

### 3.3. Remoción de fósforo

#### a. Características del agua residual

La capacidad de los PAO de acumular polifosfatos depende de la disponibilidad de moléculas orgánicas ligeras, principalmente AGV, en el reactor anaerobio. Este sustrato puede obtenerse de la propia agua residual o como producto de fermentación producido en el reactor anaerobio por los microorganismos heterótrofos ordinarios (Carlsson *et al.*, 1996).

#### b. Fracción volumétrica anaerobia

La relación entre el volumen de reactor anaerobio y el volumen total del sistema es un factor importante del proceso ya que los ácidos grasos volátiles (AGV) son producidos en su mayor parte en el reactor anaerobio.

Un aumento en la fracción volumétrica anaerobia proporciona un incremento en la remoción de fósforo. Esto se debe a que con mayores volúmenes anaerobios, aumenta la biomasa activa de los heterótrofos ordinarios y, por lo tanto, se produce más AGV. Sin embargo, dicha mejora disminuye en cada aumento de volumen anaerobio. El volumen anaerobio óptimo está entre un 15-20% del volumen total de la planta de tratamiento (Wentzel *et al.*, 1996; Carrera *et al.*, 2001b).

#### c. Tiempo de retención de sólidos (TRS)

El efecto del TRS en la remoción de fósforo es complejo ya que existen dos efectos contrapuestos. En sistemas con remoción de materia orgánica y fósforo, es decir, sin remoción de nitrógeno, para un TRS menor a 3 días se incrementa la remoción al aumentar el TRS. No obstante, para un TRS mayor a 3 días la remoción de fósforo disminuye al aumentar el TRS. La razón de este comportamiento es que el aumento del TRS causa un aumento en la biomasa activa de heterótrofos ordinarios, lo cual produce un incremento en la producción de AGV, y por lo tanto, un incremento en la remoción de fósforo. Sin embargo, el incremento del TRS también provoca una disminución en la remoción de fósforo debida a la menor purga por día de biomasa activa de PAO. A TRS menor a 3 días domina el primer efecto, mientras que a mayor a 3 días domina el segundo (Wentzel *et al.*, 1996).

Cuando los sistemas de tratamiento incluyen la remoción de nitrógeno se incrementa el TRS de operación. En esos casos, el aumento del TRS favorece la presencia de organismos acumuladores de glicógeno (GAO) y, por lo tanto, la disminución de la eficacia en la remoción de fósforo (Rodrigo *et al.*, 1999; Fukase *et al.*, 1984). En este tipo de sistemas, el TRS óptimo para la remoción biológica de fósforo se encuentra entre 9-11 días (Carrera *et al.*, 2001b; Rodrigo *et al.*, 1999).

#### d. Efecto de la relación P/C en la alimentación

La relación P/C es uno de los parámetros que puede condicionar la competencia entre las poblaciones de PAO y GAO. Una baja relación de P/C es causante de un progresivo deterioramiento de un sistema de remoción biológica de fósforo porque favorece el desarrollo de los GAO. Con relaciones P/C cercanas a 2/100 hay un predominio de la población GAO, mientras que con relaciones P/C mayores a 10/100 hay un claro dominio de la población PAO (Liu *et al.*, 1997). No obstante, relaciones P/C mayores a 10/100 pueden ser muy difíciles de tratar con un proceso biológico y comportan una elevada concentración de fósforo a la salida de la planta de tratamiento (Tetreault *et al.*, 1986).

#### e. Temperatura

La temperatura óptima de las dos etapas de la remoción de fósforo es de 30 °C. La remoción biológica de fósforo tiene un rango de 5 a 40 °C en el cual es posible.

#### f. pH

La relación P-liberado / C-captado está fuertemente influenciada por el pH, variando entre 0.25-0.75 mol P/mol C en el rango entre 5.5 y 8.5 (Smolders *et al.*, 1994). Existe un pH óptimo de 6.8 para el metabolismo anaerobio que es un compromiso entre una velocidad de captación de acetato relativamente alta y un consumo de energía, liberación de fósforo, no demasiado elevada (Liu *et al.*, 1996).

#### g. Presencia de nitrato u oxígeno en el reactor anaerobio

La presencia de nitrato u oxígeno en el reactor anaerobio inhibe el proceso de captación de AGV por parte de los PAO y, consecuentemente, la remoción biológica de fósforo. Existen varias teorías para explicar este tipo de inhibición. Una de estas teorías indica que si se introduce nitrato u oxígeno en la zona anaerobia, los heterótrofos ordinarios consumen los AGV ellos mismos, utilizando los nitratos u oxígeno como aceptores externos de electrones. De esta forma, los AGV disponibles para los PAO disminuyen y empeora la remoción biológica de fósforo (Brdjanovic *et al.*, 1998). Otra teoría sugiere que la presencia de nitrato o nitrito da lugar a la formación de óxido nítrico (NO) y que este compuesto inhibe el metabolismo de los PAO (Niel *et al.*, 1998).

## 4. TECNOLOGÍAS DISPONIBLES PARA LA REMOCIÓN BIOLÓGICA DE NUTRIENTES

### 4.1. Remoción biológica de nitrógeno

Las tecnologías disponibles para la remoción biológica de nitrógeno se pueden dividir en dos grandes grupos: sistemas de biomasa en suspensión o lodos activos y sistemas de biomasa inmovilizada o bio-películas. Ambos tipos de sistemas están ampliamente extendidos a escala real pero son los sistemas de biomasa en suspensión los de mayor distribución. A continuación se hace un repaso de las principales configuraciones de ambos grupos de tecnologías.

#### a. Sistemas de biomasa en suspensión

Los procesos de remoción biológica de nitrógeno con biomasa en suspensión pueden agruparse en dos categorías, dependiendo del número de etapas de lodos activos que haya. Los primeros son los denominados sistemas de una sola etapa o de biomasas conjuntas ("*single-sludge*"). En este tipo de sistemas, las bacterias heterótrofas y nitrificantes crecen conjuntamente y en competencia en los diferentes reactores. Los otros sistemas se denominan de dos etapas o de biomasas separadas ("*two-sludge*"). En estos sistemas, las bacterias heterótrofas y las nitrificantes no comparten el mismo reactor por lo que no compiten por los sustratos.

#### a.i. Lodos activos de una etapa o de biomasas conjuntas

##### Ludzack-Ettinger modificado

Es la configuración más extendida y consiste en un reactor anóxico seguido de otro aerobio (Figura 5). Se coloca en primer lugar el reactor anóxico para aprovechar la materia orgánica fácilmente biodegradable como fuente de carbono para la desnitrificación. Para poder realizar la desnitrificación se precisa de una recirculación interna de los nitratos desde el reactor aerobio al anóxico. Con esta configuración no es posible la remoción total de nitratos en el efluente, aunque se pueden obtener buenos resultados si se optimiza su funcionamiento. La concentración de nitratos en la salida dependerá del caudal de recirculación interna utilizado.

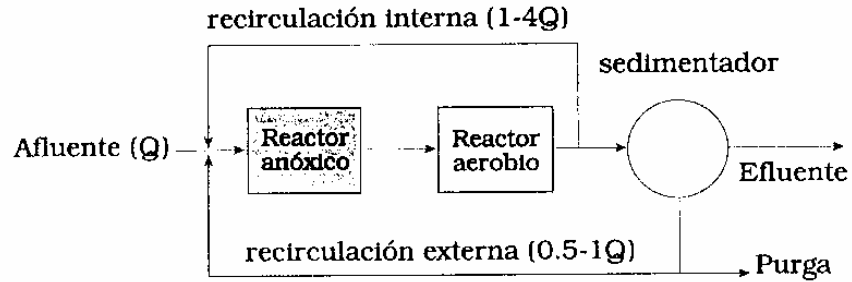


Figura 5. *Ludzack-Ettinger modificado.*

### Bardenpho

Esta configuración es una mejora de la anteriormente explicada. Consta de 4 reactores (2 aerobios y 2 anóxicos) con recirculación del líquido mezcla del primer reactor aerobio al primer reactor anóxico (Figura 6). La mejora consiste en añadir un segundo reactor anóxico a la configuración *Ludzack-Ettinger modificado*. Con este segundo reactor anóxico se consigue una mayor remoción de nitratos. Además, se añade un último reactor aerobio antes del sedimentador para eliminar el nitrógeno gas que se haya quedado atrapado en los flóculos y, de esta manera, evitar que se produzcan problemas de sedimentación.

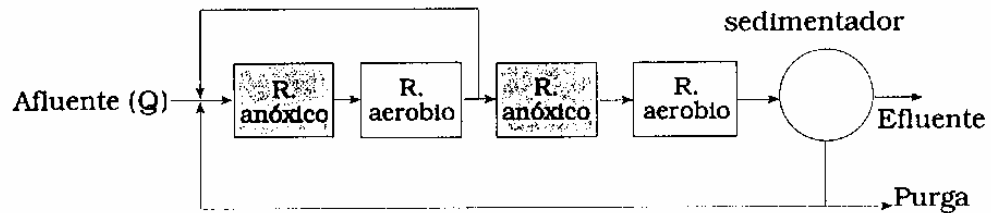


Figura 6. Configuración *Bardenpho*.

### Canal de oxidación

En esta configuración el reactor tiene forma de carrusel. Esta forma del reactor permite el aporte de oxígeno en varios puntos, mediante rotores horizontales, aireadores mecánicos de baja velocidad o difusores de aire. La concentración de oxígeno será alta en los puntos de aireación e irá disminuyendo progresivamente debido al consumo biológico a medida que el líquido mezcla circule por el reactor. Si los puntos de inyección están distantes pueden crearse zonas anóxicas. En las zonas anóxicas es necesaria la presencia de agitadores sumergidos de baja velocidad para mantener los lodos en suspensión (Figura 7). La localización y tamaño de estas zonas varía con el tiempo, pues depende del tipo y cantidad de afluente. En caso de querer remover nitrógeno es necesario un muy estricto seguimiento del nivel de oxígeno en el canal.

El sistema debe ser flexible para poder operar correctamente, cosa que implica tener compuertas regulables o aireadores de dos velocidades para poder variar la cantidad de oxígeno aportada, de acuerdo con los diferentes picos diarios o estacionales (de otro modo es imposible desarrollar zonas anóxicas en periodos de baja carga). Un canal de oxidación equivale a una configuración *Ludzack-Ettinger modificado* con una relación de recirculación interna muy elevada, del orden de 200-300 veces el caudal de entrada.

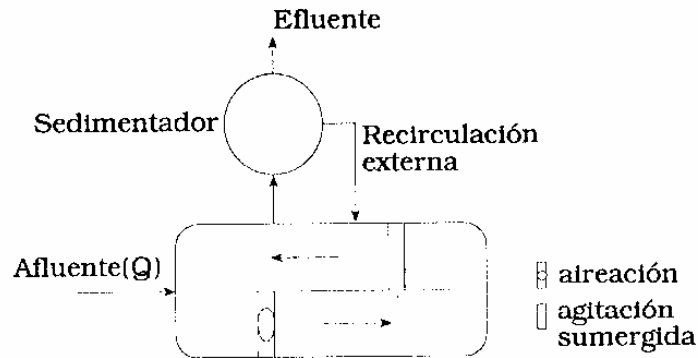


Figura 7. Canal de oxidación.

#### Canales de oxidación en fases alternas

Este proceso, desarrollado en Dinamarca, consta de dos canales de oxidación en los que se crean secuencialmente condiciones aeróbicas y anóxicas. Esta configuración es una aplicación de los canales de oxidación pensada para optimizar la remoción biológica de nitrógeno. El diseño más habitual es el denominado proceso *Biodenitrógeno*, que opera con cuatro fases diferenciadas (Figura 8). La entrada se alterna entre los dos canales (mitad de tiempo cada uno). Este hecho asegura que los microorganismos siempre tengan una fuente rica de materia orgánica fácilmente degradable.

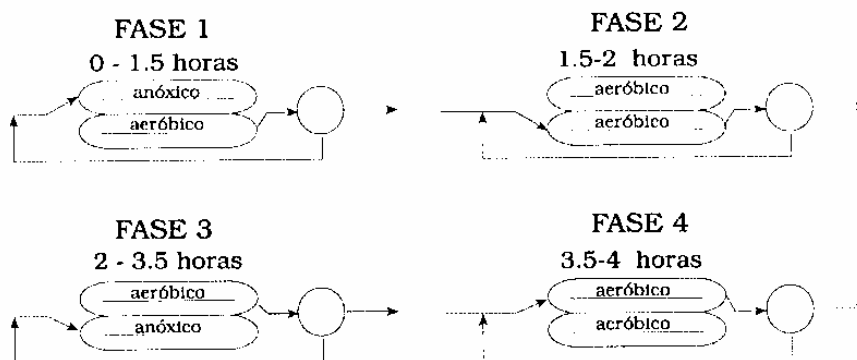


Figura 8. Proceso Biodenitrógeno.

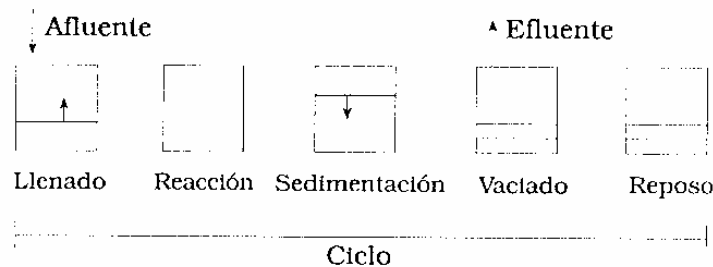
#### Reactor Discontinuo Secuenciado (SBR)

Los reactores discontinuos secuenciados son sistemas de depuración biológica encuadrados dentro de los lodos activos ya que la biomasa que realiza el proceso se encuentra en suspensión. La diferencia con el resto de sistemas de lodos activos en continuo es que en los SBR se realizan todas las operaciones del

proceso (anóxica, aerobia, sedimentación) en el mismo tanque, secuenciándolas en el tiempo (Figura 9), como se explicó en el capítulo anterior. Por el contrario, en los lodos activos convencionales las distintas fases se realizan simultáneamente en diferentes tanques. El ciclo de un SBR incluye las siguientes fases: llenado, reacción, sedimentación, vaciado y reposo. Normalmente, la purga de lodos se efectúa al final de la fase de sedimentación y puede hacerse en cada ciclo, diaria o semanalmente. Las fases de llenado y reacción pueden tener varias subfases dependiendo del tratamiento que se quiera realizar y de las estrategias de operación (Wilderer *et al.*, 2001). Estas subfases pueden clasificarse en:

- Llenado estático: llenado sin agitación ni aireación. Permite la acumulación de sustrato.
- Llenado agitado: llenado con agitación pero sin aireación. Mínima capacidad aerobia. Permite condiciones anóxicas.
- Llenado aireado: llenado con agitación y aireación. Permite condiciones aerobias.
- Reacción agitada: reacción con agitación pero sin aireación. Permite condiciones anóxicas.
- Reacción aireada: reacción con agitación y aireación. Permite condiciones aerobias.

La configuración SBR es especialmente apropiada para sistemas relativamente pequeños con caudal variable ya que es más adaptable a los cambios de carga que los sistemas continuos. Otra ventaja con respecto a los sistemas continuos es la menor necesidad de espacio y la ausencia de recirculaciones externas e internas. No obstante, también presenta algunas desventajas como el problema de trabajar en discontinuo que obliga a doblar los equipos cuando la generación de aguas servida o de RIL es continua. También presenta problemas cuando se producen inhibiciones por sustrato ya que las concentraciones que se alcanzan, en determinados instantes, en el interior de un SBR suelen ser mayores que en los sistemas continuos.



**Figura 9.** Esquema de un SBR para la eliminación biológica de nitrógeno.

#### *a.i.i. Lodos activos de dos etapas o de biomosas separadas*

En este tipo de configuración se mantienen separados los procesos de nitrificación y desnitrificación, cada uno con su propio sedimentador y su recirculación externa independiente. Esta configuración permite mantener las dos poblaciones bacterianas, nitrificantes y heterótrofos, por separado evitando gran parte de los problemas creados por la competencia entre los procesos. Las tres disposiciones más habituales se comentan a continuación:

#### Proceso A

En el reactor aerobio se oxida la materia orgánica y se nitrifica el amonio del afluyente. En el reactor anóxico se produce la desnitrificación, gracias al aporte de una fuente externa de materia orgánica

biodegradable. El proceso anóxico cuenta con una zona aerobia final para eliminar la materia orgánica remanente y para evitar problemas de sedimentación (Figura 10).

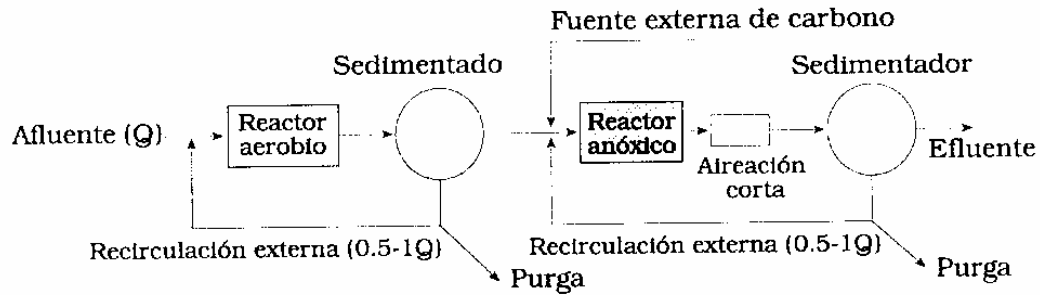


Figura 10. Proceso A.

Proceso B

Esta configuración es muy parecida a la anterior, pero se deriva una fracción del afluente hacia el reactor anóxico para suprimir la fuente externa de materia orgánica (Figura 11). Como inconveniente hay que remarcar que parte del nitrógeno de entrada no será tratado y, por tanto, la remoción no será completa.

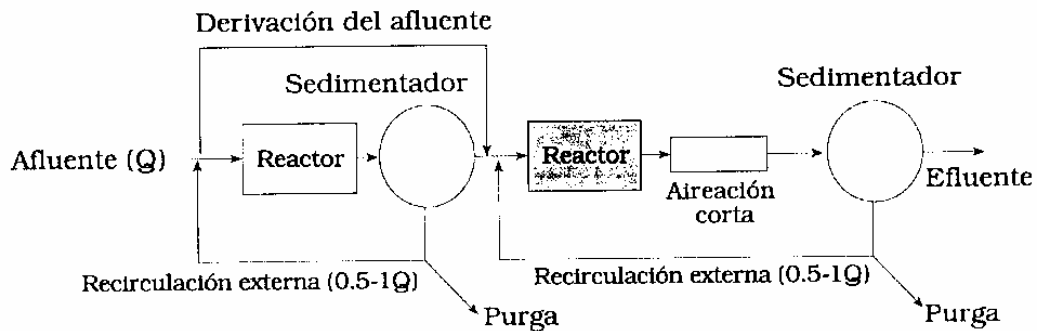


Figura 11. Proceso B.

Proceso C

En esta configuración el reactor anóxico es el primero, lo que evita la adición de la fuente externa de carbono. Además se puede reducir la aireación necesaria, ya que parte de la materia orgánica se elimina con la desnitrificación. Como inconvenientes tiene la necesidad de añadir una recirculación del agua nitrificada hacia la primera fase, además de no ser posible la remoción total de nitratos (Figura 12).

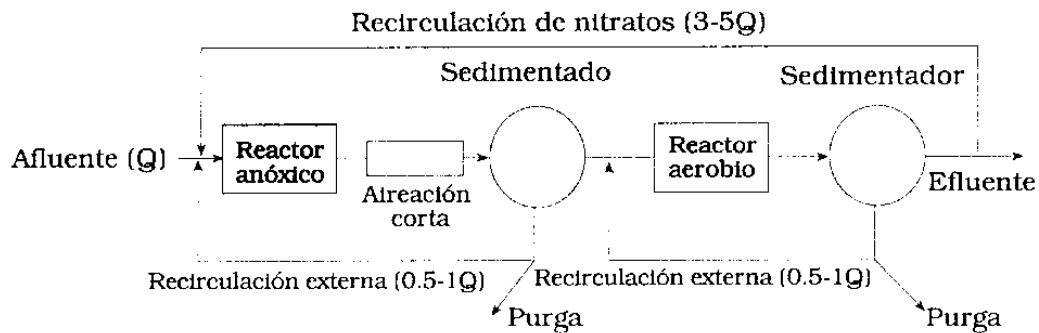


Figura 12. Proceso C.

### b. Sistemas de biomasa inmóvilizada (Biopelículas)

Existen diversos sistemas de biopelícula para la remoción biológica de nitrógeno: filtros percoladores, filtros sumergidos, biodiscos rotatorios, lechos fluidizados y reactores airlift. En estos sistemas se alcanzan elevadas concentraciones microbianas, por lo que la capacidad de remoción de nitrógeno no está limitada por la concentración de biomasa sino por los problemas de difusión de los sustratos en la biopelícula. En el caso de la nitrificación este problema es especialmente importante en la difusión del oxígeno disuelto (OD) y la alcalinidad.

#### Filtros Percoladores

Un filtro percolador consta de un lecho con un soporte sobre el que crece adherida la biomasa. El filtro suele ser circular y el líquido a tratar se distribuye por la parte superior mediante un sistema de alimentación giratorio (Figura 13). El soporte debe tener una elevada superficie específica y pueden ser materiales naturales (rocas) o sintéticos (plástico o cerámica). Los filtros percoladores con relleno natural tienen alturas medias de 1.2-3.0 m, mientras que los filtros con relleno sintético pueden alcanzar alturas de 4.6-7.6 m. La superficie específica de los rellenos sintéticos varía entre 100-300 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> según el material.

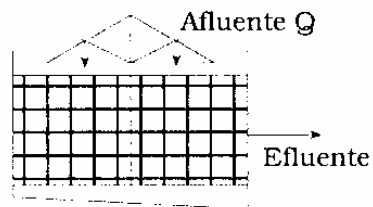


Figura 13. Filtro percolador.

#### Filtros Sumergidos

Los filtros sumergidos son una modificación de los filtros percoladores, en los que el lecho sobre el que crecen los microorganismos se mantiene sumergido continuamente en el agua residual.

#### Biodiscos Rotatorios

Los biodiscos rotatorios consisten en una serie de placas circulares, dispuestas sobre ejes horizontales

rotatorios, parcialmente sumergidas en el agua residual, sobre las que se adhiere la biomasa (Figura 14). La velocidad de rotación suele ser baja (entre 1 y 2 rpm) y, normalmente, un 40% del biodisco se mantiene sumergido en el agua residual. El diámetro típico de las placas de los biodiscos rotatorios es de 3-4 m. El rendimiento de los biodiscos puede ser mejorado por cambios en la dirección de flujo ya que en las últimas etapas el desprendimiento de biomasa es mayor y con los cambios de dirección se consigue una biopelícula más uniforme.

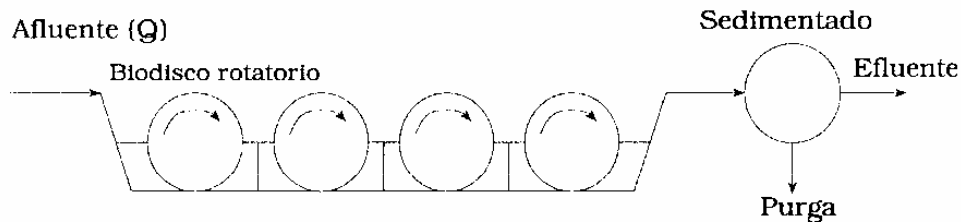


Figura 14. Biodiscos rotatorios.

#### Reactores de Lecho Fluidizado

Las unidades de lecho fluidizado consisten en torres que contienen arena u otro soporte de tamaño pequeño sobre el que crece la biomasa. La fluidización de las partículas se consigue recirculando el efluente en el que se introduce aire u oxígeno.

#### Reactores Airlift

Una alternativa al lecho fluidizado es el reactor airlift con un tubo interno por el que se introduce una corriente de aire que provoca el arrastre del líquido y la consiguiente fluidización de las partículas de arena con biomasa. El aire se utiliza tanto para favorecer el contacto entre el líquido como para suministrar el oxígeno necesario para las reacciones de oxidación.

La mayor ventaja de los sistemas de biopelícula es la elevada concentración de biomasa a la que pueden trabajar. Esta gran concentración de biomasa permite obtener altas velocidades de nitrificación y desnitrificación. El inconveniente es que los problemas difusionales en la biopelícula condicionan el funcionamiento de estos sistemas. La concentración de OD necesaria para trabajar con un sistema de biopelícula es mayor que la necesaria para un sistema de biomasa en suspensión. La reacción de nitrificación es de orden cero respecto al OD sólo con concentraciones superiores a 4 mg O<sub>2</sub>/L. Los problemas de difusión de la alcalinidad pueden provocar que el pH del interior de la biopelícula sea una unidad inferior al del líquido mezcla.

Los trabajos que comparan sistemas de biopelícula y sistemas de biomasa en suspensión para el tratamiento de la misma agua servida o del mismo RIL suelen concluir que el sistema de biopelícula tiene una eficacia ligeramente superior al sistema de biomasa en suspensión, pero que la utilización a escala industrial de las biopelículas comporta muchas más dificultades que el uso de lodos activos.



## 4.2. Remoción biológica de fósforo

### a. Sistemas de biomasa en suspensión (Lodos activos)

#### Sistema A/O

Existen numerosas configuraciones que permiten la remoción biológica de fósforo. La más sencilla de estas configuraciones es la denominada *A/O*. Está formada por dos reactores, uno anaerobio y otro aerobio, por lo que sólo sirve para eliminar materia orgánica y fósforo (Figura 15). Las características de operación más notables del proceso *A/O* son la utilización de un TRS relativamente bajo y una carga orgánica relativamente alta, por lo que hay una producción de fangos y un rendimiento de remoción de fósforo elevados.

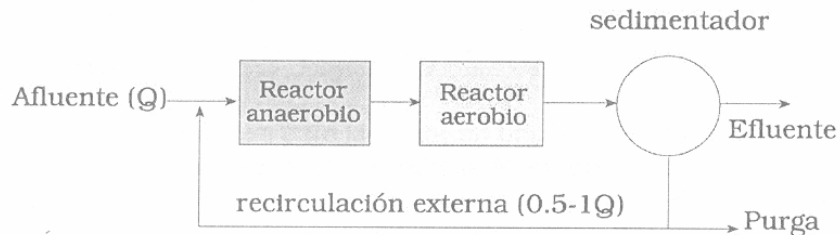


Figura 15. Sistema *A/O* para la remoción de P.

#### Sistema A<sup>2</sup>/O

La más sencilla y más utilizada de las configuraciones que permiten la remoción simultánea de nitrógeno y fósforo es la llamada *A<sup>2</sup>O* (Figura 16). Esta configuración es la combinación de los sistemas *A/O* y *Lud-zack-Ettinger modificado* y consta de tres reactores: anaerobio, anóxico y aerobio, con una recirculación interna de nitratos desde el reactor aerobio al anóxico.

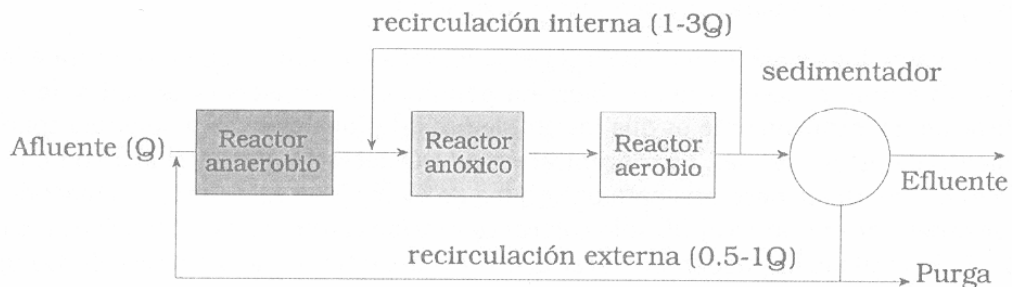


Figura 16. Sistema *A<sup>2</sup>O* para la remoción de P.

#### Bardenpho modificado

La configuración *Bardenpho modificado* consiste en añadir un reactor anaerobio a la *Bardenpho* para poder eliminar simultáneamente nitrógeno y fósforo (Figura 17). Esto permite eliminar más nitrato que con la configuración *A<sup>2</sup>O* lo que supone una mejora también en la eliminación de fósforo ya que se recirculan menos nitratos al reactor aerobio.

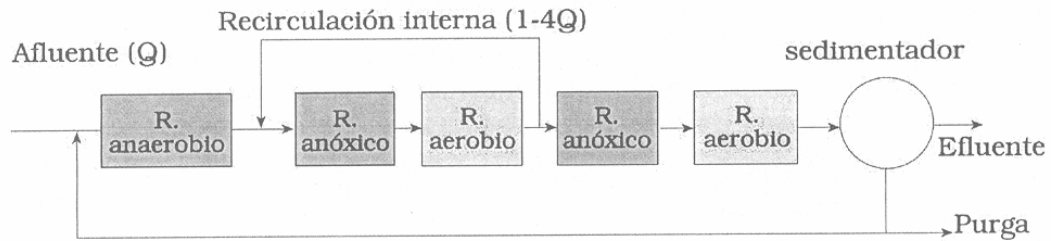


Figura 17. Sistema Bardenpho modificado.

Canal de oxidación modificado

Los canales de oxidación pueden modificarse para eliminar simultáneamente nitrógeno y fósforo añadiendo una previa etapa anaerobia (Figura 18). Sin añadir un reactor anaerobio es difícil conseguir suficiente zona anaerobia en el canal para poder realizar la eliminación de fósforo.

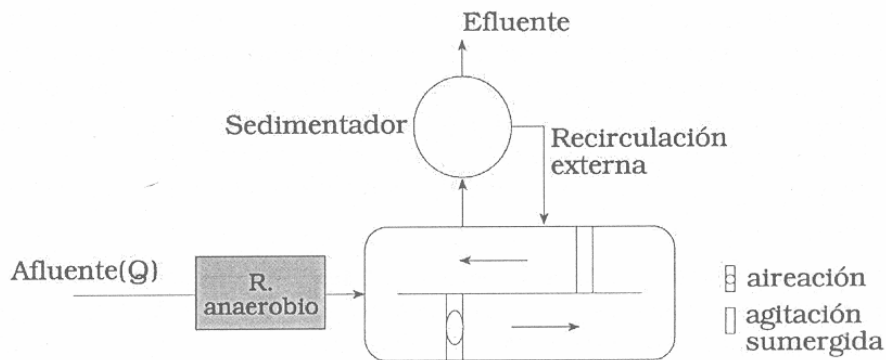


Figura 18. Canal de oxidación modificado.

Reactor Discontinuo Secuenciado (SBR)

El SBR también permite la remoción simultánea de nitrógeno y fósforo. En ese caso es necesario empezar el ciclo en condiciones anaerobias para que la materia orgánica del agua servida o del RIL se acumule en forma de polihidroxicarbonos y se pueda realizar posteriormente la remoción de fósforo en condiciones aerobias. La mayor dificultad para eliminar conjuntamente nitrógeno y fósforo en un SBR es garantizar que no quede nitrato en el reactor al empezar el ciclo ya que de esa forma se inhibiría la remoción de fósforo.

Sistema UCT

Una última configuración es la UCT, que es una modificación de la A<sup>2</sup>O que pretende reducir el problema de recirculación de nitratos a la etapa anaerobia. La manera de resolver el problema es no recircular lodo desde el sedimentador a la etapa anaerobia. En su lugar se recircula hasta a la etapa anóxica y se

implementa una recirculación de licor mezcla desde la etapa anóxica hasta la anaerobia (Figura 19). Esta recirculación debe contener una cantidad casi despreciable de nitrato.

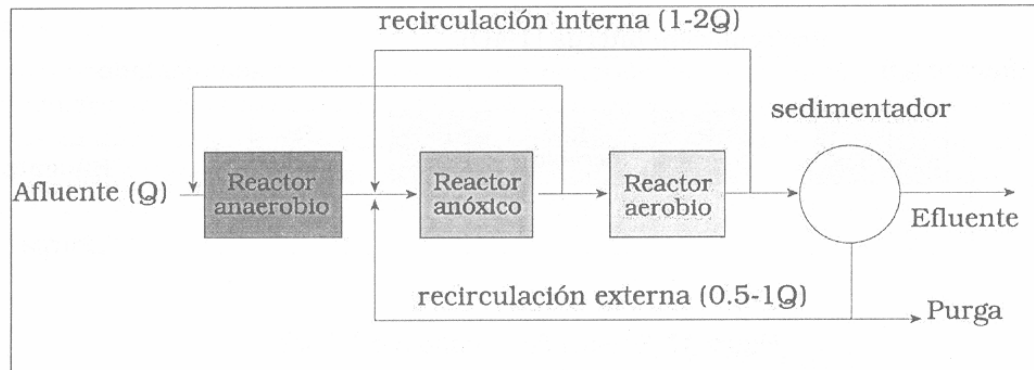


Figura 19. Sistema UCT.

## 5. PERSPECTIVAS Y DESARROLLOS FUTUROS EN LA ELIMINACIÓN BIOLÓGICA DE NUTRIENTES

### 5.1. Procesos alternativos para la remoción de nitrógeno

#### a. Procesos de remoción de nitrógeno por nitrificación

Los procesos de remoción de nitrógeno por nitrificación consisten en una oxidación del nitrógeno amoniacal hasta nitrito con una posterior desnitrificación con el nitrito como aceptor de electrones (Ruiz *et al.*, 2005). Este proceso presenta una serie de ventajas con respecto al proceso convencional de remoción de nitrógeno vía nitrato: una reducción del 40% de la materia orgánica necesaria para la desnitrificación, un ahorro del 25% del oxígeno necesario para la oxidación hasta nitrato, una reducción del 30-40% del volumen de los reactores y una mayor velocidad de desnitrificación (Turk y Mavinic, 1989a; Abeling y Seyfried, 1992; Ruiz *et al.*, 2003).

La oxidación parcial del nitrógeno amoniacal hasta nitrito se consigue con la inhibición de las bacterias *Nitrito oxidantes*. Para poder inhibir las bacterias *Nitrito oxidantes* sin afectar a las *Amonio oxidantes* es necesario mantener una concentración de amoníaco libre en el sistema entre 1 y 6 mg NH<sub>3</sub>/L (Surmacz-Gorska *et al.*, 1997). Otros factores que se deben controlar para conseguir la oxidación sólo hasta nitrito son: la concentración de oxígeno disuelto, que debe ser menor a 2.0 mg O<sub>2</sub>/L, el valor del pH, que debe ser elevado y mantener una temperatura cercana a 25 °C (Yoo *et al.*, 1999).

El principal problema de estos sistemas es mantener la acumulación de nitrito ya que, a medida que transcurre el tiempo, las bacterias *Nitrito oxidantes* se aclimatan al amoníaco libre y oxidan el nitrito a nitrato (Villaverde *et al.*, 2000). Se han probado diversas estrategias para mantener la acumulación de nitrito: disminución del tiempo de residencia celular, incremento de la concentración de amoníaco libre, doble inhibición con clorato sódico y una desnitrificación interna. No obstante, ninguna de las alternativas permite mantener indefinidamente la acumulación de nitrito (Turk y Mavinic, 1989b).

La remoción de nitrógeno vía nitrito es un proceso conceptualmente muy interesante desde el punto de vista científico y el punto de vista de ingeniería. Supone racionalizar y optimizar la energía necesaria para transformar biológicamente el nitrógeno amoniacal hasta nitrógeno gas. No obstante, presenta el serio inconveniente del desconocimiento del mecanismo por el cual las bacterias *Nitrito oxidantes* acaban adaptándose al nitrógeno amoniacal y cesan en su inhibición. Este problema condiciona todos los intentos de escalar este tipo de procesos a nivel industrial. Otro problema que presenta el tratamiento

de un RIL con alta carga de nitrógeno es la posibilidad que la concentración de nitrito que se acumule en el sistema llegue a inhibir la actividad de las bacterias *Amonio oxidantes* y, por lo tanto, se paralice todo el proceso.

A pesar de los inconvenientes y la falta de conocimiento es un reto conseguir que las plantas de tratamiento con remoción biológica de nitrógeno vía nitrato trabajen con el proceso vía nitrito. Cualquier avance que se logre en ese sentido constituirá un ahorro de energía, aunque precise de un alto grado de capacitación técnica del personal que gestione la depuradora y una gran inversión en control del sistema. Este control debe constar de analizadores en línea que permitan monitorizar y controlar el proceso en tiempo real.

#### *b. Proceso SHARON (Single reactor High activity Ammonia Removal over Nitrite)*

Uno de los sistemas biológicos más innovadores para nitrificar aguas residuales con alta carga de nitrógeno es el proceso SHARON (Hellings et al., 1998). Este proceso opera a alta temperatura (30-40°C) y pH = 7-8. El tiempo de retención de sólidos (TRS) es igual al tiempo de residencia hidráulico (TRH) porque la elevada temperatura del proceso permite alcanzar altas velocidades de crecimiento celular. La elevada temperatura produce un segundo efecto. A temperaturas entre 5-20°C, las bacterias *Nitrito oxidantes* crecen más rápido que las *Amonio oxidantes*, por lo que el amonio se oxida hasta nitrato. No obstante, a temperaturas superiores a 30°C, ocurre lo contrario y las bacterias *Amonio oxidantes* crecen más de prisa. Además, como el TRS es igual al TRH, fijando un adecuado TRH se consigue lavar las bacterias *Nitrito oxidantes* del sistema y trabajar sólo con *Amonio oxidantes*, por lo que el nitrógeno amoniacal sólo se oxida hasta nitrito.

#### *c. Proceso combinado SHARON-ANAMMOX*

Una mejora del proceso SHARON es su combinación con el proceso ANAMMOX (Jetten et al., 1999). El proceso ANAMMOX (Anoxic Ammonium Oxidation) consiste en la transformación de nitrito en nitrógeno gas en condiciones anóxicas utilizando el nitrógeno amoniacal como donador de electrones. Las bacterias que realizan este proceso son autótrofas, lo que significa que no se necesita una fuente de carbono orgánico. La combinación SHARON-ANAMMOX consiste en utilizar el efluente del proceso SHARON como afluente del proceso ANAMMOX. De esta manera sólo se necesitan 1.7 mg O<sub>2</sub>/mg N y no se precisa DQO, mientras que en un sistema biológico convencional se necesitan 4.6 mg O<sub>2</sub>/mg N y, aproximadamente, 4.5 mg DQO/mg N.

La tecnología SHARON-ANAMMOX tiene muchas posibilidades como tratamiento de RILES con alta carga de nitrógeno amoniacal, pero su aplicación a escala industrial es todavía incipiente ya que es un proceso de reciente desarrollo (Mulder et al., 2001; van Kempen et al., 2001; van Dongen et al., 2001). Además, es un proceso complejo que necesita un estricto control de las condiciones de operación.

## **5.2. Procesos físico-químicos alternativos para la remoción de nitrógeno y fósforo**

### *a. Proceso de remoción de nitrógeno amoniacal por intercambio iónico*

Dos de los materiales más novedosos utilizados en la remoción de nitrógeno amoniacal por intercambio iónico son las arcillas naturales y las zeolitas. Ambos son aluminosilicatos hidratados, pero tienen diferente estructura cristalina.

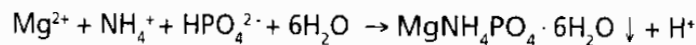
Las zeolitas están formadas por un esqueleto simétrico de tetraedros de AlO<sub>4</sub> y SiO<sub>4</sub> que configuran una estructura tridimensional de panal con una carga negativa. La carga negativa es neutralizada por cationes como Na<sup>+</sup>, K<sup>+</sup> o Ca<sup>2+</sup>. Estos cationes son intercambiables por ciertos cationes en solución como metales pesados o amonio (Curkovic et al., 1997).

Las arcillas están compuestas por cristales extremadamente finos o partículas de minerales arcillosos. Debido a esta finura, las partículas arcillosas tienen propiedades químicas de coloides. Los minerales arcillosos tienen una estructura cristalina de láminas tetraédricas y octaédricas. Las arcillas también tienen una carga negativa que se compensa con cationes como  $\text{Na}^+$  o  $\text{Ca}^{2+}$  que son intercambiables por ciertos cationes como metales pesados o amonio (Rozic et al., 2000).

No aparecen en la bibliografía muchas referencias de aplicaciones del intercambio iónico para la eliminación de nitrógeno amoniacal de aguas servidas y RILES, aunque los trabajos existentes señalan que el proceso sólo es efectivo para aguas residuales con 100-200 mg  $\text{N-NH}_4^+$ /L (Leakovic et al., 2000; Rozic et al., 2000). También existen trabajos en los que se utiliza un sistema híbrido de eliminación biológica de nitrógeno más intercambio iónico con zeolita (Son et al., 2000). En algunos de estos sistemas híbridos se utiliza la zeolita como soporte para inmovilizar la biomasa nitrificante y así aumentar la concentración de biomasa en el sistema (Lahav y Green, 1998).

*b. Proceso de remoción de nitrógeno amoniacal y fósforo por precipitación de magnesio amonio fosfato (estruvita)*

Uno de los métodos para la remoción de nitrógeno amoniacal y fósforo de RILES con elevada carga es la precipitación química de magnesio amonio fosfato (MAF), llamado estruvita. El MAF tiene una relación molar 1:1:1 de  $\text{Mg}^{2+} : \text{NH}_4^+ : \text{PO}_4^{3-}$  y su reacción de precipitación es (Durrant et al., 1999):



El proceso de precipitación de MAF es complejo y está sujeto a múltiples interferencias, especialmente la del ion calcio que puede precipitar como  $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$  (Tünay et al., 1997). Los factores que controlan el proceso de precipitación son: pH y relación molar Mg/N/P.

El pH óptimo está entre 9.0-9.5 (Booker et al., 1999; Kabdasli et al., 2000). Por otro lado, existe discrepancia con respecto a cuál es la óptima relación molar Mg/N/P. Según Shin and Lee, (1997), la relación molar óptima es 1.5 moles de Mg por mol de N y P. Para Tünay et al., (1997) no está clara la mejora del proceso por una adición en exceso de magnesio. Booker et al., (1999) encuentran que si se realiza el proceso de precipitación en el rango óptimo de pH, las relaciones molares se aproximan a 1:1:1 porque el precipitado formado está compuesto por un 80% de estruvita y, probablemente, un 20% de  $\text{MgHPO}_4$ . Cuando se realiza la precipitación fuera de este rango óptimo de pH, las proporciones de Mg y P aumentan por la formación de  $\text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2$ . Si el pH está por encima de 9.8 también se produce la pérdida de nitrógeno por la volatilización del amoníaco libre, lo que reduce la formación de estruvita.

El peso molecular de la estruvita es de 245, por lo que se forman 17.5 gramos de estruvita por cada gramo de  $\text{N-NH}_4^+$ . Eso significa que la eliminación de nitrógeno amoniacal y fósforo por precipitación de estruvita es un proceso con una gran producción de lodos. Además, hay que considerar que si el agua residual no contiene una relación molar 1:1:1 de Mg/N/P se debe añadir gran cantidad de reactivos químicos que aporten las proporciones adecuadas de magnesio, fósforo y nitrógeno amoniacal. No obstante, puede ser un buen método de depuración cuando hay grandes cantidades de nitrógeno amoniacal y fósforo en el RIL o cuando el RIL no se puede tratar biológicamente ya que contiene tóxicos o inhibidores de la nitrificación.

Existen algunos ejemplos de aplicaciones a aguas residuales reales como: la eliminación del 97% del nitrógeno amoniacal del agua residual de una curtiembre que tiene una concentración de 1055 mg TKN/L (Tünay et al., 1997) y la eliminación del 90% del nitrógeno amoniacal de un lixiviado que contiene 2365 mg N/L (Kabdasli et al., 2000).

## REFERENCIAS

- Abeling, U. and Seyfried, C.F. (1992). Anaerobic-aerobic treatment of high-strength ammonium wastewater-nitrogen removal via nitrite. *Wat. Sci. Tech.* 26(5-6), 1007-1015.
- Almeida, J.S., Julio, S.M., Reis, M.A.M. and Carrondo, J.T. (1995). Nitrite Inhibition of Denitrification by *Pseudomonas fluorescens*. *Biotechnol. Bioeng.* 46, 194-201.
- Anthonisen, A.C., Loehr, R.C., Prakasan, T.B.S. and Srineth, E.G. (1976). Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid. *J. Wat. Poll. Con. Fed.* 48(5), 835-852.
- Antoniou, P., Hamilton, J., Koopman, B., Jain, R., Holloway, B., Libertaos, G. and Svoronos, S.A. (1990). Effect of temperature and pH on the effective maximum specific growth rate of nitrifying bacteria. *Wat. Res.* 24(1), 97-101.
- Arnold, E., Böhm, B. and Wilderer, P.A. (2000). Application of activated sludge and biofilm sequencing batch reactor technology to treat reject water from sludge dewatering systems: a comparison. *Wat. Sci. Tech.* 41(1), 115-122.
- Arvin, E. (1979). The influence of pH and calcium ions upon phosphorus transformations in biological wastewaters treatment plants. *Prog. Wat. Tech.* 1, 19-40.
- Arvin, E. (1983). Observations supporting phosphate removal by biologically mediated chemical precipitation – a review. *Wat. Sci. Tech.* 15, 43-63.
- Asano, H., Myoga, H., Asano, M. and Toyao, M. (1992). A study of nitrification utilizing whole microorganisms immobilized by the PVA-freezing method. *Wat. Sci. Tech.* 26(5-6), 1037-1046.
- Barber, W. P. and Stuckey, D.C. (2000). Nitrogen removal in a modified Anaerobic Baffled Reactor (ABR): 2, Nitrification. *Wat. Res.* 34(9), 2423-2432.
- Barlindhaugd, J. and Odegaard, H. (1996). Thermal hydrolysate as a carbon source for denitrification. *Wat. Sci. Tech.* 33(12), 99-108.
- Barker, P.S. and Dold, P.L. (1996). Denitrification behaviour in biological excess phosphorus removal activated sludge systems. *Wat. Res.* 30(4), 769-780.
- Bard, O. and Probert, S.D. (1993). Environmental impacts of atmospheric nitrous oxide. *Appl. Energy* 44, 197-231.
- Battistoni, P., Morini, C., Pavan, P. and Latini, F. (1999). The retrofitting of an extended aeration process to optimise biological nitrogen removal in liquid industrial wastes. *Environ. Technol.* 20, 563-573.
- Beccari, M., Di Pinto, A.C., Ramadori, R. and Tomei, M.C. (1992). Effects of dissolved oxygen and diffusion resistances on nitrification kinetics. *Wat. Res.* 26(8), 1099-1104.
- Beg, S.A., Siddiqi, R.H. and Ilias, S. (1982). Inhibition of nitrification by arsenic, chromium, and fluoride. *J. Wat. Poll. Con. Fed.* 54(5), 482-488.
- Benmoussa, H., Martin, G., Richard, Y. and Leprince, A. (1986). Inhibition of nitrification by heavy metal cations. *Wat. Res.* 20, 1333-1338.
- Bilanovic, D., Battistoni, P., Cecchi, F., Pavan, P. and Mata-Alvarez, J. (1999). Denitrification under high nitrate concentration and alternating anoxic conditions. *Wat. Res.* 33(15), 3311-3320.
- Bohinski, R. 1994. *Bioquímica*. Quinta. Wilmington, EUA.: Addison-Wesley Iberoamericana, S. A.
- Bond, P., Keller, J. and Blackall, L. (1999). Bio-P and Non-Bio-P bacteria identification by a novel microbial approach. *Wat. Sci. Tech.* 39(6), 13-20.
- Booker, N. A, Priestley, J. and Fraser, I.H. (1999) Struvite formation in wastewater treatment plants: opportunities for nutrient recovery. *Environ. Technol.* 20, 777-782.

- Brdjanovic, D., Slamet, A., Van Loosdrecht, M.C.M., Hooijmans, C.M., Alaerts, G.J. and Heijnen, J.J. (1998). Impact of excessive aeration on biological phosphorus removal from wastewaters. *Wat. Res.* 32, 200-208.
- Carrera, J. (2001a). Eliminación biológica de nitrógeno en un efluente con alta carga. Estudio de los parámetros del proceso y diseño de una depuradora industrial. Memoria de Tesis Doctoral. Universitat Autònoma de Barcelona.
- Carrera, J., Sarrà, M., Lafuente, F.J. and Vicent, T. (2001b). Effect of different operational parameters in the Enhanced Biological Phosphorus Removal process. Experimental design and results. *Environ. Technol.* 22, 1439-1446.
- Carrera, J., Torrijos, M., Baeza, J., Lafuente, J. and Vicent, T. (2003a). Inhibition of nitrification by fluoride of high-strength ammonium wastewater in activated sludge. *Process Biochem.* 39, 73-79.
- Carrera, J., Vicent, T. and Lafuente, J. (2003b). Influence of temperature on denitrification of an industrial high-strength nitrogen wastewater in a two-sludge system. *Water SA.* 29(1), 11-16.
- Carrera, J., Baeza, J.A., Vicent, T. and Lafuente, J. (2003c). Biological nitrogen removal of high-strength ammonium industrial wastewater with two-sludge system. *Wat. Res.* 37, 4211-4221.
- Carrera, J., Vicent, T. and Lafuente, J. (2004). Effect of influent COD/N ratio on biological nitrogen removal (BNR) from high-strength ammonium industrial wastewater. *Process Biochem.* 39, 2035-2041.
- Carlsson, H., Aspergren, H. and Hilmer, A. (1996). Interactions between wastewater quality and phosphorus release in the anaerobic reactor of the EBPR process. *Wat. Res.* 30(6), 1517-1527.
- Carlsson, H., Aspergren, H., Lee, N. and Hilmer, A. (1997). Calcium phosphate precipitation in biological phosphorus removal systems. *Wat. Res.* 31(5), 1047-1055.
- Carucci, A., Lindrea, K., Majone, M. and Ramadori, R. (1999). Different mechanisms for the anaerobic storage of organic and their effect on enhanced biological phosphate removal (EBPR). *Wat. Sci. Tech.* 39(6), 21-28.
- Carvalho, L., Carrera, J. and Chamy, R. (2002). Nitrifying activity monitoring and kinetic parameters determination in a biofilm airlift reactor by respirometry. *Biotechnol. Lett.* 24, 2063-2066.
- Çeçen, F. and Gönenç, I.E. (1995). Criteria for nitrification and denitrification of high-strength wastes in two up-flow submerged filters. *Water Environ. Res.* 67(2), 132-141.
- Cech, J.S. and Hartman, P. (1990). Glucose induced breakdown of enhanced biological phosphate removal. *Environ. Technol.* 11, 651-656.
- Cech, J.S. and Hartman, P. (1993). Competition between polyphosphate and polysaccharide accumulating bacteria in enhanced biological phosphate removal systems. *Wat. Res.* 27(7), 1219-1225.
- Cheng, S.S. and Chen, W.C. (1994). Organic carbon supplement influencing performance of biological nitrification in a fluidized bed reactor. *Wat. Sci. Tech.* 30(11), 131-142.
- Christensson, M., Lie, E. and Welander, T. (1994). A comparison between ethanol and methanol as carbon sources for denitrification. *Wat. Sci. Tech.* 30(6), 83-90.
- Chuang, S., Ouyang, C. and Wang, Y. (1996). Kinetic competition between phosphorus release and denitrification on sludge under anoxic condition. *Wat. Res.* 30, 2961-2968.
- Ciudad, G., Rubilar, O., Muñoz, P., Ruiz, G., Chamy, R., Vergara, C., and Jeison, D. (2005) Partial nitrification of high ammonia concentration wastewater as a part of a shortcut biological nitrogen removal process. *Process Biochemistry* 40(5), 1715-1719.
- Collins, A.G., Clarkson, W.W. and Vrona, M. (1988). Fixed-film biological nitrification of strong industrial waste. *J. Wat. Poll. Con. Fed.* 60(4), 499-504.

- Comeau, Y., Hall, K.J., Hancock, R.E. and Oldham, W.K. (1986). Biochemical model for enhanced biological phosphorus removal. *Wat. Res.* 20(12), 1511-1521.
- Curkovic, L, Cerjan-Stefanovic, S. and Filipan, T. (1997) Metal ion exchange by natural and modified zeolites. *Wat. Res.* 31, 1379-1382.
- Dongen van, U., Jetten, M.S.M. and Loosdrecht van, M.C.M. (2001). The SHARON-Anammox process for treatment of ammonium rich wastewater. *Wat. Sci. Tech.* 44(1), 153-160.
- Durrant, A.E, Scrimshaw, M.D, Stratful, I. and Lester, J.N. (1999) Review of feasibility of recovering phosphate from wastewater for use as a raw material by phosphate industry. *Environ. Technol.* 20, 749-758.
- EPA (1993). Manual for Nitrogen Control. U.S. EPA Office Water, Washington, DC.
- Fdz-Polanco, F., Villaverde, S. and García, P.A. (1994). Temperature effect on nitrifying bacteria activity in biofilters: activation and free ammonia inhibition. *Wat. Sci. Tech.* 30(11), 121-130.
- Fdz-Polanco, F., Méndez, E., Urueña, M.A., Villaverde, S. and García, P.A. (2000). Spatial distribution of heterotrophs and nitrifiers in a submerged biofilter for nitrification. *Wat. Res.* 34(16), 4081-4089.
- Filipe, C.D.M., Daigger, G.T. and Grady, C.P.L. (2001a). Stoichiometry and Kinetics of Acetate Uptake Under Anaerobic Conditions by an Enriched Culture of Phosphorus-Accumulating Organisms at Different pHs. *Biotechnol. Bioeng.* 76(1), 32-43.
- Filipe, C.D.M., Daigger, G.T. and Grady, C.P.L. (2001b). A Metabolic Model for Acetate Uptake Under Anaerobic Conditions by Glycogen Accumulating Organisms: Stoichiometry, Kinetics, and the Effect of pH. *Biotechnol. Bioeng.* 76(1), 17-31.
- Fukase, T., Shibata, M. and Miyaji, Y. (1984). Role of an anaerobic stage on biological phosphorus removal. *Wat. Sci. Tech.* 17(2/3), 69-80.
- Garrido, J.M., Guerrero, L., Méndez, R. and Lema, J.M. (1998). Nitrification of waste waters from fish-meal factories. *Water SA.* 24(3), 245-249.
- Gee, C.S., Suidan, M.T. and Pfeffer, J.T. (1990). Modeling of Nitrification under Substrate-Inhibiting Conditions. *J. Envir. Engrg. ASCE* 116, 18-31.
- Glass, C., Silverstein, J. and Oh, J. (1997). Inhibition of denitrification in activated sludge by nitrite. *Water Environ. Res.* 69(6), 1086-1093.
- Gönenc, E. and Harremoës, P. (1990). Nitrification in rotating disc systems-II. Criteria for simultaneous mineralization and nitrification. *Wat. Res.*, 24(4), 499-505.
- Grunditz, C., Gumaelius, L. and Dalhammar, G. (1998). Comparison of inhibition assays using nitrogen removing bacteria: application to industrial wastewater. *Wat. Res.* 32, 2995-3000.
- Gupta, S.K. and Sharma, R. (1996). Biological oxidation of high strength nitrogenous wastewater. *Wat. Res.* 30(3), 593-600.
- Hanaki, K., Wantawin, C. and Ohgaki, S. (1990). Effects of the activity of heterotrophs on nitrification in a suspended-growth reactor. *Wat. Res.* 24(3), 289-296.
- Hellinga, C., Schellen, A.A.J.C., Mulder, J.W., van Loosdrecht, M.C.M. and Heijnen, J.J. (1998). The Sharon process: an innovative method for nitrogen removal from ammonium-rich wastewater. *Wat. Sci. Tech.* 37(9), 135-142.
- Henze, M., Gujer, W., Mino, T., Matsuo, T., Wentzel, M.C. and Marais, GvR (1995). Activated Sludge Model No.2, IAWPRC Scientific and Technical Report No.3. IAWPRC, London.
- Henze, M., Harremoës, P., Cour Jansen, J. and Arvin, E. (1997). Wastewater Treatment: biological and chemical processes. 2 ed. Springer-Verlag Berlin Heidelberg.



- Hockenbury, M.R. and Grady, C.P.L. (1977). Inhibition of nitrification-Effects of selected organic compounds. *J. Wat. Poll. Con. Fed.* 49, 768-771.
- Hunik, J.H., Meijer, H.J.G. and Tramper, J. (1992). Kinetics of *Nitrosomonas europaea* at extreme substrate, product and salt concentrations. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 37, 802-807.
- Jetten, M., Strous, M., van Dogen, U., van de Pas-Schoonen, K., Schalk, J., Emann, S., van Loosdrecht, M. and Kuenen, G. (1999). Combination of partial nitrification (SHARON) and anoxic ammonium oxidation (ANAMMOX) for the removal of ammonia from concentrated wastewater. Ninth European Congress on Biotechnology. Proceedings edited by Marcel Hofman.
- Kabdasli, I., Tünay, O., Yilmaz, S. and Arikan, O. (2000) Ammonia removal from young landfill leachate by magnesium phosphate precipitation and air stripping. *Wat. Sci. Tech.* 41, 237-240.
- Kempen van, R., Mulder, J.W., Uijterlinde, C.A. and Loosdrecht, M.C.M. (2001). Overview: full scale experience of the SHARON process for treatment of rejection water of digested sludge dewatering. *Wat. Sci. Tech.* 44(1), 145-152.
- Kong, Z., Vanrolleghem, P., Willems, P. and Verstraete, W. (1996). Simultaneous determination of inhibition kinetics of carbon oxidation and nitrification with a respirometer. *Wat. Res.* 30(4), 825-836.
- Lahav, O. and Green, M. (1998) Ammonium removal using ion exchange and biological regeneration. *Wat. Res.* 32(7), 2019-2028.
- Leakovic, S., Mijatovic, I., Cerjan-Stefanovic, S. and Hodzic, E. (2000) Nitrogen removal from fertilizer wastewater by ion exchange. *Wat. Res.* 34(1), 185-190.
- Lee, S., Jung, J. and Chung, Y. (2000). Measurement of ammonia inhibition of microbial activity in biological wastewater treatment process using dehydrogenase assay. *Biotechnol. Lett.* 22, 991-994.
- Liu, W.T., Mino, T., Matsuo, T. and Nakamura, K. (1996). Biological phosphorus removal processes. Effect of pH on anaerobic substrate metabolism. *Wat. Sci. Tech.* 34(1/2), 25-32.
- Liu, W.T., Nakamura, K., Matsuo, T. and Mino, T. (1997). Internal energy – based competition between polyphosphate and glycogen accumulating bacteria in biological phosphorus removal reactors – Effect of P/C feeding ratio. *Wat. Res.* 31(6), 1430-1438.
- Mahne, I., Princic, A. and Megusar, F. (1996). Nitrification/Denitrification in nitrogen high-strength liquid wastes. *Wat. Res.* 30(9), 2107-2111.
- Marais, G.v.R., Loewenthal, R.E. and Siebritz, I.P. (1983). Observations supporting phosphate removal by biological excess uptake – a review. *Wat. Sci. Tech.* 15, 15-41.
- Mateju, V., Cizinska, S., Krejci, J. and Janoch, T. (1992). Biological water denitrification- A review. *Enzyme Microb. Technol.* 14, 170-183.
- Matsuo, Y. (1994). Effect of the anaerobic solids retention time on enhanced biological phosphorus removal. *Wat. Sci. Tech.* 30(6), 193-202.
- McClintock, S.A., Randall, C.W. and Pattarkine, V.M. (1993). Effects of temperature and mean cell residence time on biological nutrient removal processes. *Water Environ. Res.* 65(2), 110-118.
- Mino, T., Arun, V., Tsuzuki, Y. and Matsuo, T. (1987) Effect of phosphorus accumulation on acetate metabolism in the biological phosphorus removal process. In: *Biological phosphate removal from wastewaters*. Ramadori, R. Editor. 27-38.
- Morgan, W.E. and Fruh, E.G. (1972). An investigation of phosphorus removal mechanisms in activated sludge systems. EPA-R2-72-031, Office of Research and Monitoring, U.S. Environmental Protection Agency. Washington, D.C.

- Mulchandani, A. and Luong, J.H.T. (1989). Microbial inhibition kinetics revisited. *Enzyme Microb. Technol.* 11, 66-73.
- Mulder, J.W., van Loosdrecht, M.C.M., Hellinga, C. and van Kempen, R. (2001). Full-scale application of the SHARON process for treatment of rejection water of digested sludge dewatering. *Wat. Sci. Tech.*, 43(11), 127-134.
- Müller, E., Stouthamer, A. and Verseveld van, H. (1995). A novel method to determinate maximal nitrification rates by sewage sludge at a non-inhibitory nitrite concentration applied to determinate maximal rates as a function of the nitrogen load. *Wat. Res.* 29(4), 1191-1197.
- Nerger, C; Rehbein, V., Wuertz, S. and Wilderer, P.A. (1998). Influence of temperature and ammonia concentration on nitrification in sequencing batch biofilm reactors. In: European conference on new advances in biological nitrogen and phosphorus removal for municipal or industrial wastewaters. October 12-14, Narbone, pp. 173-180.
- Niel van, E., Arts, P., Wesselink, B.J., Robertson, L.A. and Kuenen, J.G. (1993). Competition between heterotrophic and autotrophic nitrifiers for ammonia in chemostat cultures. *FEMS Microbiol. Ecol.*, 102, 109-118.
- Niel van, E., Appeldoorn, K.J., Zehnder, A.J.B. and Kortstee, G.J.J. (1998). Inhibition of Anaerobic Phosphate Release by Nitric Oxide in Activated Sludge. *Appl. Environ. Microbiol.* 64, 2925-2930.
- Nyberg, U., Andersson, B. and Aspergren, H. (1996). Long-term experiences with external carbon sources for nitrogen removal. *Wat. Sci. Tech.* 33(12), 109-116.
- Oh, J. and Silverstein, J. (1999). Oxygen inhibition of activated sludge denitrification. *Wat. Res.* 33(8), 1925-1937.
- Oleszkiewicz, J.A. and Berquist, S.A. (1988) Low temperature nitrogen removal in sequencing batch reactors. *Wat. Res.* 22(9), 1163-1171.
- Oslislo, A. and Lewandowski, Z. (1985). Inhibition of nitrification in the packed bed reactors by selected organic compounds. *Wat. Res.* 19(4), 423-426.
- Oyanedel-Craver, V., Ruiz, G. and Chamy, R. (2005). Nitrite accumulation in activated sludge and airlift reactors: process performance comparison. *Environmental Engineering Science* 22(4): 450-458.
- Pavan, P., Battistoni, P., Traverso, P., Musacco, A. and Cecchi, F. (1998). Effect of addition of anaerobic fermented OFMSW (organic fraction of municipal solid waste) on biological nutrient removal (BNR) process: preliminary results. *Wat. Sci. Tech.* 38(1), 327-334.
- Pöpel, H.J. and Fischer, A. (1998). Combined influence of temperature and process loading on the effluent concentration of biological treatment. *Wat. Sci. Tech.* 38(8-9), 129-136.
- Rodrigo, M.A., Seco, A., Ferrer, J. and Penya-Roja, J.M. (1999). The effect of sludge age on the deterioration of the enhanced biological phosphorus removal process. *Environ. Technol.* 20, 1055-1063.
- Rogalla, F., Badard, M., Hansen, F. and Dansholm, P. (1992). Upscaling a compact nitrogen removal process. *Wat. Sci. Tech.* 26(5-6), 1067-1076.
- Rozich, A. and Castens, D. (1986). Inhibition kinetics of nitrification in continuous-flow reactors. *J. Wat. Poll. Con. Fed.* 58(3), 220-226.
- Rozic, M., Cerjan-Stefanovic, S., Kurajica, S., Vancina, V. and Hodzic, E. (2000) Ammoniacal nitrogen removal from water by treatment with clays and zeolites. *Wat. Res.* 34(14), 3675-3681.
- Ruiz, G., Jeison, D. and Chamy, R. (2003) Nitrification with high nitrite accumulation for the treatment of wastewater with high ammonia concentration. *Wat. Res.* 37(6), 1371-1377.

- Ruiz, G., Jeison, D., Rubilar, O., Ciudad, G. and Chamy, R. (2005). Nitrification-denitrification via nitrite accumulation for nitrogen removal from wastewater. *Bioresource Technology* 97(2): 330-335.
- Schulthess, R. and Gujer, W. (1996). Release of nitrous oxide ( $N_2O$ ) from denitrifying activated sludge: verification and application of a mathematical model. *Wat. Res.* 30, 521-530.
- Shammas, N.K. (1986). Interactions of temperature, pH, and biomass on the nitrification process. *J. Wat. Poll. Con. Fed.* 58(1), 52-59.
- Siegrist, H., Reithaar, S., Koch, G. and Lais, P. (1998). Nitrogen loss in a nitrifying rotating contactor treating ammonium-rich wastewater without organic carbon. *Wat. Sci. Tech.* 38(8-9), 241-248.
- Shin, H.S. and Lee, S.M. (1997) Removal of nutrients in wastewater by using magnesium salts. *Environ. Technol.* 19, 283-290.
- Smolders, G.J.F., Van der Meij, J., Van Loosdrecht, M.C.M. and Heijnen, J.J. (1994). Model of the anaerobic metabolism of the biological phosphorus removal process: stoichiometry and pH influence. *Biotechnol. Bioeng.* 43, 461-470.
- Smolders, G.J.F., Klop, J.M., Van Loosdrecht, M.C.M. and Heijnen, J.J. (1995). A metabolic model of the biological phosphorus removal process: I. Effect of the sludge retention time. *Biotechnol. Bioeng.* 48, 222-233.
- Son, D.H., Kim, D.W. and Chung, Y. (2000) Biological nitrogen removal using a modified oxic/anoxic reactor with zeolite circulation. *Biotechnol. Lett.* 22, 35-38.
- Spector, M. (1998). Production and decomposition of nitrous oxide during biological denitrification. *Water Environ. Res.* 70, 1096-1098.
- Stensel, H. D. and Barnard, J. L. (1992). Principles of biological nutrient removal. In: Design and retrofit of wastewater treatment plants for biological nutrient removal. Randall, C.W., Barnard, J.L and Stensel, H. D (ed.), Technomic Publishing Company, Inc. Vol. 5, pp. 25-84.
- Stenstrom, M.K. and Song, S. (1991). Effects of oxygen transport limitation on nitrification in the activated sludge process. *Res. J. Wat. Poll. Con. Fed.* 63, 208.
- Stumm, W. and Morgan, J.J. (1981). *Aquatic Chemistry – An Introduction Emphasizing Chemical Equilibria in Natural Waters*, 2<sup>nd</sup> Edn. Wiley, New York.
- Sudiana, I.M., Mino, T., Satoh, H., Nakamura, K. and Matsuo, T. (1999). Metabolism of enhanced biological phosphorus removal and non-enhanced biological phosphorus removal sludge with acetate and glucose as carbon source. *Wat. Sci. Tech.* 39(6), 29-35.
- Surampalli, R.Y., Scheible, O.K. and Banerji, S.K. (1995) Nitrification in single-stage trickling filters. *Environ. Prog.*, 14(3), 164-171.
- Surmacz-Gorska, J., Cichon, A. and Miksch, K. (1997). Nitrogen removal from wastewater with high ammonia nitrogen concentration via shorter nitrification and denitrification. *Wat. Sci. Tech.*, 36(10), 73-78.
- Teichgraber, B. (1993). Control strategies for a highly loaded biological ammonia elimination process. *Wat. Sci. Tech.* 28(11-12), 531-538.
- Tetreault, M.J., Benedict, A.H., Kaempfer, C. and Borth, E.F. (1986). Biological phosphorus removal: a technology evaluation. *J. Wat. Poll. Con. Fed.* 58, 823-837.
- Timmermans, P. and Van Haute, A. (1983). Denitrification with methanol. Fundamental study of the growth and denitrification capacity of *Hyphomicrobium* sp. *Wat. Res.* 17(10), 1249-1255.
- Tokuda, M., Fujiwara, Y. and Kida, K. (1999). Pilot plant test for removal of organic matter, N and P from whisky pot ale. *Process Biochem.* 35, 267-275.

- Tünay, O., Kabdasli, I., Orhon, D. and Kolçak, S. (1997) Ammonia removal by magnesium ammonium phosphate precipitation in industrial wastewaters. *Wat. Sci. Tech.* 36(2-3), 225-228.
- Turk, O. and Mavinic, D. (1989a). Stability of nitrite build-up in a activated sludge system. *J. Wat. Poll. Con. Fed.* 61(8), 1440-1448.
- Turk, O. and Mavinic, D. (1989b). Maintaining nitrite build-up in a system acclimated to free ammonia. *Wat. Res.* 23(11), 1383-1388.
- Van Benthum, W.A.J., Derissen, B.P., Van Loosdrecht, M.C.M. and Heijnen, J.J. (1998). Nitrogen removal using nitrifying biofilm growth and denitrifying suspended growth in a biofilm airlift suspension reactor coupled with a chemostat. *Wat. Res.* 32(7), 2009-2018.
- Van Loosdrecht, M.C.M. and Jetten, M.S.M. (1998). Microbiological conversions in nitrogen removal. *Wat. Sci. Tech.* 38(1), 1-7.
- Villaverde, S., Fdz-Polanco, F. and García, P.A. (2000). Nitrifying biofilm acclimation to free ammonia in submerged biofilters. Start-up influence. *Wat. Res.* 34, 602-610.
- Yang, L. and Alleman, J.E. (1992). Investigation of batchwise nitrite build-up by an enriched nitrification culture. *Wat. Sci. Tech.* 26(5-6), 997-1005.
- Yoo, H., Ahn, K., Lee, H., Lee, K., Kwak, Y. and Song, K. (1999). Nitrogen removal from synthetic wastewater by simultaneous nitrification and denitrification (SND) via nitrite in an intermittently-aerated reactor. *Wat. Res.* 33(1), 145-154.
- Wentzel, M.C., Lötter, L.M., Lowenthal, R.E. and Marais, G.R. (1986). Metabolic behaviour of *Acinetobacter* spp. in enhanced biological phosphorus removal – a biochemical model. *Water SA.* 12(4), 209-224.
- Wentzel, M.C., Lötter, L.M., Ekama, G.A., Loewenthal, R.E. and Marais, G.v.R. (1991). Evaluation of biochemical models for biological excess phosphorus removal. *Wat. Sci. Tech.* 23(4/6), 567-576.
- Wentzel, M.C. and Ekama, G.A. (1996). Principles in the design of single sludge activated sludge systems for biological removal of carbon, nitrogen and phosphorus. III Simposio Internacional sobre polución de aguas por procesos biológicos, Valencia (Venezuela).
- Wett, B., Rostek, R., Rauch, W. and Ingerle, K. (1998). pH-controlled reject-water-treatment. *Wat. Sci. Tech.* 37(12), 165-172.
- Wilderer, P., Irvine, R. and Goronsky, M. (2001). Sequencing batch reactor technology (IWA Scientific and Technical Report Series, No. 10). London: IWA Publishing.
- Zoltek, J. (1974). Phosphorus removal by orthophosphate nucleation. *J. Wat. Poll. Con. Fed.* 46, 2498-2519.

## **Capítulo 4**

# TRATAMIENTO DE AGUAS CON ALTO CONTENIDO DE AZUFRE

David Jeison N.

José Luis Campos G.

## **1. DIGESTIÓN ANAEROBIA DE AGUAS CON ALTO CONTENIDO DE SULFATO**

### **1.1. Antecedentes Generales**

En términos generales, la presencia de sulfato en aguas residuales no se considera un problema ambiental serio, en la medida en que el azufre es un compuesto químicamente inerte, no volátil, y no tóxico (Lens et al., 2000). Sin embargo, durante el tratamiento anaerobio de aguas que contienen concentraciones importantes de sulfato se pueden generar complicaciones importantes, debido a la generación de ácido sulfhídrico, producto de la acción de bacterias sulfato-reductoras. Estas compiten con las bacterias metanogénicas y acetogénicas por los mismos sustratos, lo que eventualmente puede generar la desestabilización del sistema de tratamiento y su posterior fracaso.

Los procesos de digestión anaerobia constituyen en la actualidad una de las tecnologías de tratamiento biológico más convenientes para la eliminación de materia orgánica. Conocidos son sus múltiples beneficios: altas velocidades de carga orgánica, baja producción de lodos, generación de biogás como fuente de energía. Hoy son aplicados a muy variados tipos de aguas residuales, tanto industriales como municipales (Lettinga, 1995; Lettinga *et al.* 1997). Resulta de importancia por lo tanto, dadas sus múltiples ventajas, buscar las condiciones y tecnologías que permitan su utilización en el tratamiento de un mayor espectro de residuos líquidos. Por consiguiente es de gran utilidad analizar las condiciones bajo las cuales esta competencia se realiza, de manera tal de comprender sus implicancias y determinar condiciones de operación que permitan la aplicación de los procesos anaerobios al tratamiento de residuos líquidos con un alto contenido de sulfato.

Las aguas residuales que contienen materia orgánica y un alto contenido de sulfato son generadas por muchos procesos industriales que utilizan ácido sulfúrico en cantidades importantes, o sustratos ricos en sulfato. Algunos ejemplos son la industria de fermentaciones (específicamente levaduras), y algunas industrias de alimentos (alimentos marinos). También se pueden encontrar residuos de estas características en industrias que utilizan compuestos azufrados reducidos como el sulfuro (proceso Kraft de pulpa y papel, curtiembres), sulfito (proceso de reducción por sulfito en el procesamiento de pulpa y papel), tiosulfato (fijación de fotografías), ditionita (blanqueo de pulpa). Además existen variadas actividades que generan aguas residuales contaminadas con sulfato y escasa presencia de materia orgánica como refinerías de

aceite, textiles, farmacéuticas, industrias químicas. Algunos ejemplos se presentan en la Tabla 1.

La aproximación inicial al tratamiento anaerobio de este tipo de aguas residuales fue buscar alternativas para suprimir la actividad de las bacterias sulfato reductoras. Sin embargo no se ha encontrado ningún compuesto que permita la inhibición específica de tales poblaciones. Además, aunque se encontrara tal compuesto su aplicación a escala real resulta al menos improbable, por motivos económicos.

Otra alternativa pudiese ser la previa eliminación del sulfato, por medio de procesos químicos tradicionales (coagulación del contaminante). Esto permitiría contar con un agua residual con un bajo contenido de sulfato, el que ahora podría ser tratado de manera normal mediante un digestor anaerobio tradicional. Sin embargo, el proceso químico presenta una serie de desventajas, entre las que se cuentan altos costos de operación y la compleja disposición de los residuos producidos durante la coagulación química, por ser considerados como residuos peligrosos.

La generación de  $H_2S$  en un sistema de tratamiento anaerobio acarrea una serie de inconvenientes (Hulshoff *et al.*, 1996; Buisman, 1991; Li *et al.*, 1996):

- Una disminución en la generación de metano, debido a la competencia que se genera entre bacterias metanogénicas y sulfato-reductoras por los mismos sustratos (principalmente  $H_2$  y acetato).
- El ácido sulfhídrico es tóxico tanto para las bacterias metanogénicas como para las sulfato-reductoras, por lo que puede producirse una reducción importante en la actividad microbiana, disminuyendo la eficiencia de remoción. Además, si el biogás es quemado sin tratamiento el  $H_2S$  puede generar  $SO_x$ , lo que representa una fuente de contaminación atmosférica importante.
- El ácido sulfhídrico posee mal olor y es altamente corrosivo, por lo que puede causar daños serios a las instalaciones si no se consideran las medidas adecuadas.
- Parte importante del  $H_2S$  generado abandona el reactor disuelto en su efluente, lo que constituye una disminución en la eficiencia de tratamiento, puesto que aumenta la demanda de oxígeno del agua tratada.

**Tabla 1.** Algunas industrias que generan aguas residuales con alto contenido de sulfato.

Industrias	DQO mg/L	$SO_4^{-2}$ mg/L	DQO/ $SO_4^{-2}$	Referencias
Fábrica de quesos	3000	369	8,1	Hernández <i>et al.</i> , (1998)
Fábrica de levaduras	17000	640	26,6	Hernández <i>et al.</i> , (1998)
Reprocesadora de papel	3940	500	7,9	Hernández <i>et al.</i> , (1998)
Curtiembre	861-30500	67-3600	12,9-8,5	Genschow <i>et al.</i> , (1996)
	5000-6000	1800-3000	0,28-2,0	Shin <i>et al.</i> , (1997)
Levadura de panificación	3400	1100	3,1	Martínez y Olivares, (1999)
Proceso de fermentación	40000	6000	6,7	Imai <i>et al.</i> , (1998)
	> 10000	4000	> 2,5	Genschow <i>et al.</i> , (1996)
Lixiviados	NR	3360-16800		Nedwell <i>et al.</i> , (1996)
Aguas farmacéuticas	40000	5000	8,0	Fox y Venkatasubbiah, (1996)

Sin embargo, a pesar de todos estos inconvenientes, la sulfato-reducción puede constituir una ventaja del sistema de tratamiento, en la medida en que si se toman las medidas adecuadas y se dispone de un sistema de tratamiento para retirar el  $H_2S$  del gas, el sistema puede operarse de manera exitosa para eliminar tanto la materia orgánica, como el sulfato, constituyéndose en una alternativa biotecnológica para la eliminación conjunta de ambos contaminantes.

### 1.2. Ciclo biológico del azufre

El azufre es abundante en todos los organismos. Se encuentra presente en muchos compuestos orgánicos, tales como aminoácidos, polipéptidos, cofactores de enzimas, antibióticos, lípidos o carbohidratos. Los compuestos azufrados inorgánicos sirven como fuente para la asimilación e incorporación del azufre a los compuestos orgánicos, o bien pueden ser empleados como dadores o aceptores de electrones (Brüser et al., 2000).

Dentro de los compuestos azufrados inorgánicos, los sulfuros, polisulfuros, tiosulfato, politionatos, azufre elemental, bisulfito y sulfato son los más comunes en el medio ambiente natural. Sulfuros y sulfatos no pueden ser reducidos u oxidados, respectivamente, por lo tanto son los productos finales de las rutas de reducción u oxidación de compuestos azufrados (Brüser et al., 2000).

La Figura 1 presenta un esquema simplificado del ciclo biológico del azufre. En él se aprecian reacciones de oxidación y reducción (asimilativas y desasimilativas). Los metabolismos asimilativo y desasimilativo difieren profundamente. El proceso asimilativo es aquel donde sólo una cantidad suficiente de  $SO_4^{-2}$  es reducida para ser usada como nutriente para el crecimiento, siendo eventualmente convertida en material celular en la forma de macromoléculas. Por su parte en la reducción desasimilativa el sulfato es utilizado como aceptor final de electrones en el proceso de oxidación de compuestos orgánicos con fines enérgicos. Es este último proceso el que reviste importancia para la degradación anaerobia de compuestos orgánicos. Este ocurre en presencia de concentraciones importantes de sulfato. Como ya se ha mencionado, este mecanismo es llevado a cabo por bacterias sulfato-reductoras, las que utilizan el sulfato como aceptor final de electrones.

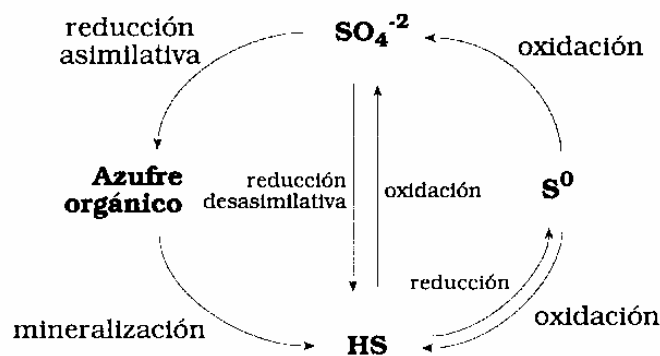


Figura 1. Ciclo biológico del azufre.

### 1.3. Aspectos microbiológicos y cinéticos de la sulfato-reducción

Las bacterias sulfato-reductoras forman un grupo de microorganismos generalmente anaerobios estrictos que comparten la habilidad de utilizar sulfato como aceptor final de electrones, para la oxidación molecular de  $H_2$  y una amplia variedad de compuestos orgánicos. Estas pueden dividirse de manera



general en dos grupos, en función de los sustratos consumidos y los productos de su actividad metabólica (Widdel, 1988):

- Aquellas que oxidan sus sustratos de manera incompleta, produciendo ácido acético como producto final. Estas son las que en un digestor anaerobio compiten con las bacterias acetogénicas sintróficas. Algunos ejemplos son los géneros *Desulfovibrio*, *Desulfotomaculum*, *Desulfomonas*, *Desulfobulbus*.
- Aquellas que oxidan sus sustratos completamente hasta dióxido de carbono. A este grupo pertenecen los géneros *Desulfobacter*, *Desulfococcus*, *Desulfosarcina*, *Desulfobacterium* y *Desulfonema*.

Entre los sustratos que pueden metabolizar se encuentran formato, acetato, propionato, butirato, lactato, metanol, etanol, fumarato, succinato, algunos compuestos aromáticos, entre otros. A diferencia de las bacterias acetogénicas sintróficas no requieren de la condición de baja concentración de  $H_2$ , lo que les da una ventaja desde el punto de vista termodinámico. Además, en ausencia de sulfato pueden utilizar vías fermentativas o acetogénicas para obtener energía (Visser, 1995; Raskin et al., 1996). Incluso, pueden establecer una relación sintrófica con bacterias metanogénicas hidrogenofilicas, al utilizar la vía acetogénica. Debido a su gran variedad y versatilidad, este tipo de microorganismos son muy comunes en el lodo de digestores anaerobios, incluso en ausencia de concentraciones importantes de sulfato. Esta es la razón por la cual la generación de ácido sulfhídrico se produce rápidamente, al añadir sulfato (Oude, 1998; Raskin et al., 1996).

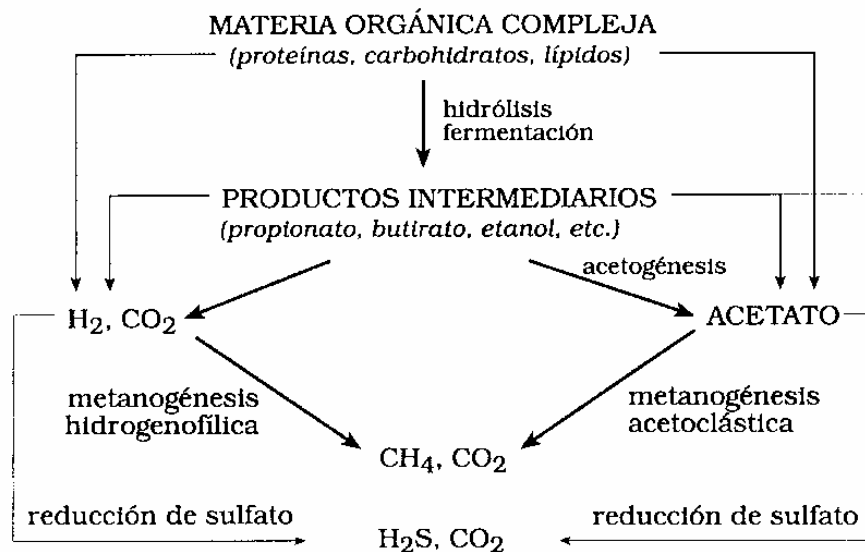
La Tabla 2 presenta algunas reacciones acetogénicas, metanogénicas y sulfato-reductoras. Se puede observar que los  $\Delta G^0$  para las reacciones de sulfato-reducción son en general menores que para las reacciones acetogénicas y metanogénicas. Esto permite suponer que las bacterias sulfato-reductoras poseen ventajas claras en la competencia por los sustratos con el resto de las bacterias presentes en los sistemas anaerobios. Sin embargo, como se discutirá más adelante, variados son los factores que intervienen en dicha competencia.

**Tabla 2.** Ejemplo de algunas reacciones metanogénicas, acetogénicas y sulfato-reductoras (Thauer et al., 1977)

Reacciones acetogénicas	$\Delta G^0$ [kJ/mol]
$CH_3CH_2COO^- + 3H_2O \rightarrow CH_3COO^- + HCO_3^- + HCO_3^- + H^+ + 3H_2$	+76,2
$CH_3CH_2OH + H_2O \rightarrow CH_3COO^- + H^+ + 2H_2$	+9.6
Reacciones metanogénicas	
$4H_2 + HCO_3^- + H^+ \rightarrow CH_4 + 3H_2O$	-32.7
$CH_3COO^- + H_2O \rightarrow CH_4 + HCO_3^-$	-31.0
Reacciones sulfato-reductoras	
$4H_2 + SO_4^{2-} + H^+ \rightarrow HS^- + 4H_2O$	-38.1
$CH_3COO^- + SO_4^{2-} \rightarrow 2HCO_3^- + HS^-$	-47.6
$CH_3CH_2CH_2COO^- + 1/2SO_4^{2-} \rightarrow 2CH_3COO^- + 1/2HS^- + 1/2H^+$	-27.8
$CH_3CH_2COO^- + 3/4SO_4^{2-} \rightarrow CH_3COO^- + HCO_3^- + 3/4HS^- + 1/4H_2O$	-37.6
$CH_3CH_2OH + 1/2SO_4^{2-} \rightarrow CH_3COO^- + 1/2HS^- + 1/2H^+ + H_2O$	-66.4

#### 1.4. Efectos de la presencia de sulfato en la digestión anaerobia

Como se ha mencionado anteriormente, la presencia de sulfato en las aguas residuales tratadas anaeróbicamente genera una competencia por los dadores de electrones entre las bacterias acetogénicas y metanogénicas con las sulfato-reductoras. Como consecuencia de esta competencia, parte de la materia orgánica y el  $H_2$  se desvían hacia la sulfato-reducción, con la consecuente producción de  $H_2S$ . Esto modifica el esquema tradicional de la digestión anaerobia y puede limitar la degradación de la materia orgánica (Callado y Forestí, 1998; Visser *et al.*, 1993; O' Flaherty *et al.*, 1998). La Figura 2 presenta un esquema de la digestión anaerobia en presencia de sulfato-reducción.



**Figura 2.** Competencia por sustrato entre las bacterias sulfato-reductoras, bacterias metanogénicas y bacteria acetogénicas durante la digestión anaerobia de la materia orgánica.

Además, la presencia de sulfuro inhibe las poblaciones microbianas, disminuyendo la actividad, incluso de las mismas bacterias sulfato-reductoras. Aparentemente es la forma no ionizada ( $H_2S$ ) la que ejerce la mayor inhibición (Speece, 1996). La inhibición sería del tipo no competitiva, lo que resulta de cierta manera esperable, pues es el mecanismo más común de inhibición por compuestos inorgánicos (Maillacheruvu y Parkin, 1996).

El impacto de la presencia de sulfato sobre la degradación anaerobia de materia orgánica depende directamente de la concentración de sulfato, y específicamente de la relación  $DQO/SO_4^-$ . Valores de  $DQO/SO_4^-$  sobre 10 no deberían generar complicación alguna al proceso de tratamiento anaerobio, el que debiera transcurrir de manera normal (Rinzema y Lettinga, 1988; Speece, 1996). Bajo este valor, la sulfato-reducción comienza a ser un proceso importante, de manera que una fracción considerable de la materia orgánica es metabiolizada por esta vía. Naturalmente la velocidad de carga orgánica también posee una importancia fundamental. La operación a bajas velocidades de carga orgánica podría permitir una remoción aceptable, a pesar de que la biomasa presentara un grado de inhibición importante, puesto que no se requeriría de una actividad metabólica elevada (Speece, 1996).

La razón  $DQO/SO_4^-$  estequiométrica para la reducción total del sulfato es de 0.67. En general, la operación de reactores anaerobios en valores de esta relación entre 1 y 2, producción de metano es escasa.

El resultado de esta competencia puede predecirse de alguna forma analizando las propiedades cinéticas de los diferentes microorganismos involucrados. La Tabla 3 presenta valores cinéticos para bacterias metanogénicas (BM) y sulfatoreductoras (BSR), obtenidos por Maillacheruvu y Parkin (1996). Por su parte la Tabla 4 muestra valores de la constante de inhibición. Los resultados muestran que las bacterias sulfato-reductoras poseen propiedades cinéticas (velocidades de consumo de sustrato y rendimientos) mayores a las bacterias metanogénicas, lo que concuerda con los valores de  $\Delta G^{\circ}$  de la Tabla 2. Sin embargo, también presentan una mayor sensibilidad a la toxicidad por sulfuro, en la medida en que sus constantes de inhibición son menores. Esto explicaría por qué es posible observar metanogénesis incluso a concentraciones importantes de sulfuro en el medio.

En lo que dice relación con la competencia por  $H_2$ , diversos estudios muestran que este compuesto es metabolizado preferentemente por las bacterias sulfato-reductoras (Visser, 1995). Esto debido a que obtienen mayor cantidad de energía que las bacterias metanogénicas y además presentan propiedades cinéticas superiores. Además son capaces de subsistir a concentraciones de  $H_2$  menores que sus competidoras.

En el caso de la competencia por acetato, las sulfato-reductoras parecen llevar la ventaja, si se toman en cuenta consideraciones termodinámicas y cinéticas. Sin embargo en reactores anaerobios modernos la situación no es clara, y diversos resultados han sido reportados. La competencia por acetato está influenciada por diversos factores que hacen difícil la comparación de diferentes estudios. Entre estos factores se cuentan condiciones ambientales como concentración de acetato y sulfato, temperatura y pH.

La inmovilización es otro factor fundamental que determina la competencia entre los diferentes tipos de microorganismos. Las biopelículas anaerobias se caracterizan por presentar usualmente una estructura

**Tabla 3.** Propiedades cinéticas de bacterias metanogénicas y sulfato-reductoras (Maillacheruvu y Parkin, 1996).

	Y mgSSV/mgDQO	k mgDQO/(mgSSV·día)	$K_s$
BSR consumidoras de acetato	0.023	4.6	50 (mgDQO/L)
BM acetilclásticas	0.038	3.6	29 (mgDQO/L)
BSR hidrogenotróficas	0.041	4.4	$1.6 \cdot 10^{-4}$ (atm)
MB hidrogenotróficas	0.049	3.7	$1.9 \cdot 10^{-4}$ (atm)

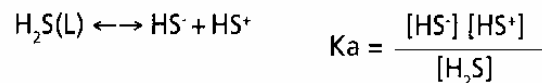
**Tabla 4.** Constantes de inhibición por  $H_2S$  y sulfuro disuelto total (SD) de bacterias metanogénicas y sulfato-reductoras (Maillacheruvu y Parkin, 1996).

	$K_i$ (SD) mgS/L	$K_i$ ( $H_2S$ ) mgS/L
BSR consumidoras de acetato	35	8
BM acetilclásticas	222	110
BSR hidrogenotróficas	422	140
MB hidrogenotróficas	1430	625

estratificada de las poblaciones involucradas (Guiot *et al.*, 1992; Lens *et al.*, 1993; Fang, 1995; Tartakovsky y Guiot, 1997). En el caso de existir una presencia importante de sulfato se ha observado una estructura con las bacterias metanogénicas hacia el interior, y las sulfato-reductoras al exterior (Santegoeds *et al.*, 1999). Esto puede dar a las primeras una mayor resistencia a la inhibición, en la medida en que están expuestas a condiciones diferentes que las existentes en la fase líquida. Además la inmovilización beneficia la transferencia inter especies del  $H_2$ , lo que beneficia a bacterias metanogénicas y acetogénicas. Se ha planteado además que las bacterias sulfato-reductoras poseen una menor capacidad de adhesión, lo que representa una ventaja competitiva para los microorganismos metanogénicos y acetogénicos (Yoda *et al.*, 1987). Sin embargo, existen reportes contradictorios al respecto, no estando la situación del todo clara.

Otro factor que debe ser considerado al analizar la competencia es la calidad del inóculo y el tiempo. En general el inóculo utilizado para arrancar digestores anaerobios vendrá de instalaciones en las que el contenido de sulfato es bajo. Por lo tanto la relación de BSR a BM o BA será baja. Los sistemas anaerobios modernos se caracterizan por la inmovilización de la biomasa, lo que se traduce en tiempos de retención de células elevados (del orden de varios meses). Esto implica que los cambios en la relación entre las diferentes poblaciones microbianas será lento, en muchos casos requiriéndose varios meses para poder observar síntomas claros de competencia entre las diferentes poblaciones (Omil *et al.*, 1998).

Dado que la forma no ionizada sería la responsable de la inhibición de los diferentes grupos bacterianos, será razonable esperar que el pH juegue un rol fundamental. Este define la relación entre la concentración de  $HS^-$  y  $H_2S$ , al alterar el equilibrio ácido base:



El valor de pKa para este equilibrio es muy cercano a 7, que corresponde al pH de operación de los digestores anaerobios. Por lo tanto, pequeños cambios en el valor del pH afectarán dramáticamente el equilibrio ácido base. La Figura 3 muestra la relación existente entre las concentraciones de  $H_2S$  y  $HS^-$  en función del pH. A pH neutro la relación es cercana a la unidad. Sin embargo, a pH 8 (a 20°C) sólo el 10% del sulfuro total se encuentra en la forma no disociada. La temperatura afecta el valor de  $K_a$ , modificando también el equilibrio ácido base, sin embargo su efecto es menos dramático. Además el control de la temperatura involucra costos elevados que en muchas aplicaciones lo hacen prohibitivo.

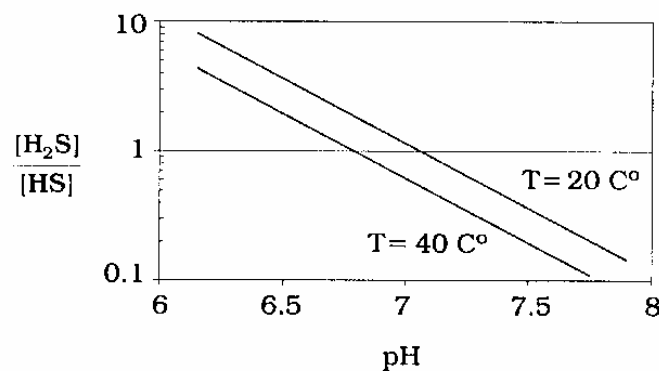
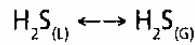


Figura 3. Relación entre la concentración de  $H_2S$  y  $HS^-$  en función del pH, a 20 y 40 °C.

Por otro lado el  $H_2S$  se distribuye entre la fase líquida y la gaseosa:



La relación entre ambas concentraciones, en el equilibrio, se obtiene a través de la ley de Henry:

$$p_{H_2S} = H \cdot C_{H_2S}$$

donde  $H$  es la constante de Henry,  $p_{H_2S}$  representa la presión parcial de  $H_2S$  en el biogás y  $C_{H_2S}$  la concentración molar en la fase líquida. El valor de  $H$  depende de la temperatura, como se aprecia en la Tabla 5.

**Tabla 5.** Constante de Henry para  $H_2S$ , a varias temperaturas.

Temperatura (°C)	H (atm/(mol/L))
15	7.7
25	10.1
35	12.8
45	16.2
50	18.1

Además de las condiciones de equilibrio, para determinar la relación entre la concentración de  $H_2S$  entre ambas fases es fundamental conocer el coeficiente global de transferencia de masa. El flujo de materia entre las fases viene dado por la siguiente expresión:

$$N = K_L (C_{H_2S} - C^*)$$

donde  $N$  representa la velocidad de transferencia de masa (moles por unidad de tiempo por unidad de área),  $C_{H_2S}$  es la concentración de  $H_2S$  en la fase líquida,  $C^*$  es la concentración de equilibrio y  $K_L$  es el coeficiente volumétrico global de transferencia de masa. Dado que las condiciones de equilibrio en un sistema dinámico como un digestor anaerobio nunca se alcanzan, resulta fundamental evaluar qué tan lejos se está de ese equilibrio. El nivel de agitación es fundamental desde este punto de vista, en la medida en que incide directamente sobre  $K_L$ .

### 1.5. Alternativas tecnológicas para el tratamiento anaerobio de aguas residuales con alto contenido de sulfato

Al considerar las diferentes alternativas tecnológicas para el tratamiento de aguas residuales con alto contenido de sulfato, el primer paso ha de ser definir el objetivo del tratamiento. A priori 3 objetivos fundamentales son posibles: la eliminación de la materia orgánica, la eliminación del sulfato, y la eliminación conjunta de ambos contaminantes. Naturalmente es esta última alternativa la que reviste más interés y será la que se aborde a continuación.

El objetivo básico para lograr el tratamiento de este tipo de aguas residuales es minimizar el efecto tóxico del  $H_2S$ . En principio, todos los reactores anaerobios teóricamente podrían ser aplicados para el

tratamiento de aguas residuales con contenido de sulfato, sin embargo se deben tener en cuenta las siguientes consideraciones:

- Se deben considerar medidas apropiadas para prevenir altas concentraciones de  $H_2S$  en la fase líquida, que pudieran producir inhibición.
- Debe considerarse también el alto contenido de sulfuro en el biogás, por lo que un manejo adecuado de éste es necesario, para evitar problemas de olores y corrosión en las instalaciones.
- Dada la menor producción de biogás, en comparación con un reactor totalmente metanogénico, la transferencia de masa se puede ver afectada al disminuir el nivel de agitación.

a. Control de la toxicidad por  $H_2S$

Diferentes medidas se han planteado para reducir o minimizar la toxicidad de sulfuro sobre el tratamiento. Todas ellas están relacionadas con la disminución de la concentración de la forma no disociada. Algunas se discuten a continuación.

Dilución del influente.

La dilución del agua residual puede efectuarse mediante la mezcla con residuos líquidos que no contengan sulfato, o por medio de la recirculación del efluente, previa una etapa de eliminación del  $HS^-$  (Figura 4).

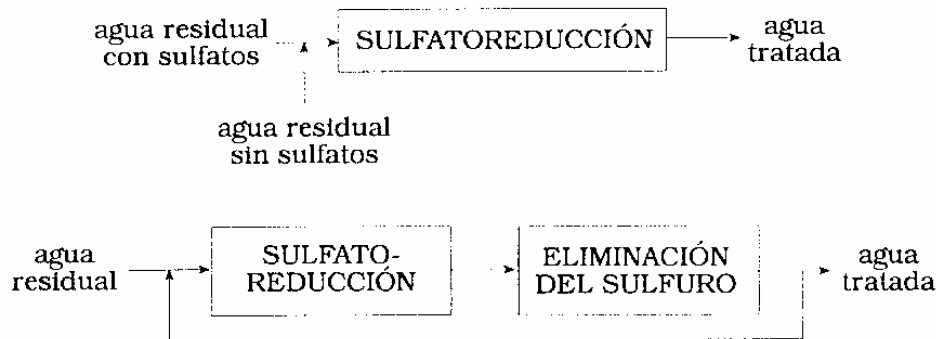


Figura 4. Alternativas para el control de la toxicidad del  $H_2S$ : dilución del efluente.

Manejo de las condiciones de pH y temperatura.

Tanto el pH como la temperatura afectan al equilibrio ácido-base del sulfuro, afectando la concentración de la forma no disociada. De esta manera, aumentando el pH del digestor la concentración de  $H_2S$  disminuye al desplazarse el equilibrio hacia  $HS^-$  (ver Figura 3). Un efecto similar (aunque en menor magnitud) se obtiene elevando la temperatura.

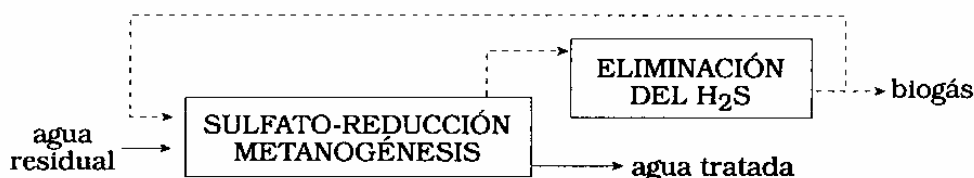
Precipitación del sulfuro al interior del digestor.

Iones  $Fe^{2+}$  y  $Fe^{3+}$  precipitan sulfuro de manera bastante eficiente. La adición de sales de hierro al influente del digestor genera la precipitación de  $FeS$ , el que es bastante insoluble y no presenta un efecto tóxico sobre la actividad microbiana (Speece, 1996). El uso prolongado de esta alternativa puede aumentar el contenido de sólidos inertes, disminuyendo el contenido de SSV en el reactor.

Aumento de la transferencia de masa líquido / gas.

Un aumento en el nivel de agitación al interior del reactor generará un incremento en el coeficiente

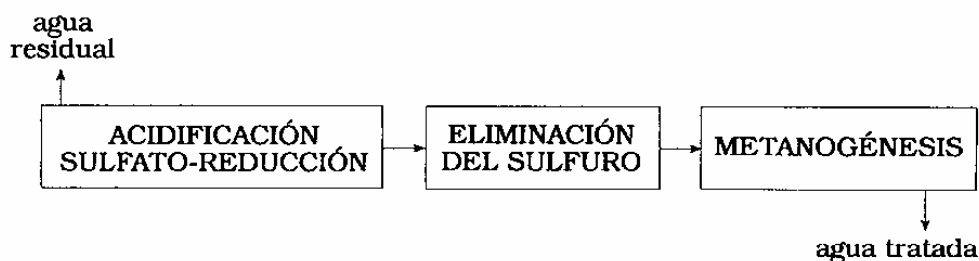
global de transferencia de masa, favoreciendo la desorción del  $H_2S$ . En digestores en los que existe un nivel de sulfato-reducción importante, la producción de biogás será menor en comparación con un reactor totalmente metanogénico, por lo que seguramente el coeficiente de transferencia de masa también lo será. En este sentido, la aplicación de reactores modernos, como EGSB, gaslift, lechos fluidizados, resulta atractiva, en la medida en que estos operan con niveles de agitación importantes. Esto permitiría superar los problemas generados por la baja producción de biogás, mejorando no sólo el contacto entre el lodo y el agua residual, sino que también la transferencia del  $H_2S$  entre las fases líquida y gaseosa. En este sentido, la recirculación del biogás puede ser una alternativa interesante para aumentar el nivel de agitación. La implementación de una etapa de remoción del  $H_2S$  del biogás, previa a su retorno al reactor, mejoraría la desorción del sulfuro al incrementar la diferencia de concentración entre las fases (Figura 5).



**Figura 5.** Alternativas para el control de la toxicidad del  $H_2S$ : recirculación del biogás previa eliminación del  $H_2S$ .

Operación en dos etapas.

El sistema de tratamiento se divide en dos etapas: una primera fase acidogénica, en la que ocurriría de manera importante la sulfato-reducción, seguida por una metanogénica (Figura 6). Entre las etapas debiera disponerse de una operación destinada a eliminar el sulfuro, para evitar la inhibición del reactor metanogénico.



**Figura 6.** Alternativas para el control de la toxicidad del  $H_2S$ : operación en dos etapas.

### 1.6. Estrategias para evitar la competencia entre bacterias sulfato reductoras (BSR) y metanogénicas (BM).

Los métodos que influyen la competencia entre sulfato reductoras y metanogénicas pueden ser útiles para desarrollar lodos totalmente sulfato reductores o metanogénicos, dependiendo del proceso deseado. Además, pueden prevenir el fallo del proceso debido a inhibiciones por sulfuro. Sin embargo, aún no hay métodos adecuados para manipular la competencia entre dichas poblaciones que pueda ser llevado a cabo a nivel industrial. La mejor forma de manipular el reactor hacia el predominio de una población sobre otra involucra la manipulación de la composición del inóculo, debidas a las similares características cinéticas de ambos grupos, o de las condiciones ambientales (pH, temperatura). La relación entre BM y BSR de un lodo puede ser manipulada añadiendo cultivos puros de alguna de ellas o creando condiciones desfavorables durante intervalos cortos de tiempo para la población no deseada.

### a. Supresión de la reducción de sulfato

Una total supresión de la reducción de sulfato y la conversión completa de la materia orgánica en metano puede ser considerada como la opción más deseable. Se llevaron a cabo intentos para conseguir la supresión de la reducción de sulfato con inhibidores específicos, análogos de sulfato (Yadav y Archer, 1989), elementos de transición (Clancy et al., 1992) o antibióticos (Tanimoto et al., 1989). Sin embargo, no se encontró ningún inhibidor selectivo apropiado para ser usado a nivel industrial. Esto implica que la reducción de sulfato no puede ser prevenida en la práctica.

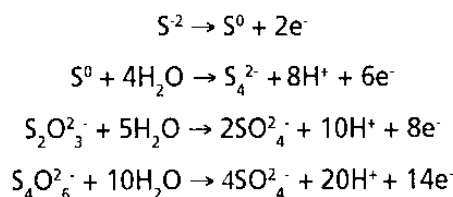
### b. Oxidación de sulfuro

Como ya se ha mencionado, la eliminación biológica de sulfato es una alternativa eficaz frente a los costos y complejos sistemas físico-químicos. La eliminación biológica del sulfato se lleva a cabo en dos etapas, una primera en la que el sulfato es reducido a sulfuro. El sulfuro producido es oxidado biológicamente a azufre elemental. En la primera etapa, se desea una reducción completa de sulfato a sulfuro. En este caso se pretende mejorar la capacidad de las bacterias sulfato reductoras para competir por la materia orgánica con otras bacterias anaerobias. Para aguas residuales que no contienen o poseen una cantidad insuficiente de donadores de electrones y fuente de carbono para la reducción completa de sulfato, se necesita la adición de una fuente de electrones adecuada. La selección de esta fuente de donadores de electrones depende de a) los costos del donador de electrones por unidad de sulfato reducido y b) la posible contaminación producida por el compuesto añadido, que deberá ser fácilmente eliminado. Basándose en este último criterio, compuestos orgánicos simples (etanol, metanol) o gas de síntesis (mezcla de  $H_2$ , CO y  $CO_2$ ) son preferidos frente a substratos orgánicos más complejos (p.e. melazas). La segunda etapa del proceso sería llevada a cabo por las bacterias sulfuro-oxidantes.

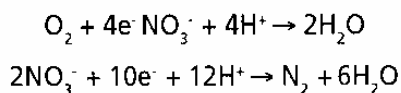
## 2. PROCESOS OXIDATIVOS DEL AZUFRE

### 2.1. Aspectos microbiológicos

Las bacterias oxidantes de los compuestos de azufre pertenecen a un grupo bacteriano muy heterogéneo cuyos miembros tienen la habilidad de usar compuestos reducidos de azufre como fuente de energía (Robertson y Kuenen, 1992). Ese grupo fue nombrado por Winogradsky como "bacterias incoloras del azufre" debido a que no contienen pigmentos. Son capaces de oxidar formas reducidas de azufre:



Estas reacciones oxidativas se acoplan a la reducción del  $O_2$  o  $NO_3^-$ :



Cuando están presentes  $O_2$  y  $NO_3^-$ , la reducción de oxígeno ocurre preferencialmente debido a que la energía de Gibbs es más favorable. En condiciones anaerobias, la reducción de nitrato puede ocurrir en presencia de bacterias desnitrificantes.



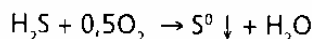
Los intervalos de pH y temperatura que permiten el crecimiento de las bacterias incoloras del azufre van de 1 a 10 y de 4 a 95°C, respectivamente. Sin embargo, la habilidad de crecimiento litotrófico con compuestos reducidos de azufre no está restringida a las "tradicionales" bacterias incoloras del azufre. Por otra parte, muchas bacterias organoheterótrofas de otros géneros, además del Archea (n.e. *Sulfolobus* y *Acidianus*) pueden obtener energía de la oxidación de compuestos de azufre (Lens y Kuenen, 2001).

## 2.2. Aspectos tecnológicos de la oxidación de sulfuro

Para llevar a cabo un proceso en el que se usen bacterias sulfuro oxidantes se debe prestar especial atención a algunos parámetros que afectan al crecimiento de estas bacterias: a) concentración de sulfuro (si se emplea dicho compuesto como fuente de azufre); b) concentración de oxígeno; c) temperatura y d) presencia de fuente de carbono.

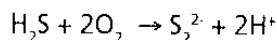
El sulfuro exhibe un efecto inhibitorio sobre el crecimiento de *Thiobacillus desnitificans*, por lo que el proceso debe ser operado por debajo de los niveles de inhibición. Este debe ser determinado para cada cepa bacteriana, teniendo en cuenta también un posible fenómeno de aclimatación (Sublette et al., 1998).

La bacteria aerobia del género *Thiobacillus* puede llevar a cabo una reacción redox en la que  $H_2S$  es oxidado a azufre elemental. Esta reacción se realiza en condiciones limitantes de oxígeno según la siguiente ecuación:



El azufre elemental formado tiene carácter hidrofílico y puede ser separado por sedimentación, pudiendo ser empleado como fertilizante o como materia prima para la producción de ácido sulfúrico.

El proceso puede ser operado sin limitación de oxígeno de tal forma que el sulfuro se oxide completamente a sulfato:

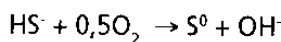
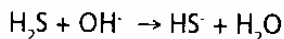


Dichos procesos aplicados a la industria suponen una serie de ventajas comparados con procesos físico-químicos (Janssen et al., 2001):

- más económicos
- eficacias de eliminación muy altas
- temperaturas y presiones de operación menos estrictas
- procesos de operación estables
- no se requiere el uso de posible catalizadores contaminantes

### a) Eliminación de $H_2S$ de corrientes gaseosas

Utilizando el concepto desarrollado en la Figura 5 (acápite 1.5), la eliminación biológica de  $H_2S$  de corrientes gaseosas se puede llevar a cabo acoplado una torre de lavado con un biorreactor oxidante de  $HS^-$ . En el lavador, el gas que contiene  $H_2S$  se pone en contacto con una solución ligeramente alcalina (pH 8-8,5) en contracorriente. El hidróxido es consumido para absorber  $H_2S$  formándose  $HS^-$ . El líquido de la torre de lavado va a un biorreactor en donde se forma azufre elemental y se regeneran los iones hidroxilo:

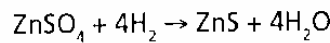


Comparado con el proceso convencional, se alcanza una reducción del 95% en el consumo de soda y no se emplean compuestos quelatantes por lo que los costos de operación son muy bajos.

*b) Eliminación de sulfato y metales de corrientes líquidas*

En los procesos de minería se generan aguas generalmente ácidas y con altas concentraciones de sulfato y metales. Estas aguas son tradicionalmente tratadas con cal para aumentar el pH y precipitar los hidróxidos metálicos y el yeso. La reducción biológica de sulfato es una forma muy apropiada para cumplir con las normas de vertido para sulfatos y metales.

Este proceso fue implementado en Pasmenco Budel Zinc en Holanda. Empleando un biorreactor gas-lift se consigue que el sulfato de zinc precipite como sulfuro de zinc usando hidrógeno como donador de electrones:



Los sulfuros metálicos y la biomasa se retienen en el reactor mediante un decantador situado en la parte superior. El efluente contiene bajas concentraciones de metales pesados, sulfato y sulfuro y se le aplica un post-tratamiento.

**2.3. Desnitrificación autótrofa**

El acoplamiento de los ciclos de azufre y nitrógeno ha sido usado para el tratamiento de diversas aguas residuales, tanto para eliminar sulfuro como nitrato. En general se debe añadir una fuente de azufre reducido si el objetivo es la eliminación de nitrato. Esta fuente puede ser sólida (filtro conteniendo azufre elemental) o soluble (p.e. sulfuro o tiosulfato). Por el contrario, se debe añadir nitrato cuando la eliminación de sulfuro es el objetivo, en este caso se debe considerar que se producirá una eliminación neta de azufre si se forma azufre elemental que pueda ser decantado.

Las características cinéticas y fisiológicas de las bacterias desnitrificantes autótrofas han sido estudiadas por diversos autores (Oh *et al.*, 2000; Claus *et al.*, 1985). Oh *et al.* (2000) estimó los siguientes valores de las constantes cinéticas para las bacterias sulfuro-desnitrificantes (Tabla 6):

**Tabla 6.** Parámetros cinéticos de las bacterias sulfuro-desnitrificantes (Oh *et al.*, 2000).

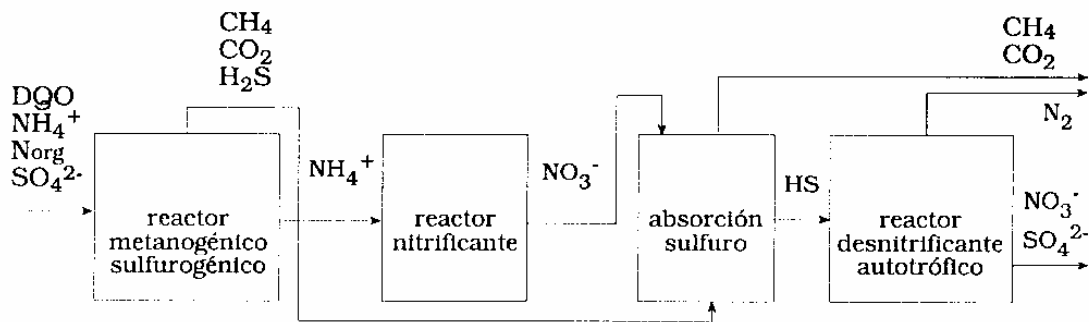
Parámetros cinéticos	Valor
$V_{\max}$ (g N-NO <sub>3</sub> /gSSV.h)	0,3-0,4
$Y_{\text{NO}_3^-}$ (g SSV/g N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> )	0,4-0,5
$K_s$ (mg N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> /L)	3-10
$\mu_{\max}$ (h <sup>-1</sup> )	0,12-0,20

Este proceso se inhibe por una serie de compuestos como son nitrato, nitrito, sulfuro y sulfato, mientras que la materia orgánica no tiene un efecto inhibitor marcado (Oh *et al.*, 2000). Esto hace que sea posible la oxidación simultánea de compuestos de azufre y materia orgánica conjuntamente en un reactor desnitrificante (Gommers *et al.*, 1988; Kim *et al.*, 2000). El nitrato se elimina reduciéndolo a N<sub>2</sub>, sin embargo, Fumurai *et al.* (1996) observan la acumulación de nitrito, producto no deseado, operando

un filtro desnitrificante con azufre. Dicha acumulación se producía a valores de pH menores que 7,4 por lo que el agua a tratar ha de tener una alcalinidad suficiente para que el sistema opere por encima de ese valor.

El proceso de desnitrificación autótrofa ha sido aplicado de forma exitosa tanto en el tratamiento de aguas residuales con alta concentración (Koenig y Liu, 1996) como en el de aguas urbanas (Driscoll y Bisogni, 1978; Xiushan et al., 1993). Determinadas aguas residuales industriales se caracterizan por baja relación C/N y su alta concentración de sulfatos. Estas características hacen que, por una parte el alto contenido de  $\text{H}_2\text{S}$  en el biogás haga necesaria su eliminación para su uso como combustible y, por otra parte, sea necesaria la adición de fuente de carbono para llevar a cabo la desnitrificación heterótrofa. Kleerebezem y Méndez (2002) propusieron el empleo del sulfuro de hidrógeno como donador de electrones para la eliminación de nitrato en una etapa de postdesnitrificación (Figura 7). Las ventajas de esta configuración respecto al esquema tradicional que incluye un reactor anaerobio y un posterior tratamiento de desnitrificación-nitrificación son:

- Eliminación del sulfuro del biogás para la generación de energía y la no competición del metano como donador de electrones debido a que este es un mal donador para el proceso de desnitrificación.
- Al usar una configuración de postdesnitrificación no se requiere la necesidad de recirculación del reactor nitrificante al desnitrificante.
- La desnitrificación con sulfuro es un proceso autotrófico, siendo la producción de biomasa menor a la desnitrificación heterótrofa.
- No es necesario sobrecargar el reactor anaerobio para obtener suficiente materia orgánica para llevar a cabo la desnitrificación heterótrofa.



**Figura 7.** Esquema propuesto para el tratamiento de aguas residuales conteniendo altas concentraciones de material orgánico (DQO), sulfato y amonio.

Por otra parte, la creciente contaminación de las aguas tanto subterráneas como superficiales por nitratos es un problema que está aumentando en los últimos años. La difícil aplicación de los métodos químico-físicos in-situ y la falta de disponibilidad de fuente de carbono para llevar a cabo el proceso de desnitrificación heterótrofa hacen que la desnitrificación autótrofa sea la alternativa más factible. Soares (2002) reporta que este proceso llevado a cabo en un reactor de lecho fijo con azufre granular es capaz de remover  $0,20 \text{ kg N-NO}_3/\text{m}^3\cdot\text{d}$ , siendo un proceso simple, estable y fácil de mantener.

## REFERENCIAS

- Brüser T, Lens P.N.L and Trüper H.G. (2000). Environmental Technologies to Treat Sulfur Pollution. Principles and Engineering. Part I The Sulfur Cycle. Capítulo 3: The biological sulfur cycle. Edited by Piet Lens and Look Hulshoff Pol. IWA Publishing.
- Buisman C.J.N, Lettinga G, Paaschens C.W.M, Habets L.H.A. (1991). Biotechnological Sulphide Removal from Effluents. *Wat. Sci. Technol.* 24, 347-356.
- Callado N.H., Foresti E. (1998). Influence of sulfate to cod ratio on the performance of a bench-scale UASB reactor treating synthetic substrate. V Taller y Seminario Latinoamericano. Tratamiento anaerobio de aguas residuales.
- Clancy, P. B., Venkataraman, N. and Lynd, L.R. (1992). Biochemical inhibition of sulfate reduction in batch and continuous anaerobic digesters. *Wat. Sci. Technol*, 25, 51-60.
- Claus, G., Kutzner, H.J. (1985). Physiology and kinetics of autotrophic denitrification by *Thiobacillus denitrificans*. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 22, 283-288.
- Driscoll, C.T. and Bisogni, J.J. (1978). The use of sulfur and sulfide in packed bed reactors for autotrophic denitrification. *Journal WPCF*, 50, 569-577.
- Fang, H., Chi, H. and Li, Y. (1995). Effect of degradation kinetics on the microstructure of anaerobic biogranules. *Wat. Sci. Tech.* 32(8), 165-172.
- Fox P, Venkatasubbiah V. (1996). Coupled anaerobic/aerobic treatment of high-sulfate wastewater with sulfate reduction and biological sulfide oxidation. *Wat. Sci. Technol.* 34, 359-366.
- Fumurai, H., Tagui, H. y Fujita, K. (1996). Effects of pH and alkalinity on sulfur-denitrification in a biological granular filter. *Wat. Sci. Technol.*, 34(1-2), 355-362.
- Genschow E., Hegemann W. and Maschke C., (1996). Biological sulfate removal from tannery wastewater in a two-stage anaerobic treatment. *Water Res.* 30(9), 2072-2078.
- Gommers, P.J.F., Kuenen, J.G. (1988). Simultaneous sulfide and acetate oxidation in a denitrifying fluidized bed reactor-I. Start-up and reactor performance. *Wat. Res.* 9, 1075-1083.
- Guiot, S., Paus, A. and Costerton, J. (1992). A structured model of the anaerobic granule consortium. *Wat. Sci. Technol.* 25(7), 1-10.
- Hernández G., Fardeau M.-L., Patel B.K.C., Macarie H., Garcia J.L. and Ollivier B. (1998). Aislamiento y caracterización de bacterias tiosulfato reductoras no sulfato reductoras en digestores anaerobios mesofílicos. V Taller y Seminario latinoamericano sobre tratamiento anaerobio de aguas residuales.
- Hulshoff L.W, Lens P.N.L, Stams A.J.M, Lettinga G. (1996). Perspectives for anaerobic treatment of sulfate-rich wastewaters. IV Seminario y Taller Latinoamericano sobre tratamiento anaerobio de aguas residuales, 5.
- Janssen, A. J. H., Ruitenberg, R. and Buisman, C. J. N. (2001). Industrial applications of new sulphur biotechnology. *Wat. Sci. Technol.*, 44(8), 85-90.
- Kim, I. S. and Son, J. H. (2000) Impact of COD/N/S ratio on denitrification by the mixed cultures of sulfate reducing bacteria and sulphur denitrifying bacteria. *Wat. Sci. Technol.*, 42(3-4), 69-76.
- Kleerebezem, R. and Méndez, R. (2002). Autotrophic denitrification for combined hydrogen sulfide removal from biogas and post-denitrification. *Wat. Sci. Technol.*, 45(10), 349-356.
- Koenig, A. and Liu, L. H. (1996). Autotrophic denitrification of landfill leachate using elemental sulphur. *Wat. Sci. Technol.*, 34(5-6), 469-476.

- Lens P.N.L, Omil F, Lema J.M and Hulshoff Pol L.W. (2000). *Environmental Technologies to Treat Sulfur Pollution. Principles and Engineering. Part III Treatment of Waters Polluted by Sulfurous Compounds. Capitulo 7: Biological treatment of organic sulfate-rich wastewaters.* Edited by Piet Lens and Look Hulshoff Pol. IWA Publishing.
- Lens, N., de Beer, D., Cronenberg, C., Houwen, F., Ottengraf, S. and Verstraete, W. (1993). Heterogeneous distribution of microbial activity in methanogenic aggregates: pH and glucose microprofiles. *Appl. Environ. Microb.* 59(11), 3803-3815.
- Lens, P. N. L. Kuenen, J. G. (2001). The biological sulfur cycle: novel opportunities for environmental biotechnology. *Wat. Sci. Technol.*, 44(8), 57-66.
- Lettinga, G. (1995). Anaerobic digestion and wastewater treatment systems. *Antonie van Leeuwenhoek.* 24, 87-107.
- Lettinga, G., Field, J., van Lier, J., Zeeman, G. and Hulshoff Pol, L. (1997). Advanced anaerobic wastewater treatment in the near future. *Wat. Sci. Technol.* 35(10), 5-12.
- Li Y, Lam S, Fang H. (1996). Interactions between methanogenic, sulfate-reducing and syntrophic acetogenic bacteria in the anaerobic degradation of benzoate. *Water Res.* 30, 1555-1562.
- Maillacheruvu, T. and G. Parkin (1996). "Kinetics of growth, substrate utilization and sulfide toxicity for propionate, acetate, and hydrogen utilizers in anaerobic digestion." *Wat. Environ. Res.* 68(7), 1099-1106.
- Martínez I. y Olivares A. (1999). Diseño de una planta anaerobia para el tratamiento de aguas con alto nivel de sulfato. Escuela de Ingeniería Bioquímica UCV, Valparaíso, Chile.
- Nedwell D.B. and Reynolds P.J. (1996). Treatment of landfill leachate by methanogenic and sulphate-reducing digestion. *Water Res.* 30, 21-28.
- O'Flaherty V., Mahony Y., O'Kennedy R. and Collieran E. (1998a). Effect of pH on growth kinetics and sulfide toxicity thresholds of a range of methanogenic, syntrophic and sulfate-reducing bacteria. *Process Biochem.* 33(5), 555-569.
- Oh, S. E., Kim, K. S., Choi, H. C., Cho, J. and Kim, I.S. (2000). Kinetics and physiological characteristics of autotrophic denitrification by denitrifying sulfur bacteria. *Wat. Sci. Technol.*, 42(3-4), 59-66.
- Omil, F., Lens, P., Visser, A., Hulshoff Pol, L. and Lettinga, G. (1998). Long term competition between sulfate reducing and methanogenic bacteria in UASB reactors treating volatile fatty acids. *Biotechnol. Bioeng.* 57(6), 676-856.
- Oude, S. (1998). Sulfate reducing bacteria in anaerobic bioreactors. Wageningen Agricultural University, Wageningen, The Netherlands.
- Raskin, L., Rittman, B. and Stahl, D. (1996). Competition and coexistence of sulfate-reducing and methanogenic populations in anaerobic biofilms. *Appl. Environ. Microb.* 62(10), 3847-3857.
- Rinzema A. and Lettinga G. (1988). The effect of sulfide on the anaerobic degradation of propionate. *Environ. Technol. Lett.* 9, 83-88.
- Robertson, L.A., Kuenen, J.G. (1992). The Colorless Sulfur Bacteria. In Balows A., Trüper H.G., Dworkin M., Harder W. & Schlefer K.H. (Eds) *The prokaryotes*, vol III, 385-413 Springer-Verlag New-York.
- Santegoeds, C., Damgaard, L., Hesselink, G., Zopfi, J., Lens, P., Muyzer, G., de Beer, D. (1999). Distribution of sulfate-reducing and methanogenic bacteria in anaerobic aggregates determined by microsensor and molecular analyses. *Appl. Environ. Microb.* 65(10), 4618-4629.
- Shin H.-S., S.E. Oh. and C.-Y. Lee. (1997). Influence of sulfur compounds and heavy metals on the methanization of tannery wastewater. *Wat. Sci. Technol.* 35, 239-245.

- Soares, M. I. M. (2002). Denitrification of groundwater with elemental sulfur. *Wat. Res.*, 36(5), 1392-1395.
- Sublette, K. L., Kolhatkar, R. and Raterman, K. (1998). Technological aspects of the microbial treatment of sulphide-rich wastewaters: A case study. *Biodegradation*, 9, 259-271.
- Tanimoto, Y., Tasaki, M., Okamura, K., Yamaguchi, M. and Minami, K. (1989). Screening growth inhibitors of sulfate-reducing bacteria and their effects on methane fermentation. *J. Ferment. Bioeng.*, 68, 353-359.
- Tartakovsky, B. and Guiot, S. (1997). Modeling and analysis of layered stationary anaerobic granular biofilms. *Biotechnol. Bioeng.* 54(2), 122-130.
- Thauer, R., Jungermann, K. and Decker, K. (1977). Energy conservation in chemotrophic anaerobic bacteria. *Bacteriol Rev.* 41, 110-180.
- Visser A, Beekma I, Van der Zee F, Stams A.J.M, Lettinga G. (1993). Anaerobic degradation of volatile fatty acids at different sulfate concentrations. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 40, 549-556.
- Visser, A. (1995). The anaerobic treatment of sulfate containing wastewaters. Wageningen Agricultural University, Wageningen, The Netherlands.
- Widdel, F. (1988). Microbiology and ecology of sulfate and sulfur reducing bacteria. In: Zender AJB (ed) *Biology of anaerobic microorganisms*. Jhon Wiley & Sons, New York, pp459-586.
- Xiushan, Y., Garuti, G. and Tilche, A. (1993). Denitrification with *Thiobacillus desnitificans* in the ANANOX process. *Biotechnology Letters*, 15(5), 531-536.
- Yadav, V. K. and Archer, D. B. (1989). Sodium molybdate inhibits sulphate reduction in the anaerobic treatment of high sulphate molasses wastewater. *Appl. Microbiol. Biotechnol.*, 31, 103-106.
- Yoda, M., Kitagawa, M. and Miyaji, Y. (1987). Long term competition between sulfate-reducing and methanogenic-producing bacteria for acetate in anaerobic biofilm. *Water Res.* 21(12), 1547-1556.

## **Capítulo 5**

# TRATAMIENTO ANAEROBIO DE RESIDUOS SÓLIDOS

Paola Poirrier G.  
Rolando Chamy M.  
Marcel Szantó N.

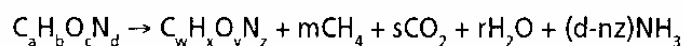
## 1. INTRODUCCIÓN

La industria manufacturera normalmente genera importantes cantidades de residuos y subproductos. Los primeros, principalmente efluentes líquidos, generan un agudo y creciente problema de contaminación de nuestros recursos hídricos. Los segundos, sólidos y líquidos, son frecuentemente subutilizados, no obstante el alto valor potencial de sus componentes o de los productos que de ellos puedan derivarse.

En general, las referencias existentes hasta finales de la década de los 80, con relación al tratamiento de los residuos sólidos por digestión anaerobia, explicitaban las dificultades del funcionamiento de las instalaciones y sus limitaciones, tanto de carácter técnico como económico. La formación de costras y sedimentos en el caso de los sustratos de concentración media, el arrastre (*wash out*) de los microorganismos en el tratamiento de los efluentes diluidos y la inestabilidad del proceso cuando se producen variaciones en las características del caudal alimentado, son ejemplos de dificultades que conformaron una cierta impresión de que la tecnología de digestión anaerobia solamente era viable dentro de márgenes relativamente estrechos tanto de las características de los materiales de partida como de las variables de proceso. Sin embargo, hoy en día, la aplicación del proceso de digestión anaerobia a residuos orgánicos ha tenido un nuevo auge, debido principalmente a la aparición de legislaciones cada vez más exigentes, especialmente en la Comunidad Europea, en donde se le ha dado prioridad a la aplicación de tecnologías que permitan la revalorización energética de los desechos.

### 1.1. Microbiología de la Digestión Anaerobia

La digestión anaerobia es un proceso usado para disminuir la carga contaminante de desechos orgánicos, el cual tiene como beneficio la producción de metano (biogás), y en algunos casos la obtención de lodo estabilizado. Hay que hacer notar que una efectiva bioconversión de materia orgánica en forma anaerobia, depende entre otras cosas, de una población microbiana estable. Una degradación anaeróbica eficaz es el resultado de la actividad coordinada y combinada de toda la población del digestor. Esta población está compuesta por diferentes grupos tróficos, que poseen distintas funciones en la catabolización del carbono. La conversión anaeróbica global de desechos industriales orgánicos puede ser representada por la siguiente ecuación:





donde:

s : a-nw-m

r : c-ny-2s

Los términos  $C_aH_bO_cN_d$  y  $C_wH_xO_yN_z$ , son usados para presentar sobre una base molar la composición del material al comienzo y final del proceso.

La digestión anaeróbica de residuos sólidos puede llevarse a cabo a cualquier temperatura entre 5 y 55°C, existiendo principalmente dos rangos de temperatura: el rango mesófilo (5-40°C) y el rango termófilo (40-55°C). Se sabe que el rango mesófilo presenta la mayor velocidad específica de crecimiento, aunque las mayores productividades de metano se hallan en el rango termófilo. Sin embargo, por lo general, no se recomienda operar en el rango termófilo pues la energía requerida para mantener la temperatura desfavorece el balance energético.

En cuanto al pH, el óptimo se encuentra entre 7 y 8, y se mantiene en el valor adecuado, si se dan todas las condiciones para que la población microbiana interactúe en la forma correcta. Lógicamente, cuando se pone en marcha el proceso de digestión, existe una gran proporción de bacterias formadoras de ácido y un alto contenido de ácidos orgánicos, lo que causa que el pH baje. Cuando la población se balancea, el pH se estabiliza en el valor óptimo para el proceso, el que no necesariamente corresponde al valor óptimo para cada población individual.

En términos generales, en condiciones óptimas, se puede considerar que la degradación de desechos sólidos volátiles varía entre 60% a 80%. La producción de biogás varía entre 0,5 a 0,75 m<sup>3</sup> de biogás/kg de sólido volátil degradado. El contenido típico de metano en el biogás oscila entre 50% a 60%, siendo el resto principalmente CO<sub>2</sub>.

## 1.2. La Digestión Anaerobia como Alternativa de Tratamiento y Revalorización de Residuos Sólidos

Los problemas de carencia de tecnología para el tratamiento de aguas residuales diluidas han sido resueltos con el desarrollo de reactores de segunda generación y tercera generación, los que han permitido tratar sustratos muy diluidos, como por ejemplo las aguas residuales domésticas. Sin embargo, en el otro extremo del espectro de concentraciones, la digestión de residuos de bajo contenido de humedad aún presenta problemas que dificultan su tratamiento, aunque grandes esfuerzos se han realizado en los últimos años, apreciándose un explosivo desarrollo de tecnologías aplicadas a la degradación de la fracción orgánica de los residuos municipales. Tecnologías que, en su mayoría, han sido aplicadas solo en algunos países miembros de la Comunidad Europea y que en muchos casos no ha sido optimizada para las situaciones particulares consideradas.

El estudio sistemático de la digestión anaerobia de residuos sólidos se inicia a fines de los años 60. Los primeros investigadores fueron Golueke en 1969, Pfeffer en 1973 y Augenstein en 1976. La revisión teórica de la digestión anaerobia de residuos sólidos urbanos es desarrollada inicialmente por Kispert en 1975 (Kayhanian y Tchobanoglous, 1993). Así, por muchos años, el desarrollo de la tecnología de digestión anaerobia de sólidos permaneció ligada a la estabilización de los lodos provenientes del tratamiento primario y aerobio de residuos líquidos, y de excretas de animales, guiado por el diseño de reactores del tipo completamente agitados (Adams y Dougan, 1981; Colleran *et al.*, 1983, Fouhy, 1993). Estos sistemas operan a concentraciones de sólidos totales de 5-10%. Sin embargo, muchos desechos agrícolas, industriales y residuos sólidos municipales tienen concentraciones de sólidos totales muy superiores, llegando a alcanzar valores del 30-40%, los que para ser utilizados como sustratos en los sistemas anaerobios convencionales deben ser diluidos generándose un gran volumen. Paralelamente, en los predios agrícolas, la mayoría de los residuos y excrementos animales son manipulados en forma sólida, por lo que el equipamiento y experiencia adquirida podrían aplicarse a la operación de los procesos de digestión

anaerobia seca. Más aún, si se asume que las velocidades de reacción de dichos sistemas son similares en base másica a las de los sistemas líquidos, la digestión anaerobia de sustratos de baja humedad permitirá cargas orgánicas mayores y diseños de digestores de menor volumen, con las consiguientes ventajas económicas (Wujcik y Jewell, 1980).

Como ya se ha esbozado, es importante resaltar que prácticamente no existen referencias con relación al tratamiento anaerobio de residuos sólidos no urbanos, siendo casi todas previas al año 1981. A partir del año 1990 se observa un paulatino incremento en el interés por publicar en el tema, dado tanto por un mayor conocimiento en la digestión anaerobia como también por las mayores restricciones ambientales que han obligado a la búsqueda de soluciones integrales al problema.

### 1.3. Tecnologías Disponibles para el Tratamiento Anaerobio de Residuos Sólidos

Antes de diseñar un digestor anaeróbico hay que tener claro los objetivos que se buscan; si se desea usar la digestión como método para controlar la contaminación o si se quiere dar énfasis a la producción de metano. Si la producción de metano por sí sola es importante, el criterio de diseño será menos exacto y el sistema barato de instalar. Si se está tratando de controlar la contaminación, el costo de digestión debe confrontarse con el de otros equipos de tratamiento, pudiendo llegar a un compromiso cuando ambos objetivos son requeridos.

Como se señaló en los párrafos anteriores, la importancia del proceso de digestión anaerobia de desechos sólidos orgánicos ha aumentado ya que los sistemas convencionales de digestión de lodos están limitados a concentraciones menores de 15% de sólidos totales, por lo que no son efectivos para desechos sólidos de menor humedad (ten Brummeler *et al.*, 1991). Desde este punto de vista, la variable más decisiva, al momento de seleccionar el tipo de tecnología más eficaz, es el contenido de sólidos totales de los residuos. Así, Flors *et al.* (1980), clasifican los sistemas de digestión anaerobia de la siguiente manera:

- Tecnología para residuos diluidos (máximo 2% sólidos totales).
- Tecnología para residuos de concentración media (2-12% sólidos totales).
- Tecnología para residuos semisólidos (más de 12% sólidos totales).

En el caso de los residuos semisólidos, ya que este material no es fluido, no es posible utilizar reactores de flujo, por lo que la única alternativa viable es el proceso por cargas o semicontinuo.

Desde el punto de vista operacional los reactores anaerobios de residuos sólidos pueden clasificarse en digestores por lotes o continuos, y sobre la base de la microbiología del proceso en reactores de una o dos fases.

En el caso de los residuos sólidos urbanos, las tecnologías disponibles se han clasificado de acuerdo al contenido de sólidos totales posibles de manejar (Rivard, 1990; ten Brummeler, 1991): (a) tecnología por vía húmeda con concentraciones iniciales menores al 15%, realizándose la dilución del residuo sólido; (b) tecnología por vía seca, con concentraciones entre 20 y 40% de sólidos totales.

Por otra parte, considerando los residuos de concentración media y semisólidos, se podrá distinguir entre las tecnologías aplicables a residuos de bajo contenido de sólidos (menor al 15%) y sistemas de alta carga (generalmente con concentraciones de sólidos totales del orden del 30 al 40%) aplicados en general a la fracción orgánica de los residuos sólidos municipales (FORSU).

#### a. Sistemas por lotes

Consiste básicamente en un depósito impermeable a líquidos y gases, térmicamente aislado, provisto de un acceso para carga y descarga de materiales y una salida de biogás. Este tipo de instalación es adecuado

para zonas en que la disponibilidad de residuos es esporádica o se limita a residuos vegetales escasamente digeribles. Su funcionamiento es muy simple, el residuo fresco es introducido en el digestor, junto con el inóculo que puede ser una parte de los lodos de la operación anterior, y luego éste se cierra. En estas condiciones se inicia una corta fermentación aeróbica que consume rápidamente el oxígeno contenido en el reactor, y más tarde se inicia la producción de biogás que, según la temperatura de operación, se mantiene durante 20 a 40 días. Cuando ésta termina se procede a abrir el digestor y a descargarlo, para iniciar una nueva operación. El gas generado se recoge en una campana flotante situada sobre el mismo digestor o en un depósito aparte (Flors *et al.*, 1980). En la Figura 1 se presenta un esquema del sistema descrito

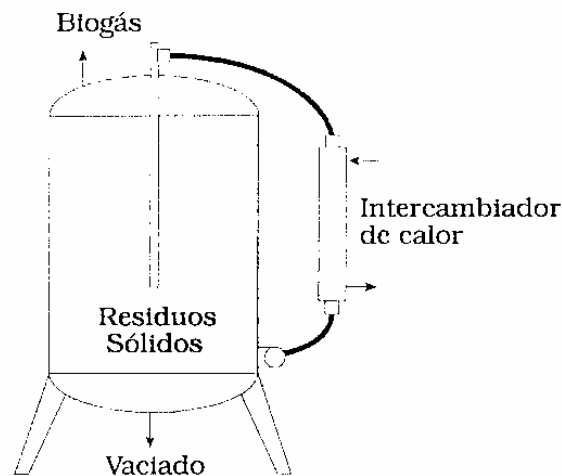


Figura 1. Digestor por cargas con recirculación de fase líquida.

Entre las ventajas de los reactores por lotes se cuentan:

- Minimiza la necesidad de manejo y pretratamiento de los residuos.
- El diseño y operación del reactor son muy simples.
- Los requerimientos de mano de obra son bajos.
- Los sistemas de generación de calor e intercambio de calor pueden suprimirse porque los reactores se automantienen.
- Es un sistema muy económico.

Los inconvenientes del sistema son:

- se necesitan reactores de gran volumen.
- los tiempos de operación son muy largos.
- se requieren dos áreas de almacenamiento, una para los sólidos y otra para el efluente líquido procedente de la licuefacción de los residuos.
- las limitaciones del proceso no están bien definidas.

Desde el punto de vista de diseño, el problema más importante aún no resuelto satisfactoriamente es la fabricación de cierres herméticos y al mismo tiempo económicos.

El comportamiento del proceso puede mejorarse con la implementación de un sistema de mezclado, con lo que se logra disminuir el tiempo de residencia del sistema. Estos pueden ser mecánicos o se puede lograr el mismo objetivo recirculando el líquido percolado o el biogás producido.

Este tipo de tecnología ha sido utilizada por BIOCEL (originaria de Holanda), cuyo principio de funcionamiento también ha sido descrito como compostaje anaerobio en batch secuenciales.

#### *b. Sistemas continuos*

En este tipo de digestores anaerobios, la alimentación, por regla general, es semicontinua, es decir, por pequeñas cargas introducidas periódicamente, generalmente una vez al día. En estas condiciones la producción y composición del biogás y los lodos son prácticamente constantes. Este tipo de sistema es aplicable especialmente cuando se dispone de una aportación regular de desechos, como por ejemplo estiércol de ganado. Los diseños básicos son dos: de mezclado vertical y de desplazamiento o pistón.

Si se realiza una comparación entre los sistemas por lote y los continuos, se llega a las siguientes observaciones:

- El sistema por lotes es más conveniente cuando la disponibilidad de residuos es fluctuante.
- El sistema por lotes permite operar con concentraciones de sólidos hasta de 50%, no así en sistemas continuos en que el porcentaje de sólidos típicamente usado es de un 10% a un 15%.
- Los sistemas por lotes deben ser inoculados con microorganismos cada vez que se ponen en funcionamiento, no así los sistemas continuos. En el caso del reactor tipo tanque agitado se mantiene una población microbiana estable dentro del reactor; y en el de flujo pistón, parte del efluente debe ser mezclado con el influente con el fin de inocular constantemente el reactor.
- Para el caso de los reactores continuos se recomienda velocidades de carga de 0,6 a 1,6 kg sól. volátiles por m<sup>3</sup> de reactor por día, no obstante se han reportado velocidades significativamente mayores.

Este tipo de diseños se han aplicado preferentemente a residuos de bajo contenido de sólidos, habiéndose desarrollado la mayor parte de esta tecnología para el tratamiento de lodos de plantas depuradoras. Los típicos tiempos de retención aplicados fluctúan entre 2 a 4 semanas, dependiendo del tipo de residuo considerado. Algunas referencias comerciales que reportan la utilización de este tipo de tecnología son: RefCom (Refuse Converted Methane), SOLCON (Solids Concentrating), WAASA y GRONINGEN.

Algo similar ha sido aplicado para el caso de los residuos sólidos municipales, pero utilizando el concepto de digestión seca (concentraciones de sólidos del 30 al 40%). Algunos ejemplos son: Valorga (Francia), Dranco (Bélgica), KOMPOGAS (Suiza) y Funnel Ind. (Estados Unidos). En otros casos, se ha utilizado esta tecnología para residuos con concentraciones de sólidos del 10%, en la cual se ha incorporado el concepto de codigestión, en la cual se mezclan, en proporciones adecuadas, la FORSU o algún residuo agroindustrial con residuos diluidos o lodos de plantas depuradoras.

#### *b.i. Reactores de mezclado vertical*

Este tipo de reactor es, generalmente, un depósito cilíndrico de eje vertical, en el que el desecho es introducido por el fondo y los lodos se descargan por el tope por efecto de desplazamiento. Este sistema tiene por finalidad mejorar la velocidad y eficacia de conversión del proceso, con la consiguiente reducción en el tamaño de la instalación y los costos de inversión. Al igual que en los reactores por lotes, y con la misma finalidad, es posible implementar un sistema de mezclado. En la Figura 2 se aprecian los esquemas de un reactor anaerobio de mezclado vertical con y sin agitación.

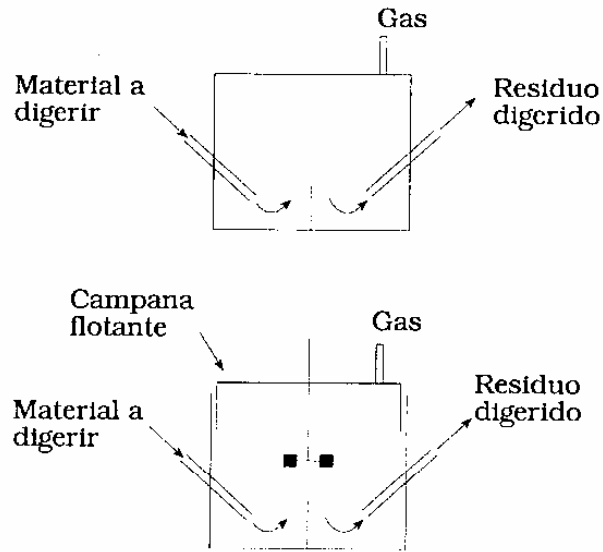


Figura 2. Digestor vertical continuo con doble cámara sin y con agitación.

### b.ii. Reactores de desplazamiento

Consiste en un depósito cilíndrico alargado, en posición horizontal y apoyado directamente sobre el suelo o sobre una estructura metálica que lo soporta. En este tipo de digestor el residuo alimentado se introduce por un extremo y se desplaza gradualmente hasta el extremo opuesto, atravesando una zona central donde la fermentación transcurre a velocidad máxima. En algunas ocasiones, el depósito lleva en su interior un agitador múltiple de eje paralelo al del cilindro que facilita el avance del material sólido. La configuración descrita se esquematiza en la Figura 3.

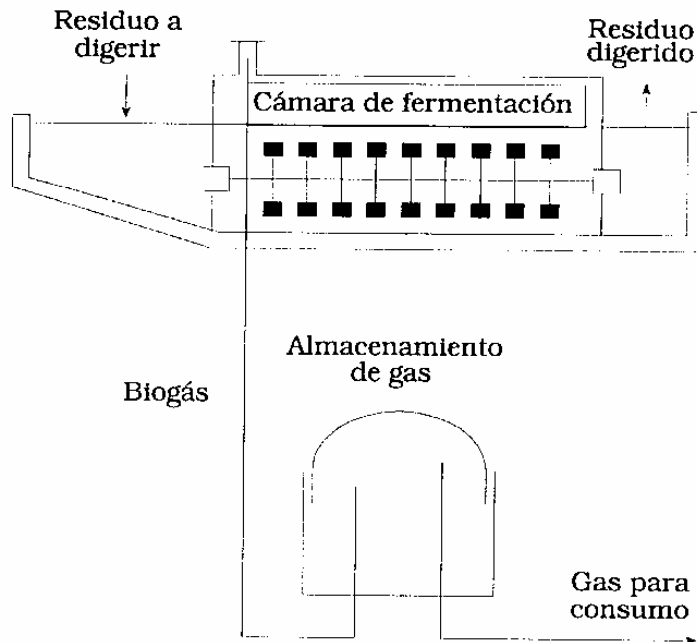


Figura 3. Digestor continuo con desplazamiento horizontal.

Este tipo de digestores presenta ciertas ventajas frente a los reactores de mezclamiento vertical:

- mayor rendimiento de conversión del residuo alimentado, ya que en este caso es poco probable que una parte de éste alcance el extremo opuesto del reactor sin haber experimentado una digestión suficiente en la zona central, en la que la concentración de bacterias es máxima.
- manejo más sencillo, en caso de acidificación, el material tamponado final puede recircularse.
- es más fácil eliminar partículas sólidas inertes y espumas que podrían reducir el rendimiento del digestor.

### c. Procesos por Fases

Como es conocido, el proceso de digestión anaerobia puede dividirse en tres fases: hidrólisis, acidificación y metanogénesis, conforme a la actividad de los microorganismos involucrados en cada etapa. Desde este punto de vista, se han desarrollado sistemas de digestión anaerobia en dos fases, en el cual el residuo sólido primero es hidrolizado y acidificado en un digestor, reactor de licuefacción-acidificación (RLA), fase de licuefacción, y luego el efluente de éste es alimentado a un reactor metanogénico (RM), fase de gasificación, donde los ácidos son digeridos produciendo biogás, el efluente de este reactor es retroalimentado al RLA en donde ejerce un efecto buffer en el proceso de acidificación (Pavan, 2000). Más aún, este sistema de recirculación permite remover instantáneamente los productos ácidos previniendo su acumulación y por lo tanto, el fenómeno de inhibición por producto. En otras palabras, en este tipo de digestores existe una separación física de las poblaciones bacterianas correspondientes (Pohland y Ghosh, 1971; Cohen, 1983). El sistema descrito puede ser operado en lotes o continuo. En la Figura 4 se presenta un esquema de la configuración característica de un reactor de dos fases de residuos sólidos operando en batch (Cohen, 1983).

La operación de los sistemas de dos fases permite, principalmente, una mayor estabilidad del proceso durante el tratamiento de residuos que provocan el fallo en la operación de sistemas convencionales, como por ejemplo, con residuos celulósicos o ricos en proteína con una relación C/N menores a 20 (Weiland, 1993). Sin embargo, presentan algunos problemas como por ejemplo la necesidad de dos o más reactores, una puesta en marcha delicada del reactor metanogénico, formación de canales preferenciales en el reactor de percolación (etapa de licuefacción) y altos costos de inversión (ten Brummeler et al., 1991).

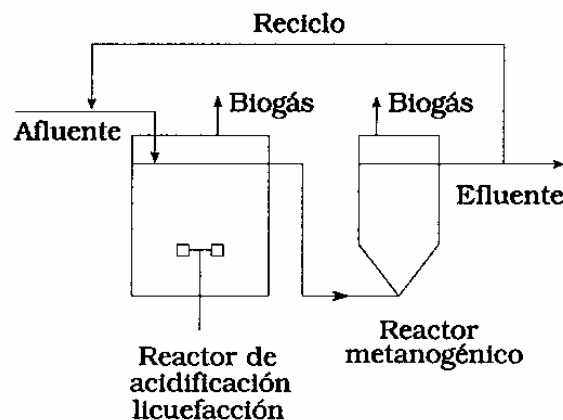


Figura 4. Configuración de digestor de dos fases.

Desde un punto de vista operacional, la separación del proceso de digestión anaerobia en dos etapas (acidificación y metanogénesis) posibilita el mantener un ambiente óptimo para cada grupo bacteriano y permite abordar su optimización (Ghosh, 1978; O'Keefe, 1996; Yeoh, 1997; Fernández et al., 2001;

Guerrero *et al.*, 2003). Por ejemplo, durante la hidrólisis se debe procurar el mayor contacto posible entre las enzimas extracelulares y el sustrato, mientras que para favorecer los procesos metanogénicos debe mantenerse un pH neutro y una menor competencia entre las bacterias acetogénicas (Eastman y Ferguson, 1981; Huang y Weiland, 1990; Nishimura y Yoda, 1996).

Por otra parte, el proceso de digestión anaerobia de residuos sólidos en una etapa, en general, ha demostrado ser efectiva solamente para residuos no diluidos, con concentraciones de sólidos totales de 20-32%, como por ejemplo desechos de trigo y maíz (ten Brummeler *et al.*, 1991) y la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos (Anderson *et al.*, 1994).

#### *d. Digestión por vía húmeda o seca*

Como ya se mencionó anteriormente, en el caso de los residuos sólidos orgánicos (principalmente urbanos), las tecnologías desarrolladas han optado, ya sea por el uso de sistemas con elevados contenidos de sólidos totales (del orden del 40%), denominada digestión por vía seca; y en otros casos por la operación con sustratos diluidos (del orden del 15% de sólidos totales), en cuyo caso se habla de digestión por vía húmeda.

En la Tabla 1, se resumen algunos criterios generales para seleccionar el tipo de digester en función del contenido en sólidos.

**Tabla 1.** Criterios para seleccionar la configuración más adecuada de un digester anaerobio en función del contenido de sólidos totales (ST) del influente.

Contenido (% ST)	Influente	Configuraciones
Menor de 2 %	RIS, efluente fase acidogénica	Filtro anaerobio, lechos fluidizados, UASB.
Medio (2-15 %)	Lodos PTAR, RIS particulados	Tanque agitado, sistemas secuenciales, sistemas con separación en fases.
Mayor de 20 %	RSU, RIS, grasas, residuos lignocelulósicos.	Tanque agitado con recirculación de lixiviado, sistemas con separación en fases.

Nota: RSU: residuo sólido urbano; RIS: residuo industrial sólido, PTAR: planta de tratamiento de aguas residuales.

En la Tabla 2 se resumen las ventajas y desventajas de los sistemas por vía seca y húmeda. Los procesos por vía húmeda pueden considerarse continuación de las técnicas de digestión de lodos de depuradoras de aguas residuales. El proceso de digestión en sí no presenta ninguna novedad técnica ni supone la utilización de elementos mecánicos especiales. Por otro lado, exigen una mayor preparación del material antes de su entrada en el digester, por lo que, en general, se utilizan dispositivos técnicos como disgregadores.

Para el tratamiento de residuos con un contenido intermedio entre 5 y 10% ST, como por ejemplo, lodos de depuradora, es necesario tiempos de retención mayores (>15 días). Los diseños se mejoran con algún mecanismo para la retención de los sólidos en suspensión mediante la recirculación desde un sedimentador interno o externo. La principal consecuencia de estas modificaciones es una relación TRS/TRH >1, aumentando el tiempo de retención de los sólidos y de los microorganismos.

Para el tratamiento de residuos con un alto contenido de sólidos (>20 %) o por vía seca, los diseños más habituales son los tanques agitados o los sistemas discontinuos con recirculación de lixiviados. En

principio, los digestores por vía seca tienen unas dimensiones menores por el menor contenido de agua en relación a la misma carga biodegradable, lo que supone un menor costo y un menor impacto visual (Wujcik, 1980).

**Tabla 2.** Ventajas y desventajas de los sistemas anaerobios por vía seca y húmeda según criterios técnicos, biológicos, económicos y ambientales.

Criterios	Ventajas		Desventajas	
	Seca	Húmeda	Seca	Húmeda
Técnico:	Sin partes móviles internas (reactor). Sin pretratamiento.	Proceso conocido.	Co-digestión de residuos >20 %ST.	Separación fases líquido/sólido. Pretrat. complejo.
Biológico:	Sin pérdida de SV durante pretratamiento. Mayores VCO.	Dilución de inhibidores.	Sin dilución de inhibidores.	Más sensible sobrecargas orgánicas. Pérdida de SV en pretratamiento.
Económico /Ambiental:	Reactores más pequeños. Consumo mínimo de agua. Menor consumo de energía.	Equipos más baratos para manipulación de lodos.	Equipos más caros para manipulación de residuo digerido.	Consumo alto de agua. Reactores más grandes. Consumo de energía elevado.

Nota: ST: Sólidos totales; SV: Sólidos volátiles; VCO: Velocidad de carga orgánica.

El contenido en sólidos dentro del reactor determina la homogeneidad del medio. Los tres diseños más efectivos para un mezclado adecuado de los residuos a escala industrial corresponden a tres diseños comerciales: Dranco, Kompogas & BRV y Valorga. El mezclado se puede conseguir mediante la recirculación de parte de los residuos digeridos junto con la alimentación, definiendo un movimiento horizontal o vertical de desplazamiento del contenido del digestor. El sistema del diseño Valorga introduce una variante: mediante un desplazamiento horizontal y circular se mejora el mezclado, junto con la inyección de biogás a presión por la parte inferior del digestor.

En cuanto al pretratamiento y equipos en general, los sistemas por vía seca no someten al residuo a pretratamientos electromecánicos. Por el contrario, exigen tecnologías más robustas y tienen mayores desgastes de mantenimiento, por ejemplo en los elementos mecánicos de impulsión de los materiales y de deshidratación del digerido. Por lo que se refiere a la producción de biogás, es difícil postular la superioridad de una vía sobre la otra. Las diferencias más notables tienen que ver no tanto en el propio proceso de digestión, sino en toda la preparación previa y la riqueza del material entrante en el digestor respecto a materiales biodegradables: en los pretratamientos de separación se pierde entre un 15-25% de SV (Lissens *et al.*, 2001).



## 2. TRATAMIENTO ANAEROBIO DE RESIDUOS SÓLIDOS

Los estudios que analizan el comportamiento de los sistemas de digestión anaerobia de residuos sólidos consideran diversos parámetros, como son concentración de sólidos totales, temperatura, razón carbono/nitrógeno, configuración del reactor, requerimientos de mezclado, tiempo de operación, fuente de inóculo y pretratamiento químico de los residuos sólidos. Estos estudios pueden enmarcarse en tres grupos de residuos sólidos:

- Residuos sólidos agrícolas, forestales y ganaderos
- Residuos sólidos industriales
- Residuos sólidos urbanos

### 2.1. Residuos sólidos agrícolas, forestales y ganaderos

Podemos clasificar en este grupo los residuos provenientes del trabajo intensivo agrícola, forestal y ganadero. En este grupo se han centrado la mayoría de las investigaciones con el fin de maximizar la obtención de energía, lográndose importantes mejoras en los procesos trabajando en digestión por lotes con concentraciones hasta de 70% de sólidos totales, sin embargo, la velocidad de reacción está seriamente limitada para contenidos de sólidos iniciales sobre 34% (Wujcik y Jewell, 1980).

Estos desechos están formados principalmente por compuestos de difícil biodegradación producto de su configuración estructural; este es el caso de la celulosa y hemicelulosa incorporados en los complejos lignínicos. Para solucionar este problema se ha estudiado la utilización de pretratamientos químicos (ácido o básico) y enzimáticos (Moo-Young *et al.*, 1978; Tanaka y Yamamoto, 1981; Jiménez *et al.*, 1993), lográndose altas producciones de biogás.

A causa de su alto contenido en carbohidratos y su bajo contenido en nitrógeno, este tipo de residuos tienen una relación carbono/nitrógeno (C/N) alta, lo cual trae como consecuencia la producción de biogás con un bajo contenido de metano. Esta relación se logra disminuir con la adición de estiércol y desechos animales (Moo-Young *et al.*, 1978; Wujcik y Jewell, 1980; Flors *et al.*, 1981; Bhadra *et al.*, 1986; El-Shinnawi *et al.*, 1989) a su valor óptimo de 30, en el cual la fracción de metano es máxima.

Otro parámetro de importancia es la temperatura, así para las bacterias mesófilas trabajando a temperaturas bajo 15°C se tiene que la digestión es lenta aumentando en el rango de 15 a 25°C, disminuyendo nuevamente para temperaturas cercanas a 45°C; esta temperatura es el límite del crecimiento mesofílico (Hobson, 1983). A temperaturas superiores se presenta un cambio a bacterias termofílicas en el rango de 50 a 65°C, donde nuevamente la velocidad de degradación aumenta. De este modo, para tiempos de retención cortos y altas cargas orgánicas el sistema termofílico es más eficiente, sin embargo para tiempos de retención largos (sobre 12 días) ambos sistemas presentan eficiencias similares (Shelef *et al.*, 1980; Bhadra *et al.*, 1986; El-Shinnawi *et al.*, 1989).

### 2.2. Residuos sólidos urbanos

Los residuos sólidos municipales (RSM) se caracterizan por su composición heterogénea, se pueden dividir en una fracción orgánica y otra inorgánica. La digestión anaerobia de los residuos orgánicos ocurre en forma espontánea, en condiciones subóptimas, en los rellenos sanitarios a concentraciones entre 20 a 60% de sólidos totales (ten Brummeler *et al.*, 1991).

La fracción orgánica aislada puede ser tratada en forma óptima con la misma tecnología desarrollada para el tratamiento de los residuos sólidos agrícolas. Estudios realizados en reactores por lotes han reportado que a una concentración de 30-40% de sólidos se obtiene la máxima velocidad de degradación de los residuos. Parámetros de operación como agitación y temperatura no presentan efectos significativos en dichos resultados (Rivard *et al.*, 1990; ten Brummeler *et al.*, 1991; Fouhy, 1993; van Lier *et al.*, 1993).

### 2.3. Residuos sólidos industriales

Se clasifican en este grupo todos los residuos sólidos orgánicos que se obtienen como desechos de los procesos industriales, estos se caracterizan por su alto contenido de agua y un porcentaje de sólidos entre 20 y 35, lo que hace poco atractivas las alternativas de compostación e incineración. La aplicación de la tecnología anaerobia para el tratamiento de estos desechos es muy reciente y sólo ha abarcado un reducido número, entre los que se puede mencionar los residuos de la industria del café, de la industria cervecera (orujo de cebada), compost agotado de la industria del champiñón, pulpa agotada de remolacha azucarera, alperujo proveniente de la extracción de aceite de oliva, entre otros (Calzada y Rolz, 1983; Meyer-Pittroff, 1989; Bisaria *et al.*, 1990; Kang, 1993).

Estos residuos presentan una composición muy variada dependiendo de la industria donde se generan, de esta forma es común realizar pruebas de biodegradabilidad con el fin de determinar la necesidad de un pretratamiento químico, la adición de complementos para ajustar la razón carbono/nitrógeno y seleccionar la configuración de reactor que permita disminuir al máximo los problemas de contaminación por sólidos (Oi *et al.*, 1981; Bisaria *et al.*, 1990; Kang, 1993).

### 2.4. Experiencias a Nivel Piloto e Industrial

Al inicio del nuevo impulso dado a la investigación del proceso de digestión anaerobia, fueron pioneros los estudios a escala laboratorio desarrollados por Rivard y col. (1989 y 1990), quienes estudiaron un tipo de reactor que digería basura urbana con alto contenido de sólidos, operado bajo condiciones mesofílicas. El equipo consistía en un cilindro de vidrio de 20 L montado en forma horizontal y tapado a ambos costados. La agitación se conseguía con un agitador con 4 barras longitudinales. Este reactor se operó con una alimentación diaria de basura seca molida y una solución líquida de nutrientes. En este reactor se aumentó gradualmente la concentración de sólidos desde un 5% hasta un 32%. Cuando se trabajó con la concentración máxima de sólidos la velocidad de carga fue de  $9,5 \text{ (g}_{\text{SV}}/\text{L}_{\text{Sólidos}} \cdot \text{día})$  lográndose una operación estable con una producción de biogás de  $0,6 \text{ (L}_{\text{biogás}}/\text{g}_{\text{SVadicionado}})$ , conteniendo un 62% de metano. Trabajos posteriores permitieron tratar residuos hasta con un 40% de sólidos totales (Rivard, 1993; Rivard *et al.*, 1993; ten Brummeler *et al.*, 1999; De Baere, 1999).

Ya a nivel industrial, la primera planta capaz de digerir anaeróbicamente basura orgánica no preclasificada, comenzó a operar en 1988 en Amiens, Francia. La planta (capaz de tratar 55000 ton/año con 3 digestores de  $2400 \text{ m}^3$  cada uno) fue desarrollada por Valorga S.A. para tratar residuos con un contenido de sólidos de 30-35%. En esta planta existe una unidad automatizada que remueve metales, plásticos, vidrios, cartones e inertes. La fracción orgánica remanente es mezclada con agua reciclada para formar un residuo con 35% de sólidos. Para evitar las partes móviles que serían necesarias para agitar, parte del biogás que sale en la parte superior del digestor es introducido por el fondo de la columna. Estos reactores operan con tiempos de residencia que bordean las 3 semanas y las producciones de biogás son del orden de  $99 \text{ m}^3/\text{ton}$  de basura o  $146 \text{ m}^3/\text{ton}$  de fracción orgánica seleccionada. El lodo obtenido de los digestores es prensado, y vendido como compost. Esta planta opera a  $37^\circ\text{C}$  produciendo 5,5 millones de  $\text{m}^3$  de biogás/año (Fouhy, 1993).

Una segunda variación de los procesos secos fue implementada para tratar 10000 ton/año de basura preseleccionada en Brecht, Bélgica, mediante el llamado "Dry Anaerobic Conversion" (DRANCO), desarrollado por Organic Waste System. El proceso es termofílico, operado a  $55^\circ\text{C}$  y produce  $6 \text{ m}^3$  de biogás por  $\text{m}^3$  de digestor. Al igual que los procesos Valorga, DRANCO trabaja con residuos con 35% de sólidos. Para cargar el desecho por el tope del fermentador, se usa una bomba de desplazamiento positivo. Los sólidos son continuamente retirados desde el fondo del reactor. Los tiempos de residencia promedio oscilan entre 14 y 18 días (Six y De Baere, 1992; Fouhy, 1993).

En la última década del siglo pasado se siguieron desarrollando tecnologías, todas tendientes a dar

solución a la problemática derivada de la generación de residuos urbanos, e impulsadas por legislaciones principalmente dictadas por la Comunidad Europea, las cuales tienden a la eliminación del uso de rellenos sanitarios y a dar impulso al uso de tecnologías que permitan la revalorización energética de los residuos sólidos orgánicos.

Así, hoy en día son muchas las tecnologías aplicadas a nivel industrial, entre las que se pueden indicar, además de las de Valorga y DRANCO, ya mencionadas, las desarrolladas por KOMPOGAS en Suiza (Wellinger *et al.*, 1992); BIOCEL (ten Brummeler *et al.*, 1991), BTA en Alemania (Kluber y Schertler, 1994), Biothane, Paques, IBVL, Adtech System, etc. En estas plantas, es posible encontrar en el mercado todas las posibles variantes de digestores en cuanto al contenido en sólidos, modo de operación o separación de fases, lo cual indica que no existen criterios que marquen claramente la superioridad de una de ellas (De Baere, 2000).

De esta manera, actualmente se encuentran operando más de 120 plantas a nivel mundial y cerca de 60 en los países de la Comunidad Europea (con capacidad mayor a 3000 ton de residuo/año). De los sistemas instalados cerca del 60% operan en el rango mesofílico y no más del 10% son de dos etapas. La mayoría de ellas tratan principalmente FORSU o aplican el principio de codigestión.

En cuanto a los residuos sólidos industriales, en la última década ha existido un gran cambio de actitud. El escepticismo con respecto a su factibilidad ha sido sustituido por una aceptación general, tras varios tipos de digestores industriales que comenzaron su operación de forma estable. Existen muchas empresas en todo el mundo que están operando o construyendo plantas de digestión anaerobia para este tipo de residuos, de las cuales el 44% son europeas, 14% están en USA y el resto en diversos países de América Latina y Asia.

### 3. MANEJO DE LODOS DE PLANTAS DE TRATAMIENTO

#### 3.1. Generación de lodos en sistemas de tratamiento

En el proceso de tratamiento de las aguas residuales, tanto urbanas como industriales, se generan dos corrientes principales: el efluente líquido de la planta de tratamiento y los lodos o suspensiones de sólidos obtenidos como subproductos. Con respecto a estos últimos, debido a su origen, consistencia acuosa, volumen y carga orgánica, la mayor parte de ellos requiere de algún proceso de tratamiento antes de ser dispuestos en el medio ambiente, con el fin de disminuir su volumen por eliminación de agua y descomponer la materia orgánica degradable en compuestos simples orgánicos e inorgánicos relativamente estables o inertes.

La naturaleza de los sólidos presentes va a depender del proceso de tratamiento del que se originan, de tal modo que los lodos pueden ser:

- **Primarios:** contienen arena, sólidos inorgánicos finos y sólidos orgánicos.
- **Secundarios:** provienen de los tratamientos biológicos aerobios como son los lodos activados, filtros percoladores y contactores biológicos rotatorios.
- **Químicos:** son los que se generan por adición de sales de aluminio y fierro y cal para mejorar la remoción de sólidos suspendidos y la precipitación de fósforo.

#### 3.2. Calidad de los lodos

La cantidad y composición de los lodos varían según las características de las aguas residuales de donde provienen y sobre todo del proceso de tratamiento por medio del cual son obtenidos.

Por otro lado, la proporción de sólidos y de agua en los lodos depende de su procedencia y de la frecuencia

con que sean removidos. La concentración es importante porque el volumen ocupado es inversamente proporcional al contenido de sólidos, de manera tal que conviene manejar lodos lo más concentrados posibles, por economía de espacios de almacenamiento y capacidad de las bombas y menores requerimientos de calor y energía.

En la Tabla 3 se presenta el contenido promedio de humedad de los distintos tipos de lodos.

**Tabla 3.** Contenido promedio de humedad de los distintos tipos de lodos.

Tipo de Lodo	Humedad (%)
Lodos primarios crudos	93-98
Lodos primarios espesados	90-95
Lodos activados	98,5-99,5
Lodos activados espesados	97,0-97,5
Lodos mixtos	93-96
Lodos químicos	92-95

### 3.3. Sistemas de tratamiento y disposición de lodos

Los métodos o procesos que se emplean comúnmente para el tratamiento de los lodos, hasta su disposición final son:

- *Espesamiento:* consiste en concentrar los lodos. Su uso se limita principalmente al exceso de lodos acuosos del proceso de lodos activados, también se usa para concentrar lodos de los tanques primarios o la mezcla de éstos y el exceso de lodos activados, antes de la digestión.
- *Digestión:* consiste en la descomposición de la materia orgánica biodegradable hasta formar compuestos orgánicos e inorgánicos inertes o relativamente estables, con una importante disminución del volumen de la materia digerida.
- *Secado en lechos de arena:* consiste en la evaporación de una cantidad de agua tal que el lodo digerido pueda ser manejado como material sólido. Esto se lleva a cabo en eras al aire libre diseñadas para tal efecto.
- *Acondicionamiento químico:* consiste en la coagulación química de los sólidos dispersos con el fin de aumentar la velocidad de remoción de agua por filtración o por secado con aire.
- *Elutriación:* consiste en la eliminación de los compuestos amínicos y amoniacales de los lodos, por medio de lavados con agua, con el fin de disminuir la demanda de coagulante en el proceso de acondicionamiento químico.
- *Filtración a vacío:* consiste en la eliminación de agua de lodos mediante los métodos tradicionales de filtración a vacío.
- *Secado con calor:* consiste en la eliminación de agua por calor hasta un contenido de humedad del 10%.

#### *Disposición de los lodos*

En relación con las consideraciones relativas a la disposición final de los lodos, al analizar las alternativas existentes, se tiene que las más comunes son:

- Enterrado
- Relleno
- Fertilizante o acondicionador de suelo

El método de enterrado se ocupa principalmente para los lodos crudos, es decir, no digeridos. Estos se disponen en zanjas de 0,6 a 0,9 m de profundidad, cubriéndolos con una capa de 0,3 m de tierra como mínimo. Cuando se disponen de grandes extensiones de terreno el enterrado de los lodos es el más económico de los métodos de disposición ya que elimina el costo de un sistema de tratamiento. Sin embargo, rara vez se utiliza pues los lodos pueden permanecer húmedos y mal olientes durante años.

El segundo método empleado, relleno, se limita casi exclusivamente a los lodos digeridos, los que pueden ser dispuestos en el medio ambiente sin generar olores ofensivos. Los lodos pueden estar mojados o parcialmente deshidratados para ser utilizados como relleno para terrenos bajos.

Cuando se utilizan lodos mojados, la zona empleada se convierte en una laguna, lo que ha sido objeto de estudio como método de tratamiento. Por lo tanto, dependiendo del uso que se le dé a estas lagunas, éste será un método de tratamiento o de disposición. Resulta económico utilizar lagunas como método de disposición final de lodos digeridos puesto que elimina el proceso de deshidratación. Sin embargo, este método sólo es utilizable en lugares donde existen zonas bajas desocupadas y disponibles en el lugar de la planta o a distancias razonables adonde puedan llegar los lodos por sistemas de tuberías. Este método se utiliza frecuentemente como sistema complementario cuando son inadecuados los lechos secadores. Las cenizas resultantes de la incineración de lodos también se utilizan como relleno, al igual que los lodos provenientes de los lechos secadores y de los filtros a vacío.

El tercer método de disposición, que corresponde a fertilizante o acondicionador de suelos, se basa en las cualidades físicas y químicas del lodo obtenido luego de su estabilización anaerobia.

En este contexto, los elementos esenciales para el crecimiento de las plantas se pueden dividir en tres grupos:

- Hidrógeno, oxígeno y carbono, asegurados libremente a partir del aire y agua.
- Nitrógeno, fósforo, potasio, calcio, magnesio, azufre y hierro, obtenidos en cantidades substanciales a partir del suelo.
- Boro, manganeso, zinc, cobre y otros elementos disueltos en pequeñas cantidades en el suelo y que son conocidos como elementos trazas.

Los principales nutrientes fertilizantes son el nitrógeno, fósforo y potasio, y la cantidad que se requiere de cada uno de ellos dependerá del tipo de suelo, de las condiciones climatológicas y del cultivo.

El nitrógeno es indispensable para la vida de las plantas, favoreciendo el desarrollo de las hojas y tallos. El fósforo es esencial pues fortalece el desarrollo de las raíces y aumenta la resistencia a las enfermedades. El potasio también aumenta la resistencia a las enfermedades, desarrollando las partes leñosas de los tallos y las pulpas de los frutos, y es necesario para la formación de clorofila.

El lodo estabilizado anaeróbicamente contiene cantidades importantes de los nutrientes mencionados. Algunas veces los contenidos de los elementos trazas se encuentran en cantidades muy elevadas, debido a la presencia de desechos industriales, lo que puede ser perjudicial para el ecosistema. El humus del lodo, además de proporcionar alimento a los vegetales, beneficia el suelo aumentando su capacidad de retención de agua y mejorando su calidad para el cultivo. También disminuye el fenómeno de erosión.

Los lodos de aguas negras, secos o deshidratados, son excelente mejoradores o acondicionadores de suelo. Además, son buenos fertilizantes, aunque incompletos, por lo que se deben reforzar con nitrógeno,

fósforo y potasio. El mejor producto son los lodos activados crudos secados por calentamiento, tanto desde el punto de vista químico como higiénico, aunque desprenden olor al utilizarlos.

Los lodos digeridos secados por calentamiento contienen mucho menos nitrógeno y son más valiosos como acondicionadores de suelo y materiales de construcción que como fertilizantes, siendo generalmente comparados con los abonos de granjas. De esta manera, los materiales nitrogenados más fácilmente degradables de los lodos sufren pérdidas importantes en el proceso de digestión, a diferencia de los abonos, quedando un residuo nitrogenado de poca disponibilidad. En cuanto al contenido de potasio, por ser éste soluble en agua, se ha eliminado por el lavado de los lodos, mientras que en los abonos se conserva.

#### **4. DISPOSICIÓN FINAL DE RESIDUOS SÓLIDOS EN VERTEDEROS CONTROLADOS O RELLENOS SANITARIOS**

##### **4.1. Definición, Tipos y Evolución de los Vertederos Controlados o Relleno Sanitario**

Básicamente un vertedero controlado o relleno sanitario consiste en el extendido de los residuos en capas horizontales sobre una superficie de terreno, y su posterior compactación de forma que reduzca el volumen y así poder aumentar la capacidad del vertedero. En función del grado de compactación se establecerá la necesidad de cubrición de las capas de residuos.

Como se puede apreciar, se trata de una obra de ingeniería, que se desarrolla en un área determinada y cómo resultado final produce la modificación de la topografía del terreno. De forma paralela a su ejecución se brinda un servicio que es la disposición final de los residuos sólidos producidos por el núcleo urbano.

Se puede considerar que un vertedero es controlado cuando reúne características como las siguientes:

- El almacenamiento se realiza de tal forma que eviten molestias y riesgos para la salud pública así como la degradación del medio ambiente.
- El terreno dedicado a vertedero está perfectamente delimitado y cercado.
- Existe un control de accesos, de vehículos y personal.
- No se quema residuo, no se producen malos olores, no hay gente escarbando la basura, la basura está totalmente cubierta, hay drenes de interceptación de agua superficiales, hay control sanitario, etc.

Las formas de depositar los residuos en un vertedero controlado dependerán de la configuración del terreno y de las condiciones del mismo en cuanto a la posibilidad o no de acopio de la tierra para el



**Figura 5.** Vertedero Viña del Mar, Chile (foto año 2000).

recubrimiento de las basuras. Hoy en día se utilizan tres métodos básicos de explotación de un vertedero controlado: Método de Áreas, Método de Trincheras y Método de Vaguada / Depresión.

*a. Método de áreas:*

El material de cobertura se extrae de un lugar distinto al que constituirá la superficie soporte del relleno. Sin embargo, el material se considera colindante al área de relleno. Un ejemplo es el caso en que se pretenda rellenar depresiones naturales o provocadas por distintas extracciones de materiales. El material de cobertura, en cualquiera de las situaciones expuestas, se extrae de áreas colindantes y se arrastra o transporta hasta las áreas a rellenar con residuos.

El transporte de material para cobertura afecta el costo de operación del relleno (material de cobertura es el material que se utiliza para cubrir los residuos dispuestos en el vertedero). Sólo en el caso que el material se origine como descarte de obras públicas y/o privadas, justifica su transporte a distancias fuera del radio del relleno sanitario; en este caso se efectúa la disposición simultánea con los residuos de materiales inertes producidos por la actividad urbana (escombros, demoliciones, etc.). Estos para ser usados no deben ser residuos voluminosos.

En la aplicación del método de áreas se requiere siempre la presencia de un terraplén sólido o muro (natural o artificial), para compactar los residuos sobre él mismo; en caso de depresiones de más de 4 m de profundidad es aconsejable efectuar la descarga en el nivel inferior a efectos de permitir una disposición en capas que aseguren una uniforme compactación (Figura 6). Celda es el área de residuo colocada, apisonada (compactada) y cubierta con material de cobertura.



Figura 6. Formación de las celdas por método de áreas.

*b. Método de trincheras:*

Cuando las condiciones del suelo lo permiten, se puede excavar zanjas o trincheras. Las dimensiones de las mismas dependerán de las características del terreno (hidrogeológicas) y del proyecto de relleno a realizar.

Para su construcción se emplean equipos normales de movimiento de suelos, como por ejemplo las retroexcavadoras. Los suelos que tengan buenas características cohesivas, como por ejemplo las arcillas o las limo-arcillas, son recomendables para la ejecución de trincheras, dado que se podría aumentar la inclinación de los taludes (sin peligro de desmoronamientos), reduciéndose el espacio requerido para su realización y permitiendo reducir la separación entre zanjas aledañas.

El método de trincheras se puede practicar en terrenos llanos y siempre que las características del perfil del suelo y la presencia de aguas subterráneas permitan una segura aplicación del método a costos operativos compatibles (ver Figura 7).

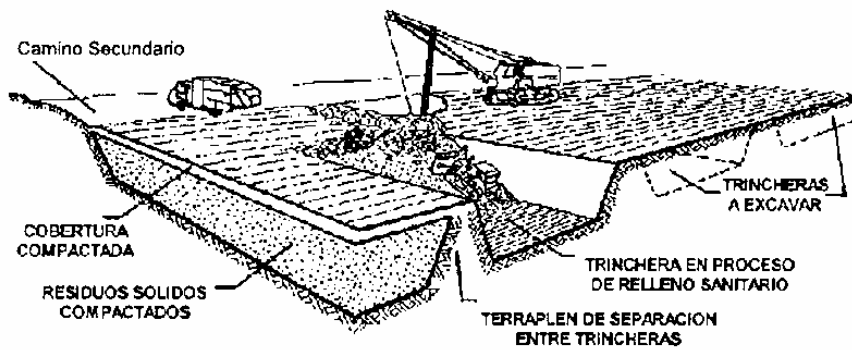


Figura 7. Método de trinchera.

*c. Método vaguada / depresión:*

Se han utilizado vaguadas, barrancos y fosas de relleno suplementario e incluso canteras como zonas de vertido. Las técnicas para colocar y compactar los residuos en vertederos de vaguada/depresión varían según la geometría del lugar, las características del suelo, la hidrología y geología del lugar, los tipos de instalaciones para el control del gas y del lixiviado que van a utilizarse además del acceso al lugar.

Normalmente, se comienza el relleno de cada nivel por la cabeza de la vaguada y se termina por la boca, para impedir la acumulación de agua en la parte de atrás del vertedero. Se rellenan los lugares vaguada/depresión en múltiples niveles.

Una de las claves para la utilización del método vaguada/depresión es la disponibilidad del material adecuado para la cubación de cada nivel mientras se completa y para proporcionar una cubrición final sobre la totalidad del vertedero cuando se ha alcanzado la altura final (Figura 8).

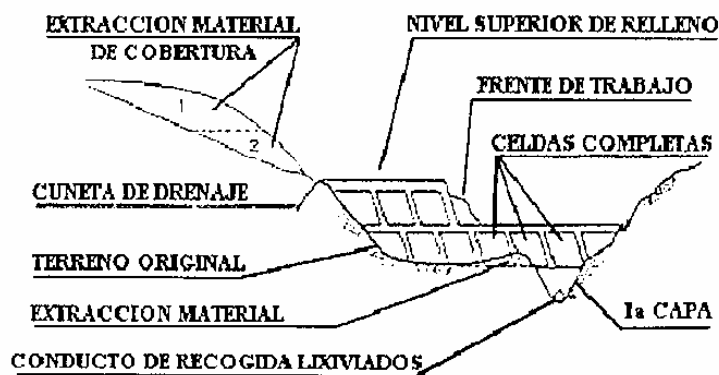


Figura 8. Método de vaguada / depresión.



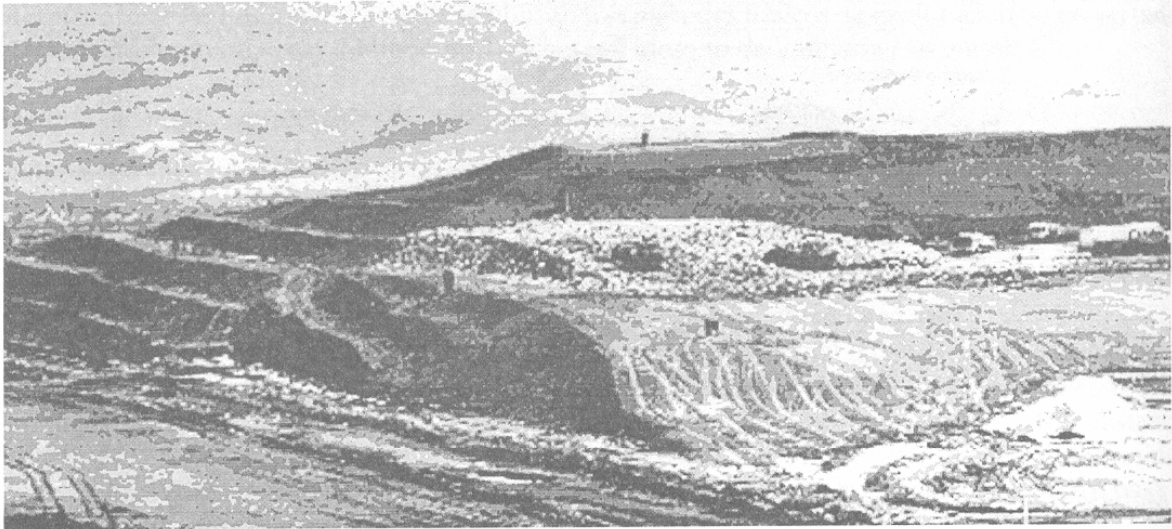


Figura 9. Vertedero Lomas Colorado, Santiago de Chile.

#### 4.2. Parámetros de diseño de un vertedero controlado o relleno sanitario

La construcción de un vertedero sanitariamente controlado, incluso ejecutado en forma manual, debe ir precedido del correspondiente proyecto de ingeniería en el que tiene que considerarse datos de partida fundamentales como los siguientes:

- a. Cantidad de residuos a disponer diariamente en el vertedero.
- b. Cantidad de material de cobertura que se dispone.
- c. Vida útil del vertedero.
- d. Sellado final (consiste en realizar una cubrición final, con el objeto de cerrar el vertedero como tal y poder reinsertarlo).
- e. Uso futuro del área rellenada.

El proyecto en sí debe contemplar como mínimo los siguientes aspectos:

- a. Estudio y justificación del emplazamiento del vertedero desde el punto de vista social, económico y ambiental.
- b. Estudio de la problemática de la recogida y transporte.
- c. Estudio meteorológico que justifique la localización elegida, con respecto a los vientos predominantes y pluviometría, con el fin de que las precipitaciones no ejerzan un efecto negativo transformándose en percolado (líquido con alto contenido contaminante procedente de la descomposición de la basura).
- d. Sistema de drenaje de gases en la zona de vertido.
- e. Sistema de drenaje superficial y de lixiviados (percolados).
- f. Estudio de la capacidad total del vertedero.
- g. Descripción de la forma de cierre, natural o artificial. Desarrollo de pantallas vegetales, con fines estéticos, ambientales u ornamentales de forma que eviten la acción del viento sobre el vertedero, dispersando así el olor y la fracción liviana de residuos dispuesta.

- h. Programa de la explotación del vertedero. De qué forma se irá ejecutando hasta el término de su vida útil.
- i. Estudio de costos de implementación y operación (Plan de reinserción del vertedero).
- j. Estudio del destino final de los terrenos ocupados.
- k. Estudio de impacto ambiental.

Un examen detallado de estos aspectos se encuentra en el manual FAO "Aprovechamiento de biogas generado por vertederos" (Szantó, 1994) y en la "Guía de evaluación de proyectos de instalación de vertederos" CEPAL / ILPES / ONU (Szantó, 1996).

#### **4.3. Controles que se recomienda establecer para el proyecto de un relleno sanitario**

Con todos los datos anteriormente nombrados una vez recopilados y analizados en la etapa de confección del proyecto, los responsables de la conducción de la obra podrán elaborar un plan de trabajo a ser implementado.

Este plan se inicia con el replanteo en terreno del módulo a rellenar y desarrolla cada una de las tareas a ser ejecutadas, especificando el personal responsable de cada una de ellas, así como los equipos a emplear en cada uno de los frentes.

Este programa se actualiza en forma diaria conforme al avance que se registre en obra y atendiendo las prioridades que hacen a la continuidad del servicio de disposición final de residuos.

Resulta importante complementar el plan de trabajo con partes diarios que reflejen los resultados reales obtenidos, así como el equipo utilizado y las condiciones climáticas registradas; este parte permite una permanente evaluación de los trabajos que se ejecutan y brinda la oportunidad de verificar el rendimiento del parque de máquinas que se está empleando.

#### **Control ambiental**

Resulta de suma importancia, a efectos de preservar las condiciones sanitarias, un correcto análisis del medio donde se desarrollará el relleno sanitario. La contaminación de aguas subterráneas y superficiales podrá producirse si no se adoptan previamente las medidas de control.

La carga orgánica contenida en los líquidos percolados es muy elevada y su dilución con agua de lluvia origina caudales de aguas contaminadas que no pueden ser admitidos por el cuerpo receptor sin un grave deterioro de su calidad. La infiltración simultánea de los líquidos de referencia origina la contaminación de la napa freática.

A efectos de prevenir y evitar estas consecuencias se deberá proyectar un sistema de evacuación de las aguas de lluvia de alta eficiencia. En especial en el frente de trabajo se procederá al bombeo inmediato de las aguas acumuladas en las celdas en operación antes de que se mezclen con el líquido originado por la descomposición de las basuras.

A efectos de prevenir la filtración se deberá asegurar la impermeabilidad de la superficie soporte de los residuos. En caso que el terreno resulte permeable se podrá aplicar distintas técnicas, para lograr una impermeabilización segura, ya mencionada en la descripción de las celdas.

No obstante, y por distintos motivos, podrá generarse un nivel excesivo del percolado, en este caso podrá irrigarse sobre basura rellena y no saturada o acumularse en balsas especialmente diseñadas. Las zanjas del sistema de control de las aguas lluvias también pueden revestirse con film de polietileno para impedir la infiltración del eventual líquido de percolado. Los gases generados en el proceso anaerobio son eliminados en parte a través de la capa de cobertura. A efectos de favorecer su evacuación y

prevenir los agrietamientos de la capa de cobertura por donde podrían producirse filtraciones, se colocan en el relleno sistemas de ventilación. Drenos verticales de sección  $1 \text{ m}^2$ , contruidos desde la base del vertedero, permiten la evacuación de los gases, los cuales deben ser aprovechados o quemados. El esquema de prevención del control de la contaminación se complementa con análisis estadísticos de aguas superficiales y freáticas.

**Control de material de cobertura:** Es necesario que periódicamente se realice un control de pruebas sobre el material de cobertura con el fin de que mantenga las características especificadas en el proyecto.

**Control ambiental Ex-Post:** Este control determina las diferentes labores de monitoreo necesarias una vez que se ha reinsertado el vertedero, previa clausura del mismo. Este monitoreo tratará del control de gases, asentamientos y lixiviados principalmente, además de controlar los vectores sanitarios sea cual sea la función futura que desempeñe (parque, campo deportivo, etc.)

#### 4.4. Última tecnología de vertedero o Relleno Sanitario

El relleno sanitario es el medio más comúnmente utilizado, siendo uno de sus problemas principales su relativa corta vida, debido a una rápida colmatación.

Las nuevas directrices internacionales respecto a los rellenos sanitarios, exigen que se elimine el riesgo de contaminación de aguas subterráneas por los líquidos percolados de los Residuos Sólidos Urbanos (RSU) y que se dé un tratamiento adecuado al biogás que pueda producirse.

El principal objetivo de la gestión de los RSD es reciclarlos y eliminarlos de la forma más benévola con el medio-ambiente y menos cara.

Considerando el progresivo aumento de la tasa de generación per capita de RSD y el incremento de la distancia entre las grandes zonas productoras y las instalaciones de eliminación, la importancia que adquiere el ahorro de terreno para su eliminación y el transporte es crucial. El objetivo a largo plazo debe ser siempre reducir las cantidades de residuos y disminuir su volumen.

Ante estos retos y bajo el interés actual de prolongar y mejorar la gestión y la vida de los rellenos sanitarios, la empresa española IMABE IBERICA S.A. desarrolló en 1991, una alternativa a la gestión y tratamiento de los residuos sólidos.

Esta alternativa, denominada *vertedero tumba seca*, se ha convertido en una de las mejores tecnologías innovadoras para la gestión de los residuos sólidos urbanos.

Los rellenos sanitarios deben construirse de forma que las emisiones de contaminantes a largo plazo sean minimizadas; por esta razón son preferibles los rellenos sanitarios secos donde los residuos han perdido un porcentaje de humedad previamente, compactando los RSU en forma de fardos y el proceso de degradación puede controlarse modificando las variables físico-químicas del sistema.

El Sistema ofrece una solución consistente al problema de la abundante producción de lixiviados, aparte de los factores ecológicos hay un aspecto asociado y es que debido a que los lixiviados tienen un desarrollo por un tiempo muy prolongado, los altos costos de tratamiento quedan minimizados.

El uso de este sistema de fardos, asegura muy pocas emisiones y los factores adversos de apariencia de un relleno sanitario convencional se eliminan.

En la mayoría de los casos la integración de este método como estación de transferencia puede reducir el flujo de vehículos, e incluso acepta una segregación de materiales para su posterior reciclaje.

Por otro lado, los residuos compactados en forma de fardos prismáticos se pueden transportar fácilmente y apilar también con facilidad.

Los beneficios que produce el enfardar los RSU antes de colocarlos en rellenos sanitarios son los siguientes:

Se extiende la vida del relleno sanitario; desde el punto de vista económico se consigue colocar entre un 80 a 120% más de residuos en el mismo espacio que con el sistema convencional, compactando los RSD entre 1000 a 1200 kg/m<sup>3</sup>.

Se evita la dispersión de residuos ligeros (papeles, plásticos) por el viento; la nave cerrada evita los efectos de los vientos fuertes sobre la basura.

La descomposición de los RSU se vuelve más lenta. La generación de gas y lixiviados es significativamente menor que en un relleno sanitario convencional porque el contacto entre la humedad y el residuo se reduce al máximo.

Disminuye la concentración de compuestos orgánicos biológicos en el lixiviado de los vertederos.

Los problemas de asentamientos en los rellenos sanitarios se reducen, por la mayor densidad y consistencia de los fardos.

Se necesita menos material de cobertura; la reducción de volumen de los residuos implica un 70 a 75% menos de cobertura diaria. Frecuentemente solo es necesario cubrir la parte superior de la pila de fardos, dejando el frente descubierto. El frente de trabajo (120 fardos ó 200 m<sup>3</sup>) expuesto es más pequeño que un relleno sanitario convencional.

Un *relleno sanitario o vertedero controlado seco* de fardos tiene menos problemas que uno convencional ante condiciones climáticas extremas (estaciones lluviosas).

Mejora el control de las operaciones en el relleno sanitario; al reducir el área abierta se asegura la eliminación de recolecciones furtivas y el tráfico de vehículos queda limitado a la zona de trabajo.

El transporte del material enfardado se simplifica y se reducen las necesidades de maquinaria en el relleno sanitario.

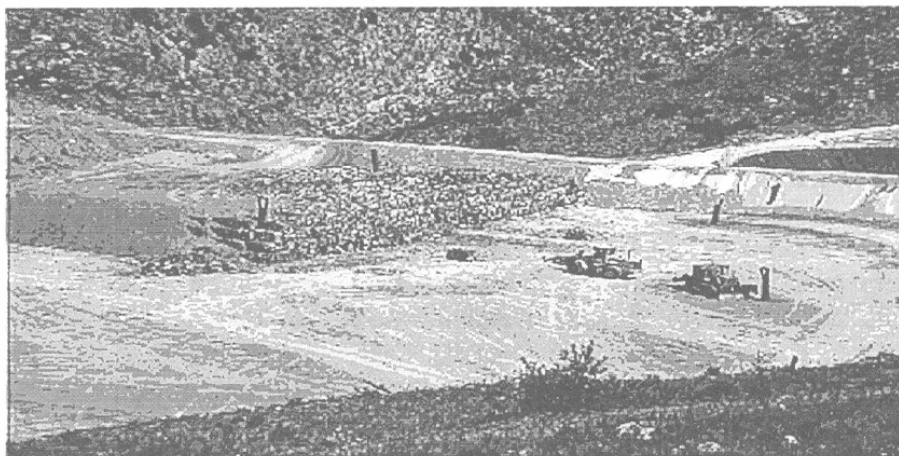


Figura 10. Vertedero Dos Aguas, Valencia. España.

#### 4.5. Vertedero para recuperar energía

Las primeras investigaciones en este campo comenzaron en los EE.UU. al inicio de la década de 70. Inicialmente se pensaba sólo en simple drenaje de los gases evitando su migración para terrenos vecinos.

Posteriormente, con la crisis energética y los aumentos crecientes del precio del petróleo, se pasó a enfocar la posibilidad del aprovechamiento del gas como fuente de energía dado su alto poder calorífico (entre 4.000 y 6.000 Kcal/m<sup>3</sup>, dependiendo del porcentaje de metano en la composición del gas). Las investigaciones se desarrollaron con el objeto de aprovechar el metano de varias formas:

- Inyección directa del gas impuro en la red de distribución.
- Entrega del gas, con bajo poder calorífico, a consumidores industriales de gas en las proximidades del relleno.
- Tratamiento del gas en el local y entrega del gas "limpio", a los consumidores.
- Generación de energía eléctrica en el local: turbinas a gas o como combustible para generadores diesel.
- Transformación en el local de metano en metanol.
- Transformación de metano en gas licuado.

De esas alternativas la más atractiva es la extracción de gas, su tratamiento en el local cuando sea necesario, y la inyección del mismo en el sistema distribuidor local.

Las instalaciones más importantes de aprovechamiento de gas de relleno sanitario se encuentran en las ciudades de Los Angeles y San Francisco en los EE.UU.: El proyecto desarrollado en Palos Verdes en Los Angeles ya se encuentra en fase pre comercial, inyectando alrededor de 1.000.000 de pies cúbicos diarios de gas tratado en instalaciones en el propio terreno en la red consumidora local. Vale señalar que el sistema norteamericano exige un tratamiento con tecnología sofisticada para encuadrarlo en los patrones del gas natural, utilizado en aquel país, lo que encarece mucho el proceso. Ese no es el caso de la AMS o de Río de Janeiro, por ejemplo, en que el gas de cañería es fabricado con nafta y con características que no justifican las inversiones en su tratamiento.

En la ciudad de Río de Janeiro, técnicos de la "Compañía Estadual de Gas y Municipal de Limpieza Urbana" desarrollaron y operan un proyecto para la recuperación de metano en el relleno de basuras localizado en Caju, Brasil. Este relleno tiene una área de alrededor de 1.000.000 m<sup>2</sup> y una altura media de basuras de 15 m. Suponiéndose un peso específico medio aparente de la basura enterrada de aproximadamente 600Kg/m<sup>3</sup> se estima que contenga alrededor de 10.000.000 de toneladas de basura, lo que representaría, de acuerdo con parámetros adoptados en los EE.UU., una reserva potencial de aproximadamente un billón de metros cúbicos de gas.

Para el desarrollo del proyecto se seleccionó un área de 40.000 m<sup>2</sup>.

Inicialmente fueron perforados tres pozos para extracción de gas, con un metro de diámetro y con profundidades variando entre 15 y 20 metros. Con la finalidad de controlar y optimizar la producción de gas, fueron perforados nueve pozos de monitoreo situados dentro de la llamada "zona de influencia de los pozos de producción" a diferentes distancias de éstos. Al mismo tiempo fue montado un conjunto de bombas-compresores que realiza la operación simultánea de bombear el gas desde los pozos y comprimirlo a través de un gasoducto de 6" de f con 4,5 km de extensión hasta la fábrica de gas de la "Compañía Estadual de Gas". Ahí el metano es mezclado al gas que la CEG fabrica y distribuye, y cuya materia prima es la nafta. Estudios de laboratorio verificaron la intercambiabilidad del metano con el gas de nafta hasta una proporción de 20% sin que haya la necesidad de modificar los artefactos domésticos.

Cabe destacar que el gas de nafta posee un poder calorífico de 4.000 Kcal/m<sup>3</sup> mientras que el metano de Caju alcanza casi 6.000 Kcal/m<sup>3</sup>.

El cuadro de página siguiente muestra la composición media de este gas comparado con el de los rellenos americanos.

Rellenos	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	Edad de los rellenos	Prof. (m)
Palos Verdes	50,2	48	0,86	0,12	20	30
Mount View	48,49	20,73	19,96	0,96	20	12
Caju	67,72	31,14	0,41	0,71	20	20

Los tres pozos de producción revelaron durante su operación un flujo medio de 150 m<sup>3</sup>/hora/por pozo, iniciándose la extracción a mediados de 1979 y desde entonces el sistema ha bombeado alrededor 10.000m<sup>3</sup>/día.

Posteriormente, en el mismo año fueron perforados otros 16 pozos de producción en el mismo sitio y se espera, cuando entren en operación rutinaria se alcance entre 50.000 y 70.000 m<sup>3</sup>/día, calculándose el flujo de los pozos entre 100 y 150 m<sup>3</sup>/hora/pozo, lo que corresponderá a un 5 a 7% de la producción actual de gas de la CEG.

En este proceso se juntan las características favorables de Río de Janeiro para la producción de gas (cantidad importante de materia orgánica, humedad alta, pH, etc.), al tipo de gas fabricado por la CEG así como su localización bastante próxima al local de explotación del gas: el relleno de Caju.

Dentro de la Comunidad Europea destacan diferentes proyectos de vertederos con recuperación de energía, como el caso de "Meruelo" en, Santander España, donde de un vertido de aproximadamente 700 toneladas día, se extrae el gas para generar dos MWh de energía.

## 5. DISEÑO AVANZADO DE VERTEDEROS: EVALUACIÓN DEL FUNCIONAMIENTO DE UN VERTEDERO CON RECIRCULACIÓN DE LIXIVIADO TRATADO CON TECNOLOGÍA ANAEROBIA

En esta sección se propone el diseño de vertederos sobre la base de los resultados obtenidos a escala laboratorio y piloto, bajo el concepto de tecnología de reactores de dos fases, el vertedero pasa a ser un reactor hidrolítico y externamente se tratan los lixiviados en un reactor anaerobio, en donde se genera el biogás y se recicla el lixiviado tratado al vertedero con el objeto de mantener la humedad y mejorar la transferencia de masa.

Actualmente, se considera a los rellenos o vertederos sanitarios como la mejor solución técnica, económica y sanitaria para disponer los Residuos Sólidos Urbanos (RSU), y por lo tanto es el sistema de disposición más utilizado a nivel nacional y mundial. Sin embargo, en ellos se logran bajas velocidades de degradación de la materia orgánica, requiriéndose aproximadamente 30 años para su estabilización.

Esta estabilización se logra principalmente mediante la transformación de la materia orgánica a dióxido de carbono y metano (biogás) por medio de una población microbiana anaerobia. Cabe destacar, que como consecuencia de la estabilización de la materia orgánica y del reordenamiento de las partículas del relleno del vertedero se producen asentamientos.

Existen experiencias que indican que es posible disminuir el tiempo de estabilización de la materia orgánica en un orden de magnitud, operando el vertedero con recirculación de sus lixiviados tratados anaeróbicamente, con lo cual se logra una mayor productividad de biogás y un uso más eficiente del terreno ocupado por el vertedero.

Un trabajo realizado por la Pontificia Universidad Católica de Valparaíso, construyendo un vertedero piloto con capacidad para aproximadamente 1500 toneladas de basura compactada, tomando como base los resultados obtenidos a escala laboratorio, con un vertedero de 1 m<sup>3</sup> operado con recirculación de lixiviado tratado en un filtro anaerobio, mostró la eficacia del proceso.

Para evaluar el comportamiento del sistema se midió la variación de la concentración de DQO y pH del lixiviado generado y la degradación (como disminución de DQO) del lixiviado tratado biológicamente, la producción de biogás y el grado de asentamiento de los RSU.

**Vertedero.** Esta construcción se realizó considerando las técnicas utilizadas en el diseño de Vertederos Controlados. En él se pretende simular dos celdas de un vertedero con el fin de analizar su comportamiento físico (asentamiento, composición y aspectos geotécnicos) y químico (producción de lixiviado y biogás). La construcción del vertedero piloto se llevó a cabo en "El Molle", vertedero que actualmente recibe los RSU de la ciudad de Valparaíso.

Se confeccionó una excavación de 15x10 m, con una profundidad de 6 m, más una rampa de 20x10 m con una pendiente del 30%, la cual tiene como objetivo servir para el ingreso de la maquinaria del tipo frontal en el proceso de llenado del vertedero y a continuación se selló el sistema con geomembrana HDPE de 1 mm de espesor, con el fin de brindar estanqueidad al vertedero. El sistema construido tiene, además, una piscina de lixiviados, con el objetivo de recolectar los lixiviados generados, los que son conducidos a través de un sistema de drenaje basal en forma de espina de pez, una chimenea para la extracción del biogás generado a partir de la degradación de la materia allí dispuesta, y un sistema de recirculación del lixiviado tratado en un sistema anaerobio, el cual fue instalado sobre la basura y bajo la cobertura final del vertedero.

Con el fin de acelerar el inicio del proceso de degradación de la materia orgánica presente y la generación de lixiviado se agregó 120 m<sup>3</sup> de agua, considerando la humedad promedio de la basura y la capacidad de campo de ésta.

**Filtro Anaerobio.** El reactor anaerobio utilizado para el tratamiento de los lixiviados generados en el vertedero piloto se construyó en fibra de vidrio, recubierta con los mismos aditivos utilizados en los vertederos de laboratorio. La capacidad del reactor es de 6 m<sup>3</sup>, utilizando un relleno con características similares al utilizado en el caso del filtro anaerobio de laboratorio. La alimentación del reactor se realiza a través de una bomba centrífuga, la cual moviliza el lixiviado que es acumulado en un estanque pulmón de 4 m<sup>3</sup> de capacidad, el cual capta lixiviado de la piscina ubicada en el vertedero piloto, por medio de una bomba de pozo sumergida. La salida del reactor es recirculada directamente hacia el vertedero como se muestra en la Figura 11.

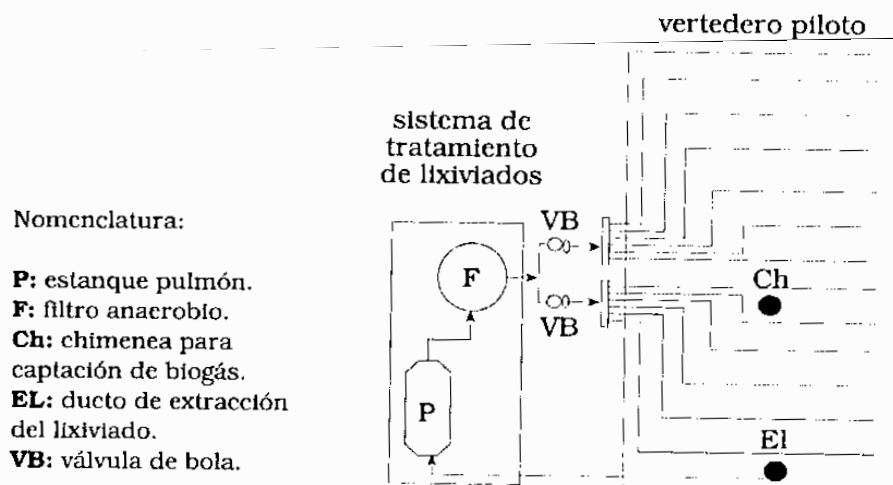


Figura 11. Gestión de los lixiviados.

El vertedero piloto con 3 años demostró un comportamiento de acuerdo a lo esperado. Los resultados para los primeros meses se registran en las Figuras 12 y 13 y en la Tabla 4.

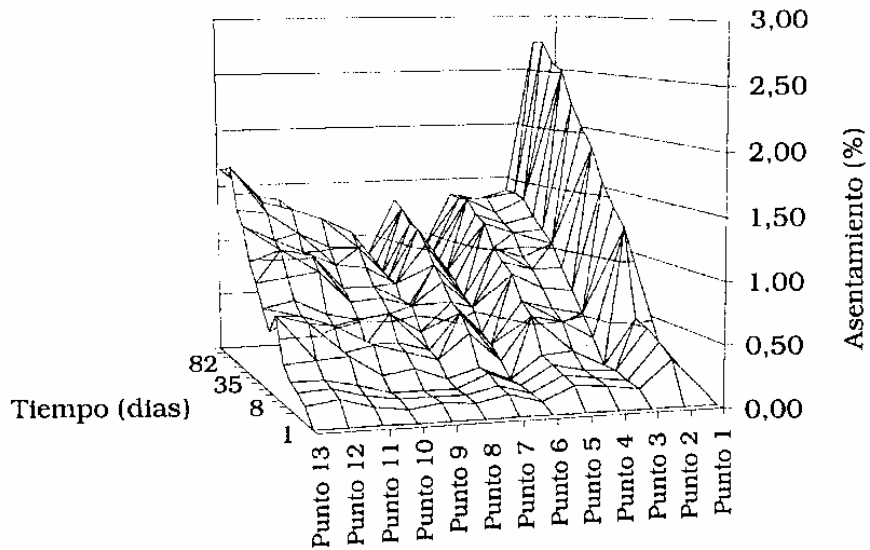


Figura 12. Asentamiento producido en el vertedero piloto.

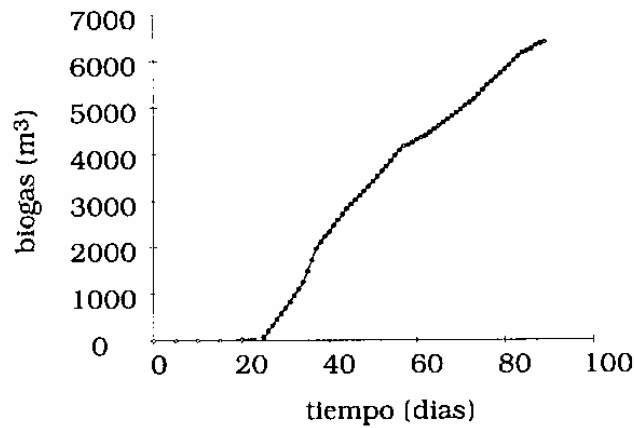


Figura 13. Biogás producido en el vertedero piloto.



**Tabla 4.** Caracterización del lixiviado producido en el vertedero piloto.

Componente	Unidad	
DQO total	mg/L	42058
DQO filtrado	mg/L	40440
Nitrógeno total	g/L	1,15
Nitrógeno amoniacal	g/L	1,08
P	mg/L	5
pH		6,0
Alcalinidad total	mgCaCO <sub>3</sub> /L	5284
Alcalinidad por AGV	mgCaCO <sub>3</sub> /L	4924

Se concluye que la recirculación del lixiviado tratado produce una disminución del período de degradación de los residuos sólidos logrando aumentar la velocidad de estabilización y de asentamiento. Estos resultados permiten lograr una estabilización a los dos años de operación.

## 6. MODELO GENERALIZADO PARA LA DEGRADACIÓN ANAEROBIA DE RESIDUOS SÓLIDOS

El proceso de digestión anaerobia es un proceso complejo que involucra múltiples etapas, las cuales son llevadas a cabo por diferentes grupos de bacterias, que utilizan variados sustratos y llevan a la generación de diferentes productos. Es entonces esencial la existencia de un balance dinámico entre estos sustratos y productos, de manera tal que la etapa metanogénica, considerada generalmente como etapa limitante, se lleve a cabo a su máxima velocidad.

Debido a esta complejidad, se han desarrollado una serie de modelos matemáticos que han introducido una serie de simplificaciones, representando, en su mayoría, el sistema anaerobio como un proceso de una etapa, en la que sólo se considera el paso limitante señalado por la degradación de los ácidos grasos volátiles (AGV), o a lo más de dos etapas, donde primero las bacterias transforman los compuestos solubles en AGV, y luego las bacterias metanogénicas llevan los AGV a metano y dióxido de carbono (Chen y Hashimoto, 1978; Dinopoulou et al., 1988; Ezeonu y Okaka, 1996). También se ha introducido el efecto de otros compuestos, como el amonio, el cual puede llegar a ser inhibitorio si el sustrato tiene un elevado contenido de proteínas (Angelidaki, I. et al., 1993; Lequerica et al., 1980) presentan una completa revisión de los modelos existentes en bibliografía, así como los métodos de cálculos de sus constantes, para procesos por lotes y continuos.

En general, estos modelos han sido aplicados a residuos líquidos, quedando postergados los residuos del tipo sólido. Aunque los principios son los mismos, en el caso de los residuos sólidos, la etapa hidrolítica suele ser la limitante, al contener compuestos complejos e insolubles, cuya degradación depende de su estructura, de los tipos de bacterias presentes y sus eficiencias a las condiciones de operación (temperatura y pH) de los reactores (Lequerica, et al., 1980; Ezeonu y Okaka, 1996). Por otra parte, en el caso de los residuos sólidos no es posible determinar los perfiles de la concentración de microorganismos en el medio, al no ser factible la separación de las poblaciones bacterianas de los residuos sólidos involucrados.

Las modelaciones matemáticas desarrolladas han considerado que la etapa hidrolítica se puede modelar por medio de una cinética de primer orden (Cecchi, F. et al., 1991; Angelidaki, I. et al., 1999; Ezeonu y Okaka, 1996), siendo la ecuación básica:

$$\frac{dS}{dT} = -k \cdot S$$

donde,

- k : constante cinética de primer orden
- S : concentración de sustrato

En este caso, se debe determinar el valor de k para cada sustrato considerado.

Otra de las expresiones utilizadas es la que considera el modelo de Monod (Lequerica *et al.*, 1980; Dinopoulou *et al.*, 1988; Cecchi y Mata-Alvarez, 1992; Monroy, 1993, Verstraete *et al.*, 1996), y cuya expresión básica es:

$$\frac{dS}{dT} = \frac{X}{Y} \frac{\mu_{\max} \cdot S}{K_s + S}$$

donde,

- X : concentración microbiana, la cual puede asemejarse al contenido de sólidos suspendidos volátiles (SSV).
- Y : coeficiente de rendimiento
- $\mu_{\max}$  : velocidad específica máxima de crecimiento.
- $K_s$  : constante de saturación

Este modelo puede ser aplicado sólo en el caso de sustratos solubles, ya que es indispensable conocer la concentración de biomasa y su variación en el tiempo, lo cual no es posible para el caso de residuos sólidos.

Hasta el momento no se ha considerado el fenómeno de inhibición, el cual puede incorporarse a través de los modelos de inhibición competitiva, no competitiva y otros, dependiendo del sistema que se esté estudiando. Estos modelos incluyen los términos correspondientes a la concentración del inhibidor (I) y la constante de inhibición ( $K_i$ ), existiendo variadas expresiones, entre las cuales se cuenta:

Inhibición competitiva:

$$\mu = \frac{\mu_{\max} \cdot S}{K_s \left(1 + \frac{I}{K_i}\right) + S}$$

Inhibición no competitiva:

$$\mu = \frac{\mu_{\max} \cdot S}{(K_s + S) \cdot \left(1 + \frac{I}{K_i}\right)}$$

Inhibición por sustrato:

$$\mu = \frac{\mu_{\max} \cdot S}{K_s + S \cdot \left(1 + \left(\frac{S}{K_i}\right)^n\right)}$$

donde,

- n : constante empírica que da cuenta del orden de inhibición

Para el reconocido caso de la inhibición por AGV, se ha utilizado la siguiente expresión proveniente del modelo de Haldane (Dinopoulou *et al.*, 1988):

$$\mu = \mu_{\max} \cdot \frac{1}{1 + \frac{K_s}{S} + \frac{I}{K_i}}$$

Con el mismo propósito, también es conocido el modelo desarrollado por Jerusalimsky (Dinopoulou *et al.*, 1988), el cual se ha aplicado a la fase acidogénica del proceso de digestión anaerobia, asumiendo una inhibición del tipo no competitiva de los AGV, de acuerdo a la siguiente expresión:

$$\mu = \mu_{\max} \cdot \frac{S}{K_s + S} \cdot \frac{K}{K_i + I}$$

Otro modelo introducido para la modelación de los sistemas anaerobios, es el de Chen y Hashimoto (1978), el cual es aplicable a digestores continuos agitados, y considera una forma expandida del modelo de Monod, siendo de la forma:

$$\mu = \mu_{\max} \cdot \frac{S/S_0}{K + (1 - K) \cdot S/S_0}$$

donde,

S : concentración de sustrato a la salida del reactor

S<sub>0</sub> : concentración de sustrato a la entrada del reactor

Este modelo se aplica generalmente en términos de producción de metano, de manera que:

$$B = B_0 \cdot \left( 1 - \frac{K}{\text{TRH} \cdot \mu_{\max} - 1 - K} \right)$$

donde,

TRH : tiempo de retención hidráulico (volumen de reactor/flujo de alimentación)

B : volumen de metano producido por masa de demanda química de oxígeno (DQO) añadida al reactor

B<sub>0</sub> : igual que B, pero para un TRH infinito.

También, es posible expresar los modelos en función de algún producto fácilmente cuantificable, como es el caso del metano. Así, el modelo de Monod sin inhibición puede escribirse en términos de productividad de metano:

$$q' = \frac{\mu}{Y} = q'_{\max} \cdot \frac{S}{K_s + S}$$

donde,

q' : productividad de metano

q'<sub>max</sub> : productividad máxima de metano, que considera la flora bacteriana a su máxima velocidad específica de crecimiento.

Finalmente, y trabajando específicamente con cinco tipos de residuos sólidos industriales de diferente origen (orujo de cebada procedente de la elaboración de cerveza; residuos de té y café instantáneos; compost agotado proveniente de la elaboración de champiñón; y salmón), se ha buscado establecer un modelo cinético generalizado (MCG) que tiene en cuenta que, en la mayoría de los casos, no es posible identificar el compuesto inhibidor del proceso anaerobio, por lo que se asume que su concentración es proporcional al sustrato alimentado (Chamy *et al.*, 1997). Los residuos con los que se ajustó el modelo fueron seleccionados con el fin de considerar las mas diversas características nutricionales con que es posible trabajar.

El modelo MCG supone que existe un factor de afinidad entre el inhibidor y los microorganismos (tipo inhibición competitiva), resultando de la siguiente forma:

$$1 - \frac{q}{q_0} = \frac{S}{k + S}$$

donde,

q : productividad específica de metano, LCH<sub>4</sub>/gSV·d

q<sub>0</sub> : productividad máxima, en ausencia de inhibidor, LCH<sub>4</sub>/gSV·d

S : contenido de sustrato, % p/v de sólidos totales

k : constante de afinidad, % p/v

Los parámetros obtenidos del ajuste al modelo descrito se presentan en la Tabla 5.

**Tabla 5.** Parámetros del modelo MCG

Residuo	q <sub>0</sub> (LCH <sub>4</sub> /gSV·d)	k(% p/v)
Orujo entero	0,0769	0,109
Orujo molido	0,067	0,074
Té molido	0,0123	0,093
Café	0,0336	0,113
Compost entero	0,0126	0,108
Compost molido	0,0216	0,120
Salmón	0,1	0,116

En los casos en que el modelo se ajusta mas deficientemente, se plantea que dichos residuos presentan fenómenos difusionales que dificultarían la acción de la población bacteriana sobre los residuos, que serían más importantes que los problemas de inhibición que la acción del o los inhibidores sería enmascarada por las restricciones de transferencia de masa. Sin embargo, en el caso del compost molido, se obtuvo un buen ajuste, de esta manera, sería posible que la menor granulometría del residuo hubiera facilitado el contacto con los microorganismos, apareciendo los fenómenos de inhibición por sobre las restricciones difusionales.

La Figura 14 muestra la correlación obtenida en el modelo MCG para todos los ensayos realizados.

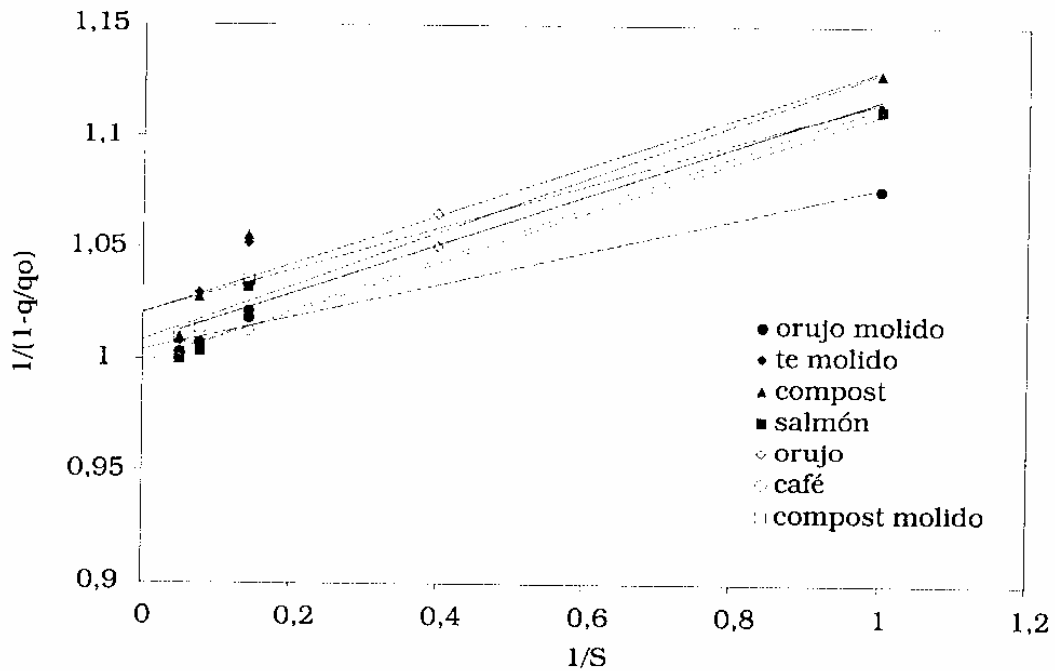


Figura 14. Ajuste de los residuos sólidos industriales al modelo MCG.

El valor de  $k$ , para el modelo MCG indica el grado de afinidad existente entre el sustrato (que contiene al inhibidor) y la población bacteriana.

Para los casos analizados, los residuos poseen baja afinidad con los microorganismos presentes. Por otra parte, si se considera a la razón  $q/q_0$  como la biodegradabilidad ( $\beta$ ) de los sistemas se tendrá lo siguiente:

$$\beta = \frac{q}{q_0}$$

entonces

$$\beta = 1 - \frac{S}{k + S}$$

si  $S \gg k$   $\beta = 0$

por otro lado, si  $S \approx k$   $\beta = 0,5$

Nota: parte de los resultados mostrados en este Capítulo fueron obtenidos a través del Proyecto FONDECYT 1020 795.

## REFERENCIAS

- Adams, M.R.; Dougan, J. 1981. Biological Management of Coffee Processing Wastes. *Trop.Sci.*, 23(3): 177-196.
- Angelidaki, I., Ellegaard, L., and Ahring, B.K. (1993) A Mathematical Model for Dynamic Simulation of Anaerobic Digestion of Complex Substrate: Focusing on Ammonia Inhibition. *Biotechnology and Bioengineering* 42 159-166.
- Angelidaki, I., Ellegaard, L., and Ahring, B.K. (1999) A comprehensive model of anaerobic bioconversion of complex substrates to biogas. *Biotechnology and Bioengineering* 63 (3), 363-372.
- Badhra, A.; Scharer, J.M.; Moo-Young, M. 1986. Anaerobic Digestion of Native Cellulosic Wastes. *MIRCEN Journal of Applied Microb. and Biotechnol.*, 2: 349-357.
- Bisaria, R.; Vasudevan, P.; Bisaria, V.S. 1990. Utilization of Spent Agro-residues from Mushroom Cultivation for Biogas Production. *Applied Microbiol. Technol.*, 33: 607-609.
- Cecchi, F., Mata Alvarez, J., Marcomini, A., and Pavan, P. (1991) 1st Order and Step-Diffusional Kinetic-Models in Simulating the Mesophilic Anaerobic-Digestion of Complex Substrates. *Bioresource Technology* 36 (3), 261-269.
- Chamy, R.; Poirrier, P.; Schiappacasse, M.C.; Alkalay, D.; Guerrero, L. 1997. Effect of ammonia content in the biodegradability of the salmon industry wastes. *Process Biochemistry*. 19(1): 7-10.
- Chynoweth D.P., Owens J., O'Keefe D., Earle J.F.K., Bosch G., Legrand R. 1992 «Sequential batch anaerobic composting of the organic fraction of municipal solid waste» *Wat.Sci.Tech.*, 25(7), 327-339.
- Cohen, A. 1983. Two Phase Digestion of Liquid and Solid Wastes. In: 3rd International Symposium on Anaerobic Digestion: Boston, U.S.A.
- Eastman, J.A.; Ferguson, J.F. 1981. Solubilization of particulate organic carbon during the acid phase of anaerobic digestion, *JWPCF*, vol. 53, 253-266.
- EL-Shinnawi, M.M.; El-Tahawy, B.S.; El-Shimi, S.A.; Fahmy, S.S. 1989. Fractionation of Organic Substances during Anaerobic Digestion of Farm Wastes for Biogas Generation. *MIRCEN Journal of Applied Microb. and Biotechnol.*, 5(1): 27-42-
- Fernández B., Poirrier P. and Chamy R. 2001. Effect of inoculum-substrate ratio on the start-up of solid waste anaerobic digesters. *Wat. Sci. Tech.* 44. 4 pp 103-108.
- Flors, A.; Lequerica, J.L.; Madarro, A.; Valles, S. 1980. Producción de Metano por Fermentación Anaeróbica. III. Estado de la Tecnología. *Rev. Agroquím. Tecnol. Aliment.*, 20(4): 469-487.
- Ghosh, S.; Klass D.L. 1978 Two-phase anaerobic digestion *Proc.Biochem.*, 13(4), 15-28.
- Guerrero, L.; Aroca, G.; Dinamarca, S. and Chamy, R. 2003. The influence of pH in the hydrolytic stage of anaerobic digestion of the organic fraction of solid urban residues. *Wat.Sci.Tech.* 48(6): 249-254.
- Hobson, P.N. 1983. The Kinetics of Anaerobic Digestion of Farm Wastes. *J. of Chem. Tech. and Biotech.*, 33b(1): 1-20.
- Hobson, P.N. 1983. The Kinetics of Anaerobic Digestion of Farm Wastes. *J. of Chem. Tech. and Biotech.*, 33b(1): 1-20.
- Jiménez, S.; Cartagena, M.C.; Martínez, A.A. 1993. Distribution of Nutrients in Anaerobic Digestion of Vine Shoots. *Bioresource Technology*, 45: 93-97.
- Kang, H.; Weiland, P. 1993. Ultimate Anaerobic Biodegradability of Some Agroindustrial Residues. *Bioresource Technology*, 43: 107-111.

- Kayhanian M., Tchobanoglous G., Mata-Álvarez J. 1996 Development of a mathematical model for the simulation of biodegradation of organic substrates in a high-solids anaerobic digestion process. *J.Chem.Tech.Biotech.*, 66, 312-333.
- Moo-Young, M.; Moreira, A.R.; Daugulis, A.J.; Robinson, C.W. 1978. Bioconversion of Agricultural Wastes into Animal Feed and Fuel Gas. *Biotechnology and Bioengineering, Symp.* 8: 205-218.
- O'Keefe, D.M.; Owens, J.M.; Chynoweth, D.P. (1996) Anaerobic composting of crab-picking wastes for byproduct recovery. *Biores. Technol.*, 58, 265-272.
- Pohland, F.G.; Ghosh, S. 1971. Developments in Anaerobic Treatment Processes. *Biotechnology and Bioengineering, Symp.* 2: 85-106.
- Rivard, C.J.; Himmel, M.E.; Vinzant, T.B. 1990. Anaerobic Digestion of Processed Municipal Solid Wastes using a Novel High Solids Reactor: Maximum Solids Levels and Mixing Requirements. *Biotechnology Letters*, 12(3): 235-240.
- Shelef, G.; Kimchie, S.; Grynberg, H. 1980. High Rate Thermophilic Anaerobic Digestion of Agricultural Wastes. *Biotechnology and Bioengineering, Symp.* 10: 341-351.
- Szantó Narea M. (1986). Optimización energética del vertedero controlado frente a la contaminación de aguas. Tesis doctoral Universidad Politécnica de Madrid, E.T. de Ingenieros de Caminos, Canales y Puertos. Alcalá y D. Szantó M. Potencial de generación de biogás de vertederos y residuos sólidos. FAO 1996.
- Szantó N. Marcel. Guía para la preparación, evaluación y gestión de proyectos de residuos sólidos domiciliarios. CEPAL / NU LC / IP / 153 / 1998. Szantó N. Marcel. Guía para la identificación de proyectos y formulación de estudios de pre-factibilidad para el manejo de residuos sólidos. ILP ES / CEPAL / NU LC / IP / L.123 / 1996.
- Tanaka, S.; Yamamoto, T. 1981. Methane Fermentation of Coffee Grounds and Some Factors to Improve the Fermentation. *Agric. Biol. Chem.*, 45(4): 871-878.
- ten Brummeler, E.; Horbach, H.C.; Koster, I.W. 1991. Dry Anaerobic Batch Digestion of the Organic Fraction of Municipal Solid Wastes. *J. Chem. Tech. Biotechnol.*, 50: 191-209.
- Weiland P. (1993) One and two-step anaerobic digestion of solid agroindustrial residues. *Wat.Sci.Tech.*, 27(2), 145-151.
- Wujcik, W.J.; Jewell, W.J. 1980. Dry Anaerobic Digestion. *Biotechnology and Bioengineering, Symp.* 10: 43-65.
- Yeoh B. (1997). Two-phase anaerobic treatment of cane-molasses alcohol stillage. *Wat.Sci.Technol.*36(6-7): 441-448.

## **Capítulo 6**

# INSTRUMENTACIÓN, MONITORIZACIÓN Y CONTROL

Gonzalo Ruiz F.  
Enrique Roca B.



## 1. INSTRUMENTACIÓN

### 1.1. Introducción

El objetivo final de un proceso biológico de depuración de aguas residuales es alcanzar un grado de depuración del efluente de acuerdo con los requisitos legales establecidos. Este objetivo se puede alcanzar mediante la aplicación de las tecnologías adecuadas cuya selección debe considerar entre otros los siguientes aspectos fundamentales: a) Tipo de biorreactor; b) Tipo de inóculo o población microbiana empleada; y c) Sistema de monitorización, supervisión y control que permita mantener una calidad del efluente tratado lo más reproducible posible.

Para poder cumplir estos requerimientos es imprescindible disponer de un gran conocimiento del proceso. La adquisición de este conocimiento se realiza mediante la medida de las variables relevantes en un tiempo adecuado considerando el tiempo de respuesta del proceso. Este es, por tanto, el objetivo de la instrumentación en bioprocesos.

La diversidad de los bioprocesos aplicados para el tratamiento de efluentes hace que las técnicas instrumentales a emplear puedan ser también muy variadas. Sin embargo deben cumplir una serie de requisitos: simplicidad, rapidez, automatización, bajo costo, no invasivas y, además, deben ser compatibles con su acoplamiento a sistemas de control del proceso y en ocasiones requieren la instalación de sistemas de muestreo en el biorreactor. Algunas características importantes a considerar en el momento de seleccionar un sensor son las siguientes (Olsson y Newell, 1999):

- *Tipo de sensor:* existe una serie de sensores basados en distintos principios, que los harán mas o menos adecuados para cada aplicación. Estos se estudiarán más adelante.
- *Rango:* El máximo y mínimo valor esperado para una variable definirán el rango de medida del sensor requerido. Algunas veces un único sensor no permite ofrecer el rango requerido para la monitorización de una variable, por lo que puede ser preciso instalar varios sensores a la vez.
- *Linealidad:* Si la salida del sensor varía linealmente en el rango de medida, el procesamiento de la señal se simplifica y la fiabilidad del dato aumenta.
- *Precisión:* Cada vez que se determine un mismo valor, la señal de salida debe ser igual. Generalmente esto no es así, pero una variación típica es de menos de un 1% del rango.

- *Deriva*: Define la velocidad con que varía la señal respecto a la calibración. A mayor deriva, más frecuente debe realizarse la recalibración del sensor.
- *Tiempo de respuesta*: Es el tiempo en que la señal de salida del sensor responde a un cambio en el valor medido. Dependiendo del tipo de sensor, éste puede variar entre unos pocos segundos y varios minutos. La importancia del tiempo de respuesta estará relacionada con la escala de tiempo del proceso.
- *Costo*: Por lo general, la utilización de sensores básicos supone un coste asumible con respecto al del conjunto de la planta de tratamiento, no obstante, la utilización de sensores más sofisticados suele ser bastante reducida debido a su elevado coste.

Respecto a la ubicación del sensor en el proceso, se deben considerar al menos cuatro factores:

- *Tiempo muerto*: El tiempo desde que ocurre un cambio en una variable del proceso hasta que es detectado por el sensor debe ser mínimo.
- *Ambiente*: Los sensores básicos están diseñados normalmente para su instalación en campo y son suficientemente robustos como para resistir condiciones desfavorables en ambientes industriales o intemperie. Sin embargo, algunos sensores más sofisticados requieren un ambiente controlado, por lo que normalmente son instalados en una cabina de análisis y las muestras son bombeadas a distancias considerables para llegar a ellos.
- *Acondicionamiento de la muestra*: Se debe asegurar que la preparación de la muestra no genere tiempos muertos, especialmente en los casos en que el mismo sensor analice distintos puntos. En estos casos además se requerirán periodos de limpieza para eliminar contaminación cruzada.
- *Mantenimiento*: El sensor debe tener fácil acceso para efectuar el mantenimiento. Además debe disponer de un circuito de tuberías especiales o by-pass para evitar detener el proceso durante el procedimiento de calibración o mantenimiento.

En algunos casos, no es posible disponer de sondas que permitan conocer directamente alguna de las variables importantes del proceso. En estos casos es necesario el desarrollo y aplicación de sensores sofisticados y lógicos (smart y software sensors), que permiten a partir de un modelo matemático de descripción del proceso y del conocimiento de alguna variable del mismo, la estimación de otras variables de interés.

En cualquier caso, la elección de los sensores para llevar a cabo el seguimiento de un proceso de tratamiento de aguas residuales, dependerá del binomio formado por los requerimientos técnicos necesarios para la correcta operación de la planta y el coste asociado a los mismos.

#### a. Instrumentación de procesos de tratamiento de aguas residuales

La monitorización de un proceso se puede llevar a cabo siguiendo diferentes metodologías, fuera de línea o discontinua (off-line), en línea (on-line) e in situ (in-line), que se describen a continuación.

En los sistemas fuera de línea es esencial la participación de un operador humano, en primer lugar para llevar a cabo el procedimiento de toma de muestra y análisis, y finalmente para introducir en el sistema de adquisición de datos el valor medido, si se requiriese por el sistema de control. A pesar de que varios de los pasos o etapas de análisis podrían estar automatizados, este tipo de sistemas requieren largos periodos de tiempo (horas o días) para conocer el valor de la variable medida.

Los sistemas en línea son aquellos que se encuentran instalados en el proceso y en los que el análisis se realiza automáticamente, incluyendo la extracción de la muestra del biorreactor y el transporte de ésta hasta el sensor. En este caso es necesario considerar dos elementos críticos:

- Un dispositivo de muestreo que sea capaz de extraer una muestra exenta de sólidos.
- Un método analítico que funcione independientemente y permita obtener resultados en periodos cortos de tiempo. La señal de salida del sensor debe ser considerada continua al compararla con la escala de tiempo del proceso. Además el sensor deberá operar autónomamente, excepto intervenciones esporádicas para mantenimiento y calibración (Olsson y Newell, 1999).

Finalmente, en la instrumentación "in situ" el elemento de análisis se encuentra introducido en el interior del reactor, en contacto con el medio. Este tipo de sistemas son una mejor solución frente a los otros métodos porque no presentan problemas debido a retardos o muestreos poco representativos. En los sistemas "in situ" deben estar presentes al menos los siguientes componentes:

- Un dispositivo o sensor primario (detector) que debe estar diseñado para operar en condiciones tales que se eviten fugas del sistema, por lo que se debe proveer de una barrera adecuada entre el interior y exterior del biorreactor. Hay diferentes diseños que permiten conseguir esto, pero los más modernos son los que emplean juntas tóricas (O-rings) de un elastómero adecuado.
- Un sistema de acondicionamiento de señal del sensor (transductor). Esto es en general un amplificador electrónico.
- Un medio de transmisión de la señal acondicionada desde el medidor hasta el analizador.
- Un sistema que convierte la señal recibida en otra que pueda ser reconocida por el operador y/o el ordenador encargado de las tareas de control.

#### *b. Sistemas de muestreo*

Las funciones básicas de un equipo de toma de muestra son: el transporte de la muestra hasta el sensor y la separación de la biomasa y los sólidos presentes en la muestra. En aquellos casos en los que la biomasa o partículas insolubles no interfieran en el procedimiento, su tratamiento es más sencillo puesto que no es necesario llevar a cabo su separación. Sin embargo, en la mayoría de los casos (análisis de sustrato, productos u otros componentes del efluente) la presencia de microorganismos en la muestra puede generar una serie de inconvenientes con el consiguiente error:

- a) continuación de la actividad metabólica.
- b) interacciones biomasa-reactivos o biomasa-transductores.
- c) adsorción y crecimiento de la biomasa en el equipo analítico.
- d) aparición de volúmenes muertos y retromezcla en el canal de muestreo.

Es muy importante que el volumen de muestra que circula fuera del biorreactor no exceda un 10% del volumen total, puesto que si no la actividad biológica vendría determinada por las características del sistema de muestreo y no por el reactor.

Una primera clasificación de los sistemas de muestreo viene determinada por la necesidad de separar previamente los sólidos o no. Se denominan sistemas de toma de muestra directos o indirectos, estos últimos pueden separar la biomasa mediante membranas o centrifugación. Otra clasificación posible es en función de la ubicación del equipo: in situ, dentro del biorreactor, o en línea, cuando la biomasa se retira en una línea exterior. En la Figura 1 se presenta un esquema de estas dos configuraciones.

Los equipos de toma de muestra directo tienen su principal aplicación a escala de laboratorio y suelen consistir en una bomba peristáltica conectada a un tubo recolector, que proviene del biorreactor, cuyo diámetro sea el mínimo para reducir el volumen muerto, para lo cual se recomienda el uso de tubos capilares cuando sea posible. La muestra por lo general no se recircula al reactor y se suelen emplear para determinar parámetros relacionados con la biomasa.

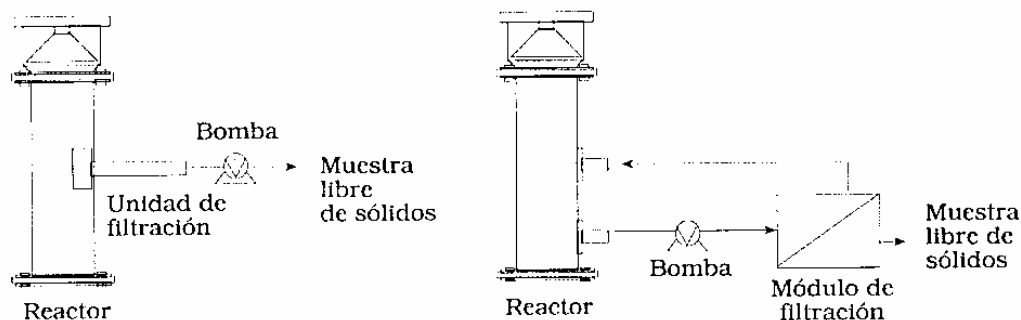


Figura 1. Sistema de filtración in situ (A) y en línea (B).

Los equipos de toma de muestra indirectos suelen estar dotados de membranas que se pueden situar en el interior del biorreactor. En este caso el principal inconveniente es la colmatación de la membrana o la retención selectiva en la misma de algunos componentes del medio. Otra alternativa consiste en que el equipo de separación se encuentre fuera del reactor, por lo general sistemas de filtración, en los que la corriente retenida se tiene que recircular al biorreactor. En este caso se puede utilizar unidades de filtración tangencial lo que permite reducir los fenómenos de colmatación de la membrana. La selección de la membrana es de gran importancia para evitar problemas de adsorción de componentes del medio. Una alternativa a los sistemas de filtración son los sistemas basados en centrifugación, en los que el líquido que fluye hacia la membrana es el sobrenadante que proviene de una pequeña centrifugación producida por un agitador externo. Estos sistemas funcionan bien con cultivos de biomasa, pero presentan problemas con fluidos no newtonianos y crecimiento de microorganismos filamentosos.

### c. Características de la instrumentación

En el caso de la medida de algunos parámetros, la instrumentación utilizada en los procesos de depuración de efluentes es semejante a la de los procesos químicos convencionales, sin embargo, es necesario adaptarlos a las características propias de estos bioprocesos, por lo que tendrán que cumplir los siguientes requerimientos:

- Tienen que poder ser utilizadas en medios de elevada turbidez, ser insensibles a la adsorción de proteínas y al crecimiento celular sobre ellos o bien estar protegidos para evitar estos fenómenos.
- Deben de ser resistentes a fuerzas mecánicas y a posibles erosiones por parte de partículas sólidas.
- Requieren una alta especificidad respecto al parámetro que se desea medir y al mismo tiempo buena reproducibilidad o repetitividad del análisis, lo que puede suponer la realización de recalibraciones del equipo mediante la inyección de patrones del analito a analizar.
- Los tiempos de respuesta tienen que ser cortos (aunque es función de las necesidades de control y de las diversas escalas de tiempo del proceso).

Se han establecido diferentes criterios para clasificar las variables que se pretenden monitorizar, la clasificación en función del tipo de propiedad que se mida o la naturaleza de la sustancia a analizar será la utilizada en este capítulo, de este modo se clasificarán en los siguientes grupos:

- Variables físicas (Temperatura, presión, etc.)
- Variables químicas (pH, composición de gases, etc.).
- Analizadores (Materia orgánica, alcalinidad, etc).
- Caracterización de biomasa

Esta clasificación está también relacionada con la dificultad para llevar a cabo la monitorización del proceso. Es fácil encontrar sensores para monitorizar parámetros físicos, pero la monitorización de parámetros tales como sustrato y producto es complicada y no está resuelta para todos los casos por el momento, así como la monitorización o estimación de la biomasa.

## 1.2. Sensores de parámetros físicos

La instrumentación asociada a un biorreactor se basa mayoritariamente en la medida de variables físicas y químicas del medio. Aunque es difícil en la inmensa mayoría de los casos encontrar una relación entre un cambio entre estas propiedades y la actividad y propiedades biológicas, por lo general son sensores muy contrastados en otros procesos y que permiten mantener monitorizados y controlados los parámetros ambientales del proceso.

Los principales parámetros físicos que pueden tener influencia en el comportamiento celular y para los que están disponibles sensores para su monitorización en línea son los caudales de líquidos y gases, la temperatura, la presión, la potencia y velocidad de agitación, la viscosidad, el nivel del medio en el biorreactor y la detección de espumas.

### a. Determinación de caudal de líquidos y gases

Existen cuatro principios para la determinación del caudal en tuberías cerradas: presión diferencial, sensores de turbina, máscos y electromagnéticos.

Los equipos de medida de caudales de líquido y gas más tradicionales que se emplean en biorreactores son medidores de área variable como los rotámetros y de presión diferencial. Los rotámetros son dispositivos en los que la posición de un flotador con respecto a una escala determinada es indicativa del caudal. Sin embargo, a pesar de los esfuerzos realizados para poder obtener una señal eléctrica a partir de este tipo de medidores, estos sistemas no son muy válidos (poca precisión) para realizar balances de materia por ordenador, por lo que se emplean como analizadores off-line. Además, no son adecuados cuando el líquido presenta sólidos en suspensión que podrían obturar el equipo.

Los sensores de presión diferencial requieren un estrechamiento en la conducción. El flujo se puede determinar mediante la medición de la diferencia de presión antes y después de la restricción, debido a que el flujo es proporcional a la raíz cuadrada de la diferencia de presión. El equipo más utilizado es el medidor de orificio. Consta de un disco plano con un orificio que se introduce en la tubería, perpendicular al flujo. Existen distintos tipos de discos: de orificio segmentado, excéntrico, concéntrico, orificio con filo, etc. Estos medidores se caracterizan por tener un costo muy bajo y ser simples. No se podrán utilizar cuando haya poca presión en la tubería, como en los casos de flujo por gravedad, ya que no será posible generar la caída de presión. De nuevo, estos equipos tampoco son recomendables en el caso de fluidos con sólidos en suspensión, como suele ocurrir en el tratamiento de aguas residuales, ya que éstos pueden bloquear el orificio (Smith y Corripio, 1991).

Los medidores de turbina transmiten la velocidad de rotación a un contador, mediante un equipo electromecánico o magnético que genera una señal de 4-20 mA. Este tipo de medidores sólo se puede utilizar con aguas relativamente limpias sin sólidos en suspensión ya que las partículas podrían dañar la turbina o los cojinetes de ésta.

Los caudalímetros electromagnéticos son ideales para todo tipo de líquidos, pastas y lodos que tengan una mínima conductividad eléctrica (mayor de  $10\mu\Omega/\text{cm}^2$ ) por lo cual este tipo de medidor no es adecuado para gases ni hidrocarburos líquidos. Son muy precisos, no poseen partes móviles y no generan caída de presión (Smith y Corripio, 1991), por lo que se pueden utilizar para flujos por gravedad. Por estas razones son los más idóneos para la monitorización de caudales en una planta de tratamiento de aguas residuales, a pesar de que su costo es más elevado que el medidor de orificio. El principio de

operación está basado en la ley de Faraday, que dice que el voltaje inducido por un conductor que se mueve en ángulo recto a un campo magnético es proporcional a éste y a la velocidad del movimiento del conductor. De este modo, el líquido (conductor) pasa a través de un campo magnético generando un voltaje. Midiendo el voltaje inducido mediante dos electrodos ubicados perpendicularmente a la dirección del flujo (ver Figura 2) se determina la velocidad del líquido. La instalación del equipo debe hacerse de modo que la tubería del caudalímetro esté siempre inundada y no debe estar muy próximo a las bombas o a elementos que causen vibraciones para evitar ruido en la señal.

Si el diámetro de la tubería y el campo magnético son constantes, entonces se puede determinar el caudal a partir del voltaje inducido, siendo el caudal proporcional al voltaje generado. El equipo incluye un transductor para transformar la señal de voltaje inducido en una señal estandarizada de 4-20 mA.

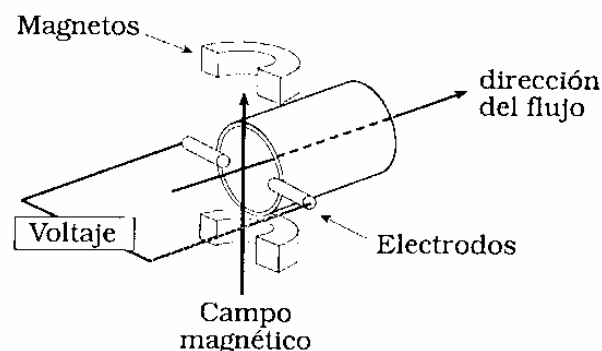
Las principales ventajas de los medidores electromagnéticos son las siguientes (Endress Hauser, 1993):

- La medición no se ve afectada por la temperatura, la presión o la viscosidad del líquido.
- No hay restricciones al flujo, por lo que no hay caída de presión en el equipo.
- Adecuado para líquidos y lodos con alta concentración de sólidos.
- La medición es independiente del régimen de flujo.
- Elevada exactitud y precisión.

Los principales inconveniente son: el alto costo, los problemas causados por deposiciones en los electrodos, que se evitan con altas velocidades del fluido (sección transversal de la tubería pequeña) o con limpiezas periódicas.

Para la monitorización on-line del flujo de gases, el caudalímetro másico, es uno de los sensores más utilizados. En estos sistemas, al gas se le aplica energía calorífica, mediante un calefactor de precisión que proporciona una cantidad de calor constante al gas. El aumento de temperatura correspondiente se mide con sensores de resistencia variable. La cantidad de energía transmitida, que se puede conocer haciendo un balance de energía antes y después del sensor, es proporcional a la velocidad de flujo másico. Un medidor de este tipo se muestra en la Figura 3.

De este modo se puede determinar la diferencia de temperatura que experimenta el gas al circular por el calefactor que será proporcional a la capacidad calorífica del gas, al calor entregado y al flujo másico. Si las capacidades caloríficas y el calor suministrado son conocidos, entonces se puede conocer el caudal másico que será proporcional a la diferencia de temperatura.



**Figura 2.** Principio básico de operación del caudalímetro electromagnético.

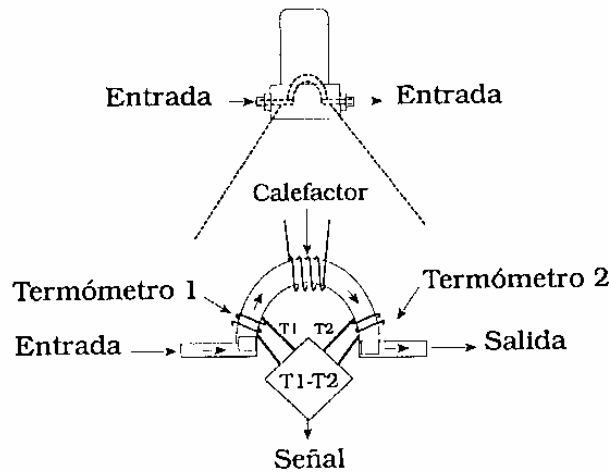


Figura 3. Esquema del caudalímetro másico de gas y del tubo sensor.

Estos sensores normalmente se calibran para  $N_2$ . Si el gas es una mezcla conocida, se puede corregir el valor del caudal de gas en función de la composición y de las capacidades caloríficas de cada uno de los componentes de la mezcla.

Una de las ventajas principales de este tipo de sensores es que no requieren compensación por cambios de presión o temperatura del gas. Además tienen una respuesta muy rápida y generan una caída de presión muy baja, lo que es de gran importancia ya que, en general, la línea de gas de salida de los digestores se encuentra sometida a una ligera sobrepresión. El equipo incorpora un transmisor que genera una señal de salida estándar de 4-20 mA.

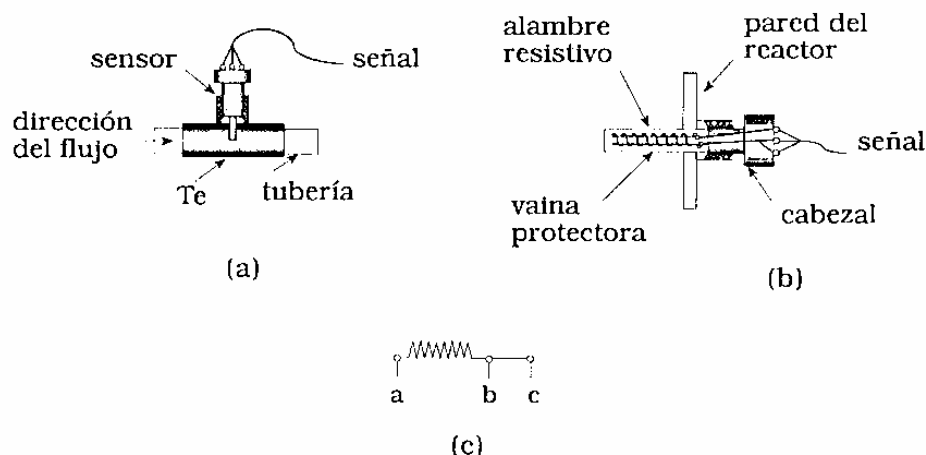
#### b. Medición de la temperatura

La temperatura del proceso es un parámetro importante no solamente por la relación que representa en la cinética de la reacción, sino también en determinados procesos auxiliares. Por otro lado permite realizar balances de energía proporcionando información sobre el estado del proceso. La temperatura se mide generalmente mediante uno de los siguientes dispositivos estándar: termopares, termómetros de dispositivos resistivos (TRD), los termistores y sensores sin contacto (pirómetros ópticos, por radiación y técnicas infrarrojas). Los termómetros de bulbo de mercurio o sensores de expansión (termómetro de líquido en vidrio, termómetro de expansión de sólidos, etc.) no se consideran pues no es posible obtener una señal eléctrica a partir de los mismos y sólo se utilizan para comprobaciones o mediciones off-line.

Los termómetros de dispositivos resistivos (TDR), normalmente de resistencia de platino, son ampliamente utilizados en procesos cuando el sensor está a una pequeña distancia del lector, para rangos de temperatura de  $-260^\circ\text{C}$  a  $800^\circ\text{C}$  (Olsson y Newell, 1999). Tienen una precisión de al menos  $0.05^\circ\text{C}$ , la que no se consigue con otros sensores y la respuesta es rápida y la medida reproducible (Smith y Corripio, 1991).

El principio de medición se basa en que la resistencia eléctrica de los metales puros se incrementa con la temperatura y ya que la resistencia se puede medir con bastante precisión, esto proporciona un medio para determinar la temperatura con mucha exactitud. Los metales que se utilizan generalmente son platino, níquel, tungsteno y cobre. Las sondas más utilizadas son las Pt100, compuestas por platino, que proporcionan una resistencia de  $100\Omega$  a  $0^\circ\text{C}$  (Smith y Corripio, 1991).

Las sondas para medir la temperatura pueden estar instaladas en una tubería antes del reactor, roscada en una te como se puede ver en la Figura 4-a, o bien introducidas en un reactor mediante una vaina de



**Figura 4.** Esquema de una sonda Pt100 para la medición de temperatura. a) Sonda instalada en la línea, b) Sonda para medir la temperatura dentro del reactor (se representan las partes de la sonda) y c) esquema de conexión de la sonda con tres hilos.

protección, que está a su vez roscada a la pared del reactor (Figura 4-b), de este modo se puede retirar la sonda para su mantenimiento sin necesidad de vaciar el reactor.

En la Figura 4-c se puede ver un esquema de conexión de una Pt100 de tres hilos utilizada en estos sensores. Entre los puntos A y C se proporciona una tensión y una corriente eléctrica y entre los puntos A y B se determina la resistencia que es función de la temperatura.

Los termopares son más baratos, pero no presentan suficiente resolución. Por otro lado, los termistores a pesar de que son también muy baratos y muy sensibles, presentan una dependencia altamente no lineal con la temperatura.

### c. Medición de presión

La medida de presión puede utilizarse para la determinación de niveles, caudales y para el seguimiento de la producción de biogás puesto que la concentración de metabolitos gaseosos ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{CH}_4$ , etc.) en el líquido es dependiente de la presión parcial de los mismos en la fase gas, esto es también importante en el caso de compuestos volátiles como los ácidos grasos volátiles.

La presión diferencial además se utiliza para seguir el funcionamiento de ciertos equipos, por ejemplo filtros prensa. También es indicativa de problemas de operación como saturación de filtros o para detectar obstrucciones en las conducciones.

Un sistema clásicamente utilizado en la industria es el dispositivo de Bourdon, el cual consiste en un tubo en forma de herradura o helicoidal, que por un extremo está conectado a la fuente de presión y el otro extremo está cerrado. El tubo tiene una sección transversal elíptica o plana, de modo que cuando se aplica presión, el tubo se estira y al disminuir la presión retoma su posición, siempre y cuando no se sobrepase el límite de elasticidad del material del tubo. Este movimiento se transforma en una corriente estandarizada 4-20 mA mediante un transmisor.

Actualmente los sensores de presión están basados en la medida de la variación de la capacitancia de un condensador, compuesto por dos placas conductoras separadas por un dieléctrico. Una de las placas está adherida a una membrana que se deforma al estar sometida a cambios de presión. La deformación provoca una variación en la capacitancia del condensador la que, mediante un transductor, genera una



señal en tensión (generalmente de 100 a 250 mV), que se amplifica y se transforma en señal estandarizada de 4-20 mA.

Normalmente se utilizan dos cámaras: una de referencia y otra de medida. Para determinar presión absoluta, la cámara de referencia está a vacío, para medir presión relativa la cámara de referencia está abierta a la atmosfera y para medir presión diferencial, la cámara de referencia se conecta al segundo punto de medición. Estos equipos capacitivos son ampliamente utilizados por ser muy sensibles y precisos. Además debido a que el movimiento de la membrana es del orden de micras, el desgaste es casi nulo. El inconveniente es que la membrana puede dañarse si está en contacto con fluidos corrosivos, lo que se puede solucionar con la utilización de protectores de la membrana.

Existen sensores de presión para una amplia gama de rangos de medida, por lo que la especificación del rango no es un problema en el momento de seleccionar un medidor. Sin embargo la protección frente a sobrepresiones es un aspecto importante. Normalmente los medidores vienen diseñados para soportar una sobrepresión de 200% sobre el rango de medida. También existen transductores piezoeléctricos, potenciométricos, magnéticos, entre otros, aunque no se discutirán en este capítulo.

#### *d. Medida de la velocidad y potencia de agitación*

En el caso de biorreactores de tanque agitados mecánicamente, la velocidad de agitación es una variable de operación importante que, por lo general, se suele mantener constante durante el proceso. Se suele medir monitorizando el número de revoluciones por unidad de tiempo, mediante sensores ópticos o magnéticos si el equipo es pequeño, o algún tipo de tacómetro para equipos grandes.

Los sensores magnéticos y ópticos detectan la velocidad de rotación de un disco montado en el eje del agitador o del motor impulsor. El disco presenta un canal o muesca que permite al sensor óptico o mecánico emitir una señal o pulso eléctrico cada vez que la muesca pasa por el detector. Un contador de frecuencia permite contabilizar la velocidad de agitación. Este tipo de instrumentación es empleado para pequeños reactores, con velocidades de hasta 2000 rpm.

Para agitadores industriales se emplean tacómetros-generadores que generan una corriente eléctrica proporcional al número de revoluciones, o tacómetros electrónicos que producen una corriente, la frecuencia de la cual se mide mediante un contador digital. El consumo de potencia de los agitadores depende de la velocidad de agitación y de las propiedades físicas del fluido agitado, especialmente su viscosidad, la cual puede cambiar de una manera drástica durante un proceso. La potencia consumida puede ser medida por un medidor de Watt acoplado al motor del agitador. Sin embargo, incluso el medidor de Watt puede tener una precisión del 1%, la validez de los datos está limitada por el hecho de que la potencia representa el total de la potencia consumida por el motor y no indica la potencia real transmitida al líquido por el impulsor. El diseño del sistema de agitación contribuirá a la pérdida de potencia entre el motor y el impulsor. En general, esta diferencia ha sido cuantificada como un 30% del total de la potencia suministrada.

#### *e. Medidores de Nivel*

Los medidores de nivel más utilizados son los de diferencia de presión, de flotador y de burbuja. El primero detecta la diferencia de presión entre el fondo del líquido y la parte superior, que está relacionada a la altura del líquido. Conociendo la diferencia de presión y la densidad del líquido se puede determinar el nivel.

El sensor de flotador detecta un cambio en la fuerza de empuje de un cuerpo sumergido en el líquido. El medidor de burbuja consiste en un tubo que se sumerge en el líquido por el cual fluye un gas inerte que produce una corriente continua de burbujas. La medida de la presión requerida para producir las burbujas será una medida de la presión hidrostática y por lo tanto del nivel del líquido.

Otro tipo de sensores de nivel más sofisticados son los ultrasónicos, los de conductividad y capacitancia. Los sensores ultrasónicos utilizan vibraciones ultrasónicas que se emiten desde un punto situado sobre el nivel a medir. El sensor registra el eco producido en la superficie del líquido. La distancia entre el sensor y la superficie del líquido se determina mediante el tiempo que dura la propagación y la velocidad del sonido. La velocidad del sonido varía con la temperatura (aproximadamente  $0.17\%/^{\circ}\text{C}$ ), por tanto el sensor deberá disponer de un sistema de compensación por temperatura. Además si el eco se propaga por un gas distinto del aire, también se deberá calibrar para las condiciones particulares. Finalmente, el polvo y el vapor también pueden influir en la medida.

La célula de medición actúa a la vez de emisor y receptor. Está compuesto de una membrana a la que están acoplados unos cristales piezoeléctricos. Al actuar como emisor estos cristales son excitados mediante una señal eléctrica, al excitarse hacen vibrar la membrana a una frecuencia ultrasónica. Al actuar como receptor, los cristales en reposo se excitan con el eco recibido, generando una señal de tensión. El buen funcionamiento de estos sensores dependerá principalmente de las características de la interfase sólido/gas o líquido/gas que se desee medir. Una superficie con espuma densa o un sólido muy esponjoso absorberán la señal ultrasónica y no emitirán el eco.

Los sensores de conductividad y capacitancia son sondas que deben estar en contacto con el material a medir y proporcionan una señal binaria (todo o nada). De esta forma sólo permiten determinar si el nivel del líquido ha alcanzado la sonda o no. Los sensores de conductividad determinan la presencia o ausencia de un material conductor entre la sonda y la pared de un tanque metálico. En el caso de que el recipiente no sea metálico se debe buscar una referencia a tierra mediante una tubería de alimentación, una viga soporte o una sonda de referencia. Mientras la sonda esté libre de producto la resistencia es muy grande. En cuanto el producto alcanza el sensor la resistencia disminuye. Este cambio en la resistencia es la señal de que el nivel del producto ha llegado al punto de interés. La salida del sensor es una señal todo o nada, que una vez transmitida, a través de un dispositivo de transmisión adecuado, que puede estar conectado a un relé, permite que encienda o apague una bomba, abra o cierre una electroválvula, etc.

Los sensores capacitivos miden la capacidad eléctrica entre la sonda y la pared de un tanque metálico. El producto contenido en el tanque (que puede ser líquido o semisólido) actúa como dieléctrico del condensador formado por la sonda y la pared. La capacitancia de éste condensador varía en función de la naturaleza del dieléctrico entre las placas. Así, si éste es un gas, la capacitancia tendrá un valor y si éste es sólido o líquido tendrá otro valor muy distinto. Esta variación se utiliza para generar la señal de salida encendido/apagado. Los sensores capacitivos también pueden utilizarse para identificar interfaces aceite/agua o para determinar el nivel o la profundidad de una capa de todo sedimentado. El único requerimiento es que la constante dieléctrica de ambas capas sea distinta. Así, en la medida del nivel de dos líquidos, el sensor se ajusta para que la señal de salida sea 0% cuando un líquido cubre el sensor y a 100% cuando lo cubre el otro líquido. En la Tabla 1 se resumen las principales características de los sensores de nivel.

#### *f. Detectores de espuma*

La formación de espuma puede llegar a ser un problema importante en aquellos sistemas en los que el aporte externo de gases ( $\text{O}_2$ , aire, etc.) es importante y en los procesos que generan gases, por ejemplo en digestión anaerobia. Para la detección de la espuma se utilizan sensores de conductividad o capacitancia, que al detectar la espuma transmite una señal para poner en funcionamiento el sistema de adición de antiespumante (aceite, aceite base de silicona, polialcoholes, etc.). La adición de antiespumantes químicos por lo general provoca la disminución del coeficiente de transferencia de oxígeno. También existen dispositivos antiespumantes de carácter mecánico, sistemas de discos o configuraciones particulares que rompen la espuma y no afectan al medio de fermentación.

### 1.3. Sensores de parámetros químicos

Los sensores de parámetros químicos más comúnmente usados en la industria son los sensores de pH, oxígeno disuelto y CO<sub>2</sub> disuelto, que no se discutirán en este Capítulo. A continuación se presentan algunos sensores utilizados para el análisis de gases.

Tabla 1. Tipos de sensores de nivel y sus características.

Método	Ventaja	Desventaja	Utilización
Burbujeo	Simplicidad de instalación y calibrado. Exactitud relativa	Requiere conexión de aire y consume aire comprimido. Problemas de obturación. No apto para depósitos presurizados.	Para líquidos en depósitos no presurizados.
Hidrostáticos o de presión	Instalación y calibración simple. Exactitud relativa.	Depende el peso específico. Comparativamente caro cuando se utiliza presión diferencial en depósitos a presión.	Líquidos.
Flotador	Económico, simple.	La exactitud depende de la longitud de la oscilación del flotador.	Líquidos.
Ultrasónico	Sin contacto con el producto. Gran exactitud.	La superficie no debe formar espuma ni ser absorbente. No puede utilizarse a vacío o a altas presiones.	Líquidos o sólidos.
Conductividad	Simple, económico, sin partes móviles.	Solo control binario. La sonda no puede contaminarse con grasas u otras deposiciones. No apto para productos de conductividad no homogénea.	Líquidos.
Capacitivos	Simple, económico, sin partes móviles. Puede utilizarse en ambientes muy agresivos.	Sólo control binario.	Líquidos o sólidos. Determina interfaces.

#### a. Analizador de gas por absorción infrarroja (CH<sub>4</sub>, CO<sub>2</sub> y CO).

Es un analizador basado en el principio de la absorción no dispersiva infrarroja, para ello una fuente de radiación se calienta a 600-700°C emitiendo radiación infrarroja de longitud de onda comprendida entre 2.5 y 25 μm (Figura 5). La radiación IR pasa a través de la celda de análisis y luego se recibe en el detector, la absorbancia se relaciona con la concentración. Con este principio se pueden medir grupos funcionales como N-H, O-H o C=O además de enlaces de hidrógeno. Los gases compuestos por un solo tipo de átomos no absorben radiación IR, como por ejemplo el N<sub>2</sub> o el O<sub>2</sub> (Heinzel y Dunn, 1993). En la Tabla 2 se presenta una lista de gases que pueden ser analizados mediante absorción IR.

Tabla 2. Gases que se pueden medir mediante absorción IR

Gas	Rango
CO	0-5000 ppm
CH <sub>4</sub>	0-100 %
CO <sub>2</sub>	0-100 %
SO <sub>2</sub>	0-3000 ppm
NO	0-3000 ppm

Existen dos configuraciones principales de detector, la primera, denominada detector de Luft (Figura 5), utiliza dos celdas en paralelo: por una pasa la muestra y la otra es una celda de referencia, normalmente rellena con N<sub>2</sub>. Las celdas están conectadas al detector, que está relleno con una mezcla que contiene el gas a analizar con una concentración conocida. El detector está separado en dos compartimentos mediante un diafragma. Este último se deformará producto de la diferencia de presión en cada compartimento debido a la absorción de radiación IR en distintos grados. La deformación del diafragma se relacionará a la concentración del gas analizado. La principal desventaja de este sistema es que se introduce un error al utilizar dos fuentes de radiación y dos celdas que pueden tener características ópticas diferentes, además del desgaste del diafragma.

El segundo tipo de detectores es una modificación del detector de Luft, utilizando sólo una celda y una fuente de radiación (ver Figura 6). En este tipo de detector la radiación pasa por la celda que contiene la muestra y luego llega al detector que está dividido en dos compartimentos perpendiculares a la dirección de la radiación. El compartimento que está expuesto a la radiación está relleno de una mezcla gaseosa que contiene el compuesto a analizar con una concentración conocida; el segundo compartimento no está expuesto a la radiación IR. Ambos compartimentos están unidos por un capilar y un sensor de microflujo que detecta los cambios de flujo producidos entre ambos compartimentos debido a la diferencia

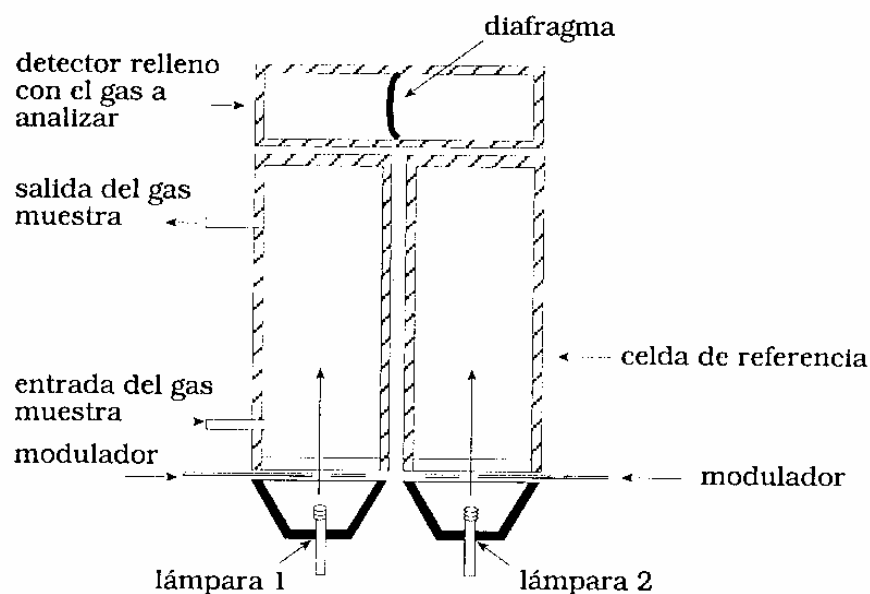


Figura 5. Detector de absorción IR de Luft.

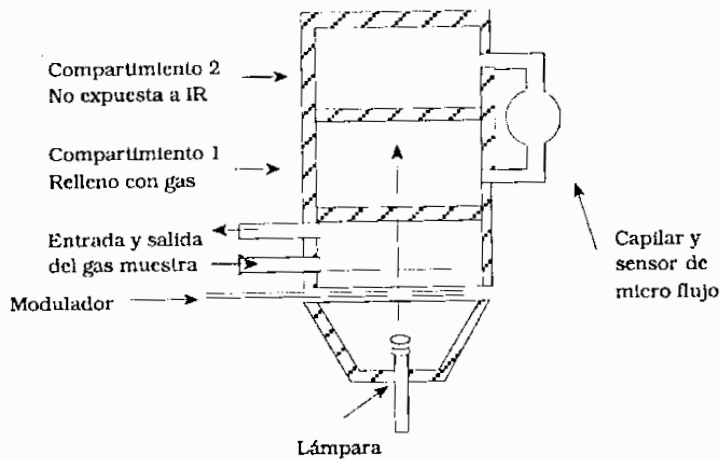


Figura 6. Detector de absorción IR con sensor de micro flujo.

de presión causada por la diferencia en la absorción de radiación. El microflujo detectado se relaciona con la concentración del gas analizado.

Cada 24 horas es necesaria una autocalibración con un gas cero ( $N_2$ ), con el objeto de corregir los cambios en la potencia irradiada, la contaminación en la celda de análisis y el envejecimiento del detector. De este modo la calibración con gases de concentración conocida es necesaria a intervalos de tiempo más prolongados.

El gas muestra no debe tener condensables, por lo que el equipo, por lo general incluye un condensador, que mediante enfriamiento, retira la humedad de la muestra y un sistema de filtración para retirar impurezas (Figura 7).

b. Analizador electroquímico de gases ( $H_2$ ,  $H_2S$ ,  $CO$  y  $NH_3$ )

Los analizadores electroquímicos de gases se emplean para monitorizar la composición de los componentes que se presentan en la Tabla 4 en el biogás producido en el tratamiento de aguas residuales.

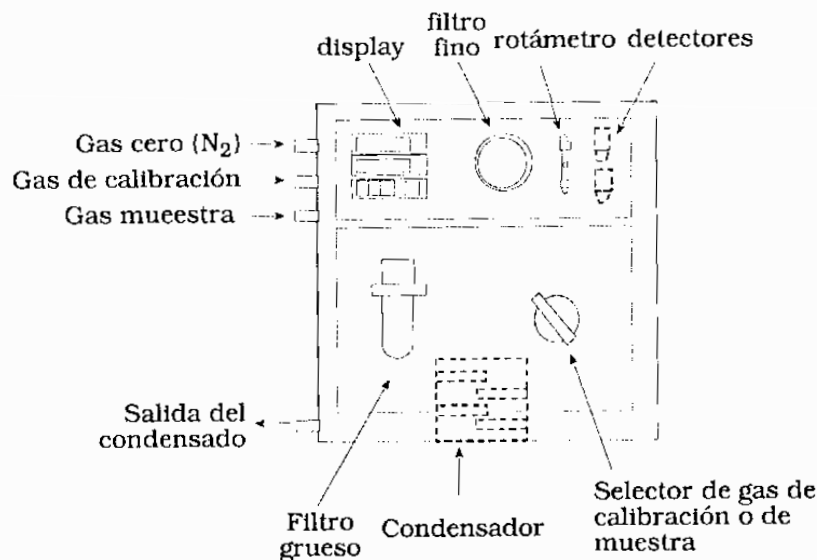


Figura 7. Esquema de un equipo para determinación de  $CH_4$  y  $CO_2$  mediante absorción IR.

**Tabla 4.** Gases que se pueden medir mediante oxidación electroquímica

Gas	Rango (ppm)
H <sub>2</sub> S	0-50
NH <sub>3</sub>	0-300
CO	0-100
H <sub>2</sub>	0-2000

El sensor de oxidación electroquímica está compuesto de cuatro partes principales: un sistema de aspiración del gas muestreado que consta de una bomba que succiona el gas y de un rotámetro para ajustar al caudal de gas muestra, la célula o sensor propiamente dicho, un display para mostrar la concentración del gas, y una electroválvula de tres vías controlada por un temporizador. El objetivo de esta última es medir por un período de tiempo y luego purgar la célula con aire por otro período de tiempo, para aumentar la vida útil del sensor.

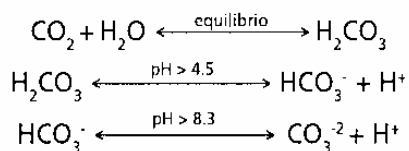
El principio de medición se basa en la oxidación electroquímica del gas en un electrodo sensor o de trabajo (ánodo), que está separado del cátodo por un electrolito. El gas pasa por una membrana selectiva, para luego oxidarse en el ánodo, así p.e. en el caso del H<sub>2</sub>, este se oxidaría dando lugar a dos electrones y dos protones, los que producen una corriente con el cátodo, como se muestra en la Figura 8. La corriente así generada se relaciona con la concentración del gas. La célula del sensor está provista de un electrodo de referencia, para compensar las variaciones de tensión.

## 1.4. Analizadores

### a. Alcalinidad

La química del CO<sub>2</sub> en el agua juega un papel fundamental en los procesos de tratamiento de aguas residuales. El CO<sub>2</sub> puede ser absorbido del aire, que contiene un 0.03% de CO<sub>2</sub>, o bien puede ser producido por las bacterias en los procesos de degradación de la materia orgánica. En los procesos de nitrificación, las bacterias lo utilizan como fuente de carbono, por lo que será necesario mantener una concentración suficiente para el desarrollo de estos microorganismos. En la desnitrificación se produce CO<sub>2</sub> en la reducción del nitrato a nitrógeno gaseoso y en la digestión anaerobia es el principal tampón que impide la acidificación y desestabilización del proceso.

El CO<sub>2</sub> en solución está en equilibrio con el ácido carbónico (H<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>). A pH superiores a 4.5 el ácido carbónico se ioniza en bicarbonato (HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>) y a pH superior a 8.3 el bicarbonato se transforma en carbonato (CO<sub>3</sub><sup>2-</sup>) según se presenta en las siguientes ecuaciones:



La determinación de la alcalinidad se realiza mediante la adición lenta de un ácido fuerte, cuantificando el volumen necesario de ácido para disminuir el pH de la muestra hasta un valor predefinido. Cuanta más alcalinidad posea la muestra más ácido será necesario agregar para disminuir el pH (efecto tampón), debido a que los protones agregados se asociarán con el carbonato para formar bicarbonato (hasta pH 8.3). El exceso de protones se unirá al bicarbonato para formar ácido carbónico (hasta pH 4.5).

Debido a que la medición realizada de este modo es la capacidad tampón de la muestra, este análisis puede tener interferencia con cualquier otra sustancia que presente propiedades tampón, como amonio, fosfato, silicatos, boratos y ácidos grasos volátiles (AGV) (APHA, 1992). La concentración de los primeros cuatro compuestos en aguas residuales suele ser baja, por lo que se puede despreciar su efecto. Dependiendo de las condiciones operacionales, los AGV pueden provocar una interferencia importante especialmente en procesos de digestión anaerobia. Sin embargo, mediante la determinación de la alcalinidad con dos puntos finales de titulación, es posible estimar la concentración de AGV, y de este modo determinar la alcalinidad del bicarbonato y la alcalinidad de los AGV. Se han propuesto otras metodologías de determinación de la alcalinidad hasta con cinco puntos de titulación y retrotitulación para poder discriminar el efecto tampón del amonio y el fosfato, pero por lo general no es necesaria tanta precisión en este análisis.

La alcalinidad total (AT), medida por valoración hasta pH 4.3, se puede considerar aproximadamente como la suma de la alcalinidad debida al bicarbonato y a los AGV, expresada como  $\text{CaCO}_3$ . La alcalinidad parcial (AP), medida mediante valoración hasta pH 5,75, corresponde a la alcalinidad del bicarbonato (Jenkins *et al.*, 1983), mientras que la alcalinidad intermedia (AI), que es la diferencia entre las alcalinidades total y parcial, es aproximadamente la concentración de AGV (Ripley *et al.*, 1986).

La alcalinidad se puede usar como parámetro indicador de la desestabilización del proceso de degradación anaerobia. Un síntoma típico del funcionamiento anómalo en un reactor anaerobio es el incremento de la concentración de AGV, hecho que tiene lugar cuando su producción sobrepasa el consumo. Teniendo en cuenta que una buena operación en el digestor depende de una adecuada capacidad tampón y de una baja concentración de AGV, la relación AI/AT se puede usar como parámetro de control, recomendando no superar el valor de 0,3 (Ripley *et al.*, 1986; Wetzel *et al.*, 1994), para evitar la acidificación del reactor.

Para la determinación on-line de este parámetro se necesitará automatizar el muestreo y la titulación a dos puntos. Existen algunos equipos de titulación automática en el mercado pero su aplicación a escala no está completamente estudiada. Otra alternativa para la determinación de la alcalinidad del bicarbonato, es mediante la determinación del cambio de presión de una muestra saturada en  $\text{CO}_2$  y acidificada a pH menor de 4 (Hawkes *et al.*, 1994). Este analizador ha sido utilizado a nivel laboratorio con muy buenos resultados.

### *b. Materia orgánica*

Para la determinación de la materia orgánica presente en un agua residual, se pueden usar indicadores tales como la demanda bioquímica de oxígeno (DBO), demanda química de oxígeno (DQO) o el carbono orgánico total (COT) o disuelto (COD). La primera está relacionada con la materia orgánica biodegradable en condiciones aerobias a 20°C, la DQO en cambio es una medida de los equivalentes de oxígeno necesarios para oxidar químicamente una muestra, empleando dicromato como agente oxidante. El COT es una medida del carbono orgánicamente unido tanto a materia suspendida como disuelta, mientras el COD está relacionado sólo con el material disuelto después de filtración a través de filtro de 0.45  $\mu\text{m}$  (CEN, 1997).

El análisis de la  $\text{DBO}_5$  requiere un tiempo de análisis de cinco días, determinándose el consumo de oxígeno de una muestra en los cinco días. El análisis no es muy preciso y su reproducibilidad es baja, aunque es el indicador "clásico" para definir la carga contaminante orgánica de aguas municipales o industriales (Olsson y Newell, 1999). El análisis de la DQO requiere de algo más de dos horas y consta de una etapa de digestión a alta temperatura con ácido y plata como catalizador, y una segunda etapa de cuantificación que puede realizarse mediante espectrofotometría o por titulación. Además del tiempo de análisis, la desventaja de la DQO es que puede tener ciertas interferencias con compuestos oxidables distintos a la materia orgánica (APHA, 1992), sin embargo, desde el punto de vista de la monitorización del proceso

es un indicador más adecuado que la DBO. Actualmente existen algunos equipos para la determinación on line de la DQO, disminuyendo el tiempo de análisis a 3-5 minutos, utilizando ozono o peróxido como agentes oxidantes (Schurbuscher y Wandrey, 1991)

El carbono total (CT), se determina por combustión de la muestra en un horno a 680°C o mediante oxidación con UV y peróxido. Para muestras con partículas se recomienda la combustión en horno, debido a que la oxidación con UV no presenta buena reproducibilidad (CEN, 1997). De cualquiera de las formas, el producto es agua y CO<sub>2</sub>, que se determina directamente mediante absorción IR, valoración conductividad térmica, también se puede determinar por ionización de llama después de reducirlo a metano (CEN, 1997). Así, el CO<sub>2</sub> cuantificado es una medida del carbono total presente en la muestra. Conjuntamente a este análisis se realiza la determinación del carbono inorgánico (CI) mediante fuerte acidificación de la muestra, de este modo los carbonatos y bicarbonatos presentes en la muestra son eliminados como CO<sub>2</sub>, que también es cuantificado mediante absorción IR. El COT se determina calculando la diferencia del CT y el CI. El COD se determina de la misma forma que el COT, pero con una filtración previa (empleando filtros 0.45 µm).

La determinación on-line del COT, requiere que el equipo sea capaz de preparar la muestra, realizar la combustión, la purga con ácido y la determinación del CO<sub>2</sub> producido. Existen una serie de estos equipos disponibles comercialmente, el tiempo de análisis es de 5 a 10 minutos.

### 1.5. Análisis de biomasa y características celulares

La concentración, estado fisiológico y velocidad de crecimiento de los microorganismos son parámetros cuyo conocimiento es básico en los bioprocesos. Su análisis se realiza principalmente off-line mediante la determinación de su peso seco, técnicas microscópicas, conteo de colonias en placas Petri, etc. También se han desarrollado técnicas que permiten el análisis de algunas de estas propiedades en línea como la respirometría y la citometría de flujo, aunque esta última no es de aplicación en el tratamiento de aguas por la dificultad de procesar muestras con biomasa que contengan algún sólido inorgánico que pudiesen dañar el equipo, además de su costo extremadamente elevado para este propósito.

#### a. Respirometría on-line

La respirometría se basa en el seguimiento del consumo de oxígeno disuelto en función del tiempo, con el fin de determinar parámetros cinéticos, biodegradabilidad, grado de inhibición, concentración de biomasa o simplemente la velocidad de consumo de oxígeno (OUR) (Spanjers *et al.*, 1998). La respirometría puede realizarse en equipos externos, muy sofisticados que aún están en desarrollo, o en el propio reactor.

Las técnicas respirométricas se clasifican en ocho tipos (Olsson y Newell, 1999) de acuerdo con la fase en la que se mide la concentración de oxígeno (en el líquido, L, o en el gas, G) y dependiendo si durante la medición hay entrada y salida de líquido o gas (con flujo, F, o estáticos, E).

La medición en la fase líquida se realiza mediante el seguimiento de la concentración de oxígeno disuelto y un balance dinámico del oxígeno, según la siguiente ecuación:

$$\frac{d(V_L \cdot S_o)}{dt} = Q_e \cdot S_{o,e} - Q_s \cdot S_o + V_L \cdot k_L a \cdot (S_o^* - S_o) - V_L \cdot r_o$$

Donde:

S<sub>o</sub> : Concentración de oxígeno en la fase líquida

S<sub>o</sub><sup>\*</sup> : Concentración de saturación de oxígeno en la fase líquida



- $S_{0,e}$  : Concentración de oxígeno en la alimentación (fase líquida)
- $k_L a$  : Coeficiente de transferencia de masa
- $Q_e$  : Caudal de alimentación (fase líquida)
- $Q_s$  : Caudal de salida (fase líquida)
- $r_o$  : Velocidad de respiración de la biomasa
- $V_L$  : Volumen de la fase líquida

Dependiendo de la metodología utilizada para determinar la OUR, se pueden despreciar o eliminar ciertos términos de esta ecuación. Por ejemplo, si se utiliza la metodología LEE, es decir, medición en la fase líquida sin alimentación y sin aireación, la ecuación anterior se reduce a:

$$\frac{dS_o}{dt} = -r_o$$

Por lo tanto la OUR, en este caso, será igual a la pendiente de la curva del oxígeno disuelto en el tiempo. Las técnicas de medición en la fase gas también están basadas en un balance de oxígeno, tanto en la fase gas como en la fase líquida. En la Tabla 5 se presentan las ecuaciones necesarias para determinar la OUR en los distintos tipos de respirometrías antes mencionadas.

**Tabla 5.** Expresiones necesarias para la determinación de la OUR (Para una metodología se suman los productos de los coeficientes por la expresión correspondiente y se igualan a cero).

Proceso	Expresión	Metodología de la respirometría (coeficientes)							
		LEE	LFE	LEF	LFF	GEE	GFE	GEF	GFF
Respiración	$V_L \cdot r_o$	-1	-1	-1	-1	-1	-1	-1	-1
Acumulación de oxígeno disuelto	$\frac{d(V_L \cdot r_o)}{dt}$	-1	-1	-1	-1	-1	-1	-1	-1
Flujo del líquido	$Q_e \cdot S_{0,e} - Q_s \cdot S_o$			1	1			1	1
Transferencia de masa	$V_L \cdot k_L a \cdot (S_o^* - S_o)$		1		1	1	1	1	1
Acumulación de oxígeno en fase gas	$\frac{d(V_G \cdot C_o)}{dt}$					-1	-1	-1	-1
Flujo de gas	$F_e \cdot C_{0,e} - F_s \cdot C_o$						1		1
Transferencia de masa	$V_L \cdot k_L a \cdot (S_o^* - S_o)$					-1	-1	-1	-1

Para la determinación on-line, se necesita un protocolo de operación específico para la medición, por ejemplo detener la alimentación y la aireación para determinar la variación del oxígeno disuelto en el tiempo (método LEE). Baeza (2002) presenta esta metodología aplicada a una planta piloto de nitrificación, en lo que podría calificarse de sensor inteligente. El programa de monitorización recoge la concentración de oxígeno disuelto cada 5 segundos durante el análisis de la OUR. El análisis tarda 30 segundos, por lo que no se ve afectado el rendimiento del reactor. Durante la medición se determina la pendiente de la curva, mediante regresión lineal, aceptando el valor si el coeficiente de regresión es mayor a 0.95. Una vez finalizada la medición de la OUR, se retorna a las condiciones de operación normales.

## 2. MONITORIZACIÓN DE PROCESOS

### 2.1. Introducción

Uno de los problemas que presenta el control de procesos y, en particular, el de procesos de tratamiento de aguas es la dificultad para conseguir mediciones on-line o in-line (en línea o in situ) con la reproducibilidad y precisión adecuadas debido a una serie de perturbaciones en la medida, que pueden ser provocadas por interferencia electromagnética, problemas ambientales para la medición, instalaciones defectuosas, malos aislamientos de los cables y equipos eléctricos, mal mantenimiento o mala utilización o manipulación de los equipos de medida (Olsson y Newell, 1999).

Por esta razón, un aspecto importante en la monitorización de un proceso es la filtración y validación previa de los datos adquiridos para asegurar la calidad de los valores de las variables medidas antes de incorporarlos al sistema de control.

Los datos erróneos pueden ser detectados y reemplazados o eliminados mediante diferentes métodos, dependiendo de la situación y de la naturaleza del error, mediante la utilización de ordenadores que pueden realizar un procesamiento digital del dato, aumentando su calidad.

En la Figura 9 se presentan diferentes tipos de error de la señal.

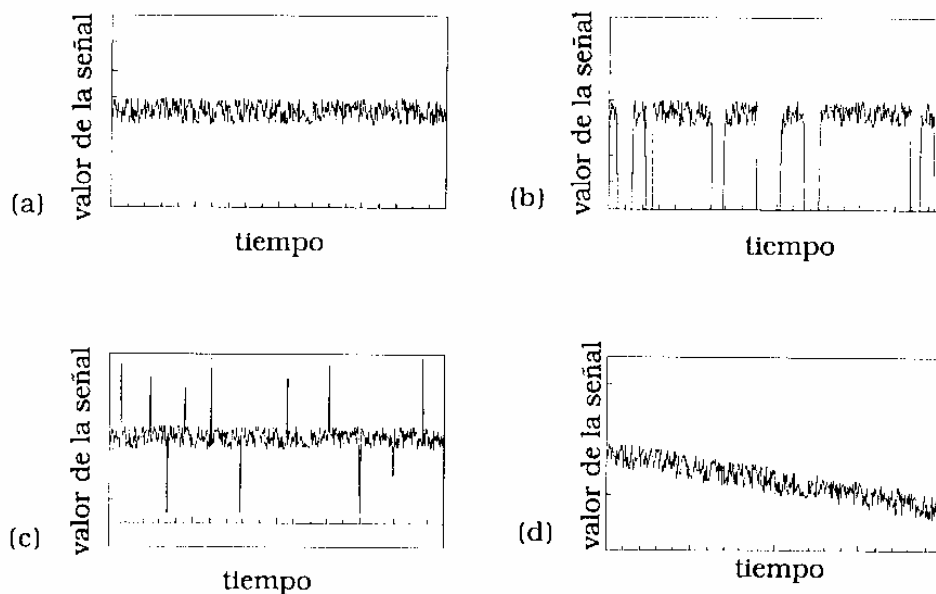


Figura 9. Tipos de errores en la señal medida: a) Ruido de la medición, b) Falta de datos, c) Picos de señal y d) Deriva de la señal.

## 2.2. Ruido

El ruido en la señal se refiere a las perturbaciones que pueda presentar la señal que no tienen una interpretación física en el proceso. Es un problema muy común en la mayoría de los equipos de medida. El ruido puede ser causado por interferencias electromagnéticas, debido al diseño del equipo de medida, la metodología de medición, etc. En general es muy difícil de evitar. El ruido además puede ser amplificado por instalaciones, por un mantenimiento inadecuado o cambios en el entorno en el que se realiza la medición (cambios de humedad, temperatura, arranque de un motor muy próximo, etc).

También el propio proceso puede presentar o generar ruido y se denomina ruido de proceso. Este tipo de ruido no puede ser explicado por el ruido de la medición o por problemas de comunicación y se debe, entre otras causas, a una mezcla no homogénea, atrapamiento de burbujas en el sensor, etc.

Para atenuar el ruido se emplean filtros programados en un ordenador o en el propio sensor. Estos filtros reconstruirán o estimarán un dato específico en función de los valores anteriores o posteriores (para el caso de filtración off-line). Hay diversos tipos de filtros que se pueden aplicar a una serie de datos, de manera que los resultados obtenidos en la filtración variarán significativamente dependiendo de la idoneidad del filtro empleado.

### a. Filtros de pasa baja

Los filtros lineales o de pasa baja son los más utilizados debido a que su aplicación es sencilla y, en general, ofrecen buenos resultados en el tratamiento de las señales de proceso en tiempo real, debido a que el ruido generalmente posee una frecuencia de variación mayor que las variables del proceso. De este modo el filtro pasa baja elimina las variaciones de alta frecuencia y mantiene las variaciones de baja frecuencia. Un filtro lineal puede escribirse de una forma generalizada mediante la siguiente ecuación (Smith, 1999):

$$y(k) = a_0 \cdot x(k) + a_1 \cdot x(k-1) + \dots + a_n \cdot x(k-n) + b_1 \cdot y(k-1) + \dots + b_m \cdot y(k-m)$$

Donde:  $y(k)$  es el valor de la señal filtrada en el tiempo  $k$ ,  $x(k-n)$  es el valor medido de la señal en el intervalo de tiempo  $(k-n)$  y  $y(k-m)$  es el valor de la señal filtrada en el intervalo de tiempo  $(k-m)$ . Dependiendo de los valores seleccionados para los coeficientes  $a_i$  y  $b_j$ ,  $n$  y  $m$ , el filtro tendrá distintas características.

Si al menos un coeficiente  $b_i$  no es cero y solo  $a_0$  no es cero, entonces es un filtro autorregresivo (AR) o de respuesta de impulso infinita (IIR) y en este caso el filtro posee una "memoria infinita". Si todos los coeficientes  $b_i$  son cero el filtro se llama de media móvil (MA) o de respuesta de impulso finita (FIR) (Smith, 1999). Los filtros más utilizados son los filtros de media móvil (MA) y los filtros exponenciales (Olsson y Newell, 1999).

La expresión correspondiente a un filtro de media móvil se puede escribir de la siguiente manera:

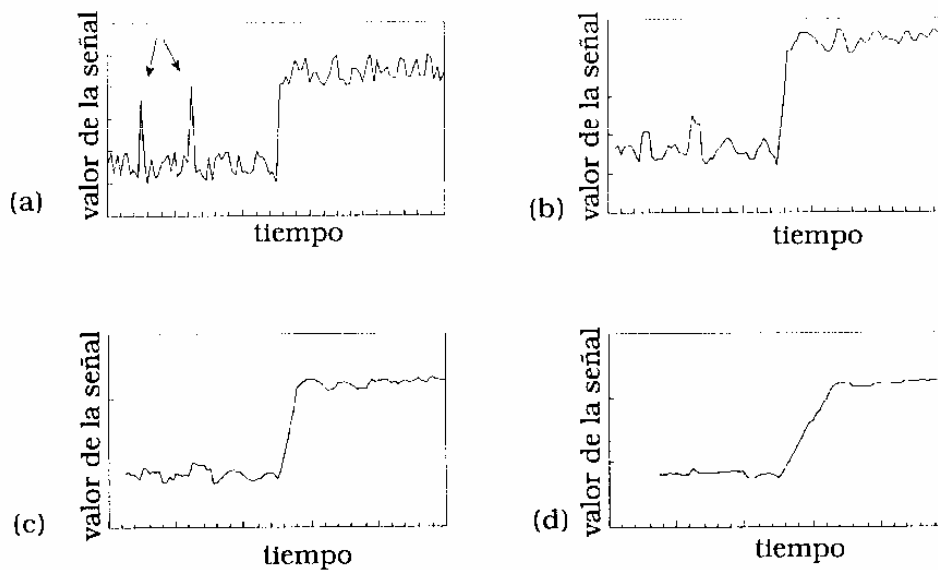
$$y(k) = a_0 \cdot x(k) + a_1 \cdot x(k-1) + \dots + a_m \cdot x(k-m)$$

Donde  $m$  es el número de valores medidos, anteriores al tiempo  $k$ , utilizados para obtener el valor de la variable filtrada  $y(k)$ . Si el valor de los coeficientes  $a_i$  son iguales entre sí, entonces esta ecuación se puede escribir:

$$y(k) = \frac{1}{m+1} (x(k) + x(k-1) + \dots + x(k-m))$$

Este filtro así descrito es muy fácil de implementar, sin embargo una desventaja importante es el retardo de la señal cuando se elige un valor de  $m$  muy grande. Como se puede apreciar en la Figura 10, a mayor valor de  $m$  mejor es la eliminación de ruido, pero se produce un retardo de la señal escalón. Además siempre se pierden los primeros  $(m-1)$  datos, luego a mayor  $m$ , mayor es la cantidad de datos perdidos.

Cuando no se requiere la filtración en tiempo real, se pueden aplicar otro tipo de filtros que utilizan tanto los datos históricos  $(k-i)$  como los datos futuros  $(k+i)$ . Cuando se utilizan datos futuros el filtro se denomina "no casual" y cuando utiliza sólo datos históricos se denomina "filtro casual". La aplicación de filtros no causales está restringida a filtración off-line, la que no es aplicable a la monitorización de procesos con fines de control, como aquí se discute. De todos modos, cabe mencionar que la utilización de filtros no casuales mejora el retardo de la señal generada al aplicar el filtro.



**Figura 10.** Ejemplo de filtración de señal con ruido aleatorio y con dos puntos de valores fuera de rango o picos de señal (flechas) con un filtro de media móvil (MA) con distintos valores de  $m$ : a) valores brutos, b)  $m=2$ , c)  $m=5$  y d)  $m=15$ .

El otro filtro ampliamente utilizado es el filtro exponencial, que es un caso especial de un filtro autorregresivo (AR), en el cual el valor filtrado se determina por una combinación ponderada del último dato filtrado y el último dato adquirido, que se define según la siguiente expresión (Stephanopoulos, 1984):

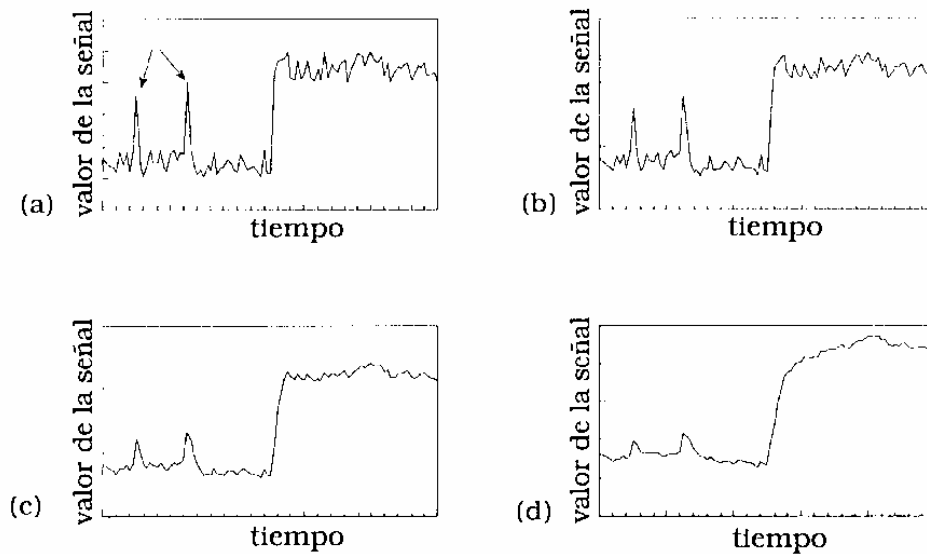
$$y(k) = a \cdot y(k-1) + (1-a) \cdot x(k)$$

Esta expresión se puede escribir de la siguiente forma,

$$y(k) = y(k-1) + (1-a) \cdot (x(k) - y(k-1))$$

Con esta expresión se puede dar otro significado al filtro exponencial; corrige el valor filtrado  $y(k-1)$  apenas aparece un nuevo valor  $x(k)$ . A esta corrección se le aplica un cierto peso  $(1-a)$  (Olsson y Newell, 1999). Si  $a$  es 1, el valor filtrado en el tiempo  $k$  es igual al valor en el tiempo  $(k-1)$ , por lo tanto el valor será constante y el filtro posee una memoria infinita. En el otro extremo, si  $a$  es cero, entonces el valor

filtrado en el tiempo  $k$  será igual al valor medido en el tiempo  $k$ , por lo que no habrá filtración. En la Figura 11 se presenta la aplicación de este filtro para varios valores de  $a$ .



**Figura 11.** Ejemplo de filtración de señal con ruido aleatorio y con dos puntos de valores fuera de rango o picos de señal (flechas) con un filtro exponencial con distintos valores de  $a$ :  
a) valores brutos, b)  $a=0.2$ , c)  $a=0.6$  y d)  $a=0.8$ .

### b. Picos de señal y Falta de valores

Los picos de señal son aquellos valores que difieren notablemente de la media de los valores de la serie. El principal problema para detectar estos picos es definir cuándo estos representan un valor real del proceso y cuándo son falsos, causados por una perturbación de la medición. Para asegurar la validez de los datos adquiridos, estos picos deben ser eliminados o reemplazados. Lo más práctico es eliminar estos picos, pero esto solo se puede hacer cuando la cantidad de datos disponibles es lo suficientemente elevada como para que no influya en la calidad de los datos filtrados. Por otro lado, sustituir el valor es difícil si no se cuenta con información redundante que sirva para calcular el valor adecuado. El reemplazo o eliminación de picos de señal sigue el mismo tratamiento que para la falta de datos.

Para la identificación de picos de señal, se presentan tres alternativas: la primera es la detección y reemplazo manual del dato. Esta alternativa puede ser la mejor si se cuenta con un conocimiento del proceso y de su comportamiento, pero solo se puede realizar off-line, por lo que no es adecuado para el control automático de procesos.

La segunda alternativa es la utilización de sensores redundantes, de este modo cuando un sensor arroja un pico de señal, ésta se puede contrastar con el valor del segundo sensor. En algunos casos, cuando la variable es muy importante se puede llegar a usar tres sensores y el valor se considera correcto si dos de ellos arrojan el mismo valor (con un margen de aceptación razonable), sin embargo esta alternativa es poco práctica sobre todo en términos económicos al considerar sensores sofisticados.

La tercera alternativa es la utilización de herramientas matemáticas, la primera de ellas consiste en filtrar la serie de datos y luego restar los datos originales menos los datos filtrados, esta resta será un valor pequeño excepto en los puntos en que haya un pico de valor (Olsson y Newell, 1999). Esta metodología sirve para el análisis off line de los datos.

Otro filtro utilizado tanto para hacer un filtraje grueso como para eliminar picos de señal es el filtro de mediana. Este filtro consiste en determinar la mediana de los datos sin filtrar de una ventana móvil, es decir:

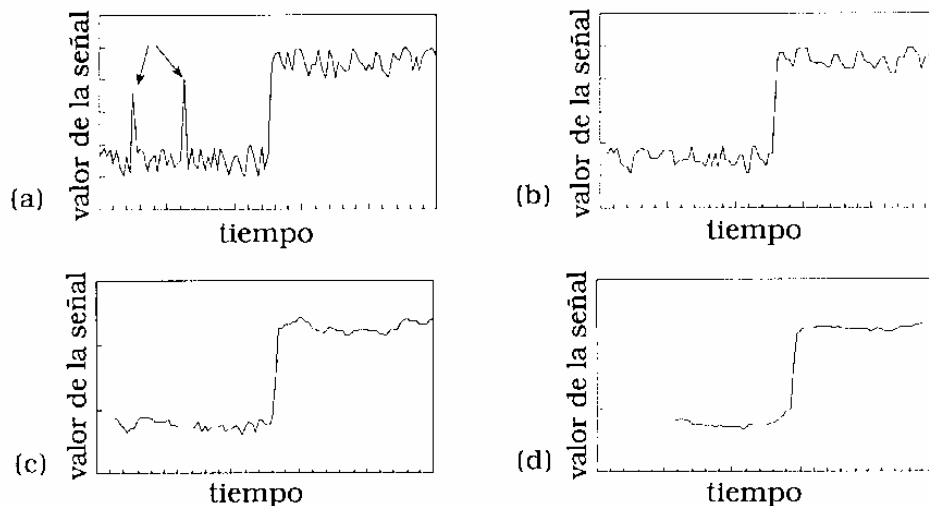
$$y(k) = \text{mediana} ((x(k), x(k - 1), \dots, x(k - m)))$$

Donde:  $m$  es el largo de la ventana móvil,  $x(i)$  los datos sin filtrar e  $y(k)$  el dato filtrado en el tiempo  $k$ . La mediana de una serie de datos se define como el valor en el punto central de la serie, cuando ésta se ordena en forma decreciente. Así, si la serie está ordenada en forma decreciente, la mediana de  $x$  será:

$$\text{mediana}(x) = x(i) \quad i = \frac{1}{2}(m + 1) \quad \text{si } m \text{ es impar}$$

$$\text{mediana}(x) = \frac{x(i) + x(i + 1)}{2} \quad i = \frac{1}{2}m \quad \text{si } m \text{ es par}$$

Esta metodología es útil para remover picos de señal, cuando el pico dura menos tiempo que  $m/2$ . En la Figura 12 se presenta un ejemplo de la aplicación de este filtro, como se puede apreciar, aplicando una ventana móvil de 2 datos se eliminan casi completamente los picos de señal.



**Figura 12.** Ejemplo de filtración de señal con ruido aleatorio y con dos puntos de valores fuera de rango o picos de señal (flechas) con un filtro de mediana con distintos anchos de la ventana móvil: a) valores brutos, b)  $m=2$ , c)  $m=5$  y d)  $m=15$ .

Por último, existen metodologías estadísticas para detectar y reemplazar picos de señal, sin embargo son algoritmos complejos y que requieren importantes recursos de computación (Rosén, 1998).

La falta de valores puede ocurrir debido a que el sensor mide cada cierto tiempo, por algún fallo esporádico, etc. Cuando la falta de datos es por un período corto de tiempo, estos valores se pueden estimar mediante interpolación de los datos adquiridos, sin embargo cuando el periodo de tiempo es largo, es imposible recrear los datos. Esto puede ser de gran importancia en el análisis dinámico de un proceso.

Para el reemplazo off-line de la señal cuando se producen picos de señal o hay falta de datos, se puede interpolar mediante una media entre el dato anterior y posterior. Esto suele ser suficiente cuando el pico ocurre en un intervalo de muestra. Cuando el reemplazo se desea realizar on-line no se puede interpolar, por lo que generalmente se extrapola, asumiendo que la variable presenta el mismo valor a tiempo  $t$  que a tiempo  $t-1$ .

### c. Deriva de la señal

La deriva de la señal consiste en su disminución o aumento suave, debido a ensuciamiento, desgaste del sensor, etc. Es importante poder identificar cuándo un cambio suave se debe a una deriva de la señal o cuándo representa el comportamiento real del proceso, puesto que los análisis de deriva se realizan a largo plazo es fácil incurrir en el error. En general, esto no se puede determinar sin información adicional, por ejemplo sensores redundantes. Cuando esto no es posible, un operador experimentado podrá determinar el estado del proceso y estimar si hay deriva o no. Una herramienta matemática para este caso es el análisis multivariable, que realiza el análisis conjunto de otras variables y las interacciones mutuas respecto a la variable de interés.

Otra forma de analizar la deriva de la señal es mediante la técnica denominada ajuste de pendientes. Los datos se centran en promedio, es decir, al valor de la señal se le resta el promedio de la serie y luego se determina la pendiente de una ventana móvil de un período de tiempo, por ejemplo una semana, mediante el método de los mínimos cuadrados. Si la pendiente comienza a variar puede ser indicativo de la presencia de deriva de la señal.

Si se logra identificar la presencia de deriva de señal, ésta se puede eliminar mediante recalibración del sensor para los datos futuros, mientras que los datos históricos se pueden corregir, compensando la deriva; sumando o restando la pendiente de la desviación de los datos.

## 3. CONTROL DE PROCESOS

### 3.1. Introducción

La implementación de un sistema de control para una estación depuradora de aguas residuales (EDAR) cuenta con una serie de beneficios, entre los que se pueden mencionar los siguientes (Olsson y Newell, 1999):

- *Calidad del efluente:* La creciente preocupación de los organismos públicos por mejorar la calidad de los efluentes municipales o industriales hace necesaria la instalación de una EDAR, sin embargo esto no es suficiente para garantizar la generación de un efluente adecuado, al considerar las fluctuaciones tanto en caudal como en composición de las aguas residuales. Por este motivo, es necesaria la implementación de un sistema de monitorización y control que permita mantener un estándar de calidad del efluente de una EDAR.
- *Economía del proceso:* La implementación de un sistema de control permite el adecuado uso de las unidades de tratamiento, tanto en el consumo de nutrientes, como en el consumo de energía. De este modo se podrían reducir tanto los costes de operación como el capital invertido ya que al considerar un sistema de monitorización y control, el sobredimensionamiento en el diseño de equipos para disponer de un margen de seguridad es menor.
- *Complejidad del proceso:* Las EDAR cada vez se tornan más complejas al incluir etapas de separación de sólidos, digestión anaerobia / aerobia, eliminación de nutrientes, tratamiento de lodos, etc. De este modo la implementación de un sistema de monitorización y control permitirá la operación de la EDAR por un operario menos cualificado.

Por otro lado, se han planteado algunos inconvenientes para el desarrollo y la implementación de un sistema de monitorización y control, entre los que se pueden mencionar:

- *Economía:* A pesar que a largo plazo la implementación de un sistema de control y monitorización se traducirá en mejoras económicas tanto en el capital requerido como en los costes de operación, muchos industriales ven a la EDAR como un coste añadido y no justifican la inversión en un sistema de monitorización y control.
- *Falta de sensores:* Hay una escasez de sensores in-line y on-line (in situ y en línea) que permitan una adecuada monitorización y control de una EDAR. Falta un desarrollo en equipos de medición de sólidos suspendidos, amoníaco, fósforo, DQO, alcalinidad, ácidos grasos volátiles, etc. Algunos de los equipos desarrollados son de tanta complejidad que la operación de éstos debe realizarse por operarios altamente calificados, otros equipos no permiten su utilización por largos períodos sin un mantenimiento minucioso.
- *Falta de aplicación a escala:* Por las mismas razones ya expuestas son pocas las EDAR que utilizan un sistema de monitorización y control, por lo que los beneficios de ésta no son fácilmente demostrables.

Respecto al sistema de control a utilizar, hay que considerar que las EDAR tienen características propias que las diferencian de otros procesos, incluso de entre otros procesos biotecnológicos. Algunas de estas características son las siguientes (Olsson y Newell, 1999):

- El gran volumen de agua a tratar diariamente.
- Las variaciones en el influente, tanto en caudal como en composición.
- El influente debe ser aceptado y tratado, no se puede rechazar
- Generalmente las concentraciones de contaminantes y nutrientes son muy bajas.
- El proceso depende de microorganismos, por lo que habrá que considerar la dinámica de éstos y su sensibilidad a tóxicos, cambios de temperatura, etc.
- La importancia de la separación sólido / líquido después del tratamiento.
- El valor monetario del producto del proceso es muy bajo.

Desde el punto de vista del control se pueden mencionar las siguientes:

- El proceso es esencialmente no lineal por lo que se limita la utilización de sistemas de control simples.
- Hay una gran gama de tiempos de respuestas y de escalas de tiempo en el proceso.
- Los microorganismos cambian su comportamiento y también cambia la distribución de poblaciones a lo largo de la operación.

Todos estos factores por una parte fomentan la implementación de un sistema de monitorización y control en una EDAR, pero por otro lado condiciona la utilización de sistemas simples de control por lo que se hace importante el desarrollo de sistemas más avanzados de control. Para la implementación de un sistema de control, existen varias técnicas, que se expondrán brevemente en las siguientes secciones.

### 3.2. Técnicas de Control

Las técnicas de control se pueden dividir en técnicas de control clásico y técnicas de control avanzado. Como ya se mencionó, la utilización de técnicas clásicas se ve restringido en el control de procesos de tratamiento de aguas residuales. Los sistemas de control clásico estarán más bien enfocados a lazos de control simples como: mantenimiento de la temperatura, lazos de control sobre bombas según una consigna previamente definida, etc. Sobre los sistemas de control clásico tendrá que existir un sistema



de control avanzado que supervise el o los lazos de control de bajo nivel. A continuación se describen brevemente las técnicas de control mencionadas.

### a. Control clásico o de bajo nivel

Dentro de las técnicas de control clásico o de bajo nivel se pueden mencionar el control por retroalimentación, el control anticipado o por acción precalculada, el control en cascada y el control adaptativo. Todos ellos presentan ventajas y desventajas, pero en general el denominador común es el requerimiento de un modelo del proceso más o menos detallado en función de la técnica utilizada (Olsson y Newell, 1999).

#### a.i. Control por retroalimentación

La configuración de un lazo de control por retroalimentación está compuesta por un sensor que mide una variable del proceso, esta variable controlada se compara en cada instante con un valor previamente fijado (consigna o set point), el error generado se alimenta al controlador que determina la actuación en función de la magnitud del error. El controlador fija la actuación mediante un cambio en la variable manipulada (Figura 13).

La ventaja de un control por retroalimentación es su sencillez y que compensa cualquier perturbación, modificando la actuación hasta llevar la variable controlada al valor deseado. La desventaja es que realiza la modificación de la variable manipulada una vez que la perturbación se ha propagado por todo el proceso y ha afectado a la variable controlada, por lo que no evita la desviación respecto a un valor deseado, sino que minimiza el error producido (Olsson y Newell, 1999).

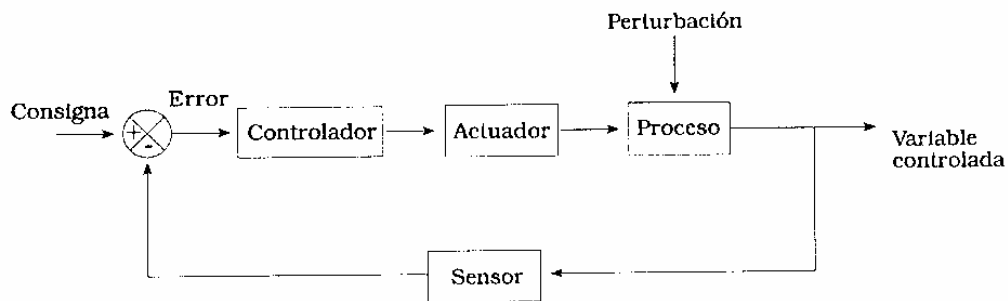


Figura 13. Esquema de un lazo de control por retroalimentación.

El controlador puede encender o apagar un actuador (control on/off) para mantener la variable controlada dentro de un rango de valor, es decir, el actuador se enciende (o apaga) cuando la variable medida llega a un cierto valor, y se apaga (o enciende) cuando llega a otro valor. Este tipo de controlador es el más simple, pero el problema es que nunca se alcanza el valor de consigna, más bien la variable medida oscilará en torno al valor de consigna. Esta oscilación puede disminuirse al ajustar el rango de encendido y apagado a un valor más pequeño. El control on/off puede ser suficiente para controlar ciertas variables, por ejemplo control de nivel, pero en ocasiones la oscilación de la variable medida puede causar problemas en el proceso, por ejemplo al intentar controlar el caudal de alimentación, también puede causar deterioro del actuador (Wilson, 1991). En estos casos se requerirá un controlador más sofisticado.

El problema del controlador on/off radica en que la respuesta no tiene relación con la magnitud del error de la variable medida y el valor de consigna. Para mejorar esto, se puede hacer que la respuesta del controlador sea proporcional al error  $e(t)$ . La constante de proporcionalidad  $K_c$  se denomina ganancia del controlador. Ya que la acción de control es proporcional al error, en general se puede decir que nunca se logrará llegar al valor de consigna, más bien se irá aproximando al valor de consigna hasta llegar a

un valor de estado estacionario, que será distinto del valor de consigna. Esta desviación de la variable controlada respecto de la consigna se denomina off-set. El valor de off-set será mayor a medida que sea menor el valor de  $K_c$ , es por esto que se debe ajustar este valor para obtener la mejor respuesta, lo que se denomina sintonización del controlador o tuning.

Para eliminar este fenómeno de off-set, a la respuesta del controlador se le puede agregar un término que considere la suma de los errores en el tiempo (termino integral) y para disminuir las oscilaciones en el control provocadas por el término integral se puede incluir un término que contemple la velocidad de cambio del error (termino derivativo). La variable manipulada,  $\mu$ , generada por un controlador, que incluye estos tres términos, sigue el siguiente algoritmo:

$$m(t) = K_c \cdot \left( e + \frac{1}{\tau_i} \cdot \int_0^t e \cdot dt + \tau_d \cdot \frac{de}{dt} \right)$$

Donde:  $K_c$  es la constante del controlador proporcional o ganancia,  $\tau_i$  y  $\tau_d$  las constantes del controlador integral y derivativo, respectivamente. Dependiendo de los términos que se consideren en el controlador, este se denominará controlador proporcional (P), proporcional-integral (PI), proporcional-integral-derivativo (PID), etc.

La acción del término derivativo es nula cuando la variable medida es estable, por lo tanto no ayudará a solucionar el offset. Por este motivo se debe utilizar en combinación con un controlador P o I, denominándose controlador PD o PID. El término integral por sí solo provoca grandes oscilaciones, especialmente cuando el valor de la constante integral es pequeña, por lo que también se debe utilizar en combinación (controlador PI o PID) (Wilson, 1991).

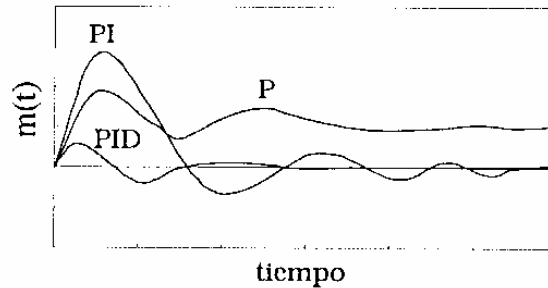
Cuando la señal de la variable medida presenta ruido, especialmente de alta frecuencia, como puede ser el caso de mediciones de caudal, el efecto del controlador derivativo puede provocar grandes oscilaciones, por lo que generalmente en estos casos se utilizan controladores PI. En el caso del control de temperatura, normalmente se utilizan controladores PID para lograr una rápida respuesta. Para el control de la presión de un gas, normalmente no se utiliza el término derivativo debido a la rápida respuesta del sistema y el término integral se sintoniza muy pequeño (Lim y Lee, 1991).

En general no existe un criterio único para seleccionar un tipo de controlador. En la Tabla 6 se presenta un resumen de las características de los controladores, que puede utilizarse como guía para la selección del controlador más adecuado a una aplicación determinada.

**Tabla 6.** Característica de los distintos controladores (adaptado de Lim y Lee, 1991)

Controlador	Característica
P	Respuesta con gran offset. Período de oscilación moderado que cesa gradualmente.
PI	Sin offset, pero con una alta desviación inicial y gran oscilación que cesa más lentamente que el controlador P.
PD	Disminuye el tiempo requerido para lograr un estado estacionario, con menor oscilación y menor desviación inicial. Cuando la señal tiene ruido genera oscilaciones. Produce un offset, pero menor que el controlador P.
PID	Combina las ventajas del controlador PI y PD. Elimina el offset, disminuye la desviación inicial y la oscilación. Sin embargo cuando la señal tiene ruido produce oscilación.

En la Figura 14 se compara la respuesta de los controladores P, PI y PID, bien sintonizados ante una perturbación en escalón, se puede corroborar las características de cada controlador presentadas en la Tabla 6.



**Figura 14.** Respuesta de un controlador P, PI y PID bien sintonizado ante una perturbación en escalón.

Para sintonizar un controlador se utiliza uno de los dos métodos propuestos por Ziegler y Nichols (1942): el método de la ganancia última y el método de la curva de reacción del proceso. El primero es un ensayo de lazo cerrado y el segundo de lazo abierto.

El método de la ganancia última consiste en utilizar sólo el término proporcional del controlador e ir aumentando la ganancia,  $K_c$ , mediante pequeños incrementos hasta que logre una oscilación cíclica de la variable medida. Este valor de  $K_c$  se denomina ganancia última,  $K_u$ , y el período de la oscilación se denomina período último,  $P_u$ . Con estos dos valores empíricos se determinan los parámetros del controlador, según las relaciones de sintonización de Ziegler y Nichols (Z-N) presentadas en la Tabla 7.

**Tabla 7.** Sintonización de un controlador mediante el método de la ganancia última (Ziegler y Nichols, 1942).

Controlador	$K_c$	$\tau_i$	$\tau_D$
P	$0.5 K_u$		
PI	$0.45 K_u$	$P_u/1.2$	
PID	$0.6 K_u$	$P_u/2$	$P_u/8$

El método de lazo abierto, también propuesto por Ziegler y Nichols (1942), consiste en provocar una perturbación de magnitud  $M$  en la variable controlada y observar la variación de la variable medida con respecto al tiempo. A esta respuesta se le denomina curva de reacción del proceso. El método de sintonización se basa en la determinación de dos parámetros a partir de la curva de reacción: la pendiente de la recta tangente al punto de inflexión de la curva de reacción ( $S$ ) y el tiempo al cual la recta tangente intercepta el eje del tiempo ( $T_d$ ). Con estos dos valores empíricos se determinan los parámetros del controlador según las relaciones presentadas en la Tabla 8.

**Tabla 8.** Sintonización de un controlador mediante el método de la curva de reacción del proceso (Ziegler y Nichols, 1942).

Controlador	$K_c$	$\tau_i$	$\tau_D$
P	$M/T_d \cdot S$		
PI	$0.9M/T_d \cdot S$	$3.33 \cdot T_d$	
PID	$1.2 M/T_d \cdot S$	$2 \cdot T_d$	$T_d/2$

El método de la curva de reacción del proceso presenta la ventaja respecto al método de ganancia última de que sólo se requiere un ensayo para determinar todos los parámetros, mientras que en el método de ganancia última se deben realizar una serie de ensayos de prueba y error para determinar la  $K_u$  y  $P_u$ . La desventaja del método de la curva de reacción es la dificultad para determinar la pendiente de la recta tangente con exactitud.

El análisis realizado hasta ahora está basado en sistemas de medición continuas, como el caso de señales neumáticas usadas ampliamente en la industria. Sin embargo, en los últimos años, ha aumentado la utilización de computadores y sistemas digitales para el control de proceso. Estos sistemas son discretos y la señal generada es una serie de tiempo. Generalmente se puede considerar una señal continua, ya que normalmente la frecuencia de muestreo es del orden de los segundos o minutos, mientras que la escala de tiempo del proceso es del orden de horas. En estos casos la acción de un controlador PID se puede discretizar considerando que:

$$\int_0^t e \cdot dt \approx \sum_{k=1}^n e_k \Delta t$$

$$\frac{de}{dt} \approx \frac{e_n - e_{n-1}}{\Delta t}$$

De este modo la acción de un controlador digital (discreto) es:

$$m(t) = K_c \cdot \left( e_n + \frac{\Delta t}{\tau_i} \cdot \sum_{k=1}^n e_k + \frac{\tau_D}{\Delta t} \cdot (e_n - e_{n-1}) \right)$$

#### a.ii. Control anticipado o por acción precalculada

En muchas ocasiones el error debe ser mínimo, por lo que no se puede esperar a que la perturbación se propague por todo el proceso antes de actuar. En tales casos el control anticipado se presenta como una buena alternativa. En este caso se determinan los valores de las variables medidas (generalmente variables de entrada al proceso) y según sus valores se calcula la salida de la variable manipulada para que la variable controlada permanezca próxima al valor de consigna. En la Figura 15 se presenta un esquema de esta configuración de control.

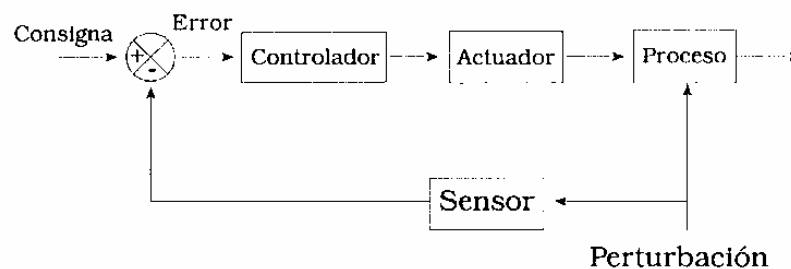


Figura 15. Esquema de un lazo de control anticipado o por acción precalculada.

La desventaja de este tipo de configuración es que se requiere de un modelo exacto que determine la influencia de cada perturbación sobre la variable controlada, lo que en muchos casos no es posible (Wilson, 1991). Por otro lado, se necesita identificar todas las perturbaciones posibles, lo que en la práctica resulta muy difícil. Es por esto que generalmente el control anticipado no se utiliza solo, sino que se

acopla a un control por retroalimentación que permite conocer y mantener la variable controlada en el valor deseado y eliminar cualquier error en la determinación de la influencia de las perturbaciones sobre la variable medida (Lim y Lee, 1991). En la Figura 16 se presenta un esquema mixto de control anticipado y por retroalimentación (Smith y Corripio, 1991).

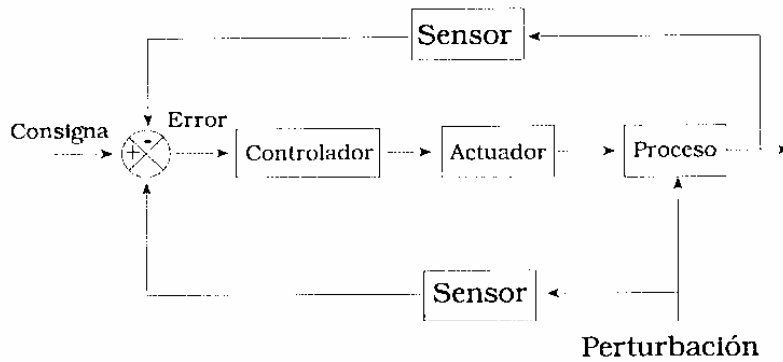


Figura 16. Esquema de un lazo de control mixto de retroalimentación y de control anticipado.

a.iii. Control de lazos múltiples

Hasta ahora se ha hablado de control de procesos de una variable, es decir una variable medida y otra variable manipulada. El análisis también se puede extender a dos (o más) variables medidas y dos (o más) variables controladas, siempre y cuando no haya, o sea despreciable la interacción entre ambas variables. Por ejemplo en el control del oxígeno disuelto mediante la manipulación del caudal de aire y de la temperatura mediante el control del caudal del líquido calefactor, como se muestra en la Figura 17. En este caso son dos variables medidas (temperatura y concentración de oxígeno) y dos variables controladas (caudal de aire y caudal del líquido de calefacción) pero la influencia de una en la otra es muy pequeña, por lo que se pueden considerar como dos lazos independientes de control.

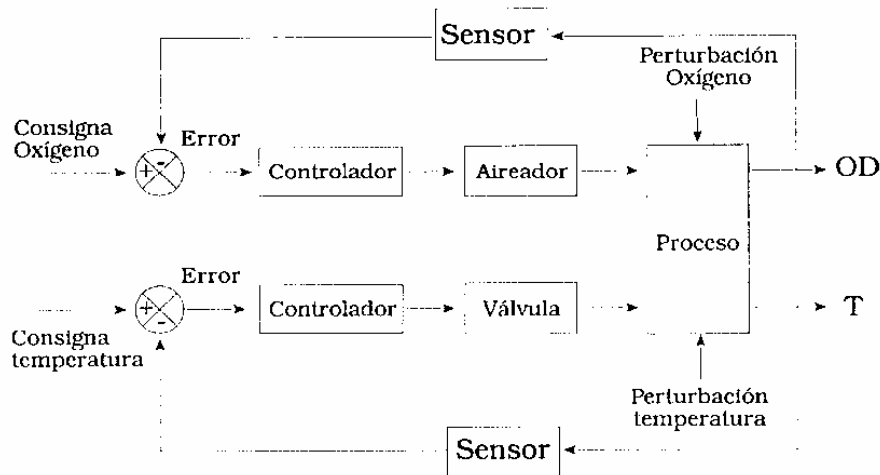


Figura 17. Esquema de un control por retroalimentación de dos variables medidas y dos variables controladas, formando dos lazos de control independientes.

Cuando las variables están interrelacionadas no se pueden utilizar lazos simples de control, muchas veces, debido a la múltiple interacción, es difícil determinar los pares de variables medidas y manipuladas. En