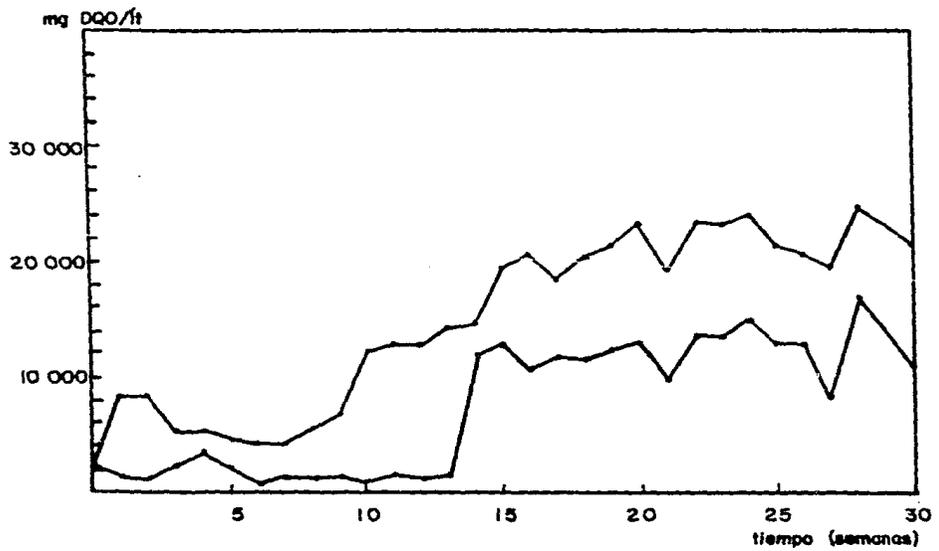


Figura 21 REMOCION DE DEMANDA QUIMICA DE OXIGENO.

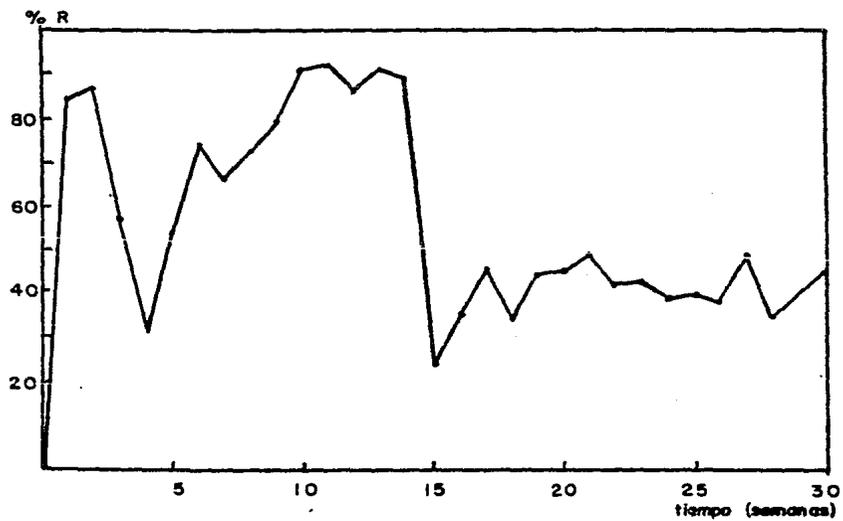


Figura 22 REMOCION DE SOLIDOS TOTALES.



Figura 23 SOLIDOS TOTALES.

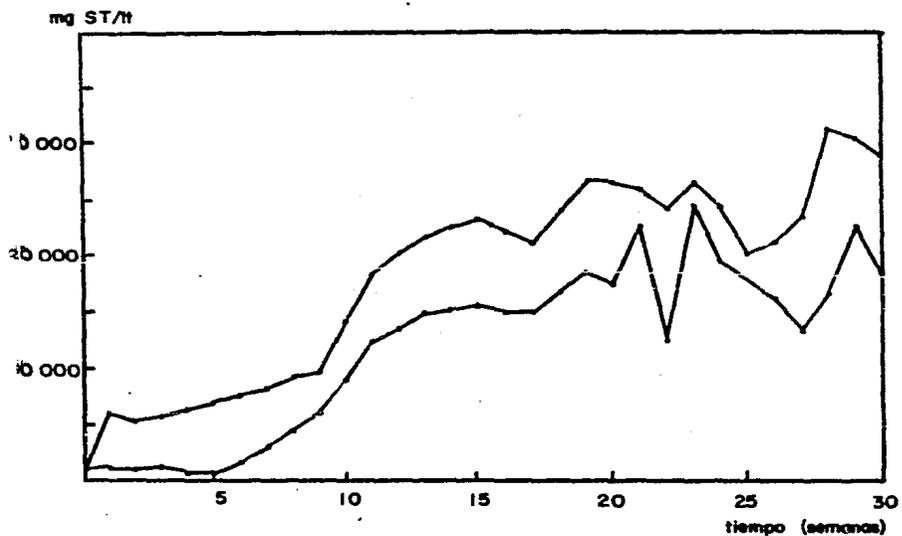


TABLA VI. CORRIDAS PARA SELECCION DE MEDIO Y FLUJO CON AGUA CLARA A 22°C

Corrida	Q_r (10^{-3})	V_z	r	ϕ medio ()	Dial bomba	ϕ manguera	L/L ₀	% Fluidización	Medio de soporte
1	1.3	54.8	15.6	83-100	1	0.5	1.41	41	cascarilla de coco
2	1.7	75.2	20.4	83-100	1.8	0.5	1.47	47	"
3	0.8	33.9	9.68	83-100	1	0.5	1.13	13	"
4	26.4	1112	317	500	6	1.0	1.30	30	"
5	54.0	227.0	64.8	147-177	1.5	1.0	2.00	100	"
6	19.0	882.0	234	500	6.0	1.0	1.30	30	"
7	42.0	180.0	516	83-100	2.0	0.5	2.00	100	"

$Q_a = 2$ lt/día.

TABLA VII. CARACTERISTICAS DINAMICAS DEL RANLEF A 37°C.

CORRIDA	$Q_r (10^{-3})$ (m ³ /hr)	V_z (m/hr)	r	\emptyset medio (micras)	\emptyset manguera (cms)	L/Lo	Fluidización (%)
1	4.67	196	112	100	0.5	4	400
2	4.61	193	110	100	0.5	4	400
3	5.00	210	120	100	0.5	4	400
4	4.67	196	112	100	0.5	4	400
1	2.00	84	48	100	0.5	5	500
2	1.95	82.2	46.9	100	0.5	5	500
3	2.41	101	57	100	0.5	5	500

QA = 1t/día

$$r = \frac{Q_r}{Q_a}$$

servía como lavador de biogas fue succionada hacia el digestor y por ello el pH de la solución subió hasta 14 inhibiendo el proceso.

El segundo arranque del digestor se inició con la siguiente formulación:

30 gr. de azúcar

2 gr. de acetato de sodio

2000 ml. de agua residual PTAR

50 gr. de suelo

0.5 gr. de piruvato de sodio

El pH inicial fue de 8.5 y una temperatura constante de 37°C, se observó producción de gas al segundo día de arranque.

Los resultados obtenidos de este digestor se muestra en la tabla VIII, los resultados mostrados son promedios mensuales.

Los resultados de los análisis rutinarios (diarios) se encuentran en el protocolo de investigación no. 271, del departamento de Biotecnología y Bioingeniería del CINVESTAV IPN.

TABLA VIII. RESULTADOS DEL DIGESTOR CONVENCIONAL

Mes	pH	Vg (ml)	DQOa (mg/lit)	DQOe (mg/lit)	Rem. (%)	AQV (mg/lit)
1	6.43	239	-----	-----	-----	-----
2	6.33	227	-----	-----	-----	-----
3	6.83	943	102,095	56,230	44.9	-----
4	6.50	201	96,640	63,717	35.3	-----
5	6.61	463	93,273	48,646	44.2	-----
6	6.50	187	100,902	58,377	38.76	-----
7	6.85	419	121,148	60,507	45.93	32,235
8	7.06	533	89,848	65,244	25.26	35,288

REMOCION E INDICE DE PRODUCCION DE BIOGAS.

Para la semana 29 de la figura 17, los datos son los siguientes:

$$DQO_{\text{alimentación}} = 22,800 \text{ mg/l.}$$

$$DQO_{\text{efluente}} = 14,000 \text{ mg/l.}$$

$$\text{Producción de biogas} = 4.0 \text{ litros/día} = 4 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{día}$$

$$\Delta DQO = DQO_A - DQO_E = 22800 - 14000 = 8800 \text{ mg/l.} = 8.8 \times 10^{-3} \text{ kg/l.}$$

$$\dot{m} = (\Delta DQO)(Q) = 8.8 \times 10^{-3} \text{ kg DQO/l.} (1.5 \text{ l/día})$$

$$\dot{m} = 1.32 \times 10^{-2} \text{ kg/ DQO/día}$$

$$Y = 4 \times 10^{-3} \text{ m}^3 \text{ biogas/día} / 1.32 \times 10^{-2} \text{ kg DQO/día}$$

$$= 4 \text{ m}^3 \text{ biogas/} 13.2 \text{ kg DQO} = 0.303 \text{ m}^3 \text{ biogas/kg. DQO.}$$

$$Y = 0.303 \text{ m}^3 \text{ biogas/Kg. DQO.}$$

Las dimensiones de este resultado involucra únicamente la cantidad de biogas producida y la cantidad de DQO removida.

DISCUSION

Uno de los aspectos más importantes en el desarrollo de reactores anaerobios, es el relacionado al arranque. En este las condiciones iniciales deben ser favorables para con los microorganismos responsables del proceso, por ello se pretendió, en primer instancia acelerar el arranque del reactor fluidizado con un inóculo de un digestor anaerobio convencional, por medio de la biomasa metanogénica formada en él. Sin embargo, el hecho de suministrar este tipo de inóculo al reactor, traería como consecuencia depender de un inóculo externo y sumar el costo de la instalación de dicho digestor. Por lo que se decidió establecer un arranque del reactor anaerobio de lecho fluidizado sin inóculo de un digestor anaerobio. Para acelerar el proceso se procedió entonces a proporcionar las condiciones favorables (pH y temperatura) y por medio del establecimiento de un régimen de aclimatación-alimentación como se muestra en la tabla V.

Entonces, con base en las observaciones y resultados experimentales de este proceso, podemos plantear los siguientes puntos como básicos (pueden incluirse otros para estudios más detallados) para hacer un arranque confiable y -

reproducibile de este tipo de reactor, y son:

1. Formar una solución de arranque con requerimientos nutricionales necesarios y de fácil asimilación por los microorganismos (sales, materia orgánica soluble fácilmente degradable, inóculo natural, etc.)
2. Asegurarse que sean adecuadas las condiciones de pH, temperatura y anaerobiosis. Esto último se puede lograr por medio de un barrido del aire con nitrógeno, después que se ha sellado todo el sistema.
3. Establecer un régimen de aclimatación de los microorganismos al tipo de sustrato a tratar.
4. Establecer el tiempo de retención hidráulico, la concentración y flujo de alimentación adecuados.
5. Durante el arranque se pueden dar casos de inestabilidad, por lo que es muy importante monitorear y controlar algunos parámetros, tales como: pH, demanda química de oxígeno del afluente y efluente del reactor, volumen de gas producido y la cantidad de ácidos orgánicos volátiles.
6. Generalmente, durante el arranque el pH se ve disminuido, lo que hace que se requiera de un ajuste, este se puede hacer con soluciones de NaOH, Na_2CO_3 o con NaHCO_3 .

Es importante establecer un arranque adecuado para alcanzar lo más rápidamente el estado estable. En este punto se obtienen elevadas remociones o destrucción de materia orgánica y es donde la cantidad de metano en el biogas alcanza valores del 70%.

Como se observa en los resultados de las semanas iniciales de operación, existe variación en los parámetros importantes como el pH, AOV y la producción de biogas. La cantidad de ácidos orgánicos es elevada, lo que implicaba que durante estos cambios se realizaran ajustes de pH.

El aumento en la alimentación de la concentración de los lodos activados, inicialmente, fue gradual y con incrementos de 1000 mg. DQO/lt. y debido a que prácticamente no se observaron cambios importantes en el proceso, se decidió hacer incrementos en la alimentación de aproximadamente 5000 mg DQO/lt. en cada etapa, tabla V. Con lo anterior se esperaba un desequilibrio en el proceso, manifestándose en un descenso del pH debido al posible aumento de ácidos orgánicos. Sin embargo, el proceso pareció no deteriorarse, sino que al contrario, el aumento de la DQO de la alimentación dió como resultado un aumento en la producción de biogas (figura 17), el pH de la solución del reactor se elevó de 6.7 a 7.2 (figura 18), los análisis de AOV mostraron valores muy bajos, 100-200 mg/lt. y posteriormente solo se encontraron trazas de estos ácidos (figura 19), todas señales indicadoras de que el proceso se acercaba hacia la estabilidad.

En la gráfica de DQO, y refiriéndonos a la curva del elfuente del reactor, a partir de la treceava semana se presenta un aumento considerable de DQO por lo que la remoción se ve disminuidas. Este aparente desequi

librio se debió a que se cambió la forma de tomar la muestra para realizar el análisis. Hasta la semana 12, la muestra a la cual se le realizaba la DQO se dejaba decantar y al sobrenadante se le realizaba el análisis. Después de esta fecha, el análisis se le realizó a la muestra sin decantar (DQO total). Entonces, la remoción de DQO disminuyó de un 90% a 40%, lo que parecería una baja eficiencia del proceso.

Sin embargo, se presentan dos puntos importantes para discutir a este respecto. Primero, los estudios de reactores anaerobios reportan eficiencias del 90%, pero para sustratos que contienen sólidos solubles y el análisis de DQO se realiza al sobrenadante después de centrífugar la muestra; y segundo, los lodos generados en el reactor son lodos estabilizados y sus características fisicoquímicas son muy diferentes (fluyen mejor, pierden rápidamente su olor ofensivo, el contenido de sólidos es menor, etc.).

Las corridas de prueba realizadas con cascari-lla de coco y agua sirvieron para determinar el tamaño del medio soporte y el flujo máximo de recirculación con el cual se inició el trabajo experimental. Las corridas de menor tasa de recirculación (las mejores desde el punto de vista operacional) fueron las primeras tres de la tabla VI. Sin embargo, conforme el proceso avanzaba, tanto la biomasa en el medio soporte como los sólidos suspendidos del reactor aumentaban y dieron como resultado que el comportamiento reológico fuera diferente. Esto se manifestó en la obtención de menores tasas de recirculación, cosa que es favorable para el proceso ya que disminuye los requerimientos de energía para bombeo, a tal punto

que la capacidad de la bomba fue excesiva.

La figura 24 muestra la interrelación que existe entre los parámetros más importantes en la digestión anaerobia, como lo son el pH, la producción de biogás y ácidos orgánicos volátiles. Se puede observar en dicha figura, que la relación de los valores de pH es inversa a los obtenidos en los análisis de AOV a partir aproximadamente de la treceava semana el pH empezó a mantenerse cercano, mientras que disminuían los valores de los ácidos orgánicos, lo que indicaba un equilibrio entre las bacterias productoras de ácidos orgánicos volátiles y las bacterias metanogénicas consumidoras de estos y productoras de metano y dióxido de carbono. Este equilibrio se manifestó con el aumento en la generación de gas como se puede ver en la misma figura y con mayor claridad se observan estas relaciones en la semana 25, línea vertical punteada. En lugares y/o momentos en los que no se pueda realizar análisis que requieren equipo (DQC, sólidos, etc.), tomando en cuenta el tipo de sustrato a tratar, con la medición del pH, se puede evaluar el proceso.

Para lograr una evaluación real de los resultados obtenidos en el RANLEF es necesario hacer una comparación con otros reactores de alta velocidad de digestión y un típico reactor anaerobio convencional. Como se muestra en la tabla IX, ésta se hace en diferentes tipos de reactores a varios tamaños y escalas. Las comparaciones que se consideran más importantes son:

- tipo de sustrato
- índice de producción de gas
- tiempo de retención hidráulico

Tipo de sustrato. Los sustratos utilizados en los diferentes procesos de la digestión anaerobia son variados, de los cuales, el bagazo de caña de azúcar, los de vinazas y los sintéticos, son los más frecuentemente reportados. Estos dos últimos son de tipo soluble lo que implica que se encuentran en mejor disposición y pueden ser más fácil de digerir por los microorganismos presentes en el proceso. En el caso del sustrato utilizado en el RANLEF contiene gran cantidad de sólidos suspendidos lo que hace que el arranque sea tardado debido a que requiere un régimen de alimentación.

Índice de Producción de gas. Como se observa en la tabla IX, los reactores que dan mejor índice de producción de biogas son los de lecho fluidizado. En este caso, el valor marcado en la tabla se encuentra ligeramente abajo del promedio ($0.32 \text{ m}^3 \text{ biogas/kg. DQO}_{r_3}$). Sin tomar en cuenta, que los datos tomados son del inicio del estado estable en el cual puede subir un poco más, además de que el sustrato es en sí "difícil" de degradar por el alto contenido de sólidos suspendidos.

Tiempo de Residencia. Los tiempos de residencia de estos reactores anaerobios de alta tasa (promedio de la tabla IX, 2.4 días), son mucho menores a los utilizados por digestores convencionales (25 días), además de que los primeros dan mayor producción de biogas. El RANLEF se operó a 3 y 2 días, a los cuales se encontró un buen funcionamiento. Para complementar el estudio de este aspecto, faltaría disminuir el tiempo de retención hidráulico a 0.5 y 1.0 día.

Tomando en cuenta los resultados y observaciones mencionadas anteriormente, podemos decir que el tiem-

po de arranque de este proceso RANLEF puede reducirse alrededor de un 50%.

Es importante mencionar que un proceso de este tipo es tardado al establecimiento del estado estable, 12 a 15 semanas; sin embargo, desde el segundo o tercer día empieza a generar biogas y con seguridad al décimo día ya contiene metano en cantidad suficiente como para considerarlo como un recurso de utilidad.

Figura 24
Interrelación pH - BIOGAS - AOV

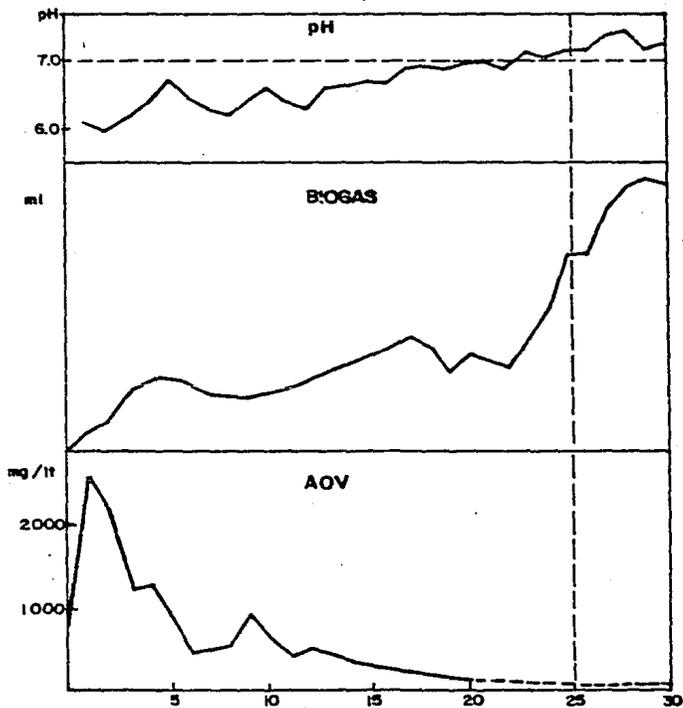


TABLA IX COMPARACION DEL RANLEF CON REACTORES ANAEROBIOS DE VELOCIDAD ALTA DE DIGESTION

Tipo de Proceso	Nivel del Proceso	Vol. reactor (ml)	Tipo de sustrato	Remoción (%)	Tiempo de residencia	Producción de gas	Referencia
RANLEF	Laboratorio	4	lodos activados	45	2-3 días	0.30 $\frac{\text{m}^3 \text{ biogas}}{\text{Kg DQO rem.}}$	(23)
L. Fluidizado	Laboratorio	8	bagazo de caña	34	4 días	0.47 $\frac{\text{m}^3 \text{ biogas}}{\text{Kg DQO rem.}}$	(29)
L. Fluidizado	Laboratorio	9.4	desechos sintéticos	75	0.4 día	0.159 $\frac{\text{m}^3 \text{ biogas}}{\text{Kg. DQO rem.}}$	(24)
L. Fluidizado	Esc. completa	365,000	desechos de -- granos y alimentos	76	2.5 días	0.34 $\frac{\text{m}^3 \text{ metano}}{\text{Kg DQO rem.}}$	(24)
Membrana ul -trafiltración	Planta piloto	303	Derivados de - leche		4.4 días	0.29 $\frac{\text{m}^3 \text{ metano}}{\text{Kg DQO rem.}}$	(24)
Membrana	Esc. completa	38,000	Derivados de - leche		7.5 días	0.31 $\frac{\text{m}^3 \text{ metano}}{\text{Kg DQO rem.}}$	(24)
RANMAL	Planta piloto	6000	Bagazo de caña	65	0.7 día	0.13 $\frac{\text{m}^3 \text{ biogas}}{\text{Kg DQO rem.}}$	(13)
RANMAL	Planta piloto	6000	Bagazo de caña y papa	92	0.3 día	0.38 $\frac{\text{m}^3 \text{ biogas}}{\text{Kg DQO rem.}}$	(13)
FIBAN	Esc. completa	1.3x10 ⁷	Vinazas	90		ⁿ 0.53 $\frac{\text{m}^3 \text{ biogas}}{\text{Kg DQO rem.}}$	(7)
Digestor convencional	Piloto	4000	Estiercol bovino		25 días	0.03 $\frac{\text{m}^3 \text{ biogas}}{\text{Kg DQO rem.}}$	(26)

* Este reactor alcanza a producir 42,475 m³ biogas/día

CONCLUSIONES

1. Durante el estudio del arranque de este proceso se determinaron los siguientes puntos para un arranque adecuado:
 - a) Formulación de una solución con nutrientes de fácil asimilación
 - b) Barrido con N_2 para expulsar el oxígeno del sistema.
 - c) pH= 6.8-7.0; T=37°C y una anaerobiosis total.
 - d) Aclimatación de los microorganismos al tipo de sustrato y al aumento de carga orgánica.
 - e) Tiempo de retención hidráulico de 3 días, el mayor.

2. Se encontró que no es necesario inocular al RANLEF con lodos de otro digester anaerobio, ya que basta sólo -- con un inóculo más accesible y con el régimen de alimentación y carga.

3. Se demostró que los lodos provenientes de las plantas de tratamiento de aguas residuales municipales, se pueden usar como sustratos para el tratamiento anaerobio de lecho fluidizado trabajando con tiempos de retención de 2-3 días, reduciendo en una proporción de 10:1 comparado con el de la digestión anaerobia, y además -- es significativo la remoción de demanda química de oxígeno y sólidos en un rango del 30-50%. El metano obtenido es suficiente como para catalogarlo como una posible fuente alterna de energía, considerando el escalamiento del RANLEF a escala piloto y escala completa.

4. Los accesorios mecánicos e hidráulicos del RANLEF, resultaron razonablemente efectivos para el funcionamiento del proceso. Sin embargo, el aumento de la concentración de lodos a tratar dió como resultado que se -- formaran canalizaciones, estas se pueden atribuir a -- que el diámetro de la columna es pequeña. Para un reactor de este tipo a escala piloto es recomendable implementar más de un distribuidor de flujo.

REFERENCIAS

1. Bitton, G. y Marshall, K. (1976) Adsorption of microorganisms to - surfaces. John Wiley, London. 37-51 p.
2. Bull, M.A., Sterrit, R.M. y Lester, J.N. (1982). The effect of organic loading on the performance of anaerobic fluidized beds treating high strength Wastewaters. Trans. I. Chem. E., USA, 60: 373-376.
3. Bull, M.A., Sterrit, R.M. y Lester, J.N. (1983). An evaluation -- four Star-up regimes for anaerobic fluidized bed reactors. Bio -- technology Letters. USA. 5:333-338.
4. Callander, I.J. y Barford, J.P. (1983) Recent Advances in anaerobic Digestion technology. Process Biochemistry. USA. 11:24-30.
5. Chandler, J.A., Jewell, W.J., Gossett, J.M., Van Soest, P.J. y Robertson, J.B. (1979). Predicting Methane Fermentation Biodegradability in Biotechnology Bioengineering Symposium. Second Symposium on Biotechnology in Energy Production and Conservation. Edited by Charles D. Scott. USA. October 3-5, 94-107 p.
6. Cooper, P.F. y Atkinson, B. (1981). Biological Fluidized Bed Treatment of Water and Wastewater. Ellis Horwood Limited. England. --- First edition. 285-301, 374-382 p.
7. Félix, A., Sánchez, S., Mandujano, M.T. (1979). Estudios, Adaptación y Pruebas de Equipos Comerciales para la Utilización del Biogas. Boletín Técnico del Instituto de Investigaciones Eléctricas. Cuernavaca, Mor. México. 1-43 p.
8. Flores T. y López V. (1984). Estudio de la degradación de detergentes en un sistema de lodos activados. Memorias del IV Congreso de Ingeniería Sanitaria y Ambiental. México. 280-284 p.
9. Greenberg, A.E., et. al. (1981). Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater. 15a. ed., American Public Health Association, AWWA, WPCF. USA, 580-581 p.
10. Hakulinen, R. Solkinoja-Salonen (1981). An anaerobic fluidized bed reactor for the treatment of industrial wastewater containing chlorophenols. In. Biological Fluidized Bed Treatment of Water and --- Wastewater. First edition. Ellis Horwood, Halsted Press. England. 372-374 p.
11. Iñiguez, C.G. (1985) Comunicación personal. Departamento de Biotecnología y Bioingeniería. CINVESTAV-IPN. México.

12. Klass, L.D. (1984). Methane from Anaerobic Fermentation. Science 223:1021-1028.
13. Lettinga, G., Van Velsen, F.M., Hobma, S.W., Zeeuw, W. y Klap --wijk, A. (1980). Use of Upflow Sludge Blanket (USB) Reactor Concept for Biological Wastewater Treatment, Especially for Anaerobic Treatment. Biotechnology and Bioengineering. USA. 22:699-734.
14. Levenspiel, O. (1972). Chemical Reaction Engineering. John Wiley & Sons, New York. 392-448 p.
15. Mansur, A.M. (1985). Tratamiento de Aguas residuales en Reactores Anaerobios de flujo ascendente, en manto de lodos. Lima, Perú. 27:1-19.
16. Metcalf, L. y Eddy, H.P. (1979). American Sewerage Practice III - Disposal Sewage. 13a. ed. Mc. Graw Hill Company Inc. New York. -- 920 pp.
17. Monteverde, F. y Olguin F.J. (1984). Anaerobic Digestion in Lati--noamérica Countries. In: Ferrero, G.L., "Anaerobic Digestion and Carbohidrate Hidrolysis of Waste". Elsevier Applied Science Pu--blisher. New York. 359-368.
18. Mosse, F.E. (1983). New Developments in the Anaerobic Treatment of Industrial Waste. Effluent and Water Treatment Jour. 23(3): 85-93
19. Navarro, C.A.M. (1985). Protocolo de Investigación del Departa --mento de Biotecnología y Bioingeniería. No. 128. CINVESTAV-IPN. México. 5-8 p.
20. Ortiz, E. (1982). Manual de Practicas, Muestreo y Análisis de ---aguas. Universidad Autónoma de Chapingo. Texcoco, Edo. de México. 38-42 y 56-68 p.
21. Poggi, V.H.M. (1984). "Desarrollo de un Reactor Anaerobio de Le --cho Fluidizado para el tratamiento de Lodos y otros Efluentes Con--taminados". CINVESTAV_IPN. México.
22. Shieh, W.K., Sutton, P.M., Kos, P. (1981). Predicting reactor bio--mass concentration in a fluidized bed system. Jour. Water Pollu--tion Control Federation, USA. 53(11): 1574-1584.
23. Siñeris, F., Díaz, H.F., y Córdoba, P.R. (1980). Fluidized for --the production of methane from sugar cane bagasse. Advanced in --Biotechnology. 1:557-662.

24. Sutton, P.M. y Shieh, W.K. (1981). Dorr-Oliver Oxitron sistem fluidized bed and Wastewater treatment process. In. Cooper, P.F. Atkinson, B. Biological Fluidized Bed Treatment of Water and Wastewater. First edition. Halsted Press. England. 285-300 p.
25. Switzenbaum, M.S. (1983). Anaerobic Treatment of Wastewater Recent Developments. ASM-News. 49-532-536 p.
26. Szendrey, M. (1981). Anaerobic Treatment of Fermentation Wastewater Environmental Progress. USA. 3(4): 222-228
27. U.N.A.M. (1980). Manual de prácticas de laboratorio para el 4º semestre de Biología. U.N.A.M. México. 180 pp.
28. Wheatley, A.D., Winstanley, C.I. y Cassell, L. (1983). Biotechnology and effluent treatment. Effluent and Water Treatment Jour. 23:309-315
29. Yoda, M., Hattorri, M. Niyaji, Y. (1985). Treatment of Municipal - Wastewater by Anaerobic Fluidized Bed: Behavior of Organics Suspended Solids in Anaerobic Reactor. Switzenbaum. E.