

3 4 1.1
8 5 T R

TRATAMIENTOS ANAEROBICOS. UNA PERSPECTIVA
DE SANEAMIENTO PARA PAISES TROPICALES

128/1800

Guillermo Rodríguez Parra, Ph.D.

Sección Saneamiento Ambiental. Universidad del Valle.

Apartado aéreo No.25360. Cali. COLOMBIA.

10010V

SWP

341-85 TR-
1800

TRATAMIENTOS ANAEROBICOS. UNA PERSPECTIVA
DE SANEAMIENTO PARA PAISES TROPICALES

Guillermo Rodríguez Parra, Ph.D.
Sección Saneamiento Ambiental, Universidad del Valle.
Apartado aéreo No.25360. Cali, COLOMBIA.

1. INTRODUCCION

Un tratamiento anaeróbico es un proceso biológico que ocurre en ausencia de oxígeno y que sirve para estabilizar compuestos orgánicos con producción de metano, dióxido de carbono y amoníaco. En el siglo XVIII se sabía que el metano se producía cuando la descomposición de la materia orgánica se llevaba a cabo en condiciones anóxicas. A partir del trabajo de Pasteur, se hizo evidente que cierto tipo de bacterias eran el agente de la descomposición metánica de las aguas residuales.

A medida que el conocimiento de la química y la microbiología involucrada en estos procesos se ha desarrollado, se ha abierto un nuevo campo en el tratamiento de desechos líquidos industriales y domésticos, particularmente en la última década con la invención de los llamados DIGESTORES EXTRA-RAPIDOS. Los tiempos de retención y eficiencias en la remoción de la carga orgánica de estos sistemas expresada como DBO₅ o DQO los hacen competitivos, desde el punto de vista de su implantación en países de desarrollo, cuando se comparan con procesos más tradicionales como lodos activados y filtros percoladores.

LIBRARY, INTERNATIONAL REFERENCE
CENTRE FOR ENVIRONMENTAL WATER SUPPLY
AND SANITATION
P.O. Box 33, 1000 AB AD The Hague
Tel. (070) 814911 ext. 141/142

RN: ~~05473~~ ISN 1800
LO: 341.185TR

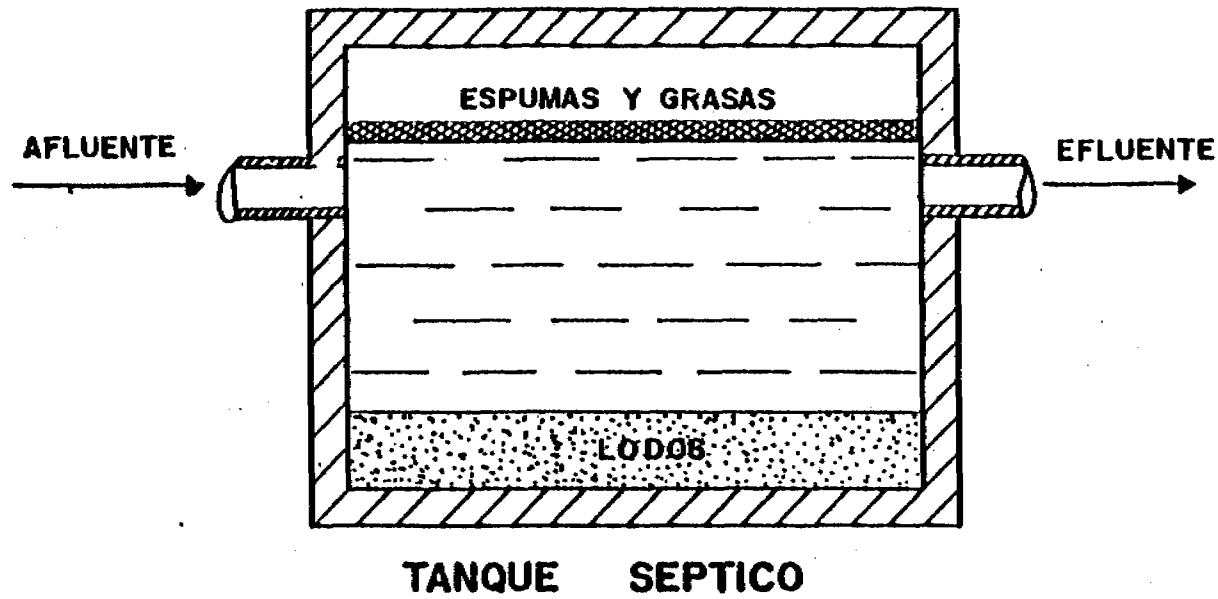
LIBRARY ~~5775~~

2. DESARROLLO HISTORICO DE SISTEMAS ANAEROBICOS

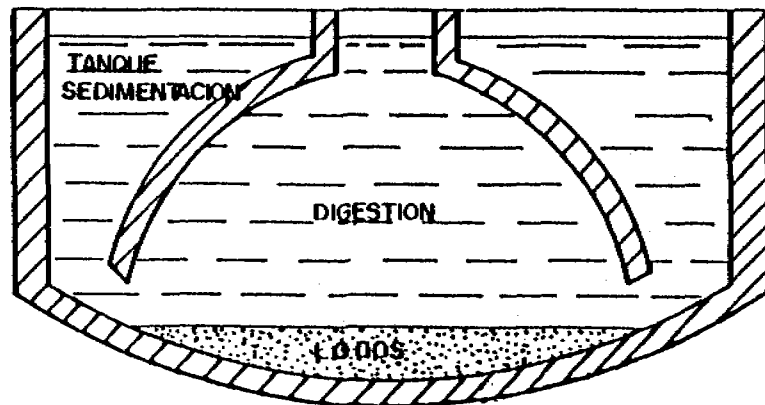
Según un excelente artículo de revisión bibliográfica del Profeso. Mc Carty (1), se debe acreditar a Francia como un primer aportante a los tratamientos anóxicos, con la invención del "tanque Automático de Descomposición de Excretas" de M. Louis Mouras, el cual fue descrito en la revista COSMOS en enero de 1882. Este primer tanque séptico, que había estado en uso alrededor de 20 años fue descrito por algunos contemporáneos como "la más simple, la más bella y la mayor de las invenciones modernas". Podemos deducir, que entonces, como ahora, el problema de las aguas negras era apremiante.

En 1895, un ciudadano inglés de Exeter de apellido Cameron, construyó un tanque similar al de Mouras con rejillas como pretratamiento, con una capacidad para 227.100 litros/día, lo denominó TANQUE SEPTICO y lo patentó. (Fig.1). En 1897, A.N. Talbot de Urbana (Illinois) desarrollo un sistema similar, pero con bafles de 0.6-0.9 metros de profundidad. A pesar de que se reconocían las bondades de los tanques sépticos, se comenzó a desarrollar una actitud negativa por los altos costos asociados con la patente; el aspecto negro y ofensivo del efluente y el material no digerido que colmataba rápidamente los campos de absorción.

En 1905 William O. Travis, desarrolló un nuevo proceso de dos fases, en el cual la materia orgánica era separada en una cámara de "hidrolización" (Fig.1). La separación de materia sólida era optimizada por la presencia de bafles. En 1905 Kaml Imhoff modificó el diseño de Travis y construyó en la ciudad alemana de Emscher, el primer tanque IMHOFF (Fig. 1). En este diseño, el agua no fluye a través de la cámara de "hidrolización". A los lodos sedimentados se les permite un período de estabilización de varios meses, al final del cual están completamente mineralizados, siendo entonces, su descomposición segura e inofensiva.



EL AGUA FLUYE A TRAVES DE LOS TRES COMPARTIMIENTOS:



EL AGUA FLUYE SOLO A TRAVES DE LA CAMARA DE SEDIMENTACION

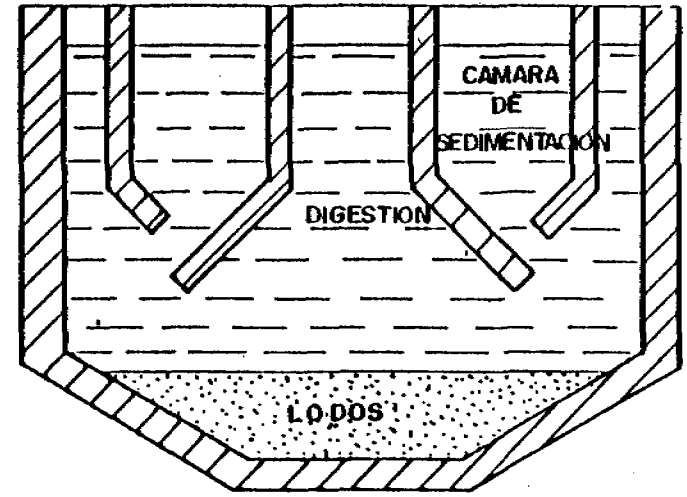


FIGURA N° 1 SISTEMAS ANAEROBICOS QUE COMBINAN SEDIMENTACION Y DIGESTION EN UNA SOLA UNIDAD.

Este adelanto fue rápidamente favorecido en los E.E.U.U. y al final de 1914, más de 75 ciudades tenían tanques IMHOFF.

Unos de los problemas asociados con este desarrollo es la cámara de digestión, la cual está íntimamente ligada a la cámara de sedimentación. En 1927, en la ciudad alemana de Essen-Rellinghausen, se diseñó el primer digester separado para los lodos originados en el proceso de clarificación, la eficiencia de este sistema es mucho mayor que la obtenida en el tanque IMHOFF y la popularidad creció para las grandes ciudades. Como un elemento de comparación para Colombia, en 1934 (1), en Alemania, la población estaba servida así: tanques sépticos, 600.000; tanques IMHOFF 6.500.000; y plantas con digestión separada de lodos, 5.600.000. La utilización del metano producido fue implementado en 1914 para calentar agua, en 1923 fue introducido al sistema público de gas y en 1930 en muchas ciudades alemanas se tenían compresores para almacenar el biogas en cilindros de acero para su utilización como combustible para motores.

En 1927 Rudolfs (2) demostró que la cantidad total de gas producido a partir de una cantidad de lodo, era independiente de la temperatura del tratamiento, pero la tasa de digestión si se incrementaba con un aumento en la temperatura.

3. ASPECTOS TEORICOS DEL PROCESO ANAEROBICO PARA DESECHOS SOLUBLES.

3.1. Cinética

En un sistema anaeróbico las bacterias convierten la mayoría de la materia orgánica (expresada como DQO) en gas metano y dióxido de carbono. Lo anterior se puede describir como sigue (3):

DQO - Afluente (100%)	→	DQO - Efluente (5-15%)
		+ Biomasa (5-10%)
		+ Biogas (75-80%)

La actividad metabólica depende la unión de diferentes poblaciones bacterianas, algunas de ellas estrictamente anaeróbicas y otras de tipo facultativo.

La diferencia fundamental entre un proceso aeróbico y otro anaeróbico, es la orientación de cada metabolismo. Las bacterias aeróbicas dedican la mayor parte de su energía metabólica a reproducirse (40-60%); mientras que las bacterias anaeróbicas orientan su energía a la producción de un elemento potencial útil como el metano, y solo se reproducen en mínima parte (5-10%). A partir de la Figura 2 se puede hacer un análisis energético de los dos procesos, teniendo un mayor ahorro, en energía, un sistema anaeróbico cuando se compara en base a un sustrato soluble (4) y a una temperatura óptima (e.g., 32-35°C). La cantidad de energía producida como superavit en una digestión metanogénica es de 2.3×10^4 KJ por Kg de DQO destruída (20×10^6 BTU/TON DQO destruída).

La Figura 3 es una propuesta de Zeikus (5) para la degradación secuencial anaeróbica de compuestos orgánicos complejos los cuales son últimamente reducidos a metano (CH₄); dióxido de carbono (CO₂) y agua (H₂O). La población bacteriana responsable de este proceso está formada por varios

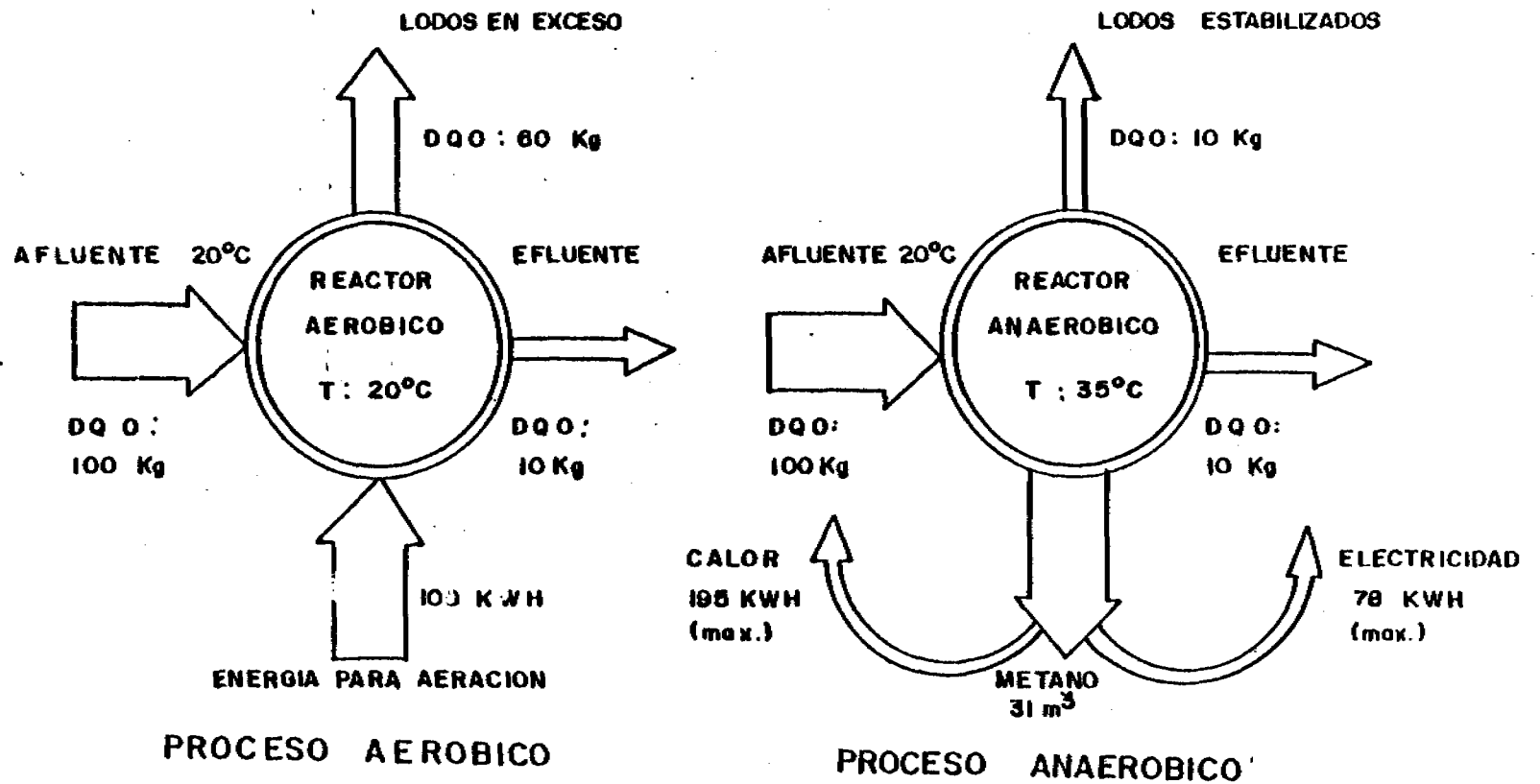


FIGURA N°2

ANALISIS ENERGETICO EN SISTEMAS
AEROBICOS Y ANAEROBICOS

DEGRADACION METANOGENICA DE COMPUESTOS ORGANICOS

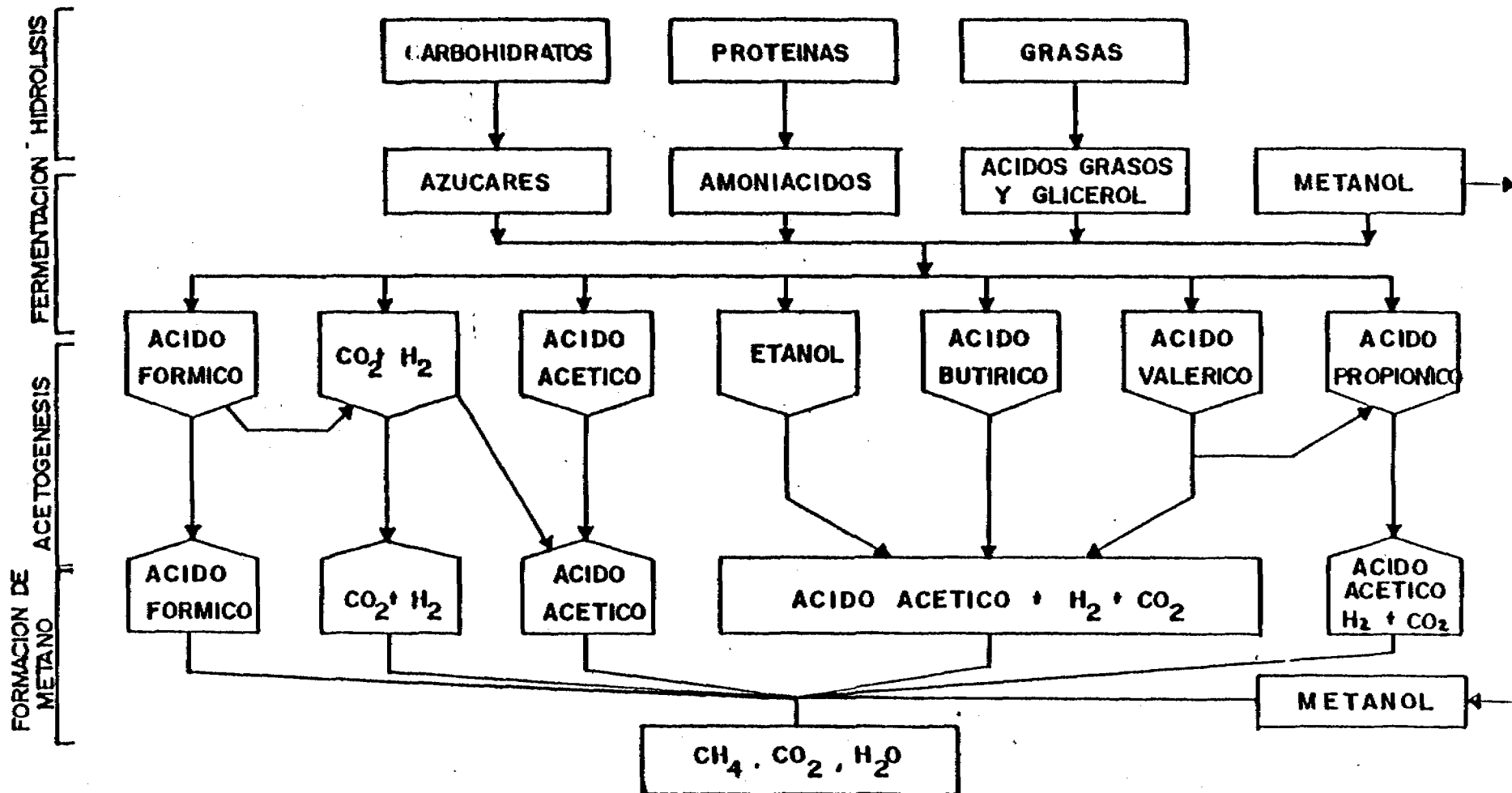


FIGURA 3 DEGRADACION METANOGENICA DE COMPUESTOS ORGANICOS

niveles tróficos, entre los cuales se distinguen por su importancia tres grupos:

Bacterias Hidrolíticas.

Este grupo fermenta polímeros orgánicos (e.g., proteínas; polisacaridos y lípidos) en compuestos de bajo peso molecular, tales como ácidos grasos volátiles, alcoholes, hidrógeno, dióxido de carbono, nitrógeno amoniacal y sulfitos. Debido a la capacidad de excretar exo-enzimas hidrolíticas, estas bacterias pueden fermentar compuestos de alto peso molecular y aún compuestos no disueltos. De acuerdo a la exo-enzima producida se pueden distinguir los siguientes grupos:

- a. Bacterias lipolíticas: Anaerovibrio lipolítica
- b. Bacterias proteolíticas: Clostridia spp;
Micrococcus spp; y Eubacterium
- c. Bacterias celulolíticas: Ruminococcus spp; Butyrivibrio
fibrisolvens y Clostridium
thermocellum.

La cantidad de bacterias hidrolíticas encontradas en los mesofílicos está del orden de $10^8 - 10^9$ bact/ml.

Bacterias Acetogénicas

Las bacterias acetogénicas estrictas (productoras de H_2) son las encargadas de degradar propionatos, ácidos grasos de cadena larga, alcoholes, compuestos aromáticos y otros compuestos producidos en el proceso de fermentación. A su turno, este grupo bacteriano produce ácido acético, hidrógeno y a partir de fuentes impares de carbono, el gas CO_2 . A causa de su alta actividad metabólica, estas bacterias forman un grupo intermedio entre el grupo fermentación y el metanogénico. Estos organismos solo pueden crecer en presencia de bacterias que utilicen hidrógeno. En todos

activados digeridos se han encontrado en número igual a 4.2×10^6 / ml.

Bacterias Metanogénicas

Este grupo es el encargado de producir metano a partir de ácido acético y compuestos orgánicos con un solo carbono (e.g., monóxido de carbono, metanol, formol y metilamina) Debido a la capacidad de estas bacterias de producir un compuesto gaseoso reducido que escapa del líquido en fermentación, se considera que las bacterias metanogénicas son la "clave" de todo el proceso de digestión anaeróbica al proveer las condiciones termodinámicamente favorables para las fases precedentes no metanogénicas. El número de estos microorganismos en lodos activados digeridos está del orden de 10^8 /ml.

Debido a la presencia de varios niveles tróficos, los procesos anaeróbicos poseen una gran estabilidad operativa en presencia de tóxicos y sobrecargas.

La Tabla 1 muestra las respuestas a algunos mitos histórico-técnicos generados alrededor de los procesos anaeróbicos.

TABLA 1
MITOS Y REALIDADES EN SISTEMAS ANAEROBICOS

MITO	REALIDAD
Aplicable solo a desechos concentrados, lodos anaeróbicos, desechos de establos y porquerizas.	En Holanda, Brazil y Colombia (Cali) ha sido aplicado a desechos domésticos con DQO menores de 250 mg/L con remociones por encima del 80%.
No es posible aplicarlo a corrientes con desechos orgánicos difíciles de degradar aeróbicamente.	Se ha aplicado con éxito en varios sustratos tan <u>disímiles</u> como vinazas, papeleras, café, mataderos, etc.

TABLA 1 (Continuación)

<p>No se puede utilizar para de sechos que no tengan sólidos suspendidos.</p>	<p>De hecho es más fácil tratar desechos solubles.</p>
<p>Lento. Requiere de 8-10 días de tiempo de retención. Por lo tanto el volumen del reactor será muy grande</p>	<p>Los tiempos hidráulicos de retención pueden ser muy semejantes a los utilizados en procesos aeróbicos.</p>
<p>Deficiente energéticamente pues el reactor necesita ser calentado.</p>	<p>Genera un superavit de energía si el desecho tiene una DQO mayor de 3000 mg/L.</p>
<p>Los costos en reactivos químicos son muy altos.</p>	<p>Solo necesita entre el 10-20% de los nutrientes exigidos en un tratamiento aeróbico. Si existe recirculación de lodos es necesario controlar alcalinidad.</p>

3.2. Características del Desecho

Un proceso anaeróbico se puede evaluar fundamentalmente por dos parámetros principales:

- a) Tasa de remoción de la materia orgánica.
- b) Tasa de crecimiento celular, expresada como K_{max} .

Los dos parámetros anteriores se ven influenciados a su vez por ciertas características del desecho.

3.2.1. Toxicidad temporal.

El principal efecto es sobre las bacterias metanogénicas, lo cual se expresa con una reducción de la producción de metano. Tan pronto el tóxico sale del sistema, la producción de ácidos grasos disminuye y la producción del biogas se sitúa en niveles normales.

3.2.2. Toxicidad crónica.

Es factible reducir esta toxicidad en tanques de regularización a través de dilución de la muestra, has

ta que los componentes tóxicos alcancen valores por debajo de los máximos permisibles.

El cultivo bacteriano anaeróbico puede ser aclimatado lográndose tolerancias 5-15 veces por encima del nivel de tolerancia para cultivos no aclimatados.

3.2.3. Concentración de Sólidos

La presencia de sólidos suspendidos afecta el tiempo requerido para hidrólisis y se convierte en el paso limitante de la degradación anaeróbica y llega aún a inhibirla si la concentración de sólidos inorgánicos disueltos es del orden de 30.000 mg/L.

3.2.4. Temperatura

Existen tres rangos diferenciados de temperatura para algunos grupos de microorganismos:

a. Rango psicofílico	4-15 °C
b. Rango mesofílico	20-42 °C
c. Rango termofílico	50-65 °C

El valor óptimo para cada rango es 15, 35 y 55°C

3.2.5. Acidéz y Alcalinidad

En un sistema anaeróbico debe existir suficiente alcalinidad al bicarbonato para neutralizar la formación continua de ácidos grasos que disminuyen el pH. El valor de este parámetro se recomienda que esté entre 6.5 - 7.5.

3.2.6. Sulfatos

Cuando las concentraciones de sulfatos son mayores de 1.000-2.000 mg/L, se deben tomar medidas preventivas para evitar la reducción de sulfatos a sulfitos, los cuales son tóxicos.

Cuando se produce H_2S en el biogas, es necesario re
mover este compuesto antes de utilizar el metano
como fuente alterna de energía.

4. AVANCES RECIENTES EN PROCESOS ANAEROBICOS

A partir de 1950 cuando se diseñaron algunos sistemas para desechos solubles con una carga baja (e.g., mataderos) se ha visto que el problema fundamental es (6):

"...Incrementar la densidad de la población bacteriana en los digestores. Este incremento se debe cuantificar de manera relativa con respecto al tiempo de retención hidráulica del desecho".

Una mayor densidad de la biomasa dentro de los digestores se puede obtener de dos maneras:

- a) Creando condiciones dentro de los digestores tal que incrementen y ayuden a la tendencia natural de las bacterias a formar flóculos suficientemente pesados que no sean arrastrados por el agua de desecho.
- b) Diseñando superficies de crecimiento dentro de los digestores de tal manera que los microorganismos crezcan en lo que se denomina "películas fijas"

La mayoría de los digestores desarrollados en los últimos 20 años se pueden categorizar en uno de los dos campos (7,8).

Enseguida se describirán los más recientes avances en diseño; operación e investigación de las diferentes variaciones, actualmente en estudio en diferentes partes del mundo, particularmente Holanda, Estados Unidos, Cuba, Brasil y Colombia (9, 10, 11)

4.1. Digestores Diseñados en Base a la Biomasa Floculenta.

4.1.1. Proceso de Contacto Anaeróbico.

Una vez reconocida la importancia de retener la biomasa fermentativa dentro del sistema, Schroeffer y sus colaboradores (12) en 1955 desarrollaron un proceso similar al de lodos activados convencional

y lo denominaron "PROCESO DE CONTACTO", el cual fue utilizado para tratar aguas proveniente de mataderos (Fig. 4). En este diseño se pueden mantener densidades de la biomasa entre 5.000-10.000 mg/L y tiempos de residencia celular entre 5-10 días, con tiempos de residencia hidráulicos menores de 1 día. Enseguida se presentan algunos datos experimentales obtenidos con este proceso.

TABLA 2
DATOS EN REACTORES DE CONTACTO

DQO mg/L	DENSIDAD DE LA BIOMASA	CARGA VOLUMETRI- CA Kg DQO/M ³ - día
5.000	5-10 $\frac{\text{g SSV}}{\text{L}}$	2 - 6
20.000 - 80.000	20-30 $\frac{\text{g SSV}}{\text{L}}$	5 - 10

El mayor problema encontrado con este proceso es la separación y concentración de la biomasa antes de su recirculación al digestor. Se han utilizado varios mecanismos con variado éxito.

- a. Separación por gravedad en un espesador.
- b. Separación por gravedad en un separador Lamellar.
- c. Separación por gravedad con ayudas de polielectrolitos
- d. Centrifugación
- e. Flotación
- f. Desgasificación en vacío
- g. Aeración
- h. Choque termal

4.1.2. Clarigestor

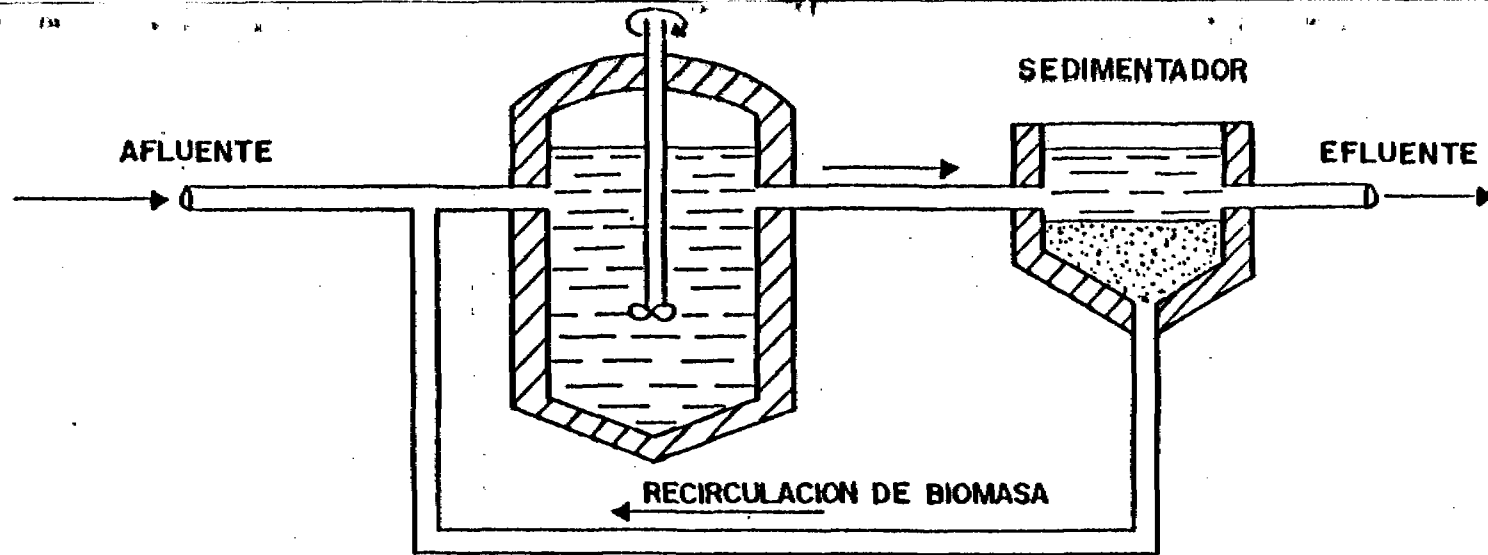
La Dorr-Oliver ha patentado un digestor de flujo ascendente, donde se tiene un sedimentador por encima del digestor (Fig.4). A diferencia del Reactor de Contacto la cámara de digestión no es mezclada mecánicamente. La alimentación se hace por el fondo del tanque a través de entradas múltiples. El agua pasa a través de un manto floculento de microorganismos. Una vez que el agua entra al sedimentador la materia coloidal floculenta sedimenta y regresa al digestor. Datos de operación solo han mostrado bajas densidades de la biomasa (19 g SSV/L) y bajas cargas espaciales (3 Kg DQO/M³ -día) para desechos con una DQO de 20.000 mg/L (6).

4.1.3. Proceso UASB

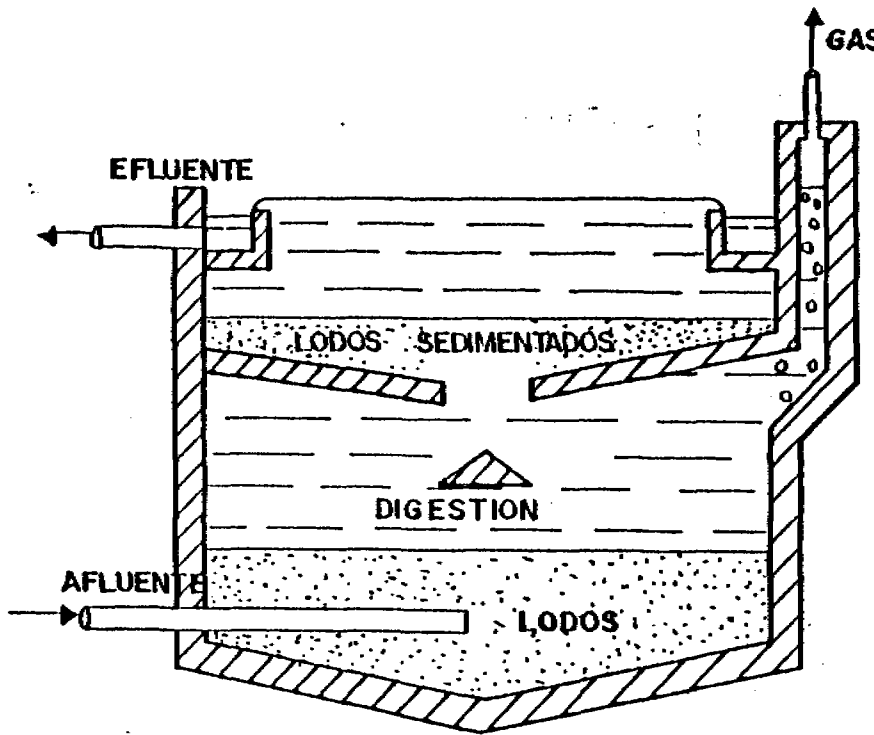
Este sistema fue desarrollado por Lettinga en Holanda en la década de los 70. Básicamente el proceso consiste en un flujo ascendente a través de un manto de lodos anaeróbico que puede ser con o sin granular, pero que básicamente tiene una gran capacidad de sedimentación.

El sistema (Fig.4) consiste en tres partes bien diferenciadas:

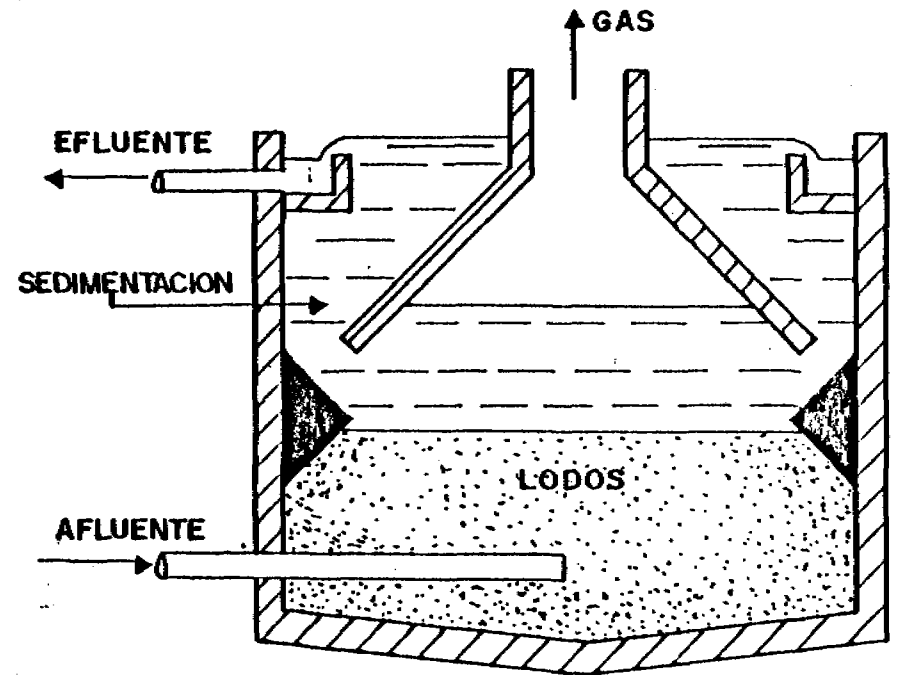
- a. Manto de lodos anaeróbico. En esta porción del tanque ocupada por una biomasa con concentraciones alrededor de 100 gr/litro queda retenida la materia orgánica suspendida y soluble, la cual es fermentada y convertida básicamente en metano.
- b. Sedimentador. Se debe proveer condiciones de flujo tranquilo para que la materia supra-coloidal



PROCESO ANAEROBICO DE CONTACTO



CLARIGESTER



REACTOR UASB

FIGURA N°4

DIGESTORES DE CRECIMIENTO SUSPENDIDO

sedimente y vuelva a la cámara de digestión

- c. Separador gas-líquido. En la parte superior del líquido se proveen colectores para atrapar el bio gas producido y utilizarlo como un sustituto energético cuando ésto sea económicamente posible.

La aplicación de esta tecnología ha sido continua, teniéndose hasta 1983 más de 20 plantas UASB (6) en todo el mundo. Algunas de ellas han sido operadas en Holanda por más de 5 años. Los reactores para desechos industriales diseñados hasta ahora, tienen un rango de volumen útil entre 100-5.000 M³ y han sido utilizados para tratar azúcares de remolacha, desechos del procesamiento de la papa, almidón de maíz y desechos cerveceros. En Cuba y en Brazil se ha experimentado a nivel piloto con vinazas de la caña de azúcar. En Colombia y en Brazil el proceso UASB ha sido utilizado para el tratamiento de aguas residuales domésticas (13).

4.2. Digestores de Crecimiento fijo

4.2.1. Filtro Anaeróbico.

Este proceso fue desarrollado por Young y Mc Carty (7) simulando el principio utilizado en filtros percodores (Fig.5). El proceso es de flujo ascendente a través de un medio que puede ser o piedras (ϕ 2.5-5.0 cms, $e=0.3$) o material con alta porosidad ($e=0.8-0.9$). Repetidamente se ha observado que la mayoría de la biomasa no está adherida al material flotante sino que yace libremente en los espacios entre las pie-dras. Esto evita que el filtro se colmate con la bio-masa y esta puede ser removida con sobrecargas hidraú

licas.

Los resultados obtenidos en la aplicación de este proceso pueden verse en la Tabla 3.

TABLA 3

DATOS PARA FILTROS ANAEROBICOS

MEDIO FILTRANTE	DQO mg/L.	POROSIDAD	DENSIDAD DE LA BIOMASA	CARGAS VOLUMETRICAS
Piedra	1.000-6.000	0.4	10-25 $\frac{\text{gSSV}}{\text{Lit.}}$	$\frac{\text{Kg DQO}}{\text{M}^3 \cdot \text{D}}$
Plástico	> 10.000	0.8-0.9	10-20 $\frac{\text{gSSV}}{\text{L}}$	-

4.2.2. Reactor de Película Fija con Lecho Expandido

Este proceso se ha desarrollado a partir de los diseños de Young y Mc Carty, tratando de maximizar el área superficial disponible para el crecimiento bacteriano. Básicamente se ha reducido el tamaño del medio de crecimiento de 2.0-5.0 cms a 0.05 - 0.1 cms multiplicando de manera efectiva el área superficial 30-60 veces. Para evitar colmatación de los poros el lecho se expande por medio de recirculación del afluente.

En este proceso el lecho se expande 10-20%. El material de soporte puede consistir en resinas de intercambio iónico (\varnothing 1-mm) o alumina porosa (\varnothing 0.05).

La Tabla 4 muestra algunos resultados experimentales obtenidos a nivel de laboratorio (6,14).

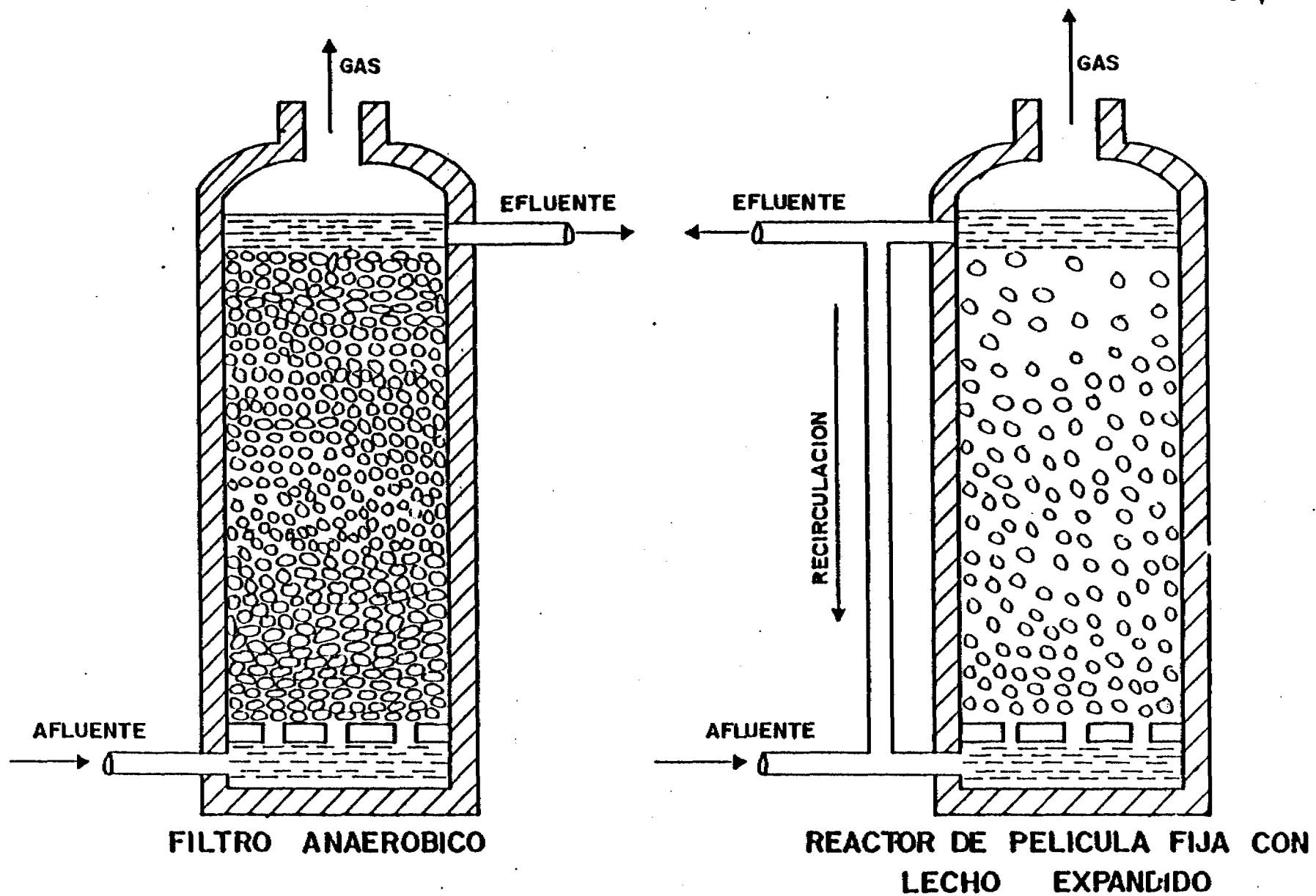


FIGURA N°5 DIGESTORES DE PELICULA FIJA

TABLA 4
DATOS EXPERIMENTALES PARA LECHOS EXPANDIDOS

DQO mg/L	EFICIENCIA EN REMOCION %	CARGA VOLUMETRICA	THR (HORAS)
400-600	60-70 (30°C)	10-20 $\frac{\text{KgDQO}}{\text{M}^3 \cdot \text{D}}$	0.5 - 1
Lecherias	> 85	10-20 $\frac{\text{KgDQO}}{\text{M}^3 \cdot \text{D}}$	

4.2.3. Lechos Fluidizados

Este proceso difiere del anterior en el grado de expansión del medio que va del 30-100% del manto de lodos. Experimentalmente se han obtenido cargas volumétricas de 20-30 Kg DQO/M³-D con remociones de la DQO en el rango 70-90%.

4.2.4. Reactores de Película Estacionaria

En estas variaciones del proceso anaeróbico se tiene un material de soporte para el crecimiento bacteriano arreglado en canales verticales, rectos y fijos por los cuales el desecho fluye en flujo ascendente. Se han utilizado láminas de PVC, vidrio y arcilla, diseñadas en forma redonda o cuadrada, con diámetros entre 2-10 cms y alturas de la columna entre 6 y 11 metros, produciendo áreas para el crecimiento entre 50-250 M² /M³. En estos reactores experimentales se han logrado cargas volumétricas entre 10-20 Kg DQO/M³- dfa con reducción de la DQO entre 85-92%. La actividad específica de la biomasa se ha medido en el rango 0.8-1.2 Kg DQO/Kg SSV.dfa, valores que son muy similares a los medidos en reactores UASB.

Cuando se tiene un sustrato con un contenido alto

de sólidos suspendidos es aconsejable operar estos reactores en flujo descendente, para evitar la colmatación de los canales. Una aplicación interesante de filtros descendentes es el utilizado en la planta de Ron Bacardi en Puerto Rico. Se espera que el biogás supla la necesidad total de energía de la planta (11).

Otro desarrollo experimental es el denominado reactor rotatorio anaeróbico (Fig.6) el cual ha mostrado alguna promesa a nivel de laboratorio. Mc Car^uty ha demostrado (1) que los discos no son necesarios y a su vez ha propuesto un reactor anaeróbico con baffles. Las bacterias anaeróbicas son retenidas en el tanque a pesar de que se permite el flujo horizontal del desecho. En la Figura 6 se puede ver un esquema de esta variación del proceso anaeróbico.

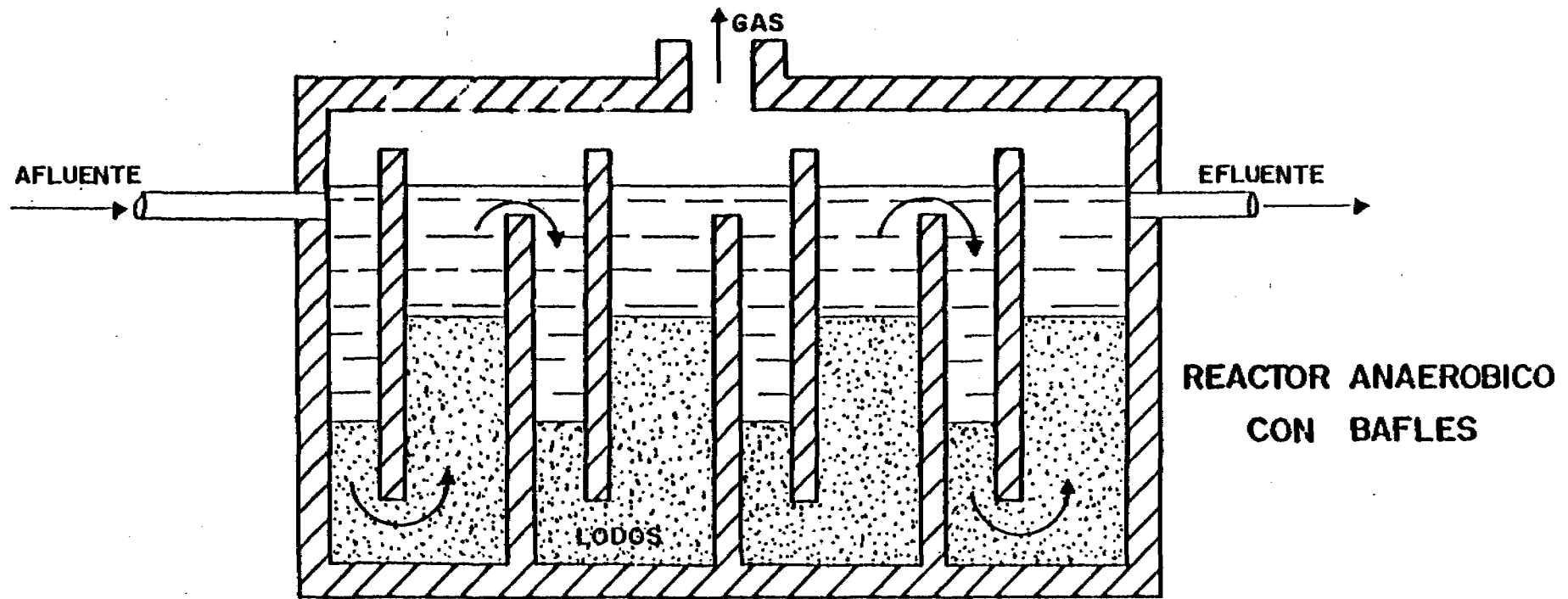
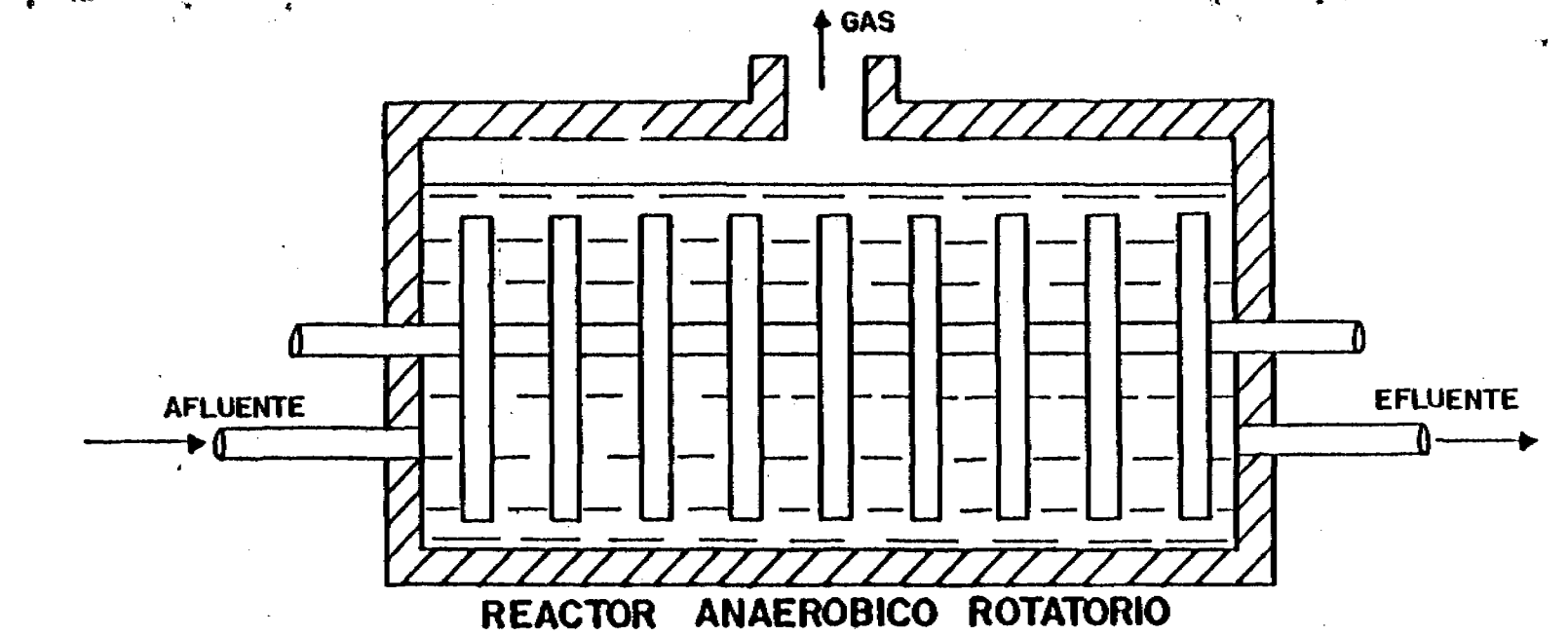


FIGURA N°6

REACTORES ANAEROBICOS MODIFICADOS

5. FACTORES FISICO-QUIMICOS QUE AFECTAN EL ARRANQUE DE UN PROCESO UASR.

Los diferentes investigadores que han trabajado con digestores anaeróbicos consideran que esta es la fase más inestable y difícil en la operación de un proceso anóxico. Una revisión de la literatura disponible demuestra que la información es confusa, dispersa y a menudo contradictoria (15).

El arranque de un proceso de digestión extra rápida se puede presentar en dos condiciones diferentes:

- a. En el caso más favorable, la semilla o inóculo microbiano que conforma el manto de lodos está adaptada al sustrato o desecho que se pretende tratar. En este caso la biomasa solo necesita crecer tal que pueda fermentar y depurar la sobrecarga orgánica a que está siendo sujeta.
- b. En el caso más común, la semilla no está adaptada al desecho y tiene que mutar cambiando de especiación y distribución trófica tal que pueda degradar de manera económicamente viable el nuevo sustrato.

Lettinga y sus colaboradores de la Universidad de Agricultura de Wageningen han podido definir tres fases en el proceso de arranque de un reactor a partir de una biomasa no adaptada:

1. Adaptación primaria y crecimiento de bacterias degradadoras de los ácidos acéticos y propiónico.
2. Formación de una biomasa anaeróbica metanogénicamente activa expresada como K_{max} .
3. Formación de un lodo granular, si las condiciones del sustrato lo permite.

Durante las dos primeras fases del arranque ocurre una pérdida sustancial de la materia orgánica componente del manto de lodos en el efluente. Aquella biomasa de reciente formación con

características pobres de sedimentación también se pierde en el efluente.

El arranque (startup) puede definirse como el período de operación que comienza cuando la columna empieza a ser operada bajo unas condiciones físico-químicas particulares y un tiempo hidráulico definido y termina cuando se puede aplicar la carga orgánica volumétrica de diseño bajo condiciones estacionarias. Un arranque satisfactorio del proceso requiere la presencia de dos condiciones que están interrelacionadas:

1. Un alto crecimiento microbiano de nueva biomasa que esté adaptado al nuevo sustrato.
2. Una excelente sedimentabilidad de los lodos

Enseguida se describirán los factores principales que influyen el arranque de un digestor UASB:

5.1. Cantidad de Semilla o Biomasa

La cantidad de semilla debe ser suficiente pero no en exceso tal que se puedan presentar problemas operacionales, particularmente cuando se usan lodos de digestores de plantas de lodos activados. En situaciones cuando el reactor anaeróbico fue llenado completamente, Pipyn y Verstraete (16) han reportado flotación de la biomasa, colmatación y obstrucción del separador gas-sólidos. Estos autores recomiendan que la semilla ocupe entre el 5-40% del volumen del reactor para obtener un arranque normal del proceso.

De Zeeuw y Lettinga (17) recomiendan una cantidad de lodos digeridos de origen municipal de por lo menos 10 KG SSV/M³ de reactor.

En términos generales la cantidad de biomasa inicial deberá estar en el rango de 10-20 Kg SSV/M³-reactor.

5.2. Cargas Orgánicas

Lettinga y sus colaboradores (8,17) sugieren, a partir de estudios de laboratorio, utilizando sustratos completamente biodegradables como ácido acético, propiónico y butírico, que la carga máxima durante el período de arranque deberá estar en el rango 0.05-0.1 Kg DQO/Kg SSV.día.

Cuando se haga el cálculo en forma de carga espacial, se recomienda para las condiciones anotadas anteriormente, un rango de valores de: 0.5-1.5 Kg DQO/M³-día.

Un seguimiento cuidadoso de los dos criterios anteriores, puede permitir la aplicación de cargas en exceso de 10 Kg DQO/M³-día unos 2-3 meses después del arranque del reactor. En este período del arranque la carga orgánica volumétrica se puede doblar rápidamente, por ejemplo cada 2-3 semanas

5.3. Mezcla

Los primeros prototipos de los reactores UASB utilizaban mezcla mecánica intermitente del manto de lodos con la esperanza de que esta agitación mejoraría el contacto entre el desecho y la biomasa. Esta práctica se ha abandonado para los reactores UASB, de cualquier nivel, pues la producción de biogas que se origina en el manto de lodos es suficiente para proveer un contacto íntimo entre el sustrato y la biomasa.

5.4. Dilución.

Cuando se está arrancando un reactor para desechos concentrados y solubles (e.g., vinazas) este factor es supremamente importante. Brunetti y sus colegas (15) han identificado posibles factores que pueden afectar el crecimiento de microorganismos sujetos a sobre cargas orgáni-

cas:

1. El exceso en la producción de ácidos grasos volátiles que se convierten en inhibidores del crecimiento de bacterias metánicas, debido a la excesiva reducción del pH.
2. La inhibición o toxicidad que la alta carga orgánica del desecho puede ejercer per se de acuerdo a la moderna teoría de Monod para la degradación de sustratos orgánicos.

La dilución del sustrato puede disminuir, o cancelar los efectos descritos anteriormente, particularmente durante el proceso de arranque. La dilución puede obtenerse por recirculación del efluente o diluyendo el desecho crudo con agua potable.

5.5. Producción de Gas

La producción de biogas, además de ser síntoma de la operación adecuada del reactor, permite una mezcla del manto de lodos sin necesidad de métodos mecánicos. El biogas se puede relacionar con el volumen de sustrato tratado, o con la masa de materia orgánica removida por día.

A partir de la Figura 2 se puede calcular de manera teórica una producción de 350 litros de metano por kilogramo de DQO removida o degradada anaeróbicamente.

La relación entre metano (CH_4) y DQO se puede calcular por la siguiente expresión:

$$V_{\text{CH}_4} = (1-Y) 0.35 L_{\text{DQO}} N_{\text{DQO}}$$

Donde

V_{CH_4} = producción de metano en condiciones estandar (o normales) (M3; 0°C; 760 mmhg).

Y = Factor de producción: es igual a la fracción de DQO removida y utilizada para la formación de nueva bi masa. En general Y está en el rango 0.05-0.15.

L_{DQO} = Carga orgánica expresada como DQO (e.g., KgDQO/día)

N_{DQO} = Eficiencia en la remoción de la DQO del proceso.

Dependiendo del porcentaje de metano en el biogas, es te puede tener un valor calórico de 7000 - 9500 Kcal/M³ de biogas en condiciones estandar. Esto equivale a 29-40 MJ/M³ (CH₄, 0°C; 760 mm) ó 3Kwh/M³ (CH₄) para una eficiencia de transformación del biogas en electricidad de 0.3-0.4.

5.6. Nutrientes

El exceso o deficiencia de nitrógeno parece ser perjudicial durante el arranque de un digestor, lo que se puede traducir en una baja sedimentabilidad de la biomasa e inhibición del proceso de granulación (15). Se ha demostrado que $N-NH_4$ en concentraciones mayores de 3.000 mg/L es tóxico para las bacterias y en concentración mayor de 1.000 mg/L el proceso de granulación es inhibido.

La concentración necesaria de fósforo y su influencia en la retención de la biomasa no ha sido documentada. Cuando se tenga un desecho con altas concentraciones de Ca^{++} y/o Mg^{++} , el fósforo precipita.

En general la relación $DBO_5 : N : P$: conocida para sistemas aeróbicos (100:5:1), puede ser mucho menor para sistemas anaeróbicos (300;5:1).

Es necesario agregar azufre al sustrato en la misma proporción del fósforo.

5.7. Acidos Volátiles

Brunetti (15) sugiere que los ácidos volátiles no disociados solo pueden pasar a través de la membrana celular y pueden considerarse como un sustrato que inhibe el crecimiento a concentraciones altas. Se recomienda que durante el arranque exista suficiente concentración de ácidos volátiles para estimular el crecimiento de bacterias con tasas bajas de crecimiento (e.g., metanogénicas acetoclásticas) pero debajo de la concentración de inhibición.

5.8. Temperatura

La temperatura óptima para la mayoría de los microorganismos anaeróbicos es alrededor de 35°C. A pesar de que se han operado digestores UASB a temperaturas tan bajas como 5°C (18), el crecimiento de nueva biomasa a estas temperaturas será un proceso demasiado lento. A menos que se tenga una biomasa aclimatada a condiciones psicofílicas, el arranque debe hacerse en condiciones mesofílicas. Como regla general se debe evitar fluctuaciones en la temperatura.

Cuando se está operando a bajas temperaturas, el autor del presente artículo encontró que para una misma DQO en el afluente, un incremento de 3-4 grados en la columna, incrementaba la eficiencia de la remoción en un 12-16% según se puede ver en la Tabla 5.

TABLA 5
 INFLUENCIA DE LA TEMPERATURA EN LA REMOCION DE LA DQO PARA
 CONDICIONES SICROFILICAS (18)

TEMPERATURA		DQO		EFICIENCIA
AFLUENTE	EFLUENTE	AFLUENTE	EFLUENTE	$\frac{A-E}{A} \times 100$
8.3	12.1	378	233	38.3
8.8	15.0	386	138	64.0
8.5	10.4	438	177	36.7
10.8	16.5	429	215	50.2
8.5	11.2	286	238	38.3
12.6	16.6	283	142	50.0

La Figura 7 muestra el análisis estadístico histórico (3 años) de una columna de 120 litros operada en la población holandesa de Bennekom para aguas residuales domésticas previamente sedimentadas. Los resultados están tabulados para las relaciones:

$$\frac{(\text{DQO} - \text{Afluente}) \text{ TOTAL} - (\text{DQO} - \text{Efluente}) \text{ TOTAL}}{(\text{DQO} - \text{Afluente}) \text{ TOTAL}} \times 100$$

Y

$$\frac{(\text{DQO} - \text{Afluente}) \text{ TOTAL} - (\text{DQO} - \text{Efluente}) \text{ FILTRADO}}{(\text{DQO} - \text{Afluente}) \text{ FILTRADO}} \times 100$$

Siendo esta última relación, la simulación de la eficiencia de un proceso anaeróbico tipo UASB seguida de un sedimentador.

Es necesario advertir que la eficiencia representada no es un continuo a través del incremento de la temperatura; sin embargo sí existe una tendencia secular a incrementar la eficiencia de la remoción con el aumento de la temperatura.

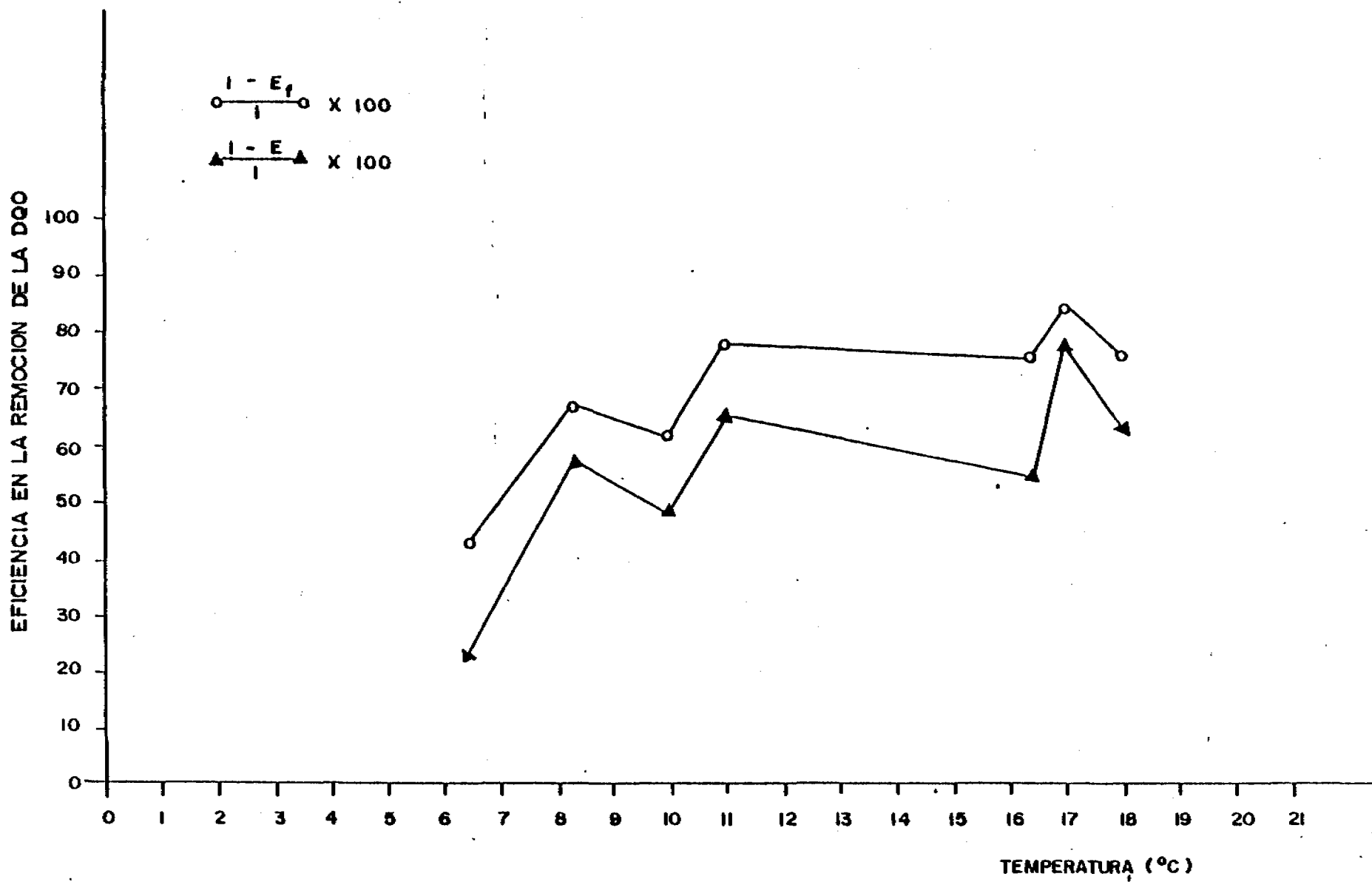


FIGURA 7 RELACION ENTRE TEMPERATURA DEL AFLUENTE Y EFICIENCIA DEL REACTOR

Gráficas de este tipo serán importantísimas en Colombia donde existen diferentes pisos térmicos debido a la geografía del país. Una relación temperatura - eficiencia permitirá diseñar con una cierta seguridad y rapidez sistemas anaeróbicos para ciudades tan disímiles como Tunja o Santa Marta.

6. EXPERIENCIA COLOMBIANA CON REACTORES UASB.

6.1. Desechos Industriales

A. Industria Papelera.

El proceso industrial de reutilización del papel de desperdicio para convertirlo nuevamente en cartón y cartulina es bastante común en el país y tiene un impacto social notorio por la producción de empleo, y el potencial contaminante de la descarga industrial en las corrientes superficiales.

Durante el período Agosto 83 - Diciembre 83 se operó una columna anaeróbica experimental con una capacidad de 20 litros (Figura 8). En esta primera fase se demostró la factibilidad de este proceso anaeróbico para reducir la concentración contaminante, expresada como DQO entre un 67% a un 88% para tiempos de retención en los rangos (14.1. - 8.8 horas) a (66.7 - 45.6 horas), (19). La Tabla 6 muestra un resumen del trabajo de aproximadamente 100 días. Se puede notar que el período de retención más económicamente viable está entre las 11.8 - 14.4 horas. La Figura 9 muestra la información obtenida de manera gráfica. La producción unitaria de biogas (expresada como Ls biogas/Kg DQO removida) estuvo en el rango 72-444, con un promedio alrededor de 220 Ls/Kg DQO rem.

El análisis de los datos obtenidos con la columna experimental, permitió el diseño y construcción de otro reactor de mayor escala (500 litros), del cual se obtendrán datos de operación, mantenimiento y diseño para un desecho con un caudal alrededor de 30 litros por segundo. La Figura 10 muestra el reactor de 500 litros que está operando desde mediados de Enero en Cali.

A esta escala se han detectado algunos problemas que han

TABLA No. 6

VARIACION DE LA REMOCION DE LA DQO CON RESPECTO AL THR

RANGO DEL THR	Ac mg/L	Ac mg/L	Ac mg/L	E(%) Remoción		Desviación Estandar			Número de Datos
				$\frac{Ac-Ec}{Ac}$	$\frac{Ac-Ef}{Ac}$	Ac mg/L	EC mg/L	Ef mg/L	
(2.78 - 1.9) días (66.7 - 45.6) horas	1084	204	132	81	88	352	80	44	11
(1.69 - 1.59) días (40.5 - 38.1) horas	1157	341	144	71	88	448	240	44	4
(1.33 - 1.15) días (31.9 - 27.6) horas	1117	137	100	88	91	624	45	34	10
(0.91 - 0.6) días (21.8 - 14.4) horas	1105	270	139	76	87	271	154	41	15
(0.59 - 0.37) días (14.1 - 8.8) horas	1159	377	208	67	82	382	159	53	13

Ac : Afluente no filtrado

Ec : Efluente no filtrado

Ef : Efluente filtrado (simula un sedimentador ó filtro anaeróbico)

THR : Tiempo Hidráulico de Retención.

- 1) DIGESTOR
- 2) MANTO DE Lodos
- 3) SEPARADOR GAS-LIQUIDO
- 4) BOTELLA DE MARIOTTE
- 5) MEDIDOR DE LIQUIDO
DESPLAZADO POR EL GAS

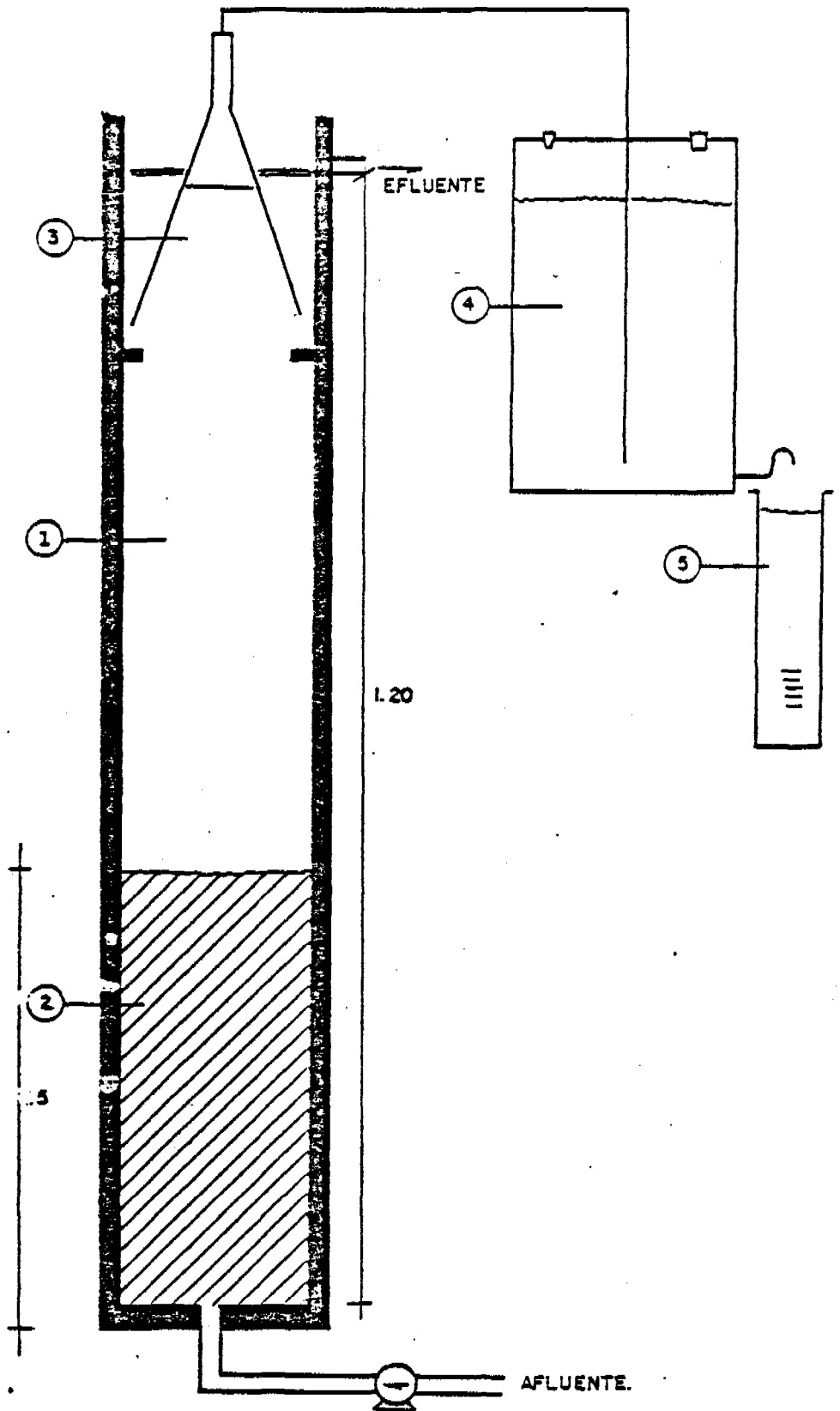


FIGURA 8. - ESQUEMA DEL REACTOR UASB DE 20 LITROS.

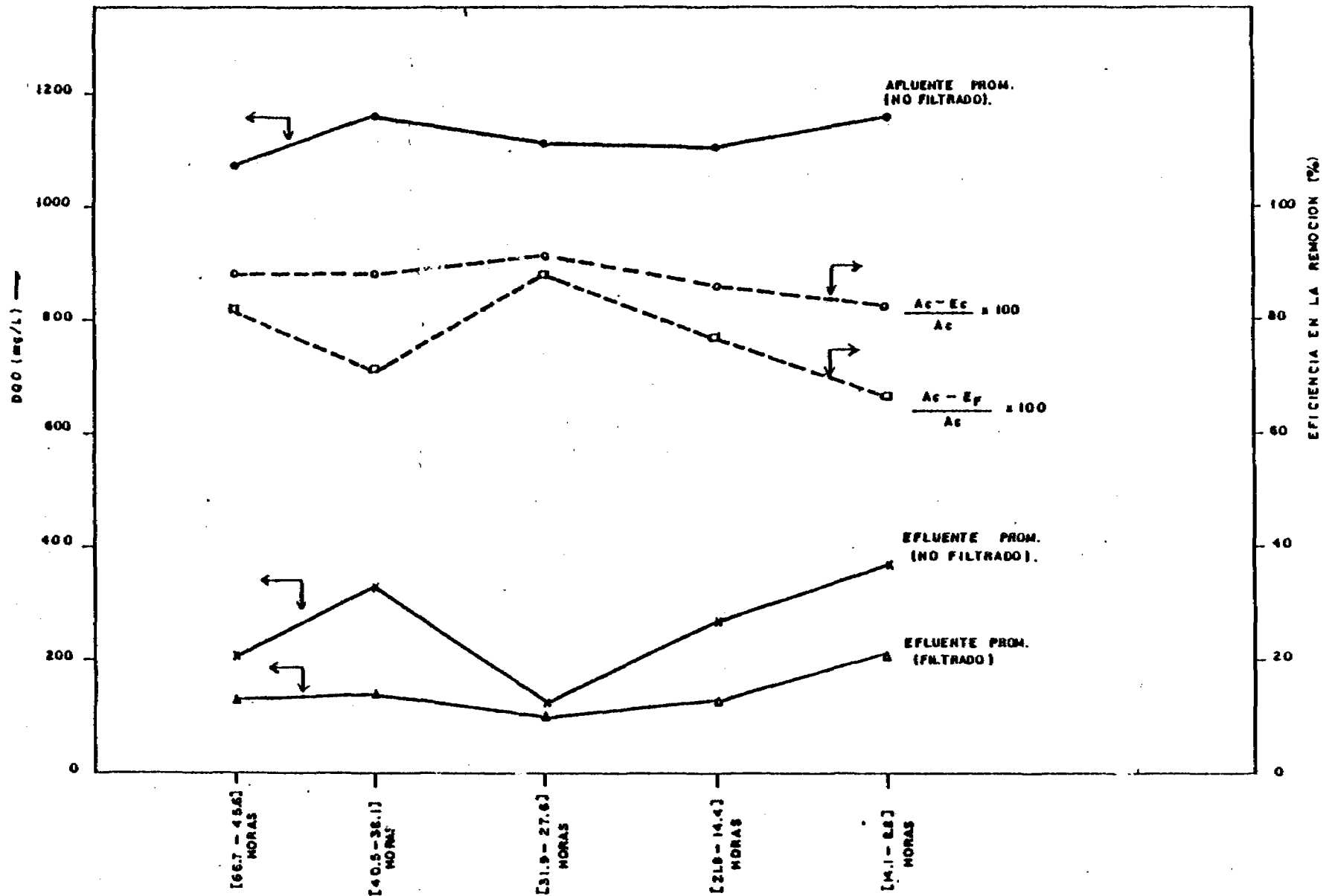


FIGURA 9.- TIEMPO HIDRAULICO DE RETENCION (RANGO).

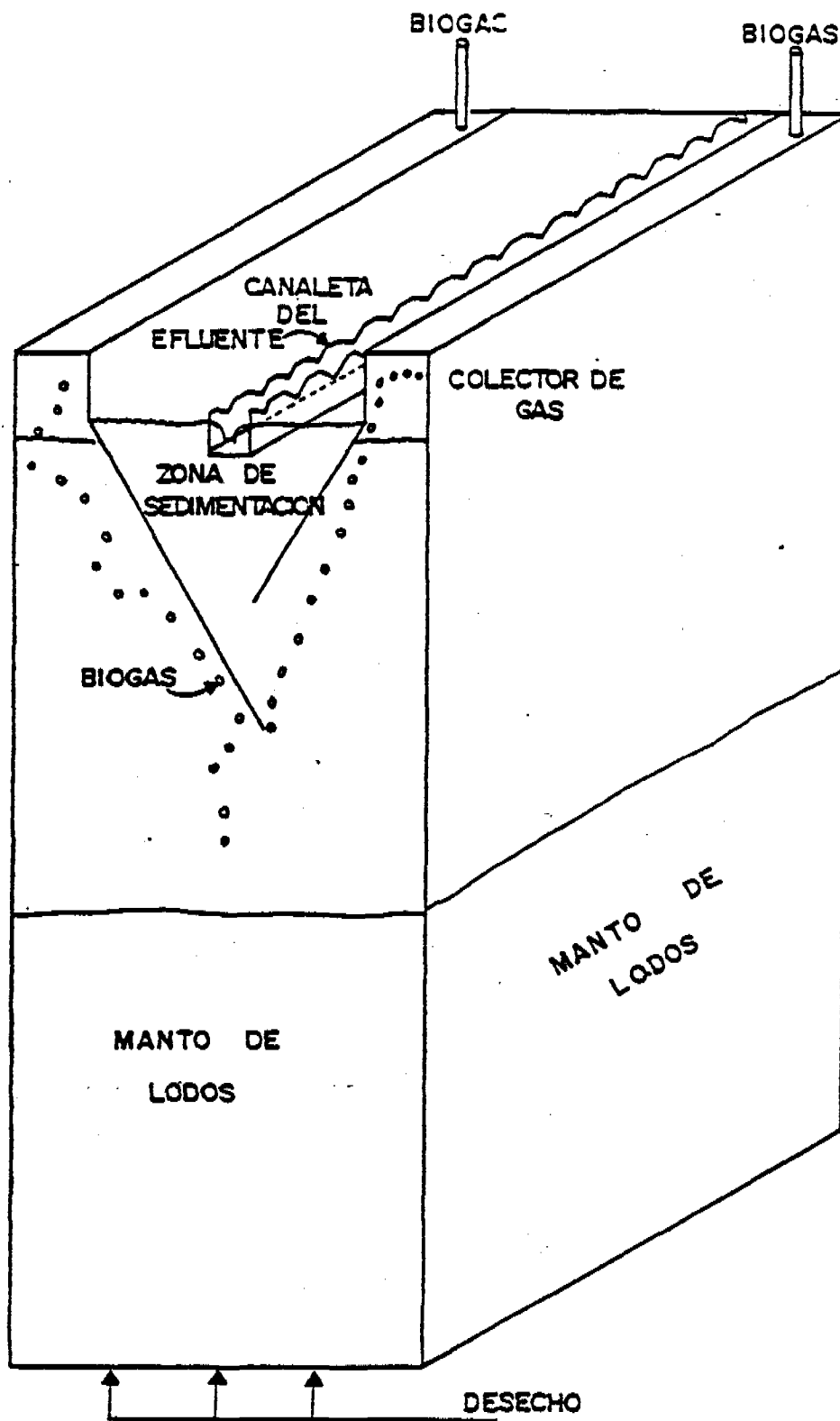


FIGURA 10 PROPUESTA DE COLUMNA EXPERIMENTAL PARA EL PROCESO UASB

sido rápidamente corregidos:

1. La gran cantidad de sólidos suspendidos asociados con pulpa extrafina comenzaron a ejercer efecto inhibitor en la actividad metanogénica del manto de lodos.
2. Se vió que el desecho tenía deficiencia en nitrógeno y el fósforo.
3. Hubo necesidad de suspender la fumigación con insecticidas del canal de aproximación al reactor, por los efectos tóxicos que se presentaban.

B. Desechos de Gaseosas.

La producción de refrescos azucarados a lo largo y ancho del país representa un problema agudo de contaminación hídrica que todavía está esperando por una solución barata y confiable.

La Tabla 7 representa las caracterizaciones durante 8 horas de una gaseosa bogotana. Se puede ver que la demanda bioquímica de oxígeno es bastante significativa. Para este tipo de desecho una columna tipo UASB de 108 litros de capacidad, ha sido diseñada.

El reactor experimental fue operado a diferentes tiempos de retención hidráulicos. La Tabla 8 presenta la información correspondiente a tiempos de residencia hidráulicos (THR) entre 1 y 3 días durante el primer período de arranque de la columna.

TABLA No. 7

CARACTERIZACIONES DE UNA GASEOSERA

DESAGUE	DBO ₅ mg/L	DQO mg/L	SST mg/L	pH	CAUDAL (L / Seg)
S ₁	267	486	43	8.2	0.3
S ₂	2.030	2.930	82	11.15	5.35
S ₃	615	826	18	4.5	0.86
S ₄	271	835	60	7.1	0.10
S ₅	3.860	4.640	42	10.4	2.63

TABLA 8
DATOS OPERACIONALES DE UN REACTOR DE 108 LITROS PARA
UNA GASEOSERA

THR (Horas)	CARGA ORGANI- CA (KgDQO/M ³ .día)	E F I C I E N C I A	
		$\frac{Ac - Ec}{Ac}$	$\frac{Ac - Ef}{Ac}$
72	1.09	58	70
48	1.52	53	63
24	3.11	52	63

Los datos anteriores sólo representan 36 días de operación continua del reactor, pues éste solo operó en este período de lunes a sábado.

Con los resultados anteriores se pudo demostrar que el proceso era técnicamente factible (20).

C. Desechos de Levaduras

En la producción de levaduras a partir de melazas o miel se produce un desecho denominado dentro de la industria como "cerveza", que tiene una concentración de materia orgánica expresada como DQO en el rango 37.000 - 40.000 mg/L. El tratamiento de este desecho por métodos convencionales como lodos activados, filtros percoladores o lagunas de estabilización, pueden ser demasiados onerosos para este tipo de industria.

A partir del 2 de Mayo de 1984 se está operando una columna anaeróbica tipo UASB de 50 litros en la Universidad del Valle para demostrar la factibilidad de este proceso de tratamiento para las dos fábricas de levaduras en el Valle del Cauca.

Este desecho es similar física y químicamente al denominado "VINAZAS", el cual se produce en todas las licoreras del país, creando hasta ahora un problema, al parecer insoluble, de contaminación acuática. Una demostración exitosa de este proceso para desechos solubles con altas cargas orgánicas sería un paso importantísimo para la descontaminación de las principales corrientes superficiales del país.

En la Tabla 9 se muestran los resultados obtenidos durante Mayo 2 - Julio 5/84 en el período denominado "arranque", el cual consiste básicamente en la adaptación de un inóculo bacteriano a unas nuevas condiciones de carga orgánica. Se puede ver que la carga orgánica se incrementa a medida que el tiempo hidráulico de retención disminuye. Este parámetro es de importancia en el diseño, pues permite calcular el volumen del reactor a partir de los datos del estudio de tratabilidad. El objetivo es llegar a tratar el desecho, con una DQO en el rango 35.000.- 45.000 mg/L, con tiempos hidráulicos de retención en el rango 1.5 - 2.0 días.

6.2. Desechos Domésticos.

El tratamiento de los desechos originados en las ciudades colombianas genera un problema de control de los vertimientos que posee un factor económico de importancia crucial, particularmente por los costos de consultoría y construcción asociados con las plantas de depuración. Para desechos domésticos las alternativas tradicionales han sido y son:

- Lagunas de Estabilización. Puede ser la primera opción donde los costos y disponibilidad del terreno lo permitan. Existe la creencia de que esta alternativa es muy barata para países en desarrollo. En regiones de agri-

TABLA 9

RESULTADOS DEL TRATAMIENTO DE DESECHO DE LEVADURA POR MEDIO DE UN REACTOR UASB (MAYO 2-JULIO 5 DE 1984)

THR (días)	DQO			EFICIENCIA (%)		CARGA
	Afluyente (Total)	Efluente		Ac-Éc	Ac-Ef	KgDQO-Afluyente M ³ - día
		Total	Filtrado	Ac	Ac	
3.0 - 3.9	3.200	975	900	70	72	0.80
	7.940	3.940	3.535	50	55	2.15
	7.000	3.000	1.500	57	79	2.33
						$\bar{x} = 1.76$
2.0 - 2.9	2.952 (T)	900	850	70	71	1.01
	2.952 (T)	880	830	70	72	1.07
	4.150	1.435	1.400	65	66	1.85
	4.415(T)	1.610	1.340	64	70	1.54
	6.600	1.848	1.560	72	76	2.75
	6.800	830	740	88	89	2.51
	6.300	2.300	2.050	63	67	2.34
	9.000	4.100	4.000	54	56	3.25
						$\bar{x} = 2.04$
1.0 - 1.9	4.115	1.800	1.125	56	73	2.35
	3.300	1.700	1.500	48	55	1.98
	8.850	3.922	4.025	56	55	5.60
	9.000	5.500	4.500	39	50	4.62
	5.250	2.750	2.000	48	62	3.02
	7.000 (T)	1.300	800	81 (T)	89 (T)	4.00
	7.025	1.525	1.300	73	81	3.66
< 1.0	4.500	2.500	1.500	44	67	4.59

cultura mecanizada como en el Valle del Cauca. Los costos del terreno son bastantes altos, así como los costos de excavación, creación de talud ; e impermeabilizazación. Las lagunas pueden ser diseñadas, de acuerdo a la carga orgánica de las siguientes maneras:

ANAEROBICA - FACULTATIVA - MADURACION - MADURACION

FACULTATIVA - MADURACION - MADURACION - PISCICOLA

- Filtros percoladores. Esta alternativa puede ser recomendada para países en desarrollo por su estabilidad operacional. Para filtros convencionales (10 a 40 M³/M². día), los requerimientos de operación y mantenimiento son significativamente menores que para lodos activados. Una ventaja de los filtros es su versatilidad en cualquier piso térmico. El sistema tiene unos costos iniciales altos que hay que tenerlos en cuenta.
- Lodos activados. Esta alternativa es intensiva en cuanto a los requerimientos mecánicos (bombas, aeradores superficiales y/o compresores, barredor:- de lodos, espesadores, filtros prensas y/o filtros al vacío, incineradores, etc.). Las necesidades de mantenimiento de estos equipos son apreciables, tanto desde el punto de vista de personal como de costos de O & M. Los consultores internacionales, que han hecho escuela en este tipo de tratamiento, tienden a recomendarlo como la panacea para los desechos domésticos. Es importante hacer cálculos detallados de los costos iniciales, de amortización del capital y de O & M, antes de tomar cualquier decisión.

A partir de los estudios del doctor Gatze Lettinga de la Universidad de Agronomía de Wageningen (8,9,13) se ha generado un renovado interés en la factibilidad técnica de aplicar

procesos anaeróbicos al tratamiento de desechos con DQO bajas (< 500 mg/L), que son comparables a desechos de origen doméstico. Existen una serie de alternativas anaeróbicas que ya fueron expuestas con algún detalle en la parte inicial de esta conferencia y que se mencionaron brevemente:

- *Filtros anaeróbicos de flujo ascendente
- *Filtros anaeróbicos de flujo descendente
- *Lechos expandidos
- *Lechos Fluidizados
- *Proceso UASB

La Universidad del Valle, en asociación con la Universidad de Wageningen y bajo la dirección científica del doctor Lettinga ha estado operando un reactor tipo UASB de 64-M^3 desde Junio de 1983. El proyecto tiene como objetivo principal demostrar la factibilidad técnica y económica del proceso para el tratamiento de desechos domésticos en condiciones tropicales. Los resultados han sido bastante alentadores y un año después de iniciado el programa se puede concluir que el proceso UASB es una alternativa con carácter propio y que necesariamente hay que considerarlo en cualquier propuesta de tratamiento de aguas residuales domésticas que se presente en Colombia.

A pesar de que se tenía información a nivel de laboratorio en reactores de 120 a 6.000 litros en Holanda, y para condiciones propias de ese país, el proyecto de demostración de Cali, a través de un reactor de 64-M^3 de capacidad, era la primera aplicación del proceso en condiciones tropicales. La Figura 11 muestra parte del diseño hecho por la firma holandesa Haskoning y construido con ingeniería caleña.

La semilla o inóculo anaeróbico inicial fue obtenido de un

digestor hindú y solo alcanzó un volumen de 2- 3 M³.

La planta anaeróbica se arrancó con un tiempo hidráulico de retención de 25 horas, el cual se ha ido disminuyendo paulatinamente hasta alcanzar actualmente un TRH de 4 horas.

La Tabla 10 presente de manera muy abreviada el comportamiento del reactor UASB que es operado en Cali

TABLA 10
COMPORTAMIENTO DE UN REACTOR UASB QUE TRATA AGUAS RESIDUALES DOMESTICAS

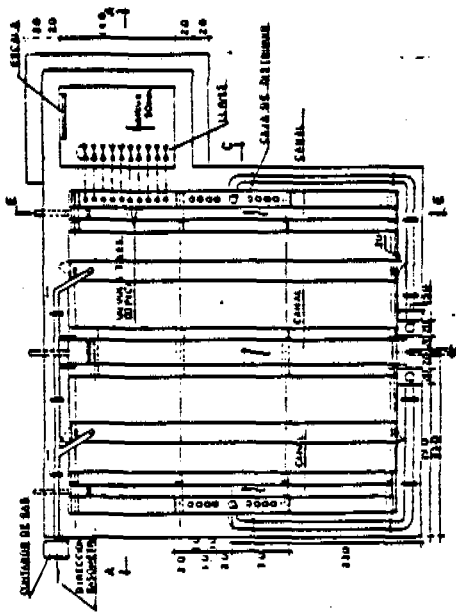
TRH (Horas)	PERIODO DE OPERACION	EFICIENCIA $\frac{Ac-Ef}{Ac} \times 100$	PRODUCCION DE BIOGAS M ³ /día
25	Jun 21-Jul 16/83	69-74	2.16
16	Jul 16-Ago 19/83	59-73	4.00
12	Ago 19-Sep 17/83	64-72	4.12
12	Oct 13-Nov 8/83	58-78	4.90
8	Nov 8-Feb 24/84	75-84	5.82

Un parámetro que los ingenieros ambientales manejan con más confianza es la demanda bioquímica de oxígeno (DBO₅). Semanalmente este parámetro es determinado en el afluente y efluente del reactor. Para que se vea el potencial del proceso, se muestra la información obtenida entre el 10 de Noviembre de 1983 y el 27 de Enero de 1984.

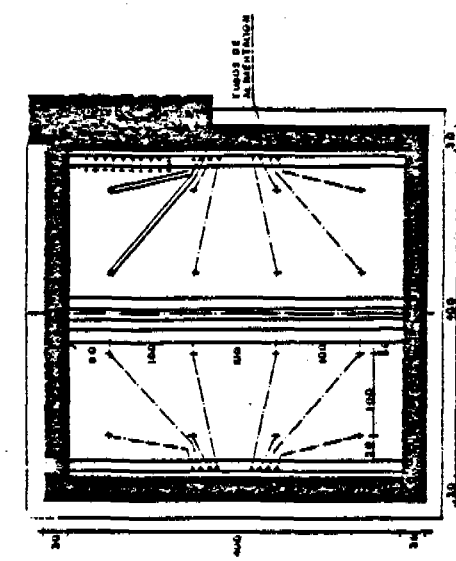
TABLA 11
 RESULTADOS DEL REACTOR DE 64-M³ USANDO COMO PARAMETRO LA
 DBO₅

FECHA	AFLUENTE		EFLUENTE (DBO ₅)			
	DQO mg/L	DBO ₅ mg/L	FILTRADA		SEDIMENTADA	
			mg/L	%	mg/L	%
Nov 10-83	232	110	20	82	27	75
Dic 7-83	175	66	11	83	12	82
Dic 14-83	250	120	25	79	31	74
Ene 6-84	154	61	11	82	15	75
Ene 13-84	237	106	27	75	25	76
Ene 19-84	260	73	15	17	17	77
Ene 27-84	370	129	13	90	13	90

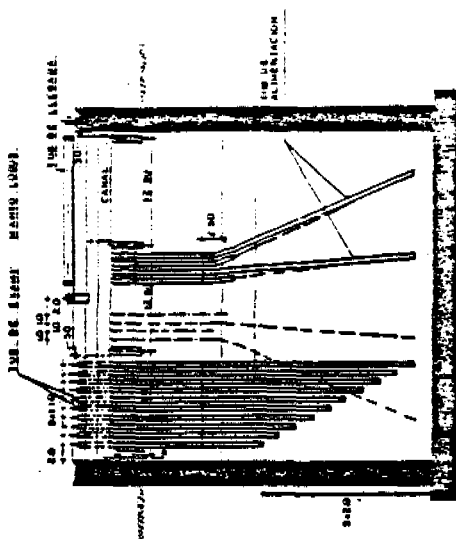
Temperatura del desecho : 25 -26 °C.



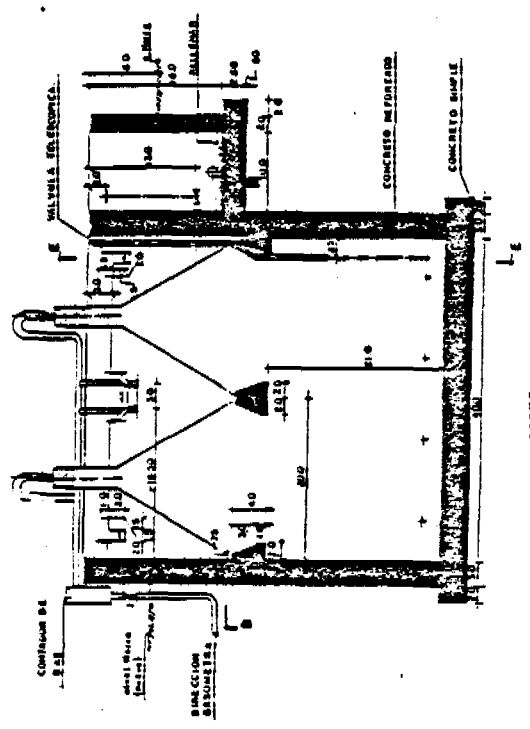
PLANTA



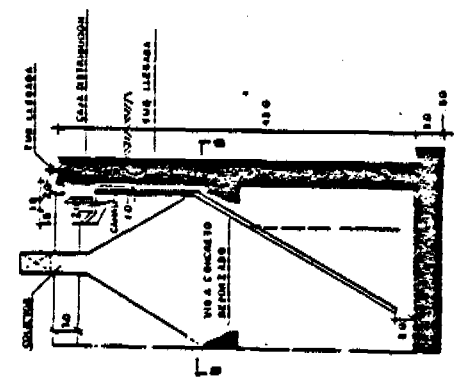
CORTE B-B



CORTE E-E



CORTE A-A



CORTE C-C

UNIVERSIDAD DEL VALE
 FACULTAD DE INGENIERIA
 INSTITUCION
 DE INGENIERIA
 DE VALE

7. COSTOS

Un aspecto tan crucial como la eficiencia en la remoción de la materia orgánica es el costo inicial de construcción del sistema mismo. En Colombia se tienen 2 experiencias en cuanto a costos:

- a. El reactor de Cali
- b. Un reactor UASB diseñado y construído en Neiva.

El costo del reactor de 64-M^3 de diseño holandés que opera en Cali fue de aproximadamente 1.800.000 en (1982). Este valor excluye la estación de bombeo, tubería de impulsión y desarenador. Asumiendo un costo aproximado para estos items de \$350.000, incluyendo una bomba sumergible de fabricación nacional y para el tiempo actual de 4 horas que equivale a 1.920 habitantes (para 200 Lpd) se puede concluir que el costo inicial por persona es \$938.00 (aproximadamente (US\$9.40)).

En Neiva (Huila) se ha construído un reactor de 530 M^3 de capacidad, para una urbanización de las denominadas sin "cuota inicial" (21). Originalmente el reactor se diseñó para 14 horas de tiempo de retención. En vista de los resultados obtenidos experimentalmente en Cali, los diseñadores han aconsejado al constructor de una operación con THR de 5 horas, lo que equivale a tratar las aguas de 12.720 personas que aporta c/u 200 litros de desecho diario. De manera atípica, este sistema fue construído por un maestro de obra bajo la supervisión del constructor de la urbanización, lo cual ha resultado en un costo inicial de construcción por persona de solo \$380.00 (aproximadamente US\$3.8).

Para una licorera con una carga orgánica máxima de 16.000 Kg/día se ha diseñado un sistema en serie de: REACTOR UASB- FILTRO ANAEROBICO con una eficiencia esperada del 96%. Los costos de construcción de un reactor UASB de 800 M^3 de capacidad y un filtro anaeróbico de 440 M^3 de capacidad se calcularon como igual a

\$13.300 /M³ (22).

Las Figuras 11 y 12 muestran los costos iniciales de construcción para reactores anaeróbicos de flujo ascendente (tipo UASB) en el rango de pequeños sistemas (<100M³ de capacidad) y para reactores de tamaño mediano (<2000 M³ de capacidad . Aproximadamente 48.000 habitantes para un THR de 5 horas, en condiciones climáticas semejantes a Cali) .

Las curvas han sido calculadas para costos comerciales un poco inflados con un 25% de A.I.U.

Pawlowsky (13), ha reportado recientemente un costo de US\$20 por persona para un sistema de depuración consistente en un sistema UASB con lechos de secado para los lodos en exceso, sin captación ni uso del biogas.

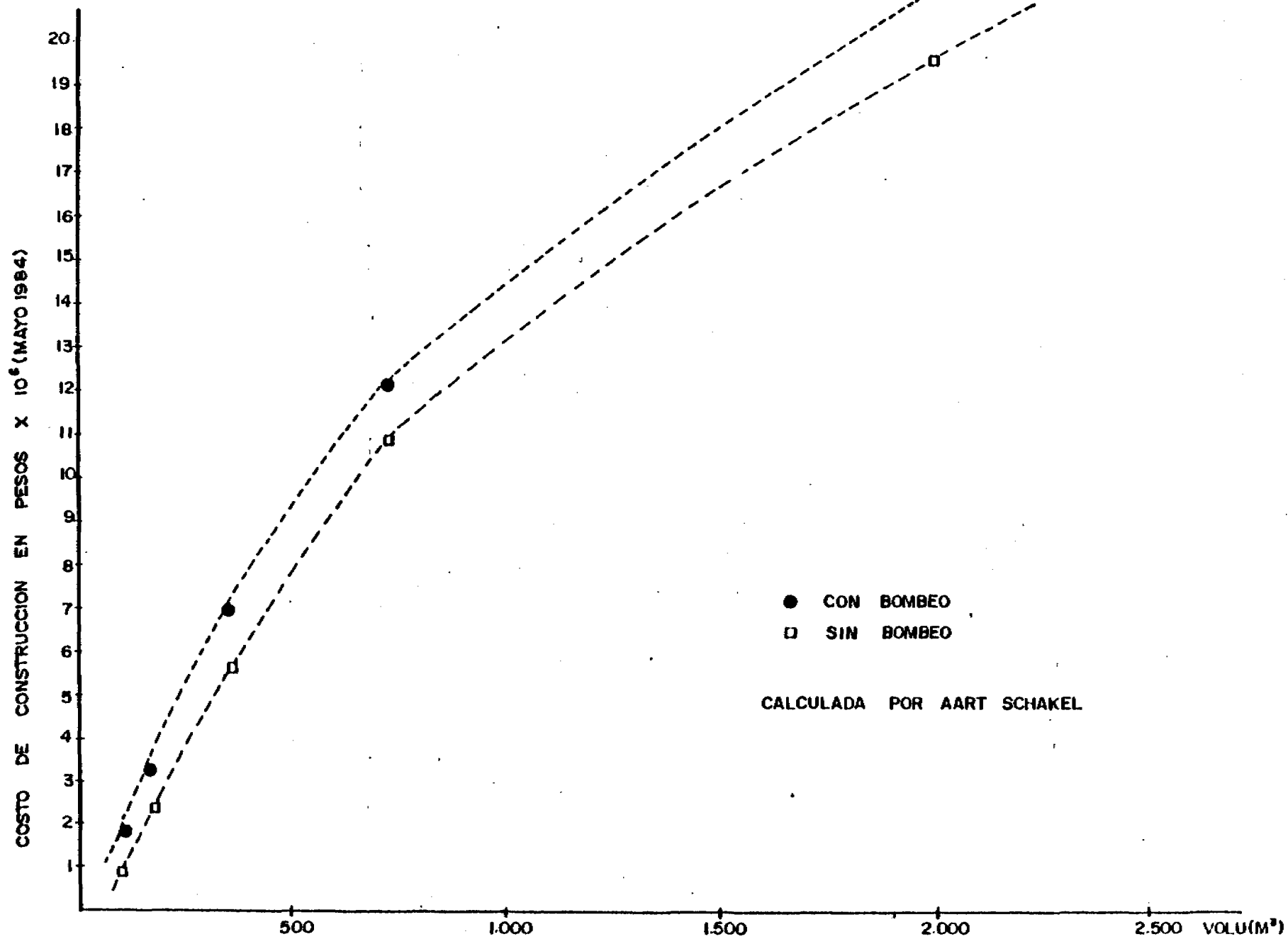


FIGURA II RELACION COSTO VOLUMEN PARA REACTORES CON COLECTORES DE GAS

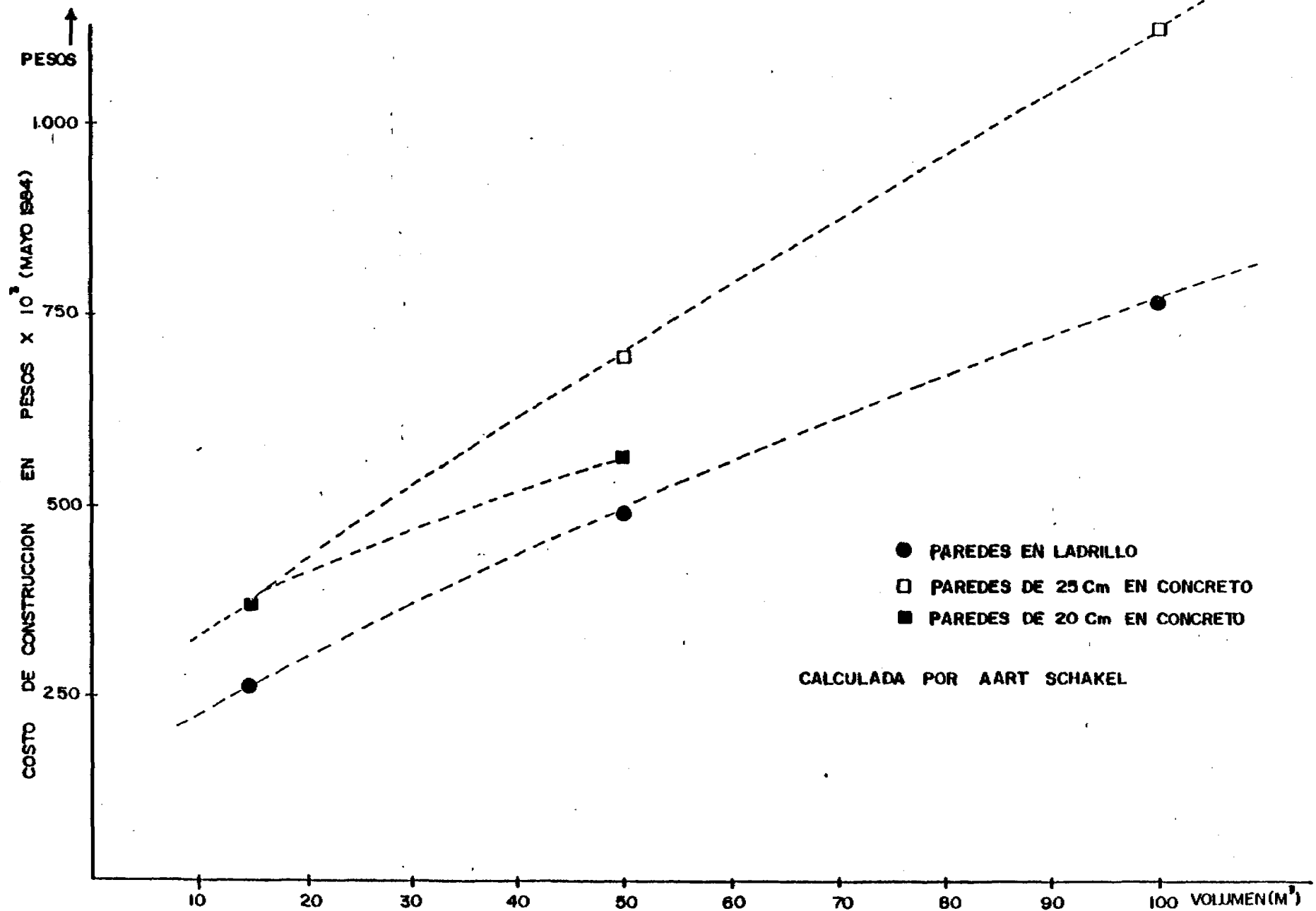


FIGURA 12 RELACION VOLUMEN-COSTO PARA PEQUEÑOS REACTORES SIN COLECTOR DE GAS

8. DISEÑO

Para desechos exclusivamente domésticos se recomiendan las siguientes unidades:

- Rejas
- Desarenador
- Reactor UASB.
- Lechos de secado.

Para un reactor anaeróbico de flujo ascendente se pueden tener los siguientes criterios prácticos de diseño (Temperatura del agua 24°C) (8, 9 , 13).

• Tiempo de retención	5-7 Horas
Altura Total	4.5-5.0 metros
• Carga orgánica por masa de inóculo	$\frac{0.1 \text{ Kg DQO}}{\text{Kg SSV} \cdot \text{día}}$
• Semilla inicial	$\frac{10-20 \text{ Kg SSV}}{\text{M}^3 \cdot \text{reactor}}$
• Carga Orgánica espacial	$\frac{0.5-1.5 \text{ Kg DQO}}{\text{M}^3 \cdot \text{reactor} \cdot \text{día}}$
• Mezcla mecánica durante el arranque	Ninguna
• Altura del manto de lodos	2.0 - 2.5 metros
• Carga Hidráulica sobre los decantadores	20 - 30 $\text{M}^3 / \text{M}^2 \text{ día}$
• Velocidad máxima de ascenso	2 metros / hora

IX. REFERENCIAS

1. Mc Carty, P.L. (1982). One Hundred Year of Anaerobic Treatment. En "Anaerobic Digestion". Editores: Hughes, D.E., et al. Elsevier Press, Amsterdam.
2. Rudolfs, W. (1927). Effect of Temperature on Sewage Sludge Digestion. Industrial and Engineering Chemistry. 19:241.
3. Martins, A. (1982). Producción de Metano a partir de Vinazas. I Simposio Latinoamericano sobre Producción de Biogas a partir de Residuos Orgánicos. Sao Pablo (Brazil).
4. Olthof, M, y Oleszjiweicz, J. (1982). Anaerobic Treatment of Industrial Wastewater. Chemical Engineering. Vol.89 (23): 121-126.
5. Zeikus, J.G. (1980). Microbial Populations in Digesters. En "Anaerobic Digestion". Editores: Applied Science Publishers Ltd. Londres.
6. Callander, I.J., y Barford, J.P. (1983). Recent Advances in Anaerobic Digestion Technology. Process Biochemistry (Agosto-83): 24-30.
7. Young, J.C. y Mc Carty, P.L. (1967). Proc. 22ed Ind Waste Conf., Purdue Univ., 559-574.
8. Lettinga, G, et al. (1980). Use of a Upflow Sludge Blanket (USB) Reactor Concept for Biological Wastewater Treatment, Especially for Anaerobic Treatment. Bioch. & Bioeng. Vol XXII: 699 - 734.

9. Lettinga, G., et al (agosto 1982). Modern Anaerobic Waste Water treatment Processes: The UASB Process. Seminario sobre "Tratamiento Anaeróbico de Aguas Residuales". Sydney, Australia.
10. Barnes, D., Bliss, P.J., et al. (1983). Pretreatment of High Strength Wastewaters by an Anaerobic Fluidized Bed Process. Part I. Overall Performance. *Env. Tech. Letters* 4 : 195-202
11. Switzenbaum, M.S. (1983). Anaerobic Treatment of Wastewater: Recent Development. *Am. Soc. for Microb* 49 (11): 532-536
12. Schroepfer, G. J., et al. (1955). The Anaerobic Contact Process as applied to Packinghouse Wastes. *Sewage and Industrial Wastes* 27: 460.
13. Pawlowsky, U. (1983). Tratamiento de Aguas Residuales Domésticas: Alternativas. II Seminario sobre Ingeniería de Aguas Negras. ACODAL. Bogotá.
14. Switzenbaum, M.S. (1978). The AAFEB Reactor for the Treatment of Dilute Organic Wastes. Tesis para el PhD. Cornell Univ. N.Y. USA.
15. Brunetti, A., et al. (1983). Physico-Chemical Factors Afecting Start-up in UASB Digesters. Simposio Europeo sobre Tratamiento Anaeróbico de Desechos. Nov.23-25. Noordwykerhout (Holanda).
16. Pipyn, P., y Verstraete, W. (1979). A pilot Scale Anaerobic Upflow Recator Treating Destilery Wastewaters. *Biotech. Letters*, 1: 495-500.
17. Hulshoff Pol, L.W., et al. (1982). Granulation in UASB Reactors. Proceeding I A WPR Specialized Seminar on Anaerobic Treatment

of Wastewater in Fixed Film Reactor. Copenague, 16-18 de Junio.

18. Rodríguez, G. (1983). Informe de Comisión Académica en la Universidad de Wageningen. Universidad del Valle. Cali. Colombia.
19. Angel & Rodríguez. Ingenieros Sanitarios Ltda. (Feb de 1984). Estudio de Tratabilidad de los Desechos Industriales de CARTONES AMERICA utilizando Digestores Anaeróbicos de Flujo Ascendente. INFORME TECNICO. Cali - Colombia.
20. Rodríguez, G. (Feb. 1984). Comunicación Personal a HERNANDO LOPEZ ASOCIADOS & CIA. S. en C.
21. Angel & Rodríguez. Ingenieros Sanitarios Ltda. (Oct.83). Memoria Técnica de un Reactor UASB para "URBANIZADORA PRO-HUILA". Cali- Colombia.
22. Angel & Rodríguez. Ingenieros Sanitarios Ltda. (Mayo de 1984). Memoria Técnica para un Reactor UASB- Filtro Anaeróbico para las Vinazas de la Industria de Licores de Santander. Cali- Colombia.