

# Reactores anaeróbicos de alta tasa

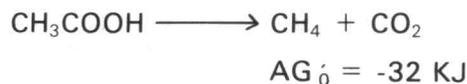
En el presente trabajo se ilustran las diferentes facetas de desarrollo y utilización de los sistemas de tratamiento anaeróbico. En cada caso se plantean las ventajas y desventajas de cada uno de los sistemas.

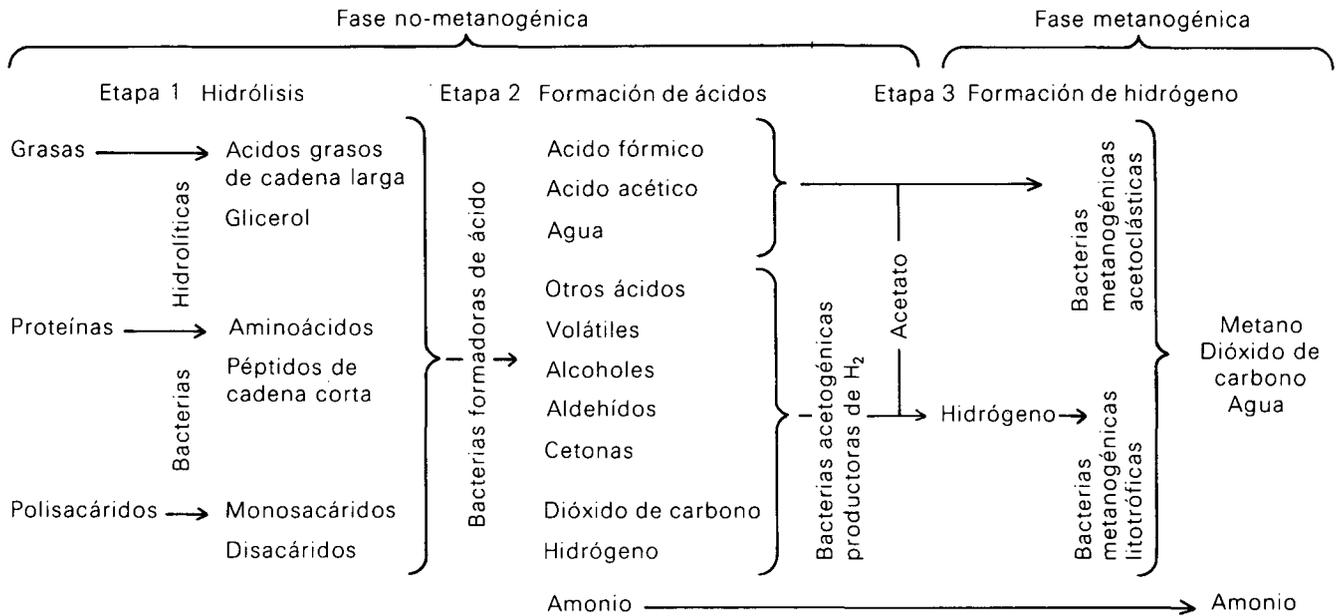
**MARIA CONSUELO DIAZ BAEZ**  
Profesora Asistente,  
Facultad de Ingeniería,  
Universidad Nacional  
Biólogo M.Sc.

La producción de biogas a partir de materiales orgánicos mediante la utilización de poblaciones microbianas en ausencia de oxígeno es una tecnología conocida desde hace muchos años. Sin embargo, el tratamiento de residuos sólidos y líquidos de origen agroindustrial por sistemas anaeróbicos es de desarrollo más reciente. Al comienzo su aplicación se restringió al tratamiento de aguas residuales domésticas, posteriormente se desarrollaron e implementaron como posibles alternativas de tratamiento, en especial en lo referente a residuos industriales; una gran variedad de reactores como: filtros de flujo ascendente o descendente, reactores de manto de lodos, reactores de lecho fluidizado o expandido, etc.

## BIOCONVERSION ANAEROBICA

La bioconversión o degradación de la materia orgánica a metano es realizada por diferentes grupos de bacterias tanto anaeróbicas facultativas heterotróficas, como bacterias metanogénicas anaeróbicas estrictas (Mah, 1981). Al comienzo de la degradación las bacterias heterotróficas no-metanogénicas hidrolizan los materiales orgánicos complejos a azúcares, alcoholes, ácidos volátiles de cadena larga, hidrógeno y dióxido de carbono. Subsecuentemente, un grupo de bacterias acetogénicas productoras de hidrógeno, las cuales viven en relación simbiótica con las bacterias utilizadoras de hidrógeno, oxidan los alcoholes y ácidos volátiles a acetato e hidrógeno (McInerney et al., 1979). El paso final del proceso, o sea la formación de metano (figura 1) se efectúa por un grupo de bacterias anaeróbicas estrictas, las cuales mediante enzimas intracelulares pueden degradar el ácido acético a metano y dióxido de carbono, o reducir el dióxido de carbono por medio del hidrógeno generado (Mah, 1982). El 70% del metano producido en la naturaleza proviene del grupo metilo del acetato:

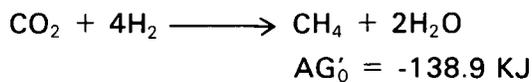




\* Tomado de Bell et al., 1984.

FIGURA 1. Degradación anaeróbica del material orgánico\*

el 30% restante, es el resultado de la reducción del dióxido de carbono por el hidrógeno:



Sin embargo, la mayoría de las especies metanogénicas conocidas forman metano mediante la reducción del dióxido de carbono por el hidrógeno y solo tres especies metanogénicas acetoclásticas se han aislado en cultivo puro. Son estas: *Methanosarcina barkeri*, *Methanococcus mazei*, y *Methanotherx soehngenii*.

Debido a la relación simbiótica sintrófica obligada entre las bacterias acetogénicas que convierten los ácidos volátiles de cadena larga a acetato e hidrógeno, y las bacterias metanogénicas utilizadoras de hidrógeno, la concentración de hidrógeno será un importante factor en el control de las proporciones de los diferentes productos de las bacterias acetogénicas. El cambio en energía libre para la oxidación del NADH<sub>2</sub> a NAD e hidrógeno es negativo a presiones parciales de H<sub>2</sub> menores de 10<sup>-3</sup> atmósferas. Por esta razón, en cultivos mixtos donde la presión parcial de H<sub>2</sub> se mantiene en valores muy bajos, el metabolismo fermentativo se acelera hacia la producción de hidrógeno y un bajo número de compuestos reducidos.

Bajo condiciones estables de operación, la presión parcial de H<sub>2</sub> se mantendrá en valores bajos, por lo que, la mayor parte de los carbohidratos serán degradados a acetato, CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>. Cuando la concentración de H<sub>2</sub> aumenta por perturbaciones, ya sea por disminución del tiempo de retención, o por una sobrecarga orgánica, la concentración de NADH<sub>2</sub> aumenta y, por tanto, la formación de productos reducidos como el

propionato, butirato, valeriato, caprionato y lactato se incrementará (Bryant, 1979; Thauer et al. 1977). El fenómeno de transferencia de hidrógeno interespecifico, es uno de los puntos cruciales de la formación anaeróbica de metano ya que los metanógenos utilizadores de hidrógeno mantienen la presión de H<sub>2</sub> del sistema en un nivel muy bajo, de forma que ácidos diferentes al acético no se acumulen y la reacción prosiga hacia la formación de metano.

La formación de metano también puede verse afectada por la concentración de sulfatos en el afluente. Al comparar las constantes de saturación media (K<sub>s</sub>) de las bacterias metanogénicas utilizadoras de hidrógeno (6.6 μM), y la de las bacterias reductoras del sulfato (1.3 μM) puede observarse que la reducción de sulfatos a sulfuros de hidrógeno se encuentra energéticamente favorecida. Asimismo, la comparación de sus constantes de saturación media en la metabolización del acetato, muestran una amplia diferencia, 0.2 mM para las reductoras del sulfato y 3 mM para las metanogénicas. Por tanto, cuando las concentraciones de acetato e hidrógeno son limitantes, la reducción del sulfato prevalecerá sobre la formación de metano. Esto explica las bajas concentraciones de metano encontradas durante el tratamiento de residuos con alto contenido de sulfatos, sulfitos o tiosulfatos.

Sin embargo, en reactores anaeróbicos la etapa limitante está relacionada con factores como: la naturaleza del sustrato, la configuración del reactor, la temperatura, o la velocidad de carga al sistema, por lo cual la etapa limitante estará determinada en mayor o menor grado por estos factores. Así, para sustratos con alto contenido de celulosa o lignina, la limitación se presentará en la hidrólisis de estos compuestos.

La hidrólisis también podrá ser limitante con residuos de alto contenido de grasas o lípidos, por tanto, la limitación será mucho mayor si el proceso se efectúa a bajas temperaturas. La fase de formación de ácidos también podrá constituirse en la fase controladora del proceso. Por ejemplo, residuos con alto contenido de sustratos fácilmente hidrolizables dan lugar a la formación acelerada de ácidos. Estos no podrán removerse a la misma velocidad de producción, por lo que existirá una acumulación de ácidos en el sistema, y en consecuencia se presentará inhibición de la formación de metano. De manera similar, esta etapa será limitante cuando la carga orgánica en el sistema es muy baja. La poca concentración de ácidos volátiles afecta la velocidad de formación de metano, pero a medida que se aumente la carga, la metanogénesis se incrementará.

### DIFERENTES TIPOS DE REACTORES ANAEROBICOS

Como el crecimiento de los microorganismos involucrados en la producción de metano es muy lento, la retención de la biomasa en el reactor es uno de los factores más importantes para su funcionamiento. El desarrollo y mantenimiento de una alta concentración de biomasa es elemento fundamental para el diseño y operación de estos reactores. Afortunadamente, muchas de las bacterias involucradas en el proceso tienen la capacidad de adherirse unas a otras formando 'flocs', o adherirse a superficies, lo que facilita su retención en el reactor. Es así como la utilización de esta característica ha permitido el desarrollo de procesos estables y eficientes.

En la actualidad una serie de reactores avanzados

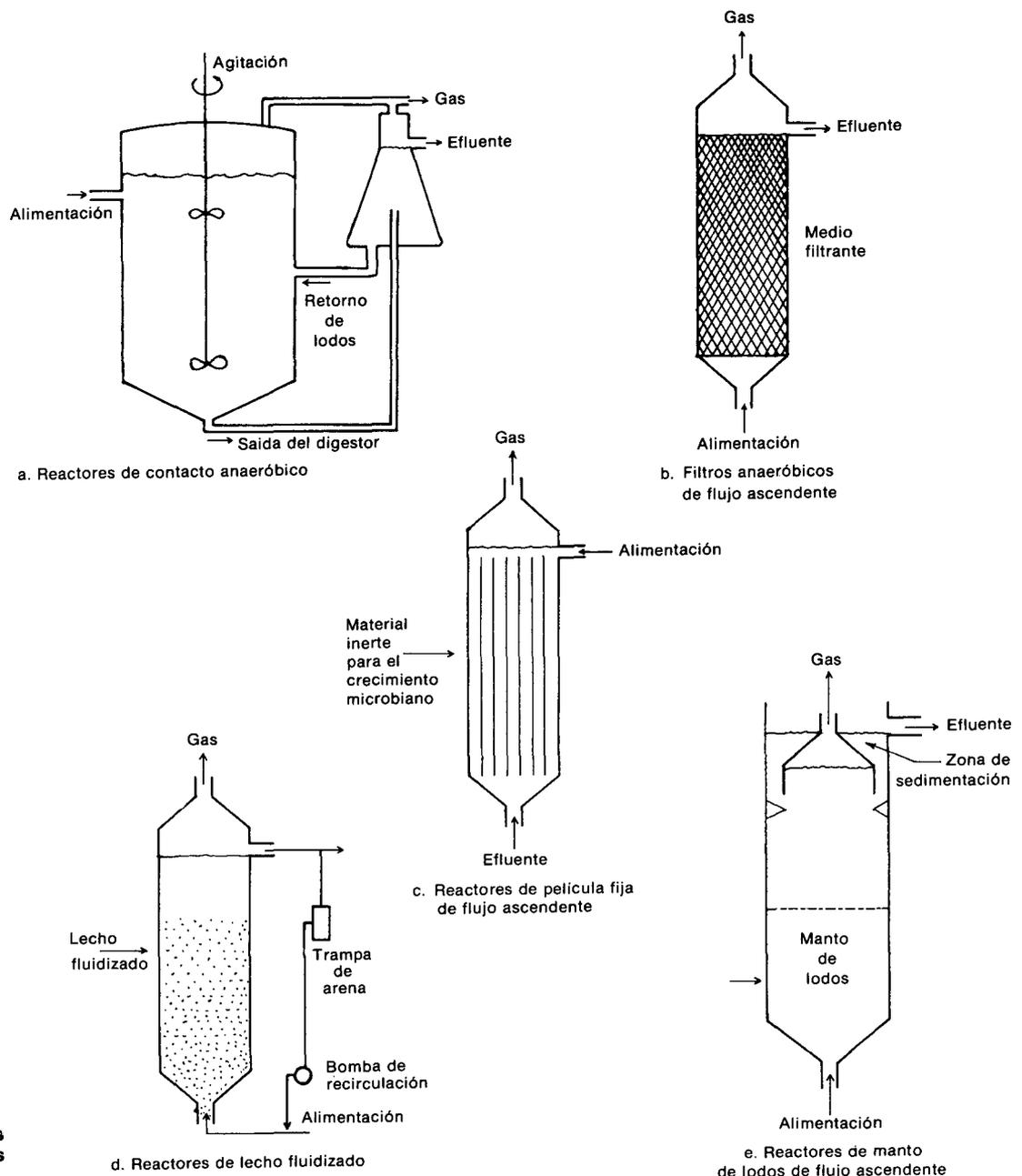


FIGURA 2. Diferentes tipos de reactores anaeróbicos.

de alta tasa que aseguran una eficiente retención de la biomasa, se presentan como nuevas alternativas de tratamiento (figura 2). Dentro de estos se pueden mencionar:

#### Reactores de contacto anaeróbico

Las primeras generaciones de reactores anaeróbicos fueron utilizados para tratar lodos provenientes de plantas de tratamiento de aguas residuales domésticas. Estos consistían en tanques agitados de alimentación continua sin recirculación, donde la biomasa era mantenida en suspensión, y la relación  $\theta_s/\theta$  era igual a la unidad. En 1950, los resultados de un trabajo realizado por Stander permitieron establecer que el mantenimiento de una gran población en el reactor es un factor determinante de la eficiencia del proceso. Esto dio lugar al desarrollo de un nuevo tipo de reactor, donde el patrón de flujo es igual al utilizado en los procesos de lodos activados, y es denominado reactor de contacto anaeróbico. La recirculación permite el incremento de la relación entre el tiempo de retención celular y el tiempo de retención hidráulica ( $\theta_s/\theta$ ).

El sistema (figura 2) está constituido por un tanque agitado donde una activa población de bacterias floculantes degradan el material orgánico o dióxido de carbono y metano. El efluente se pasa a través de un sedimentador donde las bacterias floculantes sedimentan y luego se recirculan al tanque de reacción. Este tipo de planta puede tratar eficientemente residuos con concentraciones entre 2.000 - 20.000 mg. l<sup>-1</sup> de DQO a altas cargas hidráulicas. La principal dificultad de este proceso está relacionada con las pobres características de sedimentación de la biomasa anaeróbica, ya que las bacterias metanogénicas continúan la producción de gas, lo que hace que las burbujas de gas se adhieran a los 'flocs' de bacterias evitando su sedimentación.

El sistema Anamet, una aplicación de este proceso, se ha utilizado exitosamente en el tratamiento de industrias de refinación de azúcar y en industrias alimenticias. El sistema combina una etapa anaeróbica con una aeróbica, y fue utilizado por primera vez en Suecia en 1972. El reactor de mezcla completa con una capacidad de 20.000 m<sup>3</sup>, está seguido de una unidad de sedimentación de placas. La reducción de DQO encontrada para la etapa anaeróbica, es de 90% a una tasa de alimentación de 2-5 kg. de DQO m<sup>3</sup>. d<sup>-1</sup> y una producción de gas de 325 l por kg. de DQO degradada.

Recientemente se construyó una planta en Alemania para tratar lodos de la planta de tratamiento de aguas residuales de Emschergenossenschaft. Después de dos años de operación los valores promedios obtenidos fueron:

**Carga:** 2.273 m<sup>3</sup>d<sup>-1</sup>  
**Tiempo de digestión:** 7.9 d

<b>Concentración de lodos:</b>	20 g l <sup>-1</sup>
<b>Concentración orgánica de lodos:</b>	10 g l <sup>-1</sup>
<b>DQO afluente:</b>	14.8 g l <sup>-1</sup>
<b>DQO efluente:</b>	5.0 g. l
<b>Producción de biogas:</b>	9.000 m <sup>3</sup> g <sup>-1</sup>
<b>Reducción de DQO:</b>	67%

El proceso ha sido aplicado también en algunos países como: Estados Unidos, Suecia, Francia y Canadá. Se ha demostrado su utilidad, principalmente para residuos con alto contenido de material orgánico finamente particulado, como el almidón.

#### Filtros anaeróbicos de flujo ascendente

Para evitar la recirculación de los microorganismos al reactor de contacto anaeróbico, Young y McCarty desarrollaron el concepto de filtro anaeróbico de flujo ascendente. Este sistema, similar a los filtros percoladores aeróbicos (figura 2b), está constituido por una columna empacada con material inerte (grava, coque o material plástico). El medio soporte provee una gran área para el crecimiento de la película biológica. La reducción en el número de Reynolds produce una disminución de la turbulencia, lo que facilita la sedimentación del material particulado, dando como resultado una eficiente retención de biomasa tanto adherida como no adherida.

Una vez la población microbiana coloniza el filtro puede ser sometido a variaciones de carga orgánica o hidráulica, o de factores como, pH o temperatura, sin que su eficiencia se vea afectada drásticamente. El desarrollo de la película biológica permite un equilibrio entre la velocidad de sedimentación del material particulado y la biodegradación del material soluble. Sin embargo, debido al régimen de flujo ascendente, los materiales refractarios suspendidos comenzarán a acumularse, lo cual puede llevar a la colmatación del filtro. Así, con residuos de alto contenido de sólidos en suspensión la colmatación del filtro puede presentarse, lo que hará necesario un retrolavado de la columna. Por esta razón, su uso está restringido a residuos con concentraciones de DQO entre 1.000 y 10.000 mg. l<sup>-1</sup>.

El primer filtro anaeróbico construido y operado industrialmente fue diseñado en 1972 para el tratamiento de los residuos de una planta procesadora de almidón. Las eficiencias alcanzaron remociones de DQO entre 80 y 90% para cargas entre 2 y 4 kg. m<sup>3</sup>.d<sup>-1</sup> de DQO. De manera similar, su utilización en residuos con altas concentraciones de ácido acético, metanol y ácido fórmico mostraron eficiencias muy altas, ya que estos compuestos son sustratos directos de las bacterias metanogénicas. Las remociones de DQO alcanzaron valores del 90% para cargas entre 10-20 kg. m<sup>3</sup> de DQO con una producción de lodos muy baja.

**TABLA 1**  
**Datos de funcionamiento de diferentes filtros**  
**anaeróbicos de flujo ascendente\***

Tipo de residuo	Concentración de DQO g.l <sup>-1</sup>	Sólidos suspendidos g.l <sup>-1</sup>	Tamaño del reactor l	Temperatura °C	Carga orgánica g.Hd <sup>-1</sup>	Conversión %	Referencia
Excretas de cerdo	10-60	<10	3.6	30	5-19.6	69-93	Colleran, et al., 1982
Lechadas	6-62	—	55-65	—	0.5-1.5	>90	Chiau & de Walle, 1977
	21	—	112	35-39	0.9-1.5	96	Wu et al., 1982
Industria de procesamiento de almidón sintético	8.7	—	6.7	35	2.5-10	79-93	Frostell, 1980
Industria farmacéutica	16	—	14	37	0.4-3.5	94-98	Jennett & Dennis 1975
Residuos de procesamiento de organismos marinos	0.4-0.5	<0.1	23	—	0.1-13	40-80	Hudson et al., 1978
Aguas residuales domésticas	0.2	—	7	—	0.1	60	de Walle et al., 1980
	0.2	—	8	—	0.18	75	
Plantas de procesamiento de coque	1.5-2.3	—	1.1 × 10 <sup>3</sup>	35(?)	7	63	Othoff et al., 1982
Plantas de destilación de alcohol	3-6	—	400	30	4-16	60-90	Dahab & Young, 1982
Residuos fenólicos	0.6-1.2	—	1	35	<2	90	Cross et al. 1980

\* Tomada de Van den Berg, 1984.

A pesar del número de investigaciones realizadas sobre este sistema y las ventajas del proceso con muchos residuos (tabla 1), pocos reactores industriales se han construido. La potencialidad de una colmatación, así como las dificultades para lograr un adecuado sistema de distribución del flujo en el extremo inferior del reactor, son factores que han limitado su utilización.

#### Reactores de película fija de flujo descendente

En 1979 el National Research Centre del Canadá desarrolló el concepto de reactores de película fija de flujo descendente. Para evitar los problemas de colmatación de los filtros anaeróbicos, Van den Berg modifica el sistema de McCarty a un régimen de flujo descendente (figura 2). La biomasa en forma de película se adhiere al medio, y solo se perderá aquella adherida al material particulado que es descargado por gravedad en el efluente. El medio soporte está constituido por una serie de tubos de material inerte, con un diámetro interno de 5-10 cm donde la película se adherirá a todo lo largo de su superficie. Los resultados del tratamiento de residuos de industria de escaldado de verduras han demostrado producciones de metano de 5m<sup>3</sup>.d<sup>-1</sup> para una relación de área superficial volumen de 100 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>.

La carga orgánica alimentada al reactor estará limitada por la cantidad de biomasa retenida en la película, por lo que se requerirá un óptimo grosor de película para evitar problemas de difusión. Como la cantidad de biomasa es función del área superficial disponible para la formación de la película, se recomienda que la longitud de los canales debe ser suficientemente larga para

lograr un área superficial mínima de 100m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>, lo cual evitará que los tubos se obstruyan por un excesivo crecimiento de la biomasa adherida. Estos sistemas han sido utilizados por la industria en Puerto Rico y Canadá con resultados muy satisfactorios.

#### Reactores de lecho fluidizado o expandido

Aunque los reactores de lecho fluidizado se han empleado durante mucho tiempo en diferentes procesos de Ingeniería Química, su mayor aplicación ha sido en procesos de combustión, donde el contacto gas - sólido es muy importante. Los reactores de lecho fluidizado están constituidos por un lecho de partículas de pequeño tamaño (0.2 - 2.0 mm de diámetro), generalmente arena, el cual se halla empacado dentro de una columna a través de la cual el líquido pasa en forma ascendente (figura 2d). El líquido fluye con una velocidad suficiente para mantener las partículas en constante movimiento, pero ajustada para evitar que salga en el efluente. La expansión del lecho está controlada por la velocidad del flujo y la cantidad de efluente recirculado. Las partículas del lecho son el soporte de los microorganismos, suministrando una gran área superficial (3.000 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> para lecho de arena) al desarrollo de una película con alta concentración de biomasa. Su grosor está controlado por la capacidad de regeneración del lecho, el tamaño y densidad del medio, y la velocidad de flujo vertical.

Los reactores de lecho fluidizado desarrollados por Jeris en 1982 han sido aplicados para la remoción de nitrógeno en agua potable y aguas residuales mediante denitrificación o nitrificación y remoción aeróbica o anaeróbica de materia

**TABLA 2**  
**Datos de funcionamiento de diferentes reactores anaeróbicos de lecho fluidizado o expandido\***

Tipo de residuo	Concentración de g.l <sup>-1</sup>	Sólidos suspendidos g.l <sup>-1</sup>	Tamaño del reactor l	Temperatura °C	Carga orgánica g.l <sup>-1</sup> .d <sup>-1</sup>	Conversión %	Referencia
Lodos digeridos	4.9 11	— <0.5	7 29	35 35	4.2-26.5 0-30	48-75 52	Bell et al., 1980 Hall et al., 1982
Suero	10 55	— —	0.5 50	35 35	10-20 17-37	87 65-84	Switzenbaum, 1980 Hickey, 1982
Suero filtrado	10-30	—	60	30-35	8-24	80-90	Li et al., 1982
Aguas residuales domésticas	0.15-0.3	≤0.1	1.0	20	0.65-35	0-85	Jewell et al., 1981
Condensado de licores negros	14	—	1	22	10	80	Norrman, 1982
Residuo sintético celulósico	0.3-1.8	—	0.5	30	2 8	74-83 40-83	Morris y Jewell, 1981

\* Tomada de Van den Berg, 1984.

orgánica. Todas esas experiencias han mostrado a este sistema como una buena alternativa de tratamiento, tanto para residuos con alta carga orgánica como para residuos diluidos o aguas residuales domésticas (tabla 2). Sin embargo, lograr un adecuado sistema de distribución de líquido (Jewell, 1982), con los altos costos que esto implica y el bajo rendimiento energético, hace que se prefieran otros sistemas. Hasta el momento, solo una planta de lecho fluidizado está siendo construida en los Estados Unidos.

#### Reactores de manto de lodos de flujo ascendente

Este reactor fue desarrollado en Holanda con el objeto de evitar los problemas de colmatación de los filtros anaeróbicos. Como se indica en la figura 2e, el residuo entra al reactor por la parte inferior y sale por la parte superior a través de un sistema de separación de baffle, los cuales permiten la separación de las fases líquida, sólida

y gaseosa. Por medio de este mecanismo, el gas es separado del lodo y colectado por un sistema de salida en la parte inferior de las placas. En la zona superior de las placas, los lodos son separados y forzados a sedimentar hacia la zona de digestión. En la zona inferior, donde la biomasa activa se encuentra en mayor concentración, se logran eficiencias de degradación entre el 80 y 90%.

Una de las ventajas de este proceso es su fácil respuesta a cargas 'shock' tanto orgánicas como hidráulicas, a fluctuaciones de temperatura, y a bajos valores de pH en el afluente. Bajo condiciones óptimas, cargas de 15 kg. m<sup>-3</sup>. d<sup>-1</sup> pueden ser tratadas con eficiencias de remoción de DQO entre el 70 y el 90%. Igualmente, se han operado con tiempos de remoción hidráulica hasta de 4 h, con excelentes características de sedimentación de los lodos.

**TABLA 3.**  
**Datos de funcionamiento de diferentes reactores de manto de lodos de flujo ascendente\***

Tipos de residuos	Concentración de DQO g.l <sup>-1</sup>	Sólidos suspendidos g.l <sup>-1</sup>	Tamaño del reactor l	Temperatura °C	Carga orgánica g.l <sup>-1</sup> .d <sup>-1</sup>	Conversión	Referencia
Aguas provenientes del escaldado de verduras	5.2 10	0.52 1-3	2.7 3-4	30 25	8-10 10-15	90-95 88-94	Lettinga et al. 1980 Van den Berg
Aguas provenientes de mataderos	1.5-2.2	0.75-1.1	30	20 30	6 10	91 87	Lettinga et al., 1982
Aguas residuales domésticas	0.2-0.9	0.3	120	8-20	0.7-2.7	50-85	Lettinga et al., 1980
Aguas provenientes de industrias químicas	14	0	3-4	35	12-30	73-82	Van den Berg & Kennedy, 1981
Vinasas	10	—	5 × 10 <sup>3</sup>	35	10.7-16.9	45-65	Pipyn & verstraete, 1979
Residuos del procesamiento de papa	2-5	—	6 × 10 <sup>3</sup>	19 26 30	3-5 10-15 15-18	95 95 95	Lettinga et al., 1980

\* Tomado de Van den Berg, 1984.

**TABLA 4**  
**COMPARACION DE DIFERENTES TIPOS DE REACTORES**  
**ANAEROBICOS EN TERMINOS DE CARGA ORGANICA Y REMOCION**  
**DE DQO\***

Tipo de Reactores	Carga orgánica kg de DQO m <sup>3</sup> d <sup>-1</sup>	Remoción de DQO (%)
Reactores de contacto	1 - 6	80 - 95
Filtro de flujo ascendente	1 - 10	80 - 95
Reactores de lecho fluidizado	1 - 20	80 - 87
Reactores de película fija de flujo descendente	5 - 15	75 - 88
Reactores de manto de lodos de flujo ascendente	5 - 20	85 - 95

\* Van den Berg y Kennedy, 1983.

El principal problema de este proceso es el desarrollo de un lodo granular con buenas características de sedimentación. Estos granulos generalmente presentan un diámetro de 0.5 a 2.5 mm con un coeficiente de sedimentación de  $12 \times 10^{-3}$  m. s<sup>-1</sup>. Este tipo de reactor se está estudiando detalladamente y se ha demostrado que una gran variedad de residuos son susceptibles de tratamiento con este sistema, incluyendo aguas residuales domésticas (tabla 3).

#### APLICACIONES DE LOS REACTORES ANAEROBICOS

Algunas comparaciones en términos de carga orgánica y remociones de DQO han sido realizadas por Van den Berg y Kennedy (1983) para los distintos tipos de reactores (tabla 4). Esta comparación fue realizada con base en sus propios trabajos y los valores encontrados en la literatura.

En la actualidad, el tratamiento anaeróbico se presenta como una buena alternativa de tratamiento de residuos industriales, especialmente por los resultados obtenidos en diferentes países como Holanda, Suecia, Inglaterra, Estados Unidos, Brasil, Guatemala, México y Canadá. Básicamente, este tipo de tratamiento ha sido aplicado en:

- a) La estabilización de lodos orgánicos de plantas de tratamiento de aguas residuales domésticas.
- b) El tratamiento de residuos industriales con alto contenido de materia orgánica tanto soluble como coloidal, ya sea como:
  - Tratamiento completo.
  - Tratamiento parcial antes de ser descargado al alcantarillado.
  - Etapa previa a un tratamiento secundario.
  - Sistema productor de energía.
- c) Procesos donde la denitrificación es necesaria.
- d) La recuperación de subproductos.

#### DESVENTAJAS DE LOS REACTORES ANAEROBICOS

Muchos de los nuevos procesos anaeróbicos desarrollados muestran un gran potencial para el tratamiento de residuos con alto contenido orgánico. Aunque algunos sistemas aplicados a residuos orgánicos diluidos en el laboratorio han dado resultados muy exitosos, su aplicación en condiciones reales han sido menos favorecidas.

Esto puede explicarse, si se tiene en cuenta que, bajo condiciones aneróbicas el coeficiente de utilización de sustrato promedio es 2.000 mg. l<sup>-1</sup>, por lo que solamente residuos con concentraciones mayores podrán degradarse a la máxima velocidad. Sin embargo, aunque se han desarrollado procesos que pueden lograr estas tasas, y muchas industrias producen los residuos adecuados para este tipo de tratamiento, son pocas las que han adoptado estos sistemas. Este fenómeno ha sido atribuido a:

- Largos tiempos de arranque.
- Alta sensibilidad a compuestos tóxicos.
- No son tratamientos completos.
- Existe poca experiencia operacional.

Adicionalmente, la evaluación del comportamiento de estos sistemas ha sido bajo condiciones de estado estable, lo cual no es un verdadero indicativo de su comportamiento a condiciones reales donde las fluctuaciones son características que afectan el proceso. Muchos modelos teóricos y semiempíricos se han desarrollado para predecir el comportamiento bajo diferentes condiciones estables, con condiciones de operación idealizada, lo cual por las simplificaciones utilizadas limitan su utilidad comparativa. Por otra parte, solamente algunos de estos sistemas han sido evaluados a escala industrial, por lo que existe una urgente necesidad de establecer claros criterios de diseño así como evaluar tanto a nivel piloto como industrial estos procesos, de manera que se pueda llegar a una utilización racional de estos sistemas.

## BIBLIOGRAFIA

1. Bell, B. A., Jeris, J., Welday, J. M. and Carrol, R. Anaerobic fluidized bed treatment of thermal sludge conditioning decant liquor. **Proc. U.S. Department of Energy Workshop/Seminar on Anaerobic Filters**. 171-178. Chicago, 1980.
2. Bryant, M. P. Microbial Methane Production. Theoretical Aspects. **J. Animal Science**. **48**(1): 193-201, 1979.
3. Bull, M.A., S. ferritt, R. M., and Lester, J. N. 1984. Development in Anaerobic Treatment of High Strength Industrial Waste Waters. *chem. Eng. Res. Des.*, **62**(6): 203-213.
4. Colleran, E., Barry, M. and Wilkie, A. The application of the Anaerobic Filter design to biogas production from solid and liquid agricultural waste. **Proc. Inst. of Gas Technol. Symposium on Energy from Waste and Biomass**. VI: 443-481, Chicago, 1982.
5. Cross, W. H., suidan, M. T., Khan, K. A. and Fong, M. Anaerobic activated carbon filters for the treatment of waste waters containing phenols. **Proc. U.S. Department of Energy workshop/Seminar on Anaerobic Filters**. 59-75. Chicago, 1980.
6. Chian, E.S.K. and De Valle, F. B. Treatment of the high strength acid waste water with a completely mixed anaerobic filter. **Water Research**, **11**: 295-304, 1977.
7. Dahab, M. F. and Young, J. C. Retention and distribution of biological solids in fixed-bed anaerobic filters. **Proc. First Inter. Conf. on Fixed Film Biological Processes**. Pittsburgh, 1.337-1.351, 1982.
8. De Valle, F. B., Kennedy, J. C. Zeisig, T. and Seabloom, R. Treatment of domestic sewage with the anaerobic filters. **Proc. U.S. Department of Energy Workshop / Seminar on Anaerobic Filters**. 143-157, Chicago, 1980.
9. Frostell, B., **Anaerobic Filter treatment of dilute synthetic waste water Vatten**: 35, 196-175, 1980.
10. Hall, E.R. and Javanovic, M. Anaerobic treatment of thermal sludge conditioning liquor with fixed - film and suspended - growth processes. **Proc. 37th. Purdue Industrial Waste Conference**. Ann Arbor. Science Publishers Inc. Michigan, 1982.
11. Hickey, F. F. Anaerobic Fluidized Bed treatment of whey: effect of organic loading rate, temperature and substrate concentration. **Proc. First Inter. Conf. on Fixed Film Biological Processes**. 1.456-1.476, Pittsburgh.
12. Hudson, J. W. Pohland, F. G. and Pendergrass, r. P. Anaerobic packed column treatment of shellfish processing waste water. **Proc. 33rd. Purdue Industrial Waste Conference**. Ann. Arbor Science Publisher Inc. 560-574, Michigan, 1978.
13. Jennett, J. C. and Dennis, N. D. Anaerobic Filter treatment of pharmaceutical waste. **J. Water Pollut. Control Fed.** **47**(1): 104-121, 1975.
14. Jeris, J. S. Industrial Waste water treatment using Anaerobic Fluidized bed Reactors. **Proc. Inter. Ass. on Water Pollut. Research. (LAWPR) Seminar on Anaerobic Treatment of Wastewater in Fixed Film Reactors**. copenhagen, 1982.
15. Jewell, W. J. Anaerobic Attache Film Expanded Bed Fundamentals. **Proc. first Inter. Conf. on Fixed Film Biological Process**. 17-42, Pittsburgh, 1982.
16. Jewell, W. J., Switzenbaum, M. S. and Morris, J. W. Municipal waste water treatment with the Anaerobic Attached Microbial Film. Expanded Bed Process. **J. Water Pollut. Control Fed.** **53**: 482-490, 1981.
17. Letinga, G., Hobma, S. W., Hulshoff - Pol, L. W. de Zeeuw, W. Grin, P. and Roersma, R. desing. Operation and Economy of Anaerobic Treatment. **Proc. Inter. Ass. on Water Pollut. Research (IAWPR) Seminar on Anaerobic Treatment of Waste-water in Fixed Film Reactors**. Copenhagen, 1982.
18. Letinga, G., van Elson, S.W., Hobma, W., de Zeeuw, W. and Klapwyk, A. Use of the Upflow Sludge Blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment especially for Anaerobic Treatment. **Biotechnol. Bioeng.** **22**: 699-734, 1980.
19. Li, A., Sulton, P. M. and Corrado, J. J. Energy recovery from pretreatment of Industrial Wastes in the Anaerobic Fluidized Bed Process. **Proc. First Inter. Conf. on Fixed Film Biological Processes**. 1.521-1.542. Pittsburgh, 1982.
20. Mah, R. A., Smith, M. R. The Methanogenic Bacteria, their Ecology and Pysiology. **Trends Biol. Ferment. Fuels Chem.**, 357, 1981.
21. Mah, R. A. **Philos. Trans. Royal Soc.** 297:599-616, London, 1982.
22. McInerney, M. J., Bryant, M. P. and Pfenning, N. Syntrophic Association of a Butyrate - Degrading Bovine Rumen Fluid. **Appl. Environ. Microbiol.** **41**, 826, 1979.
23. Morris, J. W., and Jewell, W. J. Organic particulate removal with the anaerobic attached film expanded process. **Proc. 36th. Purdue Industrial Waste Conference**. Ann Arbor Science Publisher Inc. 621-630, Michigan, 1981.
24. Norrman, J. Treatment of black liquor condensate from a pulp mill in Anaerobic Filter and an expanded bed. **Proc. Inter. Ass. on Water Pollut. Research (IAWPR) Seminar on Anaerobic Treatment of Wastewater in Fixed Film Reactors**. Copenhagen, 1982.
25. Olthoff, M., Olesziewicz, J. and O'Donnel, W. R. Treatment of coke plant waste waters on packed - bed reactors. **Proc. First Int. Conf. on Fixed Film Biological Processes**. 1.042-1.059, Pittsburgh, 1982.
26. Pipyn, P. and Vestraete, W. A pilot-scale Anaerobic Upflow reactor treating distillery waste waters. **Biotechnol. Letters** **1**: 495-500, 1979.
27. Switzenbaum, M. S. Anaerobic Expanded Bed treatment or waste Water. **Proc. U.S. Department of Energy Workshop Seminar on Anaerobic Filters**. 115-127, Chicago, 1980.
28. Thauer, R. K., Jungerman, K. and Decker, K. Energy Conversion in Chemotrophic Anaerobic Bacteria. **Bacteriol. Rev.**, 100-180, 1977.
29. Van den Berg, L. Developments in Mehanogenesis from Industrial Waste Waters. **Canadian J. Microbiology**. **30**(8): 975-990, 1984.
30. Van den Berg, L. and Kennedy, K. J. Comparison of advanced anaerobic reactors. Third International Symposium on Anaerobic Digestion. Boston, USA, 1983.
31. Van den Berg, L. and Lentz, C. P. Comparison between Up and Down Flow Anaerobic Fixed Film Reactors of varying surface-to-volume rations for the treatment of beans blanching waste. **Proc. 33rd. Purdue Industrial Waste Conference**. Ann Arbor Science Publishers Inc. 185-193, Michigan, 1979.
32. Van den Berg, L., Kennedy, K. J. and Hamoda, M. F. Effect of type of waste on performance of Anaerobic Fixed Film and Up flow Sludge Bed reactors. **Proc. 36th. Purdue Industrial Waste Conference**. Ann Arbor Science Publishers Inc. 686-692, Michigan, 1981.
33. Wu, J. C., Kennedy, J. C. and Smith, E. D. Anaerobic treatment of landfill leachate by and Up flow two-stage biological filter. **Proc. first Int. Conf. on Fixed Film Biological Processes**, 1.495-1.520, Pittsburgh, 1982.
34. Young, J. C. and Mc Carty, P. L. The Anaerobic Filter for waste water treatment. **Proc. 22nd Purdue Industrial Waste Conference**. Ann Arbor Science Publishers Inc. 559-574. Michigan, 1967.