

Segunda Edición
Corregida y Ampliada

Serie *INGENIERÍA*

ARCHIVOS DE INGENIERÍA BIOQUÍMICA

Avances en Biotecnología Ambiental: Tratamiento de Residuos Líquidos y Sólidos

EDITOR GENERAL
Rolando Chamy M.

EDITORES
Julián Carrera M.
David Jeison N.
Gonzalo Ruiz F.

EDICIONES UNIVERSITARIAS DE VALPARAÍSO
Pontificia Universidad Católica de Valparaíso



ARCHIVOS DE INGENIERÍA BIOQUÍMICA
VOLUMEN II

AVANCES EN
BIOTECNOLOGÍA
AMBIENTAL:
Tratamiento de Residuos
Líquidos y Sólidos

EDITOR GENERAL

Dr. ROLANDO CHAMY M.

EDITORES

Dr. JULIÁN CARRERA M.

MSc. DAVID JEISON N.

Dr. GONZALO RUIZ F.



EDICIONES UNIVERSITARIAS DE VALPARAÍSO
PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATÓLICA DE VALPARAÍSO

ÍNDICE

| | |
|---|--------|
| PRÓLOGO | Pág. 9 |
| Capítulo 1 | |
| BIOTECNOLOGÍA AMBIENTAL: tecnología de punta para un desarrollo sustentable | |
| Rolando Chamy M. y David Jeison N. | 13 |
| Capítulo 2 | |
| REMOCIÓN BIOLÓGICA DE MATERIA ORGÁNICA | |
| Rolando Chamy M., Vinka Oyanedel B., David Jeison N. y José Luis Campos G. | 23 |
| Capítulo 3 | |
| REMOCIÓN BIOLÓGICA DE NUTRIENTES | |
| Julián Carrera M. | 87 |
| Capítulo 4 | |
| TRATAMIENTO DE AGUAS CON ALTO CONTENIDO DE AZUFRE | |
| David Jeison N. y José Luis Campos G. | 131 |
| Capítulo 5 | |
| TRATAMIENTO ANAEROBIO DE RESIDUOS SÓLIDOS | |
| Paola Poirrier G., Rolando Chamy M. y Marcel Szantó N. | 151 |
| Capítulo 6 | |
| INSTRUMENTACIÓN, MONITORIZACIÓN Y CONTROL | |
| Gonzalo Ruiz F. y Enrique Roca B. | 185 |
| Capítulo 7 | |
| TECNOLOGÍAS LIMPIAS Y TRATAMIENTO DE RESIDUOS | |
| Rolando Chamy M., María Elvira Zúñiga H. y David Jeison N. | 233 |

PRÓLOGO

La preservación del medio ambiente representa uno de los mayores desafíos para la humanidad al iniciarse el siglo XXI. El acelerado desarrollo tecnológico, en respuesta a las crecientes demandas y expectativas del hombre, junto al acelerado crecimiento de la población, producen una enorme presión sobre nuestro ambiente, que se traduce en niveles cada vez mayores de contaminación. Se ha llegado incluso a plantear que, de continuar el acelerado ritmo de crecimiento observado en la segunda mitad del siglo XX, nuestro planeta podría sucumbir en un plazo imaginable, a consecuencia del agotamiento y contaminación de sus recursos. Afortunadamente, el hombre ha demostrado, históricamente, su extraordinaria capacidad de resolver las encrucijadas que le plantea su propio desarrollo. Así, la contaminación ambiental puede ser hoy enfrentada con el aporte de la tecnología que en gran medida es responsable de ella. La preservación ambiental, sin embargo, es un desafío tan grande que requiere no sólo de soluciones tecnológicas, sino de propuestas educacionales, jurídicas y sociales que comprometan a todos los actores sociales.

La contaminación ambiental es una preocupación principal en nuestra sociedad de hoy, afectando seriamente las condiciones de vida. El problema de la contaminación se hace más dramático en países subdesarrollados que, aunque contaminan menos que los países desarrollados, deben compatibilizar los sacrificios de su sistema productivo con el cuidado de su medio ambiente debido a que sus economías son débiles. Un ejemplo de lo anterior es que las ciudades más contaminadas del mundo se encuentran dentro de los países denominados del tercer mundo. Al revés, los países desarrollados que más contaminan son los que disponen de más recursos para combatir la contaminación.

El tema del medio ambiente está íntimamente relacionado con los sistemas biológicos, por cuanto los seres vivos, aparte de ser componentes principales del medio ambiente natural, ofrecen interesantes opciones para su preservación. La biotecnología, que es la explotación de los sistemas biológicos (seres vivos o sus principios activos) para fines productivos, contribuye doblemente a la preservación del medio ambiente al ofrecer alternativas tecnológicas ambientalmente amigables para la producción de bienes de consumo y ofrecer sistemas de remoción de contaminantes mediante su transformación en sustancias inofensivas.

En este contexto la biotecnología ambiental juega un papel relevante en la protección del medio ambiente. La **biotecnología** puede ser definida como la aplicación de los principios de las ciencias y de la ingeniería al procesamiento de materiales mediante agentes biológicos. Se la define también como la explotación y control de sistemas biológicos para propósitos tecnológicos. Como lo sugiere su etimología,

hay dos componentes básicos del concepto: el de **bio**, esto es, la participación de agentes biológicos y el de **tecnología**, esto es, la aplicación del conocimiento para la generación de bienes y servicios.

Como se ha señalado, una adecuada estrategia de preservación ambiental requiere de un enfoque multidisciplinario. La biotecnología, dentro de este enfoque, representa una respuesta adecuada en muchos casos.

Los bioprocesos de depuración de efluentes líquidos, tanto municipales como industriales, configuran lo que se denomina tratamiento secundario, que es donde se remueve efectivamente la carga contaminante producida por la materia orgánica. Los bioprocesos, más que cualquier otro sistema de tratamiento, producen una verdadera depuración, en el sentido de convertir sustancias contaminantes en inocuas, y no ser una mera transferencia del contaminante a un sitio de menor impacto. Algo similar puede señalarse respecto de los bioprocesos de depuración de residuos sólidos. En el tratamiento de efluentes gaseosos, el aporte de la biotecnología es limitado, aunque recientemente se han desarrollado sistemas muy eficaces para la biodepuración de efluentes gaseosos industriales.

El reciclaje y revaloración de residuos mediante bioprocesos es otra estrategia de enorme relevancia, especialmente en el caso de residuos industriales, donde representa un incentivo para la empresa, que de ese modo puede absorber los costos de tratamiento y eventualmente generar ingresos marginales.

La recuperación de tierras dañadas por la contaminación (**remediación**) es un tema de enorme relevancia actual. Dentro de las opciones de recuperación, los sistemas biológicos (**bioremediación**) están siendo estudiados con buenas perspectivas y ya se encuentran en aplicación en algunos países.

Finalmente, debe destacarse que los bioprocesos representan en sí una opción tecnológica de menor impacto ambiental relativo para la producción de bienes de consumo, ya que se trata de procesos realizados en condiciones ambientales suaves y que por lo general no involucran sustancias tóxicas o de difícil degradación. En este contexto, la biotecnología puede ser considerada una **tecnología limpia y que limpia**.

Me es extraordinariamente grato presentar este libro, que se genera en el seno de una institución pionera en el desarrollo de la Biotecnología Ambiental, y que contiene una visión de los últimos avances que se han desarrollado en el tema, tanto en tratamiento de residuos sólidos como líquidos. Este libro representa la culminación del destacable aporte que han hecho sus autores aplicando los procesos de digestión anaerobia al control ambiental, tanto en Chile como en Latinoamérica.

ALEX CHECHILNITZKY Z.
PRESIDENTE
ASOCIACIÓN INTERAMERICANA DE INGENIERÍA SANITARIA Y AMBIENTAL
CAPÍTULO CHILENO

CAPÍTULO 1
BIOTECNOLOGÍA AMBIENTAL:
TECNOLOGÍA DE PUNTA PARA UN DESARROLLO SUSTENTABLE

ROLANDO CHAMY M.
DAVID JEISON N.

El desarrollo económico-social es en su esencia un proceso de transformación del ambiente natural y, como tal, implica un factor de interferencia con éste y con las leyes naturales que lo rigen. Importante es, entonces, mantener un balance apropiado entre lo deseable para el desarrollo y lo necesario para la mantención del equilibrio ecológico. Por ejemplo, el agua es factor de desarrollo y está ampliamente reconocido y demostrado que un plan de manejo del recurso constituye la base de cualquier planificación territorial que contemple el desarrollo en términos generales, conservando las exigencias de protección del medio ambiente.

Los problemas ambientales se originan, generalmente, porque se planifica el desarrollo económico-social sin considerar el impacto en el medio ambiente que conlleva este desarrollo.

Esta preocupación por el medio ambiente se ha vinculado al desarrollo de la ciencia y la tecnología y ha tenido un crecimiento espectacular. La investigación y el desarrollo de procesos adecuados para la conservación del medio ambiente, ya sea en el tratamiento de residuos sólidos, líquidos o gaseosos, han aportado soluciones claras a algunos problemas y permiten entrever en otros casos soluciones tecnológicamente posibles a un costo relativamente bajo.

En la vida cotidiana siempre se han asociado los microorganismos con contaminación y enfermedades. Sin embargo, existe una gran cantidad de microorganismos beneficiosos, que dada su gran variabilidad y versatilidad pueden solucionar los graves problemas de contaminación. De hecho, la biotecnología tiene resueltos prácticamente todos los problemas ambientales, lo que falta es la voluntad y muchas veces los medios para encarar los problemas de una manera adecuada.

En este capítulo se hará un pequeño resumen de los diferentes roles que tienen los procesos biológicos en el control de la contaminación.

1. TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE EFLUENTES LÍQUIDOS

1.1. Aspectos generales

Los efluentes líquidos se pueden clasificar de diversas formas, sin embargo lo clásico es hacerlo de acuerdo a su procedencia (agraria, industrial y urbana). Las aguas de tipo agrario están compuestas

fundamentalmente de estiércol y restos de abono, siendo los contaminantes más importantes los sólidos en suspensión y disueltos, de los cuales destacan los fertilizantes. Las aguas de tipo urbano están compuestas fundamentalmente de residuos orgánicos y productos de lavado, siendo los contaminantes más importantes las grasas y aceites, la materia orgánica en general y los microorganismos patógenos. Las aguas industriales en cambio son de contenido muy variable y dependiente del proceso productivo, lo que impide su generalización en cuanto a tratamiento y carga contaminante.

El problema característico de las aguas industriales es que, mientras los vertidos urbanos convencionales presentan impurezas minerales y orgánicas cuya naturaleza y concentración son bastante similares de una ciudad a otra, por lo que sus líneas de tratamiento pueden ser análogas, los vertidos industriales, debido a su gran diversidad, necesitan de una investigación propia para cada tipo de industria y la aplicación de procesos de tratamiento específicos. Así, es necesario para encontrar el proceso adecuado, realizar estudios de tratabilidad de aguas residuales, que se diseñan con el objetivo de conocer la capacidad de eliminación de contaminantes por medio de uno o varios procesos de tratamiento, y a la vez acondicionar el efluente a los valores permisibles de carga orgánica y otros elementos contaminantes, para su vertido a los cursos receptores de agua. Esto que parece tan lógico, raramente es realizado y es causa de innumerables fracasos en los sistemas de tratamiento.

Los tratamientos de efluentes líquidos incluyen tres categorías de tratamiento:

- Tratamiento físico o primario
- Tratamiento biológico o secundario
- Tratamiento químico o terciario

Por razones técnicas y económicas, los tratamientos físico-químicos son aplicados en aguas con sólidos suspendidos, contaminantes inorgánicos o con materia orgánica no biodegradable, mientras que los segundos se utilizan cuando los principales contaminantes son biodegradables. La Figura 1 muestra una secuencia general de un tratamiento para un efluente industrial, mientras que la Tabla 1 indica los niveles de remoción alcanzados en los tratamientos primarios, secundarios y terciarios.

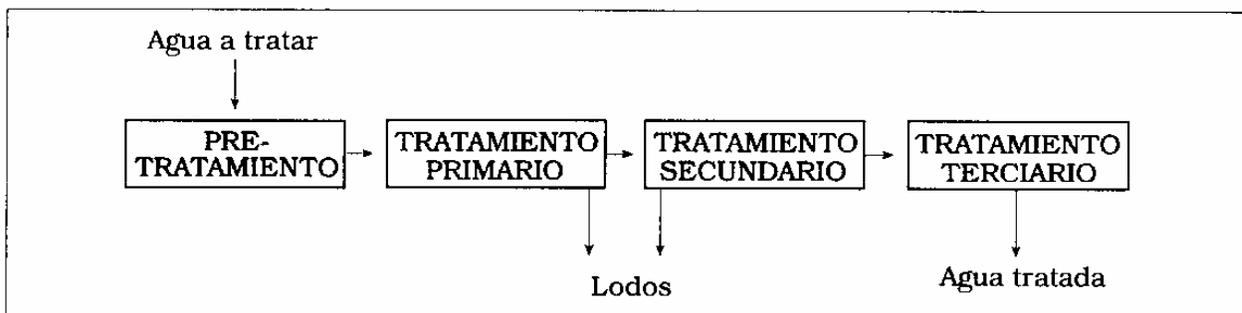


Figura 1. Esquema general de una planta de tratamiento de aguas residuales industriales.

La selección de los procesos de tratamiento de aguas residuales, o la serie de procesos de tratamiento, dependen de un cierto número de factores, entre los que se incluyen:

- Características del agua residual: DBO, DQO, materia en suspensión, pH, productos tóxicos.
- Calidad del efluente de salida requerido.
- Costo y disponibilidad de terrenos.
- Consideración de las futuras ampliaciones o la previsión de límites de calidad de vertido más estrictos, que necesiten el diseño de tratamientos más sofisticados en el futuro.

Tabla 1. Niveles de remoción de los contaminantes según sea el tratamiento.

| | Tratamiento (% remoción final) | | |
|-----|--------------------------------|------------|-----------|
| | primario | secundario | terciario |
| DBO | 35 | 90 | 99.99 |
| DQO | 30 | 80 | 99.8 |
| SS | 60 | 90 | |
| N | 20 | 50 | 99.5 |
| P | 10 | 60 | variable |

1.2. TRATAMIENTO SECUNDARIO

El tratamiento secundario es el encargado de reducir la DBO de las aguas residuales, ya sean industriales o urbanas a través de mecanismos biológicos. Dichos mecanismos consisten en la asimilación de la materia orgánica degradable biológicamente (DBO) por los microorganismos. Dependiendo si estos procesos ocurren en presencia o ausencia de oxígeno se tendrán tratamientos biológicos aerobios o anaerobios.

Como característica básica, los sistemas secundarios son sistemas biológicos con microorganismos heterogéneos que normalmente presentan bajas velocidades específicas de crecimiento, y que deben tratar un sustrato, también heterogéneo, en grandes volúmenes de operación. Normalmente es un sistema continuo y en la generalidad de los casos es poco controlado.

En general, en un tratamiento de tipo secundario se debe tener un criterio de operación diferente al que se toma en una fermentación industrial. En esta última, se debe tratar de obtener del sustrato un alto rendimiento en biomasa producida, mientras que en los tratamientos de efluentes se debe minimizar este rendimiento. Estos tratamientos biológicos se analizarán más en detalle en los capítulos siguientes.

1.3. Tratamiento terciario

Este tipo de tratamiento se aplica para la eliminación de contaminantes concretos, que no han sido eliminados en el tratamiento primario ni en el secundario (por ejemplo, el nitrógeno y el fósforo), como también en el caso de efluentes que, aún después del tratamiento secundario, siguen presentando elevados niveles de DQO y DBO, o incluso para reciclar el agua tratada en la red domiciliaria.

Este tratamiento terciario será más o menos intensivo en función de la utilización final del efluente. En algunos casos se puede utilizar distintos sistemas de desinfección y regeneración, cuando el agua vaya a ser reutilizada, ya sea para regadío o bien para consumo humano o animal.

Dentro de los tratamientos terciarios de tipo biológico es quizás la eliminación del nitrógeno uno de los más importantes. Es así como, la nitrificación-denitrificación biológica presenta una mínima producción de lodos, una eliminación eficaz de los contaminantes y un costo relativamente bajo.

La nitrificación es un proceso efectuado por las bacterias nitrificantes, que son aerobias, quimiolitótrofas obligadas. El proceso de nitrificación tiene lugar en dos fases. En la primera, el amoníaco es oxidado a nitrito por la acción de bacterias amonio oxidantes y en la segunda, el nitrito es oxidado a nitrato por bacterias nitrito oxidantes. Ambas bacterias son autótrofas, pero mientras las nitrito oxidante son facultativas, las amonio oxidante son aerobias estrictas. Una característica interesante de la estructura

de las bacterias nitrato oxidante es la presencia de varias membranas con doble capa que envuelven completamente el interior de la célula. El nitrato que penetra en la célula se oxida sobre estas membranas y no puede penetrar en el interior en donde podría ejercer efectos tóxicos.

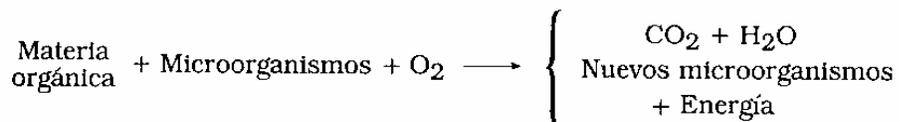
La desnitrificación biológica es un proceso por el cual ciertos tipos de microorganismos reducen el nitrato y el nitrito a nitrógeno gaseoso, junto con la oxidación de un compuesto orgánico a dióxido de carbono. Esto se produce en un medio anóxico, en el cual los nitratos y nitritos actúan como aceptores de electrones, al no disponer de oxígeno en el medio. Por ello, es también necesaria la presencia de algún compuesto oxidable que actúe como fuente de electrones, que puede ser la materia orgánica remanente o bien debe ser exógena, habitualmente metanol (ver Capítulo 3).

2. TRATAMIENTO AEROBIO DE EFLUENTES LÍQUIDOS

Los tratamientos aerobios son los tratamientos secundarios que disponen de un mayor número de instalaciones, esto porque antes de la aparición de los digestores anaerobios de segunda generación (años 80), los tiempos de retención hidráulicos eran entre 15 y 30 veces menores que en el tratamiento anaerobio. Por otra parte, al existir un gran número de instalaciones funcionando, el sistema aerobio se ha seguido prefiriendo por ser algo probado.

En un sistema aerobio se produce una gran cantidad de biomasa que genera un problema adicional de contaminación, ya que se debe disponer no sólo de un sistema para el tratamiento de las aguas sino que también para la disposición final de los lodos.

La asimilación de materia orgánica ocurre de acuerdo con la siguiente reacción:



Los tratamientos aerobios se pueden clasificar en tratamientos con biomasa suspendida y tratamientos con biomasa fija. Entre los primeros, los más importantes son los lodos activados y las lagunas aireadas, y entre los con biomasa fija se cuentan los mal llamados "filtros percoladores" y los contactores biológicos rotatorios.

2.1. Lodos activados

El sistema de lodos activados consiste en desarrollar un cultivo bacteriano disperso en forma de flóculos (lodos activados) en un depósito agitado y aireado, y alimentado con el agua a depurar. Después de un tiempo de contacto suficiente, el licor de mezcla se envía a un clarificador (decantador secundario) destinado a separar el agua depurada de los fangos, un porcentaje de estos últimos se recirculan para mantener en el reactor una concentración de biomasa activa elevada. El fango residual se extrae del sistema y se evacua al tratamiento de fangos, lo que no siempre es posible de realizar, fundamentalmente por problemas de espacio.

Básicamente, es una unidad fermentativa con recirculación de células. Esto permite operar a velocidades de dilución mayores que el valor correspondiente a la velocidad específica máxima de crecimiento de los microorganismos. En otras palabras, se tienen tiempos de retención de lodos superiores al tiempo de retención hidráulico.

El sistema tradicional es un sistema prácticamente de mezcla completa, con tasas de recirculación que van entre 1:1 a 1:12. Existen otras opciones que consisten en una aireación escalonada o una estabilización por contacto. En el sistema de aireación escalonada se introduce el agua residual en distintos puntos del estanque de aireación, el cual se subdivide por medio de deflectores en cuatro canales paralelos, o más. Cada canal es una fase o escalón individual y las distintas fases se conectan entre sí en serie. En el proceso de estabilización por contacto la eliminación de la carga orgánica tiene lugar en dos etapas: una primera de adsorción en el fango de la mayor parte de las materias orgánicas coloidales y una segunda en donde son degradados los contaminantes antes absorbidos.

Otra variable del sistema son las zanjas de oxidación. En este caso, el efluente circula a gran velocidad a través de un largo recorrido logrando una gran aireación superficial. Este sistema requiere de una mayor disponibilidad de terreno, pero presenta una menor producción de lodos y un menor costo de construcción y mantenimiento.

2.2. Filtros Aerobios

Los mal llamados filtros aerobios, filtros percoladores o biofiltros son en realidad reactores de lecho fijo con masa microbiana inmovilizada sobre la superficie de un soporte sólido, que en la mayoría de los casos está constituido por piedras. El nombre de biofiltro ha hecho cometer innumerables errores en el manejo del proceso, ya que se piensa que la depuración tiene lugar a través de un proceso de filtración y no por una transformación biológica de la materia orgánica mediante la acción de microorganismos. El principal problema es que se opera a velocidades de dilución mayores a las adecuadas, consiguiéndose eficiencias de depuración menores.

El agua es alimentada por goteo o por aspersion sobre el lecho, el cual no está inundado y por tanto no es necesaria una aireación adicional. El tamaño de los orificios debe ser tal que no se provoque un fenómeno de filtración. En la superficie del soporte se adhiere la masa microbiana conformada principalmente por bacterias, existiendo además hongos, algas y protozoos. Se establecen dos zonas, una aerobia que está en contacto directo con el exterior y una anaerobia que se ubica entre la capa aerobia y la superficie del soporte. La acumulación de masa microbiana sobre el soporte hace que periódicamente ésta se desprenda, necesitándose por tanto una unidad de sedimentación luego del biofiltro. Últimamente, se están usando con mayor frecuencia otros tipos de soporte, distintos a las piedras, los cuales presentan una mayor superficie por unidad de volumen y por tanto requieren un menor volumen de reactor para igual eficiencia de tratamiento.

2.3. Contactores biológicos rotatorios

Los contactores biológicos rotatorios (CBR) consisten en una serie de discos circulares, generalmente de tipo plástico, ubicados muy cerca uno de otro, con un diámetro típico de 3.6 metros y dispuestos sobre un eje horizontal que rota lentamente. Aproximadamente el 40 % del disco está sumergido en un estanque que contiene el agua a tratar, de tal manera que la película de biomasa que crece sobre la superficie de los discos está alternadamente dentro y fuera del agua mientras el CBR rota. Cuando los microorganismos están sumergidos en el interior del efluente, adsorben la materia orgánica y cuando están en la superficie consumen el oxígeno que requieren. Si bien estos equipos dispuestos en serie entregan mejores rendimientos, no son muy utilizados ya que presentan problemas de tipo mecánico. Son recomendados cuando la carga volumétrica es variable ya que es más sencillo, en comparación con los biofiltros, mantener la película húmeda. Las ventajas de este reactor son: capacidad para resistir a los «shock» de cargas, tiempos de retención hidráulica cortos, bajos requerimientos de potencia, y construcción y operación simples.

Los CBR proveen un método excepcionalmente suave de inmovilización natural para los hongos filamentosos, ya que estos últimos pueden exhibir una fuerte afinidad por las superficies de cualquier material (orgánico o inorgánico). La adherencia y la colonización superficial son características importantes de la adaptación natural de estos microorganismos. También existen varios métodos disponibles para la inmovilización artificial de células, siendo la adsorción y el atrapamiento los más extensamente usados para hongos filamentosos. Las esporas inactivas o pregerminadas han probado ser un adecuado inóculo para los CBR, ya que éstas se unen fácilmente a las superficies de los discos e inician el crecimiento de la película.

3. TRATAMIENTO ANAEROBIO DE EFLUENTES LÍQUIDOS

3.1. Antecedentes Generales

La digestión anaerobia es uno de los mecanismos más frecuentemente utilizados por la naturaleza para degradar las sustancias orgánicas. De hecho, esta conversión se produce en diversos ambientes, ya sean naturales, como los sistemas gastrointestinales (rumen), los sedimentos marinos de los ríos y lagos, las fuentes termales, los volcanes, o bien en sistemas controlados como los digestores o fermentadores anaerobios. Este proceso biológico se basa en la transformación, a través de una serie de reacciones bioquímicas, de la materia contaminante en un gas cuyos componentes principales son el CH_4 y el CO_2 (biogás).

El biogás producido puede ser recogido y usado como combustible. De esta forma, la digestión anaerobia como método de tratamiento de residuos, permite disminuir la cantidad de materia orgánica contaminante y, al mismo tiempo, producir energía. El que uno de estos dos objetivos predomine sobre el otro depende de las necesidades de descontaminación del medio ambiente y de la naturaleza y origen del residuo.

Tradicionalmente, ha venido usándose la digestión anaerobia en la estabilización de los lodos producidos en la depuración aerobia de aguas residuales. Pero en los últimos años, consideraciones energéticas y el desarrollo de nuevas tecnologías han hecho posible la aplicación de los procesos anaeróbicos al tratamiento directo de aguas residuales.

Desde un punto de vista de balance energético el proceso de digestión anaerobia, en contraste con un sistema convencional de tratamiento aerobio, presenta grandes ventajas. Este último necesita una gran cantidad de energía para la aireación y entre un 40 al 60 % de la materia orgánica (expresada como Demanda Química de Oxígeno) es convertida a lodos, que han de ser estabilizados, mientras que en el sistema anaerobio, sólo se obtiene un 10 por ciento de la materia orgánica como lodos estables, lo que además implica un menor requerimiento de nutrientes.

3.2. Tecnologías Anaerobias Disponibles

Los digestores anaerobios pueden clasificarse, al igual que en el caso de los reactores aerobios en sistemas con biomasa suspendida y en sistemas con biomasa fija, los que se indican en la Tabla 2. Por otro lado, también es común clasificarlos como de primera y segunda generación, siendo estos últimos aquellos que permiten un tiempo de retención de sólidos superior al tiempo de retención hidráulico. Estos últimos digestores son los que han permitido el explosivo aumento en el número de unidades anaerobias construidas para el tratamiento de aguas residuales (ver Capítulo 2).

Se consideran como reactores anaerobios de segunda generación al de contacto anaerobio, los reactores granulares, más todos los que emplean sistemas de biomasa fija con excepción de los le-

chos fluidizados y expandidos que algunos autores los consideran como de tercera generación.

La Tabla 3 compara los distintos sistemas anaerobios y aerobios en cuanto a los parámetros operacionales más importantes, mientras que la Figura 2 esquematiza los diferentes reactores.

Todas las configuraciones de reactores anaerobios de alta carga o de segunda generación han sido utilizadas a gran escala. Se han logrado, con efluentes industriales, procesar mayores cargas volumétricas con mayores niveles de depuración que las obtenidas en los sistemas aerobios tradicionales.

Tabla 2. Reactores anaerobios de biomasa suspendida y fija.

| Biomasa Suspendida | Biomasa Fija |
|---|--|
| <ul style="list-style-type: none"> · Por lotes · Digestión Seca · RCTA · Contacto · UASB · EGSB | <ul style="list-style-type: none"> · Filtro anaerobio · Película fija · Lecho expandido · Lecho fluidizado |

Tabla 3. Parámetros operacionales de reactores aerobios y anaerobios.

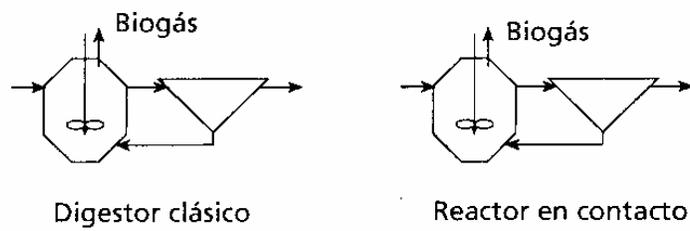
| | Procesos Anaerobios | | | | Procesos Aerobios | |
|-------------------------------|---------------------|----------|----------|----------|-------------------|------------|
| | RCTA | Contacto | Filtro | UASB | Lodos Act. | Biofiltro |
| VCO (kgDQO/m ³ -d) | 0,5 - 3 | 2 - 8 | 2 - 10 | 1 - 15 | 0,5 - 2 | 1 - 3 |
| TRH (d) | > 8 | 0,2 - 8 | 0,2 - 4 | 0,2 - 8 | 1 - 5 | 0,05 - 0,2 |
| TRS (d) | > 8 | 1,5 - 8 | 20 - 300 | 30 - 300 | 10 - 30 | > 30 |
| T(°C) | 35 - 55 | 35 - 55 | 15 - 35 | 15 - 35 | 15 - 25 | 15 - 25 |
| Remoción (% DQO) | 60 | > 90 | > 90 | > 90 | > 90 | 50 - 80 |

4. TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE RESIDUOS SÓLIDOS

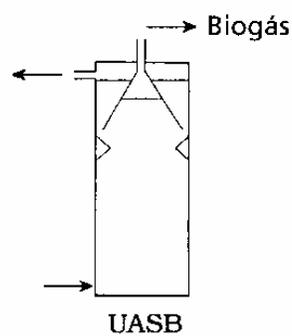
4.1. Aspectos generales sobre la recuperación y utilización de residuos

Las diversas formas de utilización de los residuos se pueden clasificar en cuatro grandes categorías, tal como se muestra en la Tabla 4. El término desecho orgánico incluye el concepto de residuo biológico. Los residuos orgánicos comprenden todo material formado por moléculas orgánicas, como los plásticos, fenoles, fracciones de petróleo (derrames), vegetales, microorganismos, efluentes de la industria alimentaria, aguas servidas y otros, sean éstos líquidos o sólidos.

BIOMASA DISPERSA



BIOMASA EN GRÁNULOS



BIOMASA FIJA

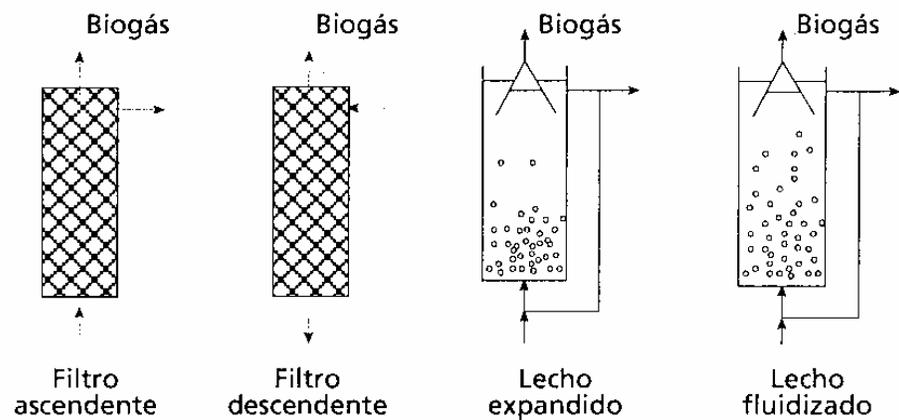


Figura 2. Reactores anaerobios de biomasa suspendida y fija.

Tabla 4. Clasificación del tratamiento de los residuos.

| Tipo de Tratamiento | Ejemplo |
|---|--------------------------------------|
| t. biológico de residuos orgánicos | biogás, proteína unicelular |
| t. no biológico de residuos orgánicos de construcción | incineración, fabricación materiales |
| t. biológico de residuos inorgánicos | lixiviación bacteriana de escorias |
| t. no biológico de residuos inorgánicos | reciclaje de metales orgánicos |

Algunos de los objetivos que se pueden alcanzar mediante una adecuada utilización de los residuos se enumeran en la Tabla 5.

Tabla 5. Algunos de los objetivos buscados en la utilización de los desechos

| Objetivo | Ejemplo |
|--------------------------------------|---------------------|
| Disminución de la carga contaminante | Relleno sanitario |
| Aprovechamiento energético | Biogás |
| Obtención de moléculas | Etileno |
| Producción de alimentos | Proteína unicelular |

A partir de un residuo determinado se puede conseguir alcanzar uno o varios de los objetivos simultáneamente. Por ejemplo el compostaje de la fracción de origen biológico de los desechos urbanos sólidos permite reducir la carga contaminante y al mismo tiempo obtener un fertilizante; otro ejemplo es la digestión anaerobia la cual permite reducir el nivel de contaminación, obtener energía y un sólido estabilizado que sirve como enriquecedor de suelos.

Un punto muy importante es establecer si un material específico se puede considerar un residuo o no. Muchas sustancias que en primera instancia se califican como «residuos» de un cierto proceso o actividad, un análisis más profundo revela que tienen diversos usos y por ende un costo significativo; por lo tanto no son desechos sino más bien subproductos. Ejemplo de esto, es el caso de la coseta agotada de remolacha que se utiliza como forraje de ganado y como elemento en materiales de construcción.

Una situación similar es la del bagazo de caña que se ocupa como combustible en los ingenios azucareros. Esto significa que todo proceso que se proponga para utilizar estos «residuos» tendrá que ofrecer claras ventajas prácticas y económicas.

También hay que tomar en cuenta que aunque hoy, un residuo sea realmente un desperdicio y no tenga uso alguno, en el momento en que comience a ser requerido como materia prima para algún proceso, rápidamente adoptará un valor en el mercado.

En el futuro, cuando exista un mayor conocimiento y capacidad tecnológicas y se utilice en mayor proporción los recursos renovables producidos en la tierra y el mar, quizás ya no se hable de desechos, sino que a lo más de productos primarios y secundarios, todos ellos fluyendo en una malla de reciclaje más eficiente y armónica.

4.2. Tratamiento de residuos orgánicos

Las alternativas de aprovechamiento de los residuos orgánicos se pueden clasificar en tres grupos: transformaciones termoquímicas, recuperación directa de productos por procesos físicos y biodegradación enzimática o microbiana; esto último equivale al tratamiento biológico de residuos orgánicos. La decisión de cuál proceso utilizar y qué producto o productos obtener deberá basarse en una evaluación técnico-económica del residuo específico de que se trate.

4.3. Tratamiento de residuos inorgánicos

Existen numerosos métodos para el aprovechamiento por sistemas químicos y físicos de materia inorgánica, que no corresponde tratar en esta publicación. En el caso del tratamiento biológico de la fracción orgánica de los residuos sólidos municipales (basura) conviene estar familiarizado con los métodos de separación mecánico de los diversos tipos de materiales que la componen (metales, vidrios, papeles, cartones, restos de alimentos, géneros, madera).

Entre los tratamientos biológicos de material inorgánico está la lixiviación bacteriana de minerales de baja ley o a rípios resultantes de la explotación convencional de minerales. En todo caso, estos procesos son un campo de desarrollo que cada día cobra mayor relevancia en la biotecnología por sus grandes proyecciones en aquellos países que posean importantes yacimientos y faenas mineras, especialmente de cobre, oro y uranio.

4.4. Rellenos Sanitarios

Entre los profesionales dedicados al área de tratamiento de residuos existe el consenso de que los rellenos sanitarios son uno de los medios más adecuados para la disposición de los residuos sólidos urbanos (RSU). En la actualidad se considera a los Rellenos Sanitarios como una solución técnica, económica y sanitaria para disponer los residuos sólidos. A esta solución se llega después de muchos años durante los cuales se utilizaron otras metodologías de disposición, las que presentaban como común denominador una gran contaminación del medio ambiente. Chile, es junto con Brasil, pionero a este respecto en Latinoamérica, habiéndose más que duplicado el número de rellenos en los últimos 15 años.

El Relleno sanitariamente controlado es aquel en que se colocan los desechos, compactándolos para que ocupen el menor volumen posible y se les cubre al final de la jornada diaria o cuando sea necesario con una capa de tierra, para que no afecten el sistema ecológico o se constituyan en focos infecciosos.

En el fondo, un Relleno Sanitario es un gran digestor anaerobio en el cual se degrada la materia orgánica a metano y dióxido de carbono. Por tanto, junto con ser una buena solución para la disposición final de los residuos sólidos, permite aprovechar el biogás generado, ya sea para industrias cercanas o bien para el gas ciudad. Más antecedentes se pueden encontrar en el Capítulo 5.

Capítulo 2

REMOCIÓN BIOLÓGICA DE MATERIA ORGÁNICA

Rolando Chamy M.
Vinka Oyanedel B.
David Jeison N.
José Luis Campos G.

1. REACTORES DE BIOPELÍCULA

Los reactores de biopelícula se utilizaban cuando los de biomasa en suspensión se encuentran limitados debido a la concentración de microorganismos y/o el tiempo de residencia hidráulico, como ocurre en el caso de reactores con microorganismos de crecimiento lento (nitrificantes y metanogénicos), o cuando las corrientes de alimentación se encuentran diluidas. En estos casos los reactores de biopelícula resultan ser una solución efectiva para asegurar la retención de altas concentraciones de biomasa y mejorar su conversión volumétrica.

Los reactores de biopelícula son ampliamente utilizados en campo de la biotecnología ambiental ya que pueden ser operados con altas concentraciones de microorganismos para el tratamiento de grandes volúmenes de aguas residuales industriales o urbanas, sin la necesidad de separar la biomasa del efluente tratado. Estos sistemas han evolucionado significativamente desde los primeros reactores operados, que utilizaban piedras como soporte. Desde los años '20 hasta nuestros días es posible encontrar una gran variedad tanto de configuraciones del lecho (lecho fijo, fluidizado, etc.) como de materiales utilizados como soporte. El gran desarrollo en este tipo de tecnología ha sido posible en gran medida debido al mayor conocimiento de los procesos biológicos, cinéticos y de transferencia de masa que ocurren en el exterior y en el interior de la biopelícula, fomentado principalmente por los avances en las ciencias básicas, incluyendo tanto la modelización de procesos hidrodinámicos y cinéticos de la biopelícula (Furumari and Rittman, 1994; Hermannowicz, 1998; Lewandowski *et al.*, 1994) y la caracterización de la estructura, composición y dinámica poblacional (Bishop, 1997; Lazarova *et al.*, 1994; Zahid y Ganczarczk, 1994; Zhang *et al.*, 1994).

1.1. Desarrollo de la biopelícula

Eligiendo las condiciones de operación correctas (velocidad de dilución mayor que la velocidad máxima de crecimiento) muchos microorganismos pueden adherirse fácilmente a una superficie sólida, que puede ser utilizada como substrato o solamente como partícula transportadora; formando así una biopelícula que se compone de una compleja estructura de microorganismos y productos celulares. Los microorganismos se adhieren como una vía de auto protección para evitar el lavado desde un medio rico en nutrientes. Una gran variedad de materiales pueden ser utilizados como soportes en distintas

aplicaciones industriales: arena, basaltos, chips de madera, carbón activo, acero inoxidable, cerámicas y también soportes sintéticos fabricados en distintas formas (para maximizar el área disponible para la adhesión de los microorganismos) a partir de polietileno, polipropileno y otros materiales orgánicos.

La biopelícula comúnmente contiene diferentes grupos de microorganismos, donde cada uno tiene sus propios requerimientos y parámetros cinéticos y de crecimiento. Debido a que los gradientes prevalecen en este tipo de procesos, los microorganismos tienden a competir por espacio y sustrato. Este tipo de competencias que la biopelícula puede desarrollarse en capas donde los microorganismos más cercanos a la superficie son los que tienen las mayores velocidades específicas de crecimiento y mayor afinidad con los respectivos sustratos.

Una alternativa para la inmovilización de los microorganismos es el atrapamiento en matrices poliméricas. En general, por medio de este procedimiento, una suspensión celular es mezclada con una suspensión del prepolímero. La mezcla es llevada a gelificarse para polimerizarse en su forma final en donde la partícula de biocatalizador puede tener diversas formas. Existen muchos principios de formación de geles que incluyen la gelificación ionotrópica, gelificación térmica y otras. Los materiales que pueden ser utilizados son polisacáridos (alginato, carragenina, agar) o polímeros sintéticos (polivinilalcohol, poliácridamida, poliuretano y sus derivados). La principal diferencia entre este proceso y el de adhesión natural, es que inicialmente las poblaciones celulares se encuentran bien definidas, cuantificadas y distribuidas uniformemente en la partícula de biocatalizador.

La inmovilización natural (o en superficie) es la técnica más comúnmente utilizada para el desarrollo de reactores de biopelícula aplicados al tratamiento de aguas residuales. Un gran número de factores fisicoquímicos y biológicos influyen en el fenómeno de adhesión. Muchos estudios han mostrado que la adsorción de polímeros orgánicos y proteínas promueven el crecimiento microbiano sobre el soporte más que la adsorción de nutrientes. Las propiedades de la biopelícula están influenciadas por el tipo de sustrato disponible y su concentración inicial. La composición de la biopelícula no sólo es función de las condiciones fisicoquímicas, sino también de la morfología celular. La estructura, rigidez y la velocidad de desprendimiento de la biopelícula es diferente para cada microorganismo a similares esfuerzos de corte y condiciones ambientales. Una posible explicación para este fenómeno es la habilidad de algunas bacterias de formar microcolonias como capas homogéneas y otras a desarrollar colonias verticales.

Es posible distinguir seis etapas (Figura 1) en el proceso de crecimiento microbiano adherido a un soporte.

(1) *Fase de latencia*: corresponde al fenómeno de adsorción sobre el soporte de moléculas orgánicas y bacterias aisladas. Es posible observar el desarrollo de pequeñas colonias bacterianas localizadas principalmente en las zonas más irregulares de la superficie. La duración de esta etapa depende de la concentración de sustrato y de las propiedades físicas del soporte.

(2) *Fase de crecimiento dinámico*: esta fase se caracteriza por un rápido crecimiento de las colonias adheridas inicialmente, que crecerán a la velocidad máxima si las concentraciones de sustratos (materia orgánica, amonio, etc.) se encuentran en concentraciones superiores a los requerimientos. Hacia el final de esta etapa se observa la formación de una capa fina de microorganismos que poseen una rápida tasa de producción de polisacáridos y proteínas, mientras que en la fase líquida que rodea la biopelícula ocurre un descenso de la concentración de sustrato y de oxígeno. En esta fase es posible observar:

- Rápido incremento de la velocidad de producción de polisacáridos y proteínas.
- Rápido y notorio descenso de la concentración de sustrato en el líquido.
- Alto consumo de oxígeno disuelto en el caso de crecimiento aerobio. La concentración inicial de oxígeno disuelto puede llegar a ser limitante y en algunos casos es necesario agregar una fuente de oxígeno adicional.

- Alta producción de metabolitos de fermentación en el caso de crecimiento anaerobio.
- Una gran acumulación de biomasa.
- Hacia el final de esta etapa en la biopelícula se establece la máxima velocidad de consumo de sustrato.

(3) *Fase de acumulación lineal*: la concentración de la biomasa adherida se incrementa a una velocidad constante, cubriendo finalmente toda la superficie, con lo cual la velocidad de adhesión disminuye debido a la saturación del soporte. En esta fase se mantiene un consumo constante de oxígeno en biopelículas aerobias. En el caso de crecimiento anaerobio la concentración de productos no varía.

(4) *Fase de crecimiento retardado*: es un período de transición entre la fase de acumulación constante y la estabilización de la biopelícula, con valores máximos de concentración de biomasa y espesor. Se caracteriza por un crecimiento lento, puesto que el estrés hidrodinámico dificulta la adhesión de nuevas células. Durante esta fase el fenómeno físico adquiere una preponderancia mayor que los procesos biológicos. La biopelícula es sensible a los esfuerzos de corte, principalmente en el caso de crecimiento aerobio donde se incrementa la concentración de oxígeno disuelto (debido a la pérdida de biomasa filamentosa).

(5) *Fase estacionaria o de estabilización de la biopelícula*: en esta etapa los procesos de crecimiento y desprendimiento en la capa externa de la biopelícula se encuentran en equilibrio. Se caracteriza por ser una etapa de corta duración.

(6) *Fase de desprendimiento*: el proceso de desprendimiento es un fenómeno al azar y depende en gran parte del comportamiento de las bacterias adheridas directamente al soporte. Esta fase está influenciada por factores biológicos como la lisis celular en las capas más internas, los cambios en la interacción bacteria - soporte y factores físicos como la acción de las fuerzas de gravedad y fuerzas tangenciales en la biopelícula. Se observa que la concentración de sólidos en suspensión en la fase líquida se incrementa, debido a la pérdida parcial de la biomasa. Por otra parte el desarrollo de una nueva capa de biopelícula ocurre en el área en donde se desprendió la antigua.

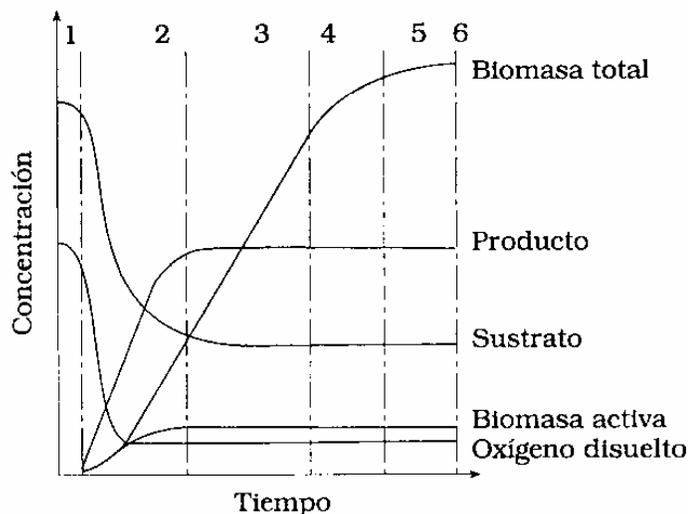


Figura 1. Fases del desarrollo de la biopelícula: (1) Fase de latencia; (2) Fase crecimiento dinámico; (3) Fase de acumulación lineal; (4) Fase de crecimiento retardado; (5) Fase estacionaria; (6) Fase de desprendimiento.

Debido a la limitada información que es posible obtener mediante métodos analíticos u observaciones *in situ*, la microestructura de la biopelícula no se encuentra totalmente definida. La distribución espacial de la población puede ser descrita por modelos matemáticos basados en la hipótesis de una estructura homogénea uniforme y de una capa (Rauch y Varrolleghem, 1999; Tsuno *et al.*, 2002). Para estimar el espesor de la biopelícula estos modelos incluyen cinéticas complejas y procesos difusionales de transporte, para lo cual se debe asumir que:

- La biopelícula se considera plana y de superficie homogénea.
- Se establece un régimen estacionario con respecto al espesor de la biopelícula.
- El transporte difusional a través de la biopelícula se considera en una dirección
- Las cinéticas de crecimiento de los microorganismos adheridos son idénticas a la de los microorganismos que crecen en suspensión.

Investigaciones recientes han cuestionado esta teoría basándose que la densidad bacteriana es variable a lo largo del espesor de la biopelícula. En los últimos años, muchos artículos han sido publicados demostrando que la estructura espacial de la biopelícula es compleja y no homogénea (Zhang y Bishop, 2001; Pizarro *et al.*, 2001). Estos estudios también han revelado que otros factores como la velocidad de crecimiento y el flujo de sustrato, son relevantes en la morfología de las poblaciones bacterianas.

Numerosos factores ambientales afectan el desarrollo de la biopelícula, los cuales pueden ser separados en dos tipos de parámetros: los primeros incluyen los procesos de transporte y reacción en el biopelícula a escala microscópica que son independientes del desempeño del reactor. El segundo grupo de parámetros describe las condiciones de transporte de nutrientes y condiciones hidráulicas en la superficie de la biopelícula, procesos de intercambio de gas, configuración del reactor y condiciones de operación del reactor.

1.2. Cinéticas y transferencia de materia en reactores biopelícula

En reactores de biopelícula se deben considerar los siguientes procesos de transferencia de masa:

- a. Transporte de sustrato desde el líquido a la superficie del soporte a través de la capa límite.
- b. Transporte de sustrato desde la superficie de los poros del biocatalizador.
- c. Velocidad de reacción.
- d. Transporte de productos en las direcciones opuestas a los pasos a y b.

El transporte de sustratos y productos en el reactor está relacionado con las características hidrodinámicas y en general es mucho más rápido que los procesos mencionados en los puntos 2 a 4. La transferencia de materia se reduce en gran medida debido a las limitaciones difusionales.

Dependiendo del tipo de limitación se puede distinguir entre difusión en la película o difusión en el poro o una combinación de los procesos (Figura 2).

Para describir el cambio de los valores de la actividad debido a la inmovilización se utiliza un factor de efectividad que se define de la siguiente forma:

$$\eta = \frac{\text{velocidad de reacción observada}}{\text{velocidad de reacción en las condiciones de seno del líquido}} = F(S, Sh, \Phi)$$

donde:

Sh : número de Sherwood

Φ : módulo de Thiele

S : concentración de sustrato

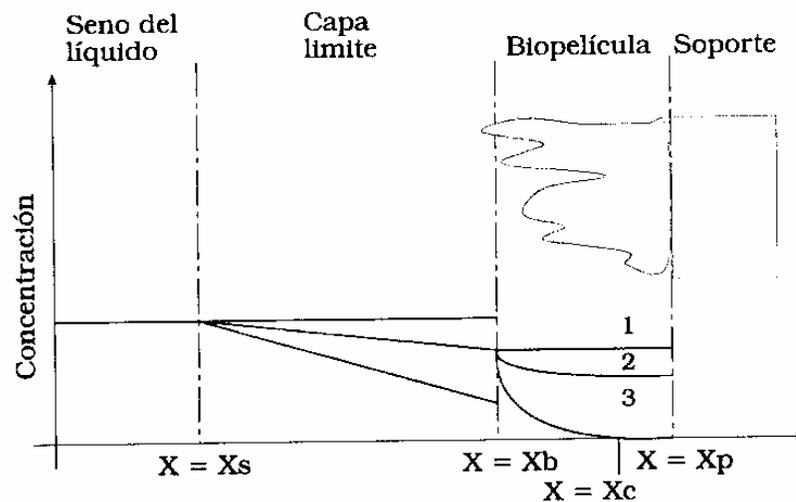


Figura 2. Perfiles de concentración de sustrato en la superficie de un biocatalizador inmovilizado. (1) Sistema controlado por la velocidad de reacción. (2) Sistema controlado por una combinación entre la velocidad de reacción y la difusión. (3) Sistema controlado por el fenómeno de difusión.

a. Transporte externo de materia

El transporte de los compuestos disueltos desde la fase líquida a la superficie del sólido, el flujo del fluido cambia de turbulento a laminar, produciéndose una capa límite alrededor de la superficie. El flujo j_i es proporcional al coeficiente de transferencia de materia y al gradiente de concentración desde el exterior de la capa límite hacia la superficie de la partícula.

$$j_i = k_e (c_{is} - c_{ib})$$

Donde

j_i : flujo molar del sustrato i ($\text{mol}/\text{m}^2\text{s}$)

k_e : coeficiente de transferencia de masa (m/s)

c_{is} : concentración de sustrato en el seno del líquido (mol/m^3)

c_{ib} : concentración de sustrato en la interfase biofilm-líquido (mol/m^3)

La transferencia de materia externa generalmente se describe mediante el análisis adimensional que lleva a la correlación caracterizada por el número de Sherwood:

$$Sh = f(re, Sc) = \frac{k_e \cdot d_p}{D}$$

$$Re = \frac{d_p \cdot u \cdot \rho}{\mu}$$

$$Sc = \frac{\mu}{D \cdot \rho}$$

Donde

- Sh : número de Sherwood
- Re : número de Reynolds
- Sc : número de Schmidt
- d_p : diámetro de la partícula
- k_e : coeficiente de transferencia de masa
- u : velocidad del fluido
- ρ : densidad
- μ : viscosidad
- D : coeficiente de difusión

b. Transporte interno de materia

El transporte difusional del sustrato en el interior de la biopelícula puede reducir la velocidad de reacción. Para las condiciones de estado estacionario la velocidad de difusión es igual a la velocidad de reacción. Escribiendo en forma general el resultado del balance de materia, se obtiene una ecuación diferencial de segundo orden:

$$D_{eff} \left(\frac{d^2 c_i}{dx^2} + \frac{a}{x} \frac{dc_i}{dx} \right) - r = 0$$

Donde:

- D_{eff} : coeficiente de difusión efectiva en la biopelícula
- c_i : concentración del sustrato i
- x : posición en la partícula
- r : velocidad de reacción
- a : factor geométrico (para una placa $a = 0$, para un cilindro $a = 1$ y para una esfera $a = 2$).

El coeficiente de difusión en la biopelícula (D_{eff}), en sistemas anaerobios, puede ser menor que en el agua, mientras que en sistemas aerobios los valores son similares a los obtenidos en agua. Una posible explicación a la discrepancia de los resultados entre las biopelículas aerobias y anaerobias podría encontrarse en la simbiosis de los grupos bacterianos en los sistemas anaerobios.

Se definen dos condiciones de frontera en las interfases soporte - biopelícula y biopelícula - capa límite.

$$\frac{dc_i}{dx} = 0 \quad x = x_p$$

$$c_i = c_{is} \quad x = x_b$$

Donde

- c_i : concentración del sustrato i
- x_p : radio de la partícula de soporte
- c_{is} : concentración de sustrato en el seno del líquido
- x_b : radio de la biopartícula (biopelícula + soporte)

Para reacciones de primer orden se ha encontrado una buena relación entre η y el módulo de Thiele mediante la expresión:

$$\eta = \frac{\coth(3\Phi)}{\Phi} - \frac{1}{3\Phi^2}$$

1.3. Tecnologías Disponibles

Los procesos de biomasa adherida (sistemas de biopelícula) utilizados en el tratamiento de aguas residuales pueden ser divididos en dos grupos dependiendo del estado del soporte (Figura 3): (1) reactores de lecho fijo y (2) reactores de lecho móvil. Dependiendo de las condiciones de óxido-reducción de estos procesos pueden ser operados como sistemas aerobios (aireación), anóxicos (sin aireación pero en presencia de formas oxidadas de nitrógeno $N-NO_3$ y $N-NO_2$) o anaerobios (sin aireación y sin formas oxidadas de nitrógeno).

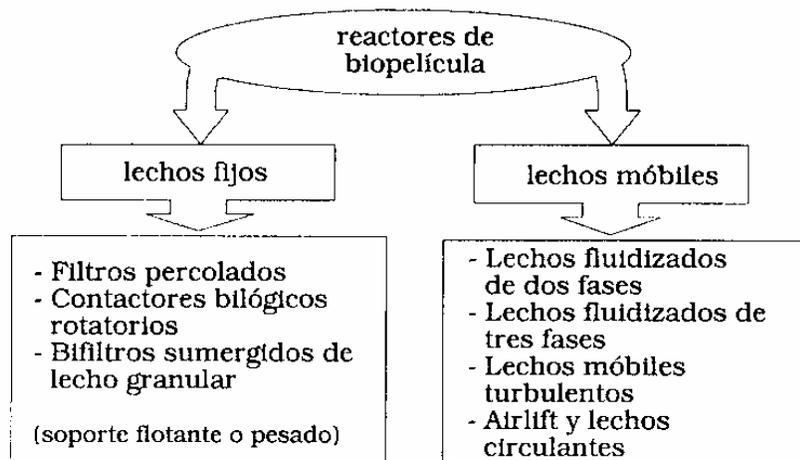


Figura 3. Clasificación de los procesos de biopelícula en función del estado del soporte (Lazarova and Manem, 2000).

a. Reactores anaerobios de biopelícula

Los reactores de lecho fijo y lecho fluidizado poseen las ventajas de ser sistemas de tratamiento de alta carga, requiriendo un menor volumen y espacio, y además menores costos de inversión en comparación con los sistemas convencionales. Por otra parte estos sistemas tienden a operar en forma estable bajo condiciones no estacionarias, como son fluctuaciones en la concentración de sustrato y pH. Estas ventajas son especialmente interesantes en el tratamiento de industrias que producen gran cantidad de aguas residuales muy concentradas, como las industrias alimentarias, papeleras y productoras de pulpa de papel, por nombrar algunas. En los sistemas de lecho fijo existen numerosas variaciones con relación al modo del flujo (ascendente o descendente), sistemas de distribución del influente, material del soporte, grado de expansión del lecho y la configuración de la salida del reactor (separación gas-líquido-sólido).

Sin embargo existen muchos inconvenientes en estos sistemas que deben ser solucionados, como los largos tiempos de puesta en marcha si no se utiliza un inóculo específico, requerimientos de sistemas de control sofisticados y los costos de los materiales de relleno.

a.i. Reactores de lecho fijo: Filtros anaerobios

Los filtros anaerobios fueron uno de los primeros tipos de digestores que utilizaron bacterias adheridas a un soporte de forma de obtener una alta concentración y altos tiempos de retención de biomasa. Tanto los filtros de flujo ascendente como de flujo descendente de lecho sumergido han sido utilizados a escala industrial. Generalmente se utilizan lechos ordenados y rellenos tubulares para la construcción de filtros de flujo descendente, mientras que en los filtros de flujo ascendente se utiliza lechos ordenados o desordenados con recirculación. Los filtros de flujo ascendente requieren ser limpiados en forma periódica debido a la colmatación por el excesivo crecimiento de la biomasa.

Los primeros materiales utilizados como rellenos fueron piedras y gravilla, pero los lechos resultantes poseían una muy baja fracción de hueco por lo que se colmataban muy fácilmente con sólidos o biomasa. Actualmente existen una gran variedad tanto de los materiales como en la forma de los soportes. La mayoría de aquellos elaborados sintéticamente son fabricados a partir de nylon, polipropileno y polivinilcloro pero también es posible encontrar materiales cerámicos. La operación de reactores en forma continua, con una alimentación compleja, se ha observado que la colonización sobre superficies hidrofóbicas (polipropileno y polietileno) es más rápida que sobre las hidrofílicas como PVC y polyacetal (Speece, 1996).

Existe una gran cantidad de estudios sobre las configuraciones del lecho tanto para filtros de flujo ascendente como descendente. Los lechos dispuestos en forma ordenada muestran desempeños levemente superiores a los que utilizan un medio tubular, y significativamente menor que los lechos desordenados, debido a las áreas superficiales de estos últimos son mayores (Adams y McKinney, 1989).

Bonastre y Paris (1989) propusieron una serie de recomendaciones para seleccionar el soporte adecuado para la operación de filtros anaerobios, poniendo especial atención en los siguientes puntos:

- Mantener una alta relación volumen/área.
- Tener una textura rugosa para la adhesión bacteriana.
- Asegurar que es biológicamente inerte.
- Garantizar una robustez mecánica.
- Seleccionar apropiadamente la forma, porosidad y tamaño de partícula.

Con relación a los parámetros más importantes en el diseño de estos reactores Young y Yang (1989)

proponen que el tiempo de retención hidráulico (TRH), el tipo de soporte y la dirección del flujo afectan la operación de los filtros más que otros parámetros como la altura, aunque se recomienda una altura mínima de 2 metros.

La simplicidad y robustez de los filtros anaerobios los hacen ideales para el tratamiento de aguas residuales industriales. Las cargas alcanzadas en estos reactores son mucho mayores (0.2-23 kg DQO/m³·d) a las obtenidas en contactores anaerobios. Sin embargo, a pesar de estas aparentes ventajas, son mucho menos populares que los reactores UASB o contactores y sólo alrededor del 15% de las plantas de tratamiento anaerobias en Europa utilizan esta tecnología (Wheatley y Coombs, 1991). Las principales desventajas son la acumulación de la biomasa y la colmatación del lecho.

a.ii. Reactores de lecho móvil: Lecho fluidizado

Las dificultades en la separación de la biomasa en contactores anaerobios, así como la pérdida de gránulos o la obstrucción en reactores de lechos de lodos o biofiltros, respectivamente, pueden ser solucionados mediante la combinación de los dos últimos sistemas. En los reactores de lecho fluidizado los microorganismos se encuentran adheridos a finas partículas de soporte mantenidas en suspensión en el estanque del digester. La fluidización de las partículas ocurre a la velocidad ascensional crítica del agua residual y depende de la densidad de las partículas y de otras fuentes de caídas de presión en el digester. El punto de fluidización puede ser definido por las ecuaciones estándares de caídas de presión (Levenspiel, 1972) y normalmente se encuentran entre 10 y 30 m/h.

Los principales soportes utilizados para la inmovilización de microorganismos incluyen materiales como arena, carbón, carbón activo granular, espuma de poliuretano, arcilla, perlas de vidrio poroso, medios de intercambio iónico y tierra de diatomeas. Dentro de los mencionados los que requieren mayores energías para la fluidización son la arena y el carbón (Speece, 1996).

Las partículas del soporte se mezclan y expanden por medio de la producción de gas y de la recirculación del efluente. La recirculación es necesaria para provocar el mezclado lateral de las partículas y evitar la canalización. El grado de expansión del lecho depende si el reactor está siendo operado en forma fluidizada o expandida, cuyos valores típicos se encuentran entre el 20 y 25% del volumen del reactor. La expansión uniforme del lecho se obtiene de una forma relativamente fácil si las partículas son homogéneas pero se puede complicar con el cambio de forma debido a la colonización de los microorganismos.

El diseño de un sistema de distribución de la alimentación al reactor, resulta ser imprescindible para obtener una buena mezcla en el interior del digester. Muchos de los detalles de estos sistemas se encuentran incluidos en diseños patentados o bajo cláusulas de confidencialidad, por lo que no son de libre disposición.

Para obtener una mejora de la distribución y reducir el volumen de efluente recirculado, los reactores de lecho fluidizado generalmente presentan una forma alargada, con relaciones altura/diámetro entre 5 a 6:1. Otra zona característica en estos sistemas es la de separación ubicada en la parte superior del reactor, con un diámetro entre un 20 y 25% mayor que el del reactor.

Las cargas típicas de operación de estos sistemas se encuentran entre 2-50 kg DQO/m³·d con tiempos de retención entre 0,5 y 24 horas. Bajo estas condiciones los valores de eliminación de materia orgánica son entre 70 y 80% (Hobson and Wheatley, 1992).

La tecnología de lechos fluidizados ha sido ampliamente utilizada a escala piloto y de laboratorio, pero a escala industrial existen pocos ejemplos. Los sistemas de lecho fluidizado poseen un gran potencial debido a las altas concentraciones de biomasa que pueden retenerse en el digester sin problemas de taponamiento (40-100 kg SSV/m³). Existen 3 tipos de diseños comerciales, uno de ellos en Holanda,

Francia y Alemania (Enger *et al.*, 1988), otro en Francia y España (Iza, 1991; Oliva *et al.*, 1990) y el último en EE.UU. (Heijnen *et al.*, 1989).

b. Reactores de biopelícula para la eliminación conjunta de nitrógeno y materia orgánica

El fuerte incremento del desarrollo de nuevas tecnologías para el tratamiento de aguas residuales se debe por una parte al incremento en el volumen de las aguas residuales, lo cual provoca limitaciones en el espacio disponible para la instalación de las plantas de tratamiento. Esto resulta ser un problema común en zonas densamente pobladas y también cuando las instalaciones industriales se encuentran dentro del radio urbano o no poseen disponibilidad de espacio para una ampliación. Otro factor importante en el estudio de nuevas alternativas para la depuración de aguas residuales es la intensificación de las exigencias en relación con los estándares y controles de calidad. De acuerdo a las nuevas directrices europeas las concentraciones de nitrógeno descargadas desde instalaciones de tratamiento urbanas no deben exceder los 10 mg/L, estándares similares han sido fijados por la Agencia Americana de Protección Ambiental (EPA) y en Japón dentro de los Estándares Ambientales de Calidad del Agua. Para lograr satisfacer estos requerimientos, nuevos procesos están siendo desarrollados, los cuales deben caracterizarse por su flexibilidad, estabilidad y costos de operación aceptables (Tabla 1). Las soluciones tecnológicas propuestas incluyen mejoras tanto en los procesos biológicos involucrados (velocidades de reacción, edad de la biomasa y dinámicas de población) como en la hidrodinámica de los reactores (transferencia de masa y mezcla).

Los reactores de biopelícula representan una gran parte de los "nuevos desarrollos" para la eliminación conjunta de materia orgánica y nitrógeno. Los procesos con cultivos mixtos (sistemas híbridos), en donde la biomasa en suspensión es obligada a coexistir con biomasa inmovilizada en soporte, también se presentan como nuevas alternativas para el desarrollo de sistemas de tratamiento de aguas; por otra parte en la última década la mejora del proceso de separación sólido - líquido mediante la utilización de sistemas de membranas de ultrafiltración y microfiltración permiten reducir los tamaños requeridos para esta operación y al mismo tiempo obtener mayor concentración de microorganismos en las cámaras de reacción.

Avances significativos en las ciencias básicas y en la modelización de procesos hidrodinámicos y cinéticos de la biopelícula (Furumari y Rittman, 1994; Hermannowicz, 1998; Lewandowski *et al.*, 1994) y la caracterización de la estructura, composición y dinámica poblacional de la biopelícula (Bishop, 1997; Lazarova *et al.*, 1994; Zahid and Ganczarczk, 1994; Zhang *et al.*, 1994) han favorecido el desarrollo industrial de nuevos reactores de biopelícula y mejorado el control y operación de éstos para el tratamiento de aguas industriales y urbanas.

Los sistemas más ampliamente utilizados para el tratamiento de aguas residuales son los que utilizan biomasa en suspensión. Estos sistemas son capaces de eliminar eficazmente la carga orgánica que presentan las aguas residuales. Sin embargo, para que el proceso de nitrificación se lleve a cabo eficientemente en este tipo de sistemas, es necesario evitar la presencia de elevadas cantidades de carbono en el influente ya que puede provocar el desarrollo masivo de las bacterias heterótrofas, con una velocidad de crecimiento elevada (Weismann, 1994), en detrimento de la autótrofas, reduciéndose de este modo la actividad nitrificante del sistema. Otra posible razón para el efecto de reducción de la actividad nitrificante puede ser la competencia por el oxígeno entre las bacterias heterótrofas y nitrificantes (Hanaki *et al.*, 1990). Esto implica que la capacidad nitrificante máxima que se puede alcanzar en el sistema de lodos activos va a verse influenciada por la composición del agua industrial así como por la concentración microbiana que se puede mantener en el sistema. La velocidad de nitrificación no suele ser mayor a 0,2 kg N-NH₄⁺/m³.d, estando limitada generalmente la eliminación de la materia nitrogenada por la concentración microbiana que se suele mantener en estos sistemas (3 y 5 g SSV/L), de la cual sólo una pequeña fracción se corresponde a la biomasa nitrificante.

Tabla 1. Necesidades y soluciones tecnológicas para sistemas de tratamiento de aguas.
(Lazarova y Manem, 2000)

| Necesidades Tecnológicas | Características del proceso | Soluciones tecnológicas | Intensificación del proceso |
|---|------------------------------|------------------------------------|---|
| Incremento del volumen de agua residual | Alta capacidad | Alta concentración de biomasa | Incremento de las velocidades volumétricas |
| Limitaciones de espacio | Diseño compacto | Alta actividad de la biomasa | Mejorar las velocidades específicas de conversión |
| - Mejora de plantas existentes | | Mejorar la transferencia de masa | Altas velocidades de consumo de oxígeno |
| - Baja disponibilidad de espacio | | Fase de separación integrada | Mejorar la calidad del efluente y la recuperación de la biomasa |
| - Características del suelo | | | |
| Ruidos y olores | Unidades cubiertas | | |
| Estándares estrictos | Operación estable y flexible | Biomasa adherida | Mayor resistencia a los compuestos tóxicos |
| - Bajas Concentraciones límites | | Mejorar la mezcla | Edad y calidad de la biomasa independiente de las entradas |
| - Tratamiento de las aguas de descarga | | Reacciones múltiples en un reactor | Mantenimiento de microorganismos de baja velocidad de crecimiento |
| | | | Baja sensibilidad a mayores cargas másicas e hidráulicas |

Las principales ventajas de los sistemas de biopelícula es su habilidad para incrementar las velocidades biológicas de reacción por medio de la acumulación de altas concentraciones de biomasa activa y de la alta resistencia de la biomasa adherida a las sobrecargas orgánicas y compuestos tóxicos. Por otra parte los sistemas de biopelícula son capaces de mantener altas edades de la biomasa lo que facilita el desarrollo de microorganismos de lento crecimiento, como son los nitrificantes, y reduce su lavado del sistema.

b.i. Reactores de lecho fijo

Los lechos fijos incluyen todos los procesos en donde la reacción biológica toma lugar en la biopelícula que ha sido desarrollada sobre diversos tipos de medios que se encuentran estáticos (piedras, plásticos, esponjas, soportes granulares, membranas). El transporte de oxígeno y de nutrientes es asegurado por el flujo del líquido a través del medio fijo. La principal aplicación de los reactores de biopelícula fija son para el tratamiento de efluentes secundarios (eliminación de carbono o eliminación simultánea de carbón y nitrógeno) y tratamiento terciario (nitrificación o postdesnitrificación), después de un pretratamiento apropiado, o siguiendo a un sistema de lodos activos como paso de refinamiento. En la Tabla 2 se presenta un resumen de las eficiencias de depuración de estos sistemas.

Los primeros sistemas de biopelícula desarrollados para el tratamiento de aguas residuales fueron los biofiltros. Los primeros soportes utilizados ofrecían bajas superficies específicas para el desarrollo de la biopelícula presentando además frecuentes problemas de colmatación. El desarrollo de soportes sintéti-

Tabla 2. Remoción de nitrógeno en reactores de lecho fijo.

| Proceso (aplicaciones) | Tipo de soporte | Eliminación de nitrógeno | Citas representativas |
|---------------------------------|---|--------------------------|--|
| Filtros percolador | Poliestireno, arcilla expandida | (kg N/m ³ ·d) | Chen <i>et al.</i> , 1993; Capdeville B. y Rols, 1992; Mendez y Mema 1992; Nuzziro <i>et al.</i> , 1992 |
| CBR | Polimetilmetacrilato, poliestireno | 0,4 - 0,8 N | |
| Biofiltros de flujo ascendente | arcilla expandida, piedras volcánicas, arena, cerámicas | 02 - 0,5 N+D | Watanabe <i>et al.</i> , 1994; Gupta <i>et al.</i> , 1994; Masuda <i>et al.</i> , 1991 |
| Biofiltros de flujo descendente | arcilla expandida, piedras volcánicas, arena, cerámicas | 04 - 1,4 N 08 - 3 D | Wang, 1992; Pujol <i>et al.</i> , 1994; Rogalla y Boubigot, 1990 |
| Lechos flotantes | arcilla expandida, piedras volcánicas, arena, cerámicas | 0,2 - 1,2 05 - 1,5 N | Capdeville B. y Rols, 1992; Pujol <i>et al.</i> , 1992, 1994 |
| | Poliestireno, polipropileno, polietileno | 1,2 - 3 D | Lazarova y Manem, 1994; Menay y Strickland, 1992 |

cos, principalmente de medios plásticos, mejoró las capacidades de eliminación de este tipo de sistemas permitiendo la eliminación simultánea de materia orgánica y nitrógeno (Parker y Richards, 1986; Daigger *et al.*, 1994), habiéndose aplicado diversos sistemas a escala industrial.

Como ejemplo puede citarse el reactor Biofor (Degremont) que ha sido utilizado para la eliminación de carbono y nitrógeno de efluentes secundarios y terciarios. Es un sistema de flujo ascendente (Figura 4) que utiliza como soporte arcilla expandida (Biolite) con un tamaño de 2 a 5 mm, una profundidad del lecho de 2 a 4 metros, dependiendo de la aplicación requerida, y un tiempo de contacto entre 3 y 60 min. En estos sistemas es necesario realizar lavados periódicos para evitar la acumulación de materia orgánica y biomasa. Dependiendo de la aplicación industrial los ciclos de contralavado se realizan cada 12 a 48 horas. Actualmente se encuentran instaladas más de 100 de estas unidades para el tratamiento de aguas residuales de origen industrial y urbano en Francia y Norteamérica (Pujol *et al.*, 1994; Ninassi *et al.*, 1998).

A nivel piloto e industrial este tipo de reactores ha sido utilizado como tratamiento terciario para la eliminación conjunta de materia orgánica y nitrógeno acoplado en serie unidades de predesnitrificación y nitrificación. Los resultados obtenidos indican máximas velocidades de nitrificación entre 0,6 y 0,8 kg N-NH₄⁺/m³·d con una concentración de amonio residual de 2 mg/L en el efluente (Pujol *et al.*, 1998). La máxima velocidad de desnitrificación sin adición de fuente externa de carbono, fue de 1,2 kg N-NO₃⁻/m³·d con velocidades ascensionales entre 8 y 21,5 m/h y una relación de recirculación de 3,5 (Ninassi *et al.*, 1998).

Una innovación en el desarrollo de biofiltros es la utilización de un lecho formado por capas en el cual se combinan distintos soportes. El reactor B2A (Bigot *et al.*, 1998) es un ejemplo de este sistema. La princi-

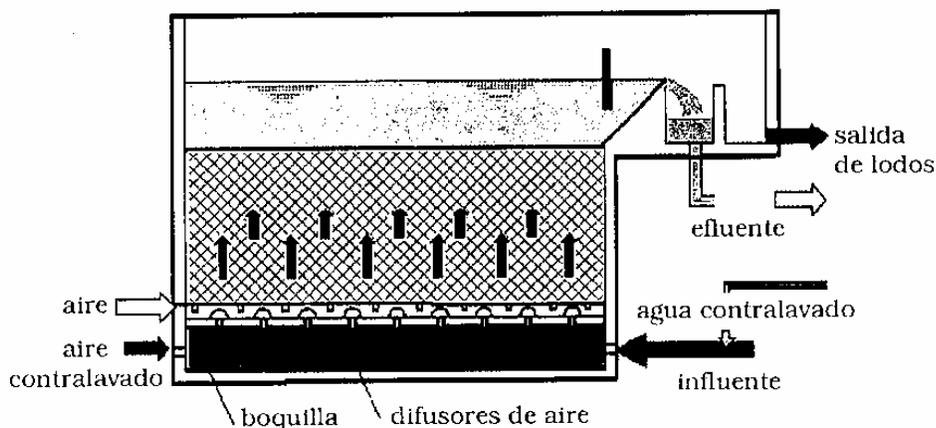


Figura 4. Diagrama del reactor BIOFOR adaptado desde Lazarova y Manem (2000).

La ventaja de este sistema es que permite el tratamiento de aguas no clarificadas. Para alcanzar altas velocidades de filtración este reactor utiliza un lecho con una profundidad de entre 3 y 4 metros. Está compuesto por 3 capas de distintos rellenos: una capa con un tamaño de partícula entre 1 y 4 mm, sobre ésta, una capa de tamaño de partícula intermedio y finalmente una capa con partículas de tamaño hasta 40 mm. Este sistema ha sido utilizado para el tratamiento de efluentes secundarios y terciarios, eliminando en forma simultánea carbono y nitrógeno, con velocidades de carga nitrogenada tratadas de hasta 0,7 kg NTK/m³·d.

Los reactores de lecho fijo con soporte granular se caracterizan por sus altas superficies específicas para la adhesión de la biopelícula, mejores transferencias de oxígeno y mayores velocidades de nitrificación (Pujol, 1992; Rogalla y Bourbigot, 1990). La principal ventaja de esta tecnología es su capacidad de funcionar simultáneamente como tratamiento biológico y como sistema de eliminación de sólidos en suspensión.

b.ii. Lechos móviles

Este grupo de reactores de biopelícula cubre todos los procesos de biomasa adherida en donde el soporte se encuentre en movimiento (agitado, expandido, fluidizado, turbulento y circulante) mantenido por altas velocidades de aire o líquido o por agitación mecánica. Este modo de operación ha permitido desarrollar los siguientes beneficios: mejorar la transferencia de masa, reducir las limitaciones difusionales, acelerar las reacciones biológicas por el incremento del área de transferencia biopelícula/líquido. Utiliza gránulos pequeños (0,2 - 2 mm) o muy porosos (espumas de plástico o esponjas), los que aumentan la superficie disponible para el crecimiento de la biopelícula. El control del espesor de la biopelícula es una de las mayores características de este grupo de reactores de biopelícula, permitiendo obtener una capa de microorganismos adheridos fina y activa. Además no se presentan problemas de atascamiento. Estas ventajas permiten obtener mejores velocidades de eliminación de materia orgánica y nitrogenada que los sistemas de lechos fijos, ya que se logran mayores concentraciones de biomasa fijada al soporte y es posible operarlos a bajos tiempos de retención hidráulicos (Cooper, 1981; Elmaieh et al., 1987; Heijnen et al., 1989; Sutton y Mishra, 1990).

En la Tabla 3 se presenta un resumen con los principales valores de eliminaciones de nitrógeno obtenidos con este tipo de sistemas.

A título de ejemplo pueden citarse los reactores de la empresa noruega Kaldness (Mobile Bed BioReactor, MBBR, Figura 5) que han sido desarrollados y probados a escala laboratorio, piloto e industrial durante los últimos 10 años (Odegaard y Rusten, 1990; Rusten *et al.*, 1992; Rusten *et al.*, 1997; Pastorelli *et al.*, 1997; Odegaard, 2000). En la actualidad se encuentran en funcionamiento en más de 75 plantas para el tratamiento desde pequeñas comunidades hasta grandes plantas de tratamiento de aguas municipales. Los MBBR se rellenan con soportes de 10 mm (Figura 5), fabricados de polietileno expandido con una densidad de 0,92 a 0,96 g/cm³ (Rusten *et al.*, 1997) siendo el máximo porcentaje de relleno en estos sistemas del 70% con una superficie específica de 350 m²/m³, lo que permite alcanzar concentraciones de biomasa de 3 a 4 kg SSV/m³. En sistemas de eliminación simultánea de carbono y nitrógeno, se obtuvieron cargas orgánicas de 2 y 2,2 kg DBO/m³·d, con máximos valores de velocidad de nitrificación de entre 0,15 a 0,35 kg N-NH₄⁺/m³·d y concentraciones de amonio en el efluente menores de 3 mg/L.

El reactor de lecho circulante Turbo N se basa en la circulación airlift interna (Lazarova y Manem, 1996; Lazarova *et al.*, 1997, 1998). El soporte utilizado en este sistema es un plástico granular flotante con una densidad de 0,9 g/cm³ y un tamaño de partícula entre 1 y 3 mm. La inyección de aire se realiza en uno de los compartimentos produciendo una circulación homogénea del líquido, sólido y las burbujas de gas a velocidades de flujo mayores a 35 m/s.

Se han obtenido altas velocidades de nitrificación tanto en nitrificación terciaria (2 kg N-NH₄⁺/m³·d) como secundaria (0,6 kg N-NH₄⁺/m³·d). También se ha utilizado acoplado a un sistema de predesnitrificación para la eliminación total del nitrógeno (1 kg N-NH₄⁺/m³·d) habiéndose construido dos plantas de tratamiento a escala real para la eliminación de nitrógeno en Francia (1.200 h.e) y Alemania (24.000 h.e).

El sistema Circox (Frijters *et al.*, 1996) consiste en un reactor airlift al que se agrega una zona de desaireación adicional en la que se lleva a cabo la desnitrificación. La nitrificación y la desnitrificación se

Tabla 3. Eliminaciones de nitrógeno en reactores de lecho móvil (N= nitrificación, D= desnitrificación).

| Proceso (aplicaciones) | Tipo de soporte | Eliminación de nitrógeno (kg N/m ³ ·d) | Citas representativas |
|------------------------------|---|--|--|
| Lechos fluidizados 2 fases | Arena, carbón, arcilla, arcilla expandida | 0,6 - 1,3 N 5 - 10 D | Heijnen <i>et al.</i> , 1991; Cooper, 1981; Owsley <i>et al.</i> , 1989; Sutton y Mishra, 1990 |
| Lechos fluidizados 3 fases | Arena, antracita, plástico, polietileno expandido | 0,2 - 1 N | Hosaka <i>et al.</i> , 1991, Fdez - Polanco <i>et al.</i> , 1994 |
| Lechos móviles y turbulentos | Poliuretano, polietileno, pellets de polietilenglicol, poliestireno | 0,2 - 0,8 N 0,8 - 1,2 D | Rusten <i>et al.</i> , 1995; Odegaard <i>et al.</i> , 1994; Hem <i>et al.</i> , 1994 |
| Airlift y lechos circulantes | Polietilenglicol, gravilla, arena | 0,6 - 1,2 D 0,6 - 1,2 N 0,6 D | Heijnen <i>et al.</i> , 1992; Tjihuis <i>et al.</i> , 1994; van Benthum <i>et al.</i> , 1998; Lazarova and Manem, 1996; Chudoba <i>et al.</i> , 1991 |

realizan mediante una población mixta de microorganismos que se encuentran adheridos al soporte al pasar desde un ambiente aerobio a uno anóxico (Figura 6). En la cámara aerobia (airlift interno) el flujo puede ser considerado de mezcla completa a tiempos de retención hidráulico entre 80 y 100 minutos.

Este sistema es capaz de tratar simultáneamente cargas orgánicas de 5 a 9 kg DQO_{total}/m³·d y cargas nitrogenadas entre 0,7 y 1,2 kg N-NH₄⁺/m³·d.

biii. Reactores híbridos

Se denominan reactores híbridos a los sistemas en los que coexisten biomasa adherida a un soporte y biomasa en suspensión. La biomasa adherida puede encontrarse ligada a soportes en configuración de

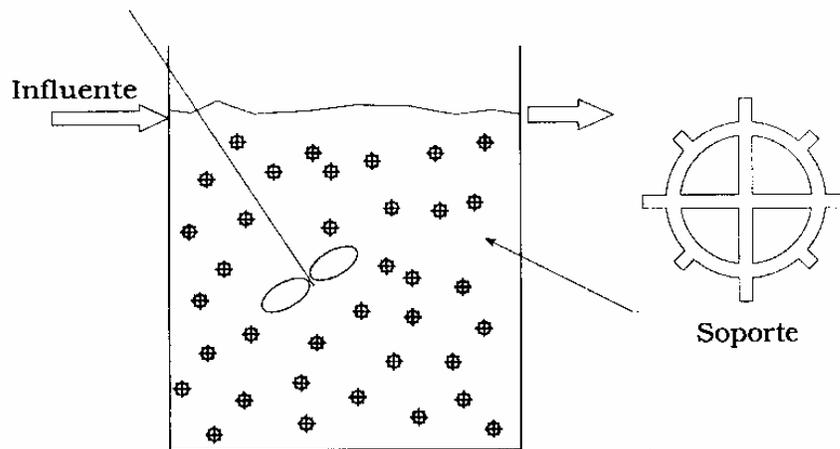


Figura 5. Diagrama reactor MBBR y ejemplo de soporte.

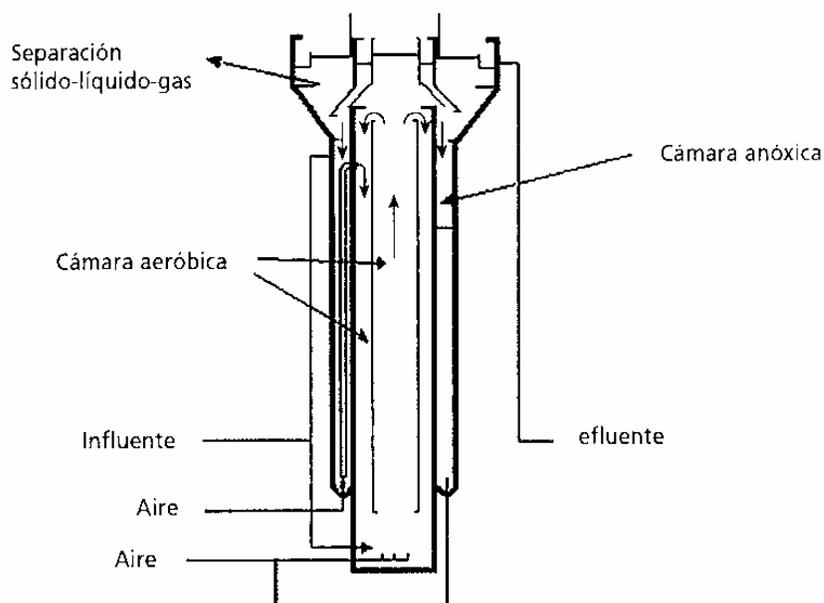


Figura 6. Esquema del sistema CIRCOX adaptado desde Muelder y Velinga (1996).

lecho fijo o móvil, y la separación de la biomasa en suspensión del agua tratada puede realizarse por medio de sistemas de separación sólido - líquido convencionales (sedimentadores) o más avanzados (membranas).

Los primeros sistemas híbridos desarrollados fueron sistemas de lodos activos a los cuales se les agregaba carbón activo pulverizado o en forma de gránulos (Derleth, 1927; Statham, 1936), aunque en estos sistemas el carbón activo se utilizaba fundamentalmente en base a su capacidad de adsorción de compuestos orgánicos. Bettens (1977) observó que en este tipo de sistemas era posible mejorar la capacidad de nitrificación ya que el carbón activo podía actuar como soporte de las bacterias nitrificantes del sistema. Durante los años ochenta se desarrollaron una gran cantidad de proyectos de investigación utilizando este concepto, aplicando este tipo de sistemas a aguas que podrían presentar alta toxicidad por compuestos orgánicos tóxicos, como aguas procedentes de la refinería del petróleo (Ng *et al.*, 1987) o tintes (Specchia and Gianetto, 1984). Desde entonces se han empleado diversas configuraciones de reactores y materiales para el soporte: sintéticos (poliestireno, poliuretano, polietilen glicol, polietileno, etc.) o naturales (arcilla, basalto, carbón etc.).

En la sección anterior de reactores de biopelícula se mencionó que los soportes utilizados podrían encontrarse en configuración de lecho fijo o móvil, por lo que los reactores híbridos también pueden presentar ambas configuraciones. Con relación a sistemas híbridos que utilizan soportes en lechos fijos, los primeros en desarrollarse fueron modificaciones de los contactores biológicos rotatorios (Guaniro *et al.*, 1980; Medwith y Lefelhocz, 1982; Wanner *et al.*, 1988; Su y Ouyang, 1996; Chuang *et al.*, 1997). Otros reactores híbridos combinan biofiltros sumergidos en los que es posible, al mismo tiempo el crecimiento de biomasa en suspensión (Odegaard and Rusten, 1990; Gebara, 1999; Hamoda y Al - Shareckh, 2000).

También han sido desarrollados sistemas con soportes dispuestos en forma de lechos móviles (ver sección 1.3.1.2), que permiten eliminar los problemas de colmatación de los lechos fijos y mejoran la transferencia de materia en el sistema (Hegeman, 1984; Tanaka *et al.*, 1991; Sen *et al.*, 1994; Mulder *et al.*, 1996; van Benthum *et al.*, 1997, 1998; Welander *et al.*, 1998; Susuki *et al.*, 1999; Wang *et al.*, 2000; Münch *et al.*, 2000; Yu *et al.*, 2001).

Entre las aplicaciones más recientes se encuentran sistemas que combinan los principios de los reactores híbridos con sistemas de separación por membranas utilizando lechos fijos sumergidos (Yamagiwa *et al.*, 1995; Zhang *et al.*, 2000; Lee *et al.*, 2001; Oyanedel *et al.*, 2005).

La principal ventaja de los sistemas híbridos es permitir el crecimiento de diferentes tipos de microorganismos que poseen bajas y altas velocidades específicas de crecimiento adheridos al soporte y en suspensión, respectivamente. Chen *et al.* (1997, 1998) encontraron que los microorganismos de la biopelícula consumen los sustratos más lentamente biodegradables y que además son capaces de consumir sustancias tóxicas e inhibitorias que no pueden ser eliminadas por la biomasa en suspensión (Chen *et al.*, 1997, 1998; Mirsa y Gupta 2000; Yu *et al.*, 2001).

Los sistemas híbridos han sido utilizados con éxito en la eliminación de materia orgánica de aguas residuales urbanas o aguas sintéticas, con fracciones de materia orgánica rápida y lentamente biodegradable, ya que son capaces de lograr eliminaciones, de esta última, más altas que en sistemas de biomasa en suspensión convencional (Fang y Kwong, 1994; Cao y Alearts, 1995; Gebara, 1999; Wang *et al.*, 2000).

La aplicación de los sistemas híbridos para la eliminación conjunta de amonio y materia orgánica, segregando el crecimiento nitrificante en biopelícula y el heterótrofo en suspensión, posee las siguientes ventajas:

- Los microorganismos nitrificantes no sufren limitaciones adicionales de transporte de materia al reducirse el crecimiento de heterótrofos sobre la biopelícula nitrificante.

- Los microorganismos heterótrofos en suspensión no sufren limitaciones de transporte de materia por lo cual tendrán fácil acceso a los sustratos disueltos, lo que limita el crecimiento de los heterótrofos en el soporte.
- Al conseguirse altas concentraciones de nitrificantes en la biopelícula es posible alcanzar altas capacidades específicas volumétricas en el sistema, permitiendo disminuir el volumen del reactor.

Generalmente el soporte se introduce en la cámara aerobia donde los microorganismos nitrificantes se desarrollan (Guaniro *et al.*, 1980; Medwith y Lefelhocz, 1982; Wanner *et al.*, 1988; Chudoba y Painter, 1994; Chuang *et al.*, 1997; Yamagiwa *et al.*, 1995; Welander *et al.*, 1998; van Benthum *et al.*, 1998; Susuki *et al.*, 1999; Hamoda y Al-Sharekh, 2000; Al-Sharekh y Hamoda, 2001; Zhang *et al.*, 2000), aunque existen también unidades que operan en condiciones anóxicas (Lui *et al.*, 1996; Welander *et al.*, 1998).

Los estudios más frecuentes de estos sistemas son su aplicación en la mejora de la capacidad nitrificante de plantas de tratamiento ya construidas que no cumplen con las normas actuales de vertido (Guarino, 1978; Medwith y Lefelhocz, 1982; Hegeman, 1984; Odegaard y Rusten 1990; Wartchow, 1990; Shin y Park, 1991; Sen *et al.*, 1994; Münch *et al.*, 2000; Andrettola *et al.*, 2000). Chudoba y Painter (1994) encontraron que el incremento de la capacidad nitrificante en estos sistemas se debía al aumento de la concentración de microorganismos nitrificantes al estar favorecido el crecimiento de éstos por la incorporación del soporte al tanque de aireación.

Otra aplicación de estos sistemas se refiere al desarrollo de sistemas de eliminación conjunta de nitrógeno y fósforo ya que en sistemas de lodos activos se debe optimizar el tiempo de retención de sólidos (TRS) pues los microorganismos acumuladores de fósforo requieren bajos TRS, menores a 10 días, mientras que se favorece la acumulación de microorganismos nitrificantes a mayores TRS. Al agregar un soporte (lecho fijo o móvil) se independiza el crecimiento nitrificante del tiempo de retención de sólidos en el sistema por lo que es posible obtener altas eliminaciones de nitrógeno y fósforo conjuntamente (Susuki *et al.*, 1999; Chuang *et al.*, 1997).

A continuación se presentan algunos de los sistemas híbridos que han tenido una aplicación a escala industrial.

b.iv. Sistema con adición directa de soporte al licor de mezcla

La utilización de medios porosos (espuma de poliuretano o poliéster) en los procesos Captor (Banerji y Lui, 1993) y Linpor (Hegemann, 1984) permite el crecimiento de microorganismos en suspensión y en biopelícula (Figura 7). Concentraciones de biomasa entre 7 y 12 kgSSV/m³ son típicas en el licor de mezcla de estos sistemas, con porcentajes en volumen del soporte en el interior del reactor de entre 10 y 40%. La principal aplicación de ambos reactores es la mejora de plantas de tratamiento existentes para incrementar tanto la capacidad de eliminación de materia orgánica como nitrogenada.

En el proceso Captor se han logrado elevadas velocidades de nitrificación durante la eliminación simultánea de carbono y nitrógeno en aguas residuales urbanas con concentraciones microbianas típicas de 5,5 kg SSV/m³, tiempos de retención de 50 a 100 minutos, concentración promedio de DBO en el efluente de 5,9 mg/L (para concentraciones en el influente de 135 mg/L) y eliminaciones de amonio en torno al 75%.

El sistema Linpor ha sido utilizado a escala industrial para la mejora de estaciones depuradoras de aguas en la ciudad de Freising (Alemania) obteniendo eficacias de eliminación de la carga amoniacal superiores al 87% y de materia orgánica alrededor del 95% (en términos de DBO) (Reimman, 1990).

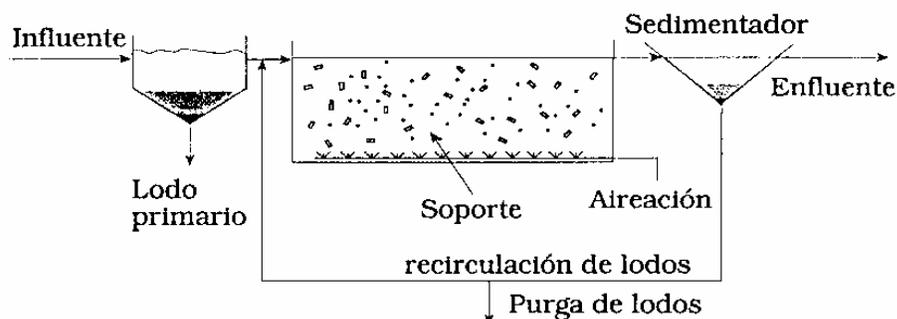


Figura 7. Esquema de los sistemas LINPOR y CAPTOR.

b.v. Sistemas con adición de soporte en las cámaras aerobias

En el sistema denominado Integrated Fixed film Activated Sludge "IFAS" (Sen et al., 1994) se utilizan dos compartimentos aerobios en los que se agrega entre un 10 y 40% v/v de espuma de poliuretano. A cada compartimento se introduce una fracción del influente que se mezcla en el interior por medio de un sistema airlift que también es utilizado para recircular el nitrato al primer estanque anóxico. Esto permite obtener altas concentraciones de biomasa en todas las cámaras del sistema.

A título de ejemplo en la Figura 8 se presenta el esquema de una planta diseñada para el tratamiento de 8.000 m³/d instalada en la ciudad de Cox Creek, en el Estado de Maryland en EE.UU., que opera con un tiempo de retención hidráulico de 8 horas eliminando más del 95% de la DQO que ingresa a la planta como influente primario, disminuyéndose el nitrógeno total desde 35 mg/L en el influente a 6 mg/L en el efluente.

b.vi. Sistema Biolift (Badot et al., 1996)

Este sistema consta en un reactor de lodos activos situado sobre dos reactores airlift. El aire es inyectado en la base del reactor airlift que contiene partículas cubiertas de biopelícula nitrificante, siendo en este compartimento donde se realiza la nitrificación. En el estanque superior se mezcla el influente (que contiene materia orgánica y nitrógeno) con parte del licor proveniente del reactor nitrificante produ-

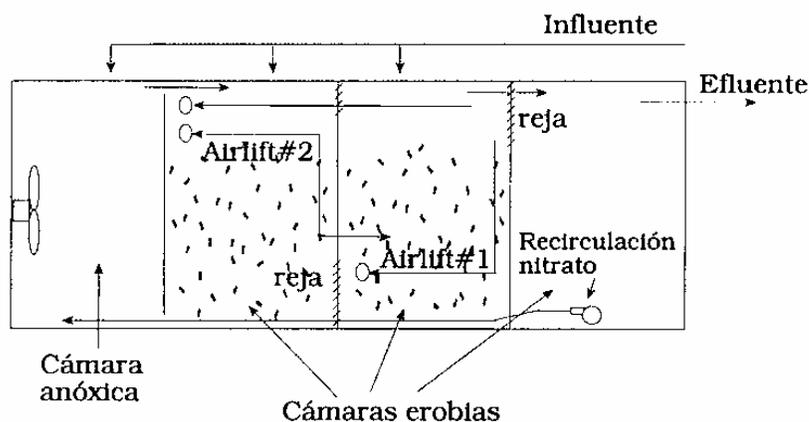


Figura 8. Esquema del sistema IFAS.

ciéndose la desnitrificación, bajo condiciones anóxicas, de los productos de la nitrificación. El proceso continua con el retorno de parte del efluente desnitrificado desde el reactor de lodos activos hacia el reactor airlift nitrificante. Parte del efluente se lleva a un sedimentador donde se separa el agua tratada del lodo y el resto se recircula en la cámara de nitrificación.

De acuerdo a estudios realizados es posible obtener velocidades de eliminación de nitrógeno de hasta 3,5 kg NTK/m³ de agua clarificada por día utilizando tiempos de retención hidráulicos de 4 h para la etapa de desnitrificación y 1 h para la nitrificante.

Existen varias plantas de este tipo para la depuración de aguas residuales urbanas en funcionamiento desde 1993. Son plantas compactas que pueden tratar aguas de una población equivalente a 10.000 h ocupan superficies de alrededor de 40 m² con un volumen efectivo de 230 m³ y 10 metros de altura.

b.vii. Sistemas Pegasus y Pegazur

Los sistemas Pegasus (Tada *et al.*, 1991) y Pegazur (Degremont) constan de un reactor desnitrificante de lodos activos seguido de un compartimento aerobio nitrificante, donde la biomasa nitrificante se encuentra retenida en partículas de polietileno en suspensión, ocupando los pellets entre un 7 y 8% del volumen de la cámara aeróbica. La recirculación entre ambos compartimentos se lleva a cabo aprovechando el efecto airlift debido a las diferencias de altura entre la zona aireada (reactor nitrificante) y la zona desnitrificante (sin aireación) (Figura 9). Las velocidades de eliminación de nitrógeno referenciadas en la bibliografía son cuatro veces mayores que las citadas para los sistemas de lodos activos convencionales, a temperaturas de 15 y 30°C y de hasta ocho veces para temperaturas de 8 a 14 °C. El tiempo de retención hidráulico es de 8 horas lo cual es la mitad de los citados en sistemas de biomasa en suspensión para la misma carga (Tanaka *et al.*, 1996). Por ello los requerimientos de espacio se reducen en un 50% con respecto a un reactor de lodos activados. Este sistema se utiliza en la actualidad para el tratamiento de aguas residuales urbanas en numerosas ciudades de Japón, depurando efluentes en plantas de tratamiento con capacidades hasta 3.000 m³/d.

En Europa esta tecnología la explota la compañía francesa Degremont bajo el nombre comercial de Pegazur. En la actualidad se encuentran en construcción unidades destinadas a la mejora de plantas de tratamiento existentes de aguas residuales urbanas (Reino Unido). Las velocidades de nitrificación alcanzadas a nivel piloto, para cargas orgánicas de 0.8 kg DBO/m³·d, son de 0,2 a 0,8 kg N-NH₄⁺/m³·d.

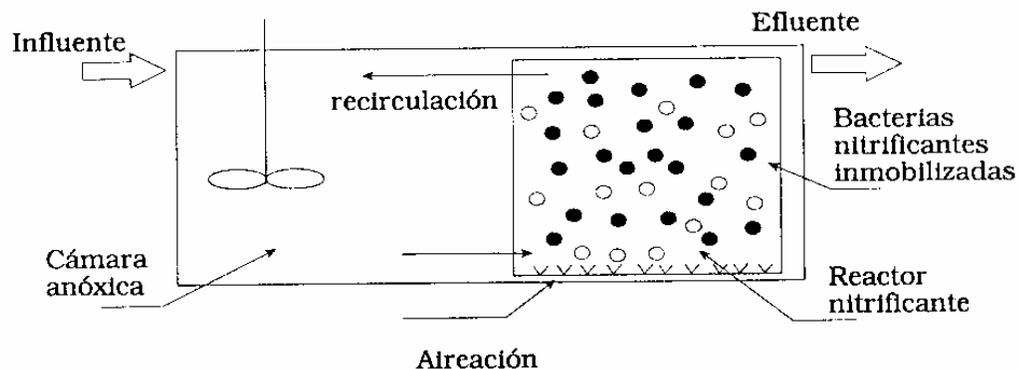


Figura 9. Esquema de los sistemas PEGASUS y PEGASUR.

2. REACTORES ANAEROBIOS GRANULARES: UASB Y EGSB

2.1 Aspectos generales

El tratamiento anaerobio es un proceso biológico que se basa en la transformación de la materia contaminante principalmente a biogás, una mezcla de CH_4 , CO_2 y otros gases; con una reducida producción de lodos. Tal transformación se lleva a cabo por medio de la acción combinada de una serie de especies microbianas, entre las que se establecen relaciones sintróficas, que potencian su actividad. Los procesos anaerobios son uno de los mecanismos más frecuentemente utilizados por la naturaleza para degradar las sustancias orgánicas. De hecho esta conversión se produce en diversos ambientes naturales, como los sistemas gastrointestinales, los sedimentos marinos de los ríos y lagos, las fuentes termales.

Los procesos anaerobios fueron utilizados por mucho tiempo solamente para el tratamiento de lodos provenientes de estaciones depuradoras de aguas municipales. Sin embargo, los altos precios alcanzados por los combustibles fósiles durante la crisis energética de principios de los setenta trajeron la atención sobre las propiedades del tratamiento anaerobio: bajos requerimientos energéticos y la posibilidad de obtener biogás como fuente de combustible. Desde entonces la digestión anaerobia ha experimentado un desarrollo notable, siendo hoy una de las tecnologías más importantes para la remoción de materia orgánica de aguas residuales.

La bioquímica y microbiología de la digestión anaerobia son evidentemente más complejas que las del tratamiento aerobio. La falta de conocimientos sobre los mecanismos involucrados en el tratamiento anaerobio constituyó uno de los factores que dificultaron el uso amplio de esta tecnología durante sus inicios (Lettinga, 1995; Rittmann y McCarty, 1999). Esta situación ha cambiado drásticamente durante los últimas décadas, gracias a una abundante investigación realizada en el área. Esta ha permitido comprender los procesos básicos involucrados en el tratamiento, permitiendo contar con sistemas cada vez más estables. Tal situación se ha traducido en un aumento sostenido del número de instalaciones a nivel mundial, tal como se observa en la Figura 10.

Los primeros reactores para el tratamiento anaerobio de aguas residuales fueron los llamados de primera generación, los cuales utilizan biomasa en suspensión. En este tipo de digestores el tiempo de retención de sólidos coincide con el tiempo de residencia hidráulico, lo que se traduce en una operación con altos tiempos de residencia hidráulico, dada la baja velocidad de crecimiento de los lodos anaerobios (Parkin y Owen, 1986). Una primera forma de superar tal inconveniente fue la instalación de sistemas de sedimentación secundaria, los que permiten la recirculación de lodos

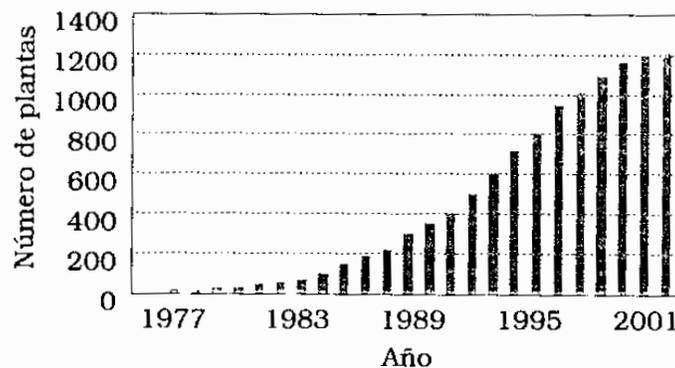


Figura 10. Evolución del número de plantas de tratamiento anaerobio a nivel mundial.

de regreso al digestor. En el caso de la digestión anaerobia esta alternativa no es de gran utilidad debido a que no es posible incrementar de manera sustancial la concentración de lodos, entre otros factores debido a su pobre sedimentabilidad (Speece, 1996).

Este inconveniente ha sido superado con la aparición de los reactores de segunda generación, en los cuales la biomasa es inmovilizada al interior del digestor, independizando el tiempo de residencia de lodos del tiempo de residencia hidráulico. Esto ha permitido el desarrollo de reactores anaerobios que operan con altas concentraciones de biomasa, pudiendo de esta forma tratar elevadas velocidades de carga orgánica.

El reactor anaerobio de segunda generación que ha significado un avance más importante para el desarrollo de la digestión anaerobia es el digestor UASB (upflow anaerobic sludge blanket, flujo ascendente a través de un manto de lodos). Su simpleza de construcción y operación, las altas velocidades de carga orgánica que es capaz de tratar y sus bajos costos de operación lo han transformado por lejos en la alternativa anaerobia más utilizada y exitosa. Clave del éxito de tales reactores ha sido la utilización de lodo granular, el que se caracteriza por su elevada actividad y alta velocidad de sedimentación. Este permite mantener altas concentraciones de biomasa en los reactores, sin la utilización de soportes o pasos posteriores de separación.

Los digestores UASB han demostrado a escala laboratorio, piloto e industrial que constituyen una alternativa confiable y económica al pensar en tratamiento de aguas residuales de mediana y alta concentración. Sólo existen algunas dudas respecto de su utilización para el tratamiento de aguas muy diluidas ($DQO < 1000 \text{ mg/L}$), por problemas de afinidad y transferencia de masa. Con el fin de ampliar el campo de acción de la digestión anaerobia hacia el tratamiento de aguas residuales de baja concentración, e incrementar las capacidades de tratamiento, se han desarrollado nuevas tecnologías, como el reactor anaerobio granular de lecho expandido (expanded granular sludge bed, EGSB) y el reactor de circulación interna (internal recirculation, IC). Estos mejoran el contacto entre la biomasa y el agua residual aumentando el nivel de agitación al interior del reactor, reduciendo las restricciones impuestas por la transferencia de masa y evitando canalizaciones.

Como se puede observar en la Figura 11, en la actualidad cerca del 60% de las plantas anaerobias que operan en el mundo están basadas en la tecnología UASB. Los reactores de lecho expandido representan casi el 20%. Sin embargo, su desarrollo ha sido sumamente rápido, y se espera que su participación se

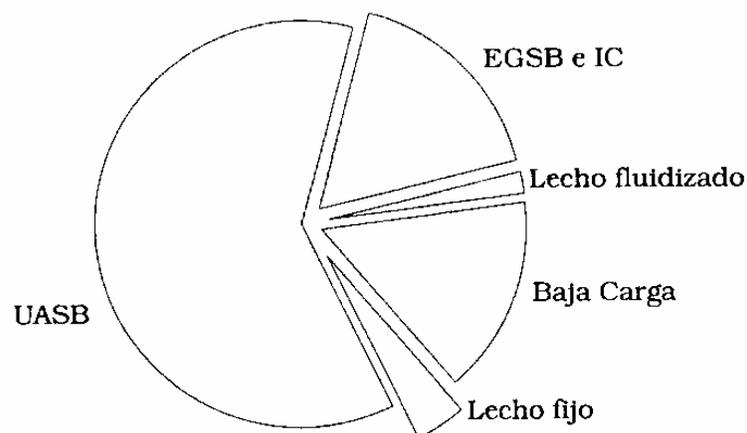


Figura 11. Distribución de cada tecnología.

incremento notablemente en un futuro cercano. Este desarrollo ha sido impulsado por sus mayores capacidades de tratamiento, en comparación con tecnologías más tradicionales. Esto se aprecia claramente en la Figura 12, la que presenta las velocidades de carga orgánica de diseño promedio para diferentes tecnologías de tratamiento anaerobio.

Considerando ambos tipos de reactores (UASB y de lecho expandido), podemos afirmar que los reactores granulares representan tres cuartas partes del total de los sistemas de tratamiento anaerobio en operación, lo que demuestra el impacto que la inmovilización de la biomasa en gránulos ha tenido sobre el desarrollo de los procesos anaerobios para el tratamiento de aguas residuales.

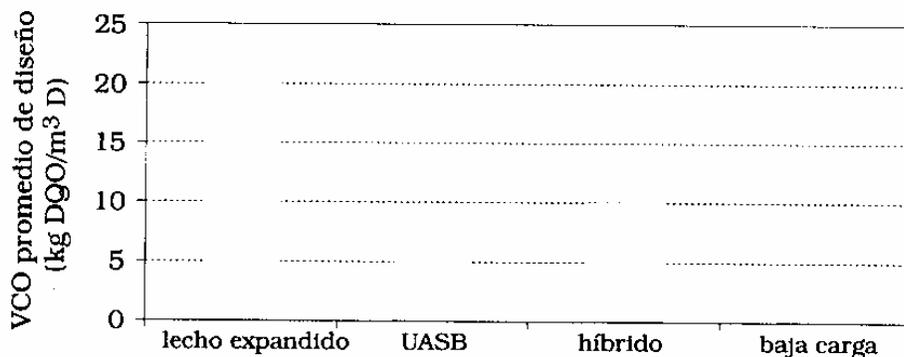


Figura 12. Velocidad de carga orgánica (VCO) de diseño promedio para diferentes tecnologías anaerobias.

2.2. Inmovilización de la Biomasa en Gránulos Anaerobios

La inmovilización de la biomasa, ya sea en gránulos o en biopelículas adheridas a un soporte, permite independizar el tiempo de residencia de sólidos del tiempo de residencia hidráulico, al fomentar la permanencia de los microorganismos al interior del reactor. Esto permite la existencia de altas concentraciones de biomasa (10 a 50 gSSV/L), a pesar de la baja velocidad de crecimiento de las bacterias anaerobias. A su vez, una alta concentración de biomasa permite la operación de los reactores a elevadas velocidades de carga orgánica.

Los gránulos anaerobios son el resultado de un proceso de auto-inmovilización promovido, entre otros factores, por el flujo ascendente con que operan los digestores granulares. Este genera una presión de selección que permite la permanencia sólo de los agregados de mayor tamaño (Hulshoff Pol, 1989). En el proceso de granulación la biomasa se agrega en partículas esféricas, mecánicamente estables, de hasta 5 mm (Kosaric *et al.*, 1990). Tales estructuras presentan típicamente altas velocidades de sedimentación, de entre 20 y 50 m/h; densidades de 1.03 a 1.08 g/mL y una actividad metanogénica elevada, de 0.5 a 2 gDQO_{CH₄}/gSSV (Schmidt y Ahring, 1996; Hulshoff Pol, 1989). Estas características se traducen en la permanencia del lodo al interior del reactor sin la necesidad de pasos de separación posteriores (sedimentación secundaria), y en una alta capacidad de tratamiento, ambas claves del éxito de los digestores UASB.

La agregación de las poblaciones microbianas involucradas en el tratamiento anaerobio optimiza la cooperación entre los microorganismos, potenciando sus interacciones sintróficas al disminuir la distancia para la transferencia de metabolitos entre las diferentes especies involucradas en el proceso de digestión anaerobia (Speece, 1996). De esta forma, un gránulo anaerobio más que una forma de agregación de microorganismos independientes, representa la inmovilización de un consorcio bacteriano balanceado. En ellos se ha observado la existencia de microcolonias consistentes en microorganismos degradadores

de propionato o butirato y metanogénicas consumidoras de H_2 , en las que la transferencia inter especie del hidrógeno se ve altamente favorecida. Recuérdese que la transferencia de hidrógeno es fundamental para el proceso de digestión anaerobia, en la medida en que define la ocurrencia de las reacciones de acetogénesis. Al ser éstas termodinámicamente desfavorables en condiciones normales, para que ellas puedan ocurrir se requiere un ambiente con bajas concentraciones de H_2 . Este es proporcionado por las bacterias metanogénicas consumidoras de hidrógeno. Esto explica como la destrucción de los gránulos, y por lo tanto de las microcolonias sintroficas, se traduce en una disminución de la velocidad de degradación (Schmidt y Ahring, 1996).

La formación de biopelículas en general trae consigo la problemática de la transferencia de masa, en la medida en que los coeficientes de difusión en ellas, y por tanto en los gránulos, son notoriamente menores que en el agua (Kitsos et al., 1992). En el transporte de sustratos hacia el interior de los gránulos se pueden diferenciar 2 mecanismos distintos e independientes: transportes difusional y convectivo. La difusión está determinada por el gradiente de concentración. La transferencia de masa convectiva es aquella que existe producto del movimiento de un fluido. Al referirse a la transferencia de masa en gránulos, por lo general sólo se considera el transporte difusional. Sin embargo, existen evidencias importantes que apuntan hacia la existencia de un mecanismo convectivo, debido al movimiento del líquido en los poros y canales que presentan los gránulos anaerobios. Este fenómeno se ve beneficiado por la formación y liberación de las burbujas de biogás formadas en el interior del gránulo (Lettinga, 1995).

Respecto de los mecanismos de formación de los gránulos, existen diversas interpretaciones. A pesar de ello, en general es posible distinguir 4 pasos importantes en la formación de estas estructuras (Schmidt and Ahring, 1996):

1. Transporte de las células hacia el sustrato de inmovilización. En el caso de gránulos el sustrato son otras células; en el caso del resto de la biopelículas, un soporte.
2. Adsorción reversible sobre este sustrato debido a fuerzas físico- químicas.
3. Adhesión irreversible, debido a la interacción bacteriana.
4. Multiplicación de las células y desarrollo de los gránulos.

El transporte de las células (paso 1) es el resultado de diversos mecanismos, como transporte browniano, flujos convectivos, flotación, sedimentación. La adhesión inicial, producto de interacciones físico-químicas, puede ser descrita en forma simplificada por la teoría DLVO (van Loosdrecht, 1988). En el paso 3 la secreción de polímeros extracelulares jugaría un rol significativo.

La importancia de la secreción de polímeros extracelulares (PEC) ha sido ampliamente investigada (Puñal et al., 2003). Los microorganismos que forman los gránulos anaerobios se encuentran rodeados por ellos, debido a lo cual entre 1 y 20% de los SSV de los gránulos corresponde a PEC (Schmidt y Ahring, 1996). Estos contienen polisacáridos, proteínas, lípidos y ácidos nucleicos. El hecho que la adición al agua residual de polímeros de composición similar acelera el proceso de granulación mostraría que juegan un papel importante en él (El-Mamouni et al., 1998).

Por otro lado, la presencia de *Methanosaeta*, una bacteria metanogénica acetoclástica de carácter filamentoso, generaría una red que beneficiaría la agregación. Dado que posee una constante de afinidad (K_s) notoriamente más baja que otras metanogénicas (5 a 10 veces más baja que *Methanosarcina*, otra bacteria metanogénica de importancia), es abundante en gránulos que tratan aguas residuales de baja carga, y en el interior de los gránulos donde las concentraciones de sustrato son menores (Guiot et al., 1992).

Algunos autores han propuesto un mecanismo físico-químico para la granulación. Tal interpretación está basada en las distintas hidrofobicidades que los diferentes microorganismos poseen: bacterias

acidogénicas presentan superficies hidrofílicas y las bacterias acetogénicas y metanogénicas presentan superficies hidrofóbicas (Daffonchio *et al.*, 1995). De esta forma, la tensión superficial del agua residual influiría sobre el proceso de agregación al variar la energía libre de adhesión.

Diversos autores han señalado la importancia de varios elementos para fomentar el proceso de granulación. En este sentido el hierro es usualmente suplementado durante el proceso de puesta en marcha de los reactores granulares. No existe evidencia de que el calcio induzca la granulación de lodo floculento. Además los precipitados de CaCO_3 no servirían como núcleos para iniciar un proceso de nucleación (Speece, 1996).

La granulación es sin duda un fenómeno complejo y lo más factible es que sea el producto de la acción conjunta de los diversos mecanismos ya señalados.

Respecto de la distribución de las poblaciones microbianas en el gránulo anaerobio, durante el tratamiento de ciertos tipos de agua residual se ha observado la formación de una estructura estratificada: en las porciones externas predominan las bacterias hidrolíticas y acidogénicas, seguidas por las poblaciones de asociación sintrófica (acetogénicas y metanogénicas consumidoras de hidrógeno), para terminar con la presencia de *Methanosaeta* hacia el interior (Guiot *et al.*, 1992; Lens *et al.*, 1993; Tartakovsky y Guiot, 1997). Tal organización beneficiaría la óptima degradación de los sustratos intermediarios, al proporcionar condiciones favorables para el desarrollo de cada una de las poblaciones involucradas.

En todo caso, la formación de una estructura estratificada está determinada por la composición del agua residual. Sustratos complejos presentan una organización como la descrita, mientras que sustratos simples como acetato o etanol no la presentan (Grotenhuis *et al.*, 1991; Fang *et al.*, 1994; Fang, 1998). Fang *et al.* (1995) plantea que la existencia de estratificación depende de la relación entre las cinéticas de degradación de los diferentes sustratos. Para aquellos sustratos que presentan una velocidad de biodegradación mayor a la de los intermediarios formados, como es el caso de carbohidratos, los gránulos desarrollan estructuras estratificadas. La Figura 13 muestra un esquema de la distribución de poblaciones que se generaría en el caso de gránulos anaerobios con glucosa como sustrato (Guiot *et al.*, 1992).

La estratificación de las poblaciones microbianas además genera un efecto de protección sobre las bacterias metanogénicas. Las poblaciones acidogénicas, muchas de las cuales son facultativas, consumen rápidamente el oxígeno que pueda ingresar al reactor, evitando que éste llegue a las bacterias metanogénicas (Kato *et al.*, 1993; Kato *et al.*, 1997).

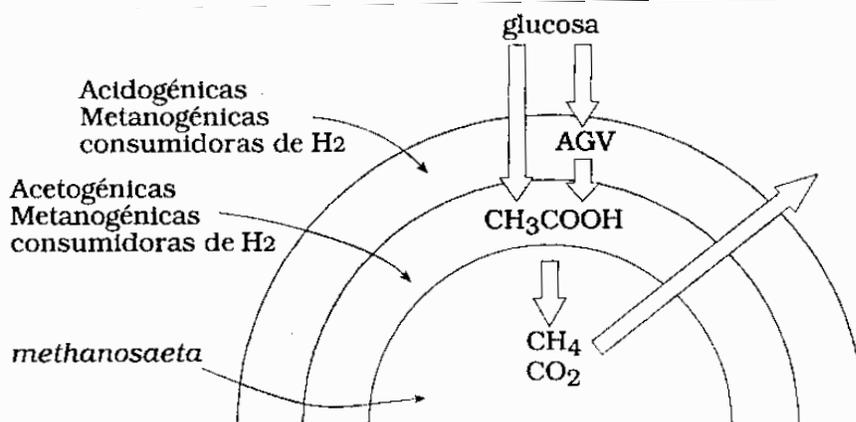


Figura 13. Esquema del modelo estratificado de Guiot *et al.* (1992) para gránulos anaerobios con glucosa como sustrato.

2.3. Estabilidad de gránulos anaerobios

Naturalmente la estabilidad de los gránulos en un reactor granular es fundamental para su correcta operación. La pérdida de la granulosis del lodo puede ocasionar una disminución considerable de la concentración de microorganismos, disminuyendo la capacidad del reactor. La calidad del agua residual es fundamental en este sentido. Diversas investigaciones han mostrado la incapacidad de formar gránulos anaerobios con cierto tipo de aguas residuales (Speece, 1996).

El grado de materia orgánica no acidificada que posea el agua residual es un factor importante que puede afectar la estabilidad de un digestor granular. Un alto contenido de este tipo de sustratos puede ocasionar problemas operacionales serios, debido al crecimiento excesivo de bacterias de tipo acidificante. Estas pueden llegar a crecer en gran medida en suspensión, y sobre la superficie de los gránulos, ocasionando aglomeraciones y disminuyendo su sedimentabilidad (Alphenaar, 1994; van Lier *et al.*, 1997a). Al parecer este problema es más serio en reactores EGSB que en UASB, pues la baja velocidad superficial permitiría la formación de agregados, sin que existiera un crecimiento importante sobre los gránulos (Jeison, 1999)

2.4. Flotación del Lodo Granular

La flotación de los gránulos anaerobios puede constituir un problema operacional importante, en la medida en que produce un lavado continuo del lodo granular, disminuyendo su concentración. En general se distinguen 2 fenómenos que conducen a la flotación del lodo en reactores granulares: la adhesión de las burbujas de biogás a los gránulos, y el entrapamiento de ellas al interior de los mismos.

La adhesión de burbujas de biogás estaría determinada por el grado de hidrofobicidad de la superficie de los gránulos. Es así como superficies más hidrofóbicas, que presentan ángulos de contacto mayores, serían más propicias para la adhesión de burbujas de biogás (Thaveesri *et al.*, 1995a).

Una mayor hidrofobicidad, implica una menor tensión superficial biofilm-fase gaseosa (γ_{BG}), lo que se traduce para el sistema biofilm-burbuja en un mayor trabajo de adhesión (Adamson, 1990). Las bacterias acidogénicas en general forman biofilms de carácter hidrofílico (ángulo de contacto menor a 45°), a diferencia de las metanogénicas y acetogénicas que presentan superficies más hidrofóbicas (ángulo de contacto mayor a 45°) (Daffonchio *et al.*, 1995). Es por esto que los gránulos anaerobios de estructuras estratificadas, con las bacterias acidificantes al exterior, presentarían un menor grado de flotación (Thaveesri *et al.*, 1995a; Thaveesri *et al.*, 1995b; Thaveesri *et al.*, 1995c). Dado que el nivel de estratificación está determinado por la calidad del agua residual y los sustratos que ésta contiene (Grotenhuis *et al.*, 1991; Lens *et al.*, 1993; Fang *et al.*, 1994; Thaveesri *et al.*, 1995a; Schmidt y Ahring, 1996) existen en la práctica pocas opciones, económicamente plausibles, para evitar este tipo de flotación. La adición de materia orgánica no acidificada u otros aditivos que benefician la estratificación de los gránulos implica costos que en la mayoría de los casos son prohibitivos. La forma más efectiva de limitar los efectos que este fenómeno acarrea, es el diseño de un sistema de separación SLG efectivo, que evite el lavado del lodo flotante (Lettinga and Hulshoff Pol, 1991). La flotación por adhesión de burbujas es fácilmente reversible, bastando sólo un poco de agitación para controlarla.

Respecto del entrapamiento de burbujas al interior de los gránulos, este fenómeno ocurre en gránulos de gran tamaño, y/o durante el tratamiento de aguas residuales de baja carga. Bajo tales condiciones el sustrato es consumido preferentemente en la porción exterior del gránulo, lo que genera la aparición de espacios vacíos, debido al decaimiento y lisis celular (Alphenaar *et al.* 1993). Estos espacios son ocupados por el biogás producido por los microorganismos, lo que disminuye la densidad aparente de estos gránulos generando su flotación (Yoda y Nishimura 1997), tal como se observa en la Figura 14. Dado que el crecimiento de los gránulos es un proceso continuo, eventualmente todos los gránulos de un reactor

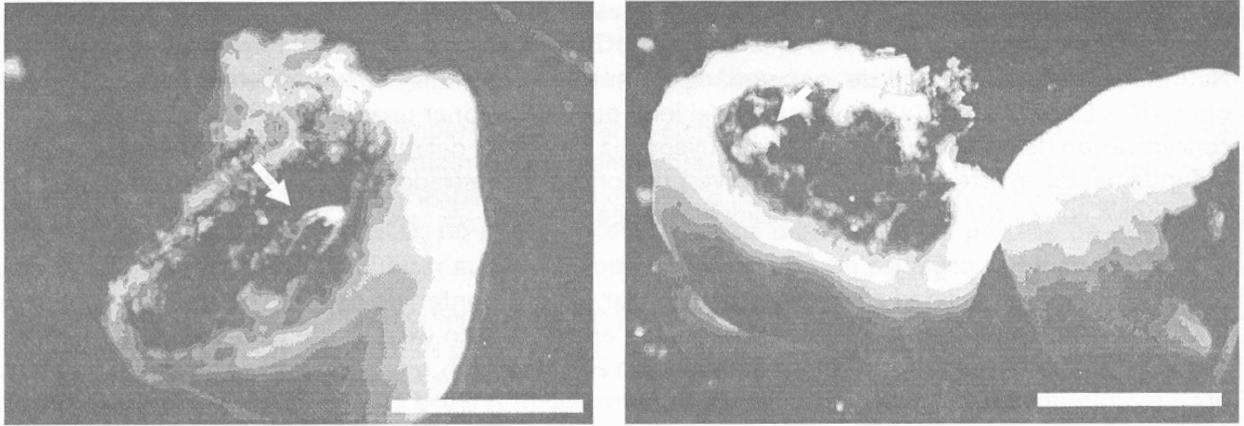


Figura 14. Fotografías de un gránulos anaerobio seccionados, con una burbuja de biogás en su interior (indicada por la flecha). La barra indica 1mm. (Jeison, 1999)

podrían llegar a presentar acumulación de biogás en su interior y mostrar tendencia a flotar, al alcanzar tamaños tales que no permitan el suministro de sustrato hacia el interior. En tal sentido Yoda y Nishimura (1997) presentan dos alternativas para solucionar el problema de la flotación. La primera de ellas es la adición del ion Fe^{+2} , el que supuestamente aumenta la firmeza del gránulo, evitando la formación de cavidades. La segunda es la instalación de un sistema que recolecte los gránulos flotantes del reactor, los fraccione y los retorne a él, de manera que sirvan de núcleos para la formación de nuevos gránulos.

2.5. Almacenamiento y reactivación de gránulos anaerobios

Una de las características valiosas que poseen los gránulos y en general de las biopelículas anaerobias es su capacidad para mantener parte importante de su viabilidad por períodos prolongados de tiempo (varios meses, incluso años), pudiendo recobrar su actividad original en períodos reducidos de tiempo (Bae *et al.*, 1995; Shin *et al.*, 1993; Wu *et al.*, 1995). Tal característica convierte a los reactores anaerobios granulares en una alternativa interesante para el tratamiento de las aguas residuales originadas en industrias que poseen una producción estacionaria o intermitente, cuya generación de residuos líquidos en muchas ocasiones se circunscribe a períodos del año determinados (por ejemplo la agroindustria). Esta propiedad del lodo anaerobio nace de la notoria disminución que experimenta la velocidad de decaimiento endógeno en condiciones de ausencia de sustrato (Speece, 1996). Esto se traduce en una especie de hibernación, que permite la mantención de su viabilidad. Prueba de esto es que es posible almacenar muestras de lodo anaerobio por períodos prolongados (varios meses), con pérdidas de actividad moderadas. De esta forma, es factible efectuar re-arranques en tiempos reducidos de reactores anaerobios que han permanecido sin operar por períodos prolongados (Jeison, 1999).

2.6. El Reactor UASB

El reactor UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) es sin lugar a dudas la aplicación más exitosa y por tanto más ampliamente utilizada de la digestión anaerobia. Se basa en la formación de un lecho de lodos, de preferencia granular, cuyas buenas propiedades de sedimentación definen su permanencia en el reactor.

Como se aprecia en la Figura 15, éste posee 2 secciones principales: el lecho de lodos y el separador SLG (sólido-líquido-gas). El lecho de lodos es una capa de biomasa granular ubicada en la parte baja del

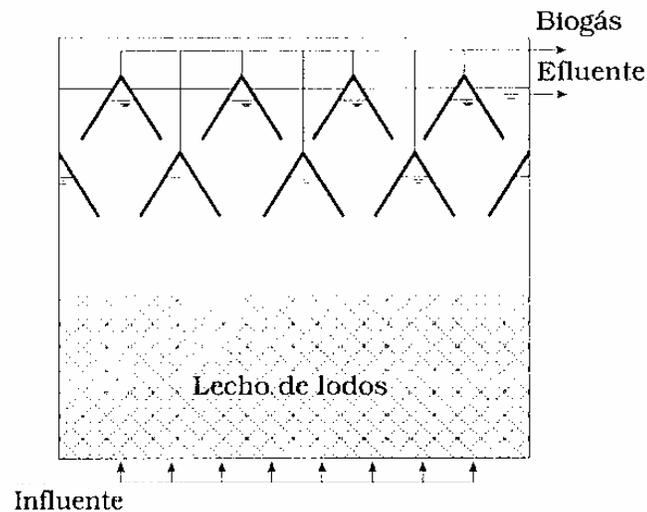


Figura 15. Esquema de un reactor UASB.

reactor, sobre la cual existe una suspensión de partículas de lodo, mezclada con los gases producidos en el proceso de degradación. El agua residual ingresa al reactor por su parte inferior, ascendiendo a través de él. Los contaminantes son biológicamente degradados al entrar en contacto con la biomasa, produciéndose cantidades importantes de biogás (CH_4 , CO_2 y otros) lo que ayuda al mezclamiento. En la parte superior, el separador SLG recolecta el biogás producido y evita la salida del lodo anaerobio. Existen diversos diseños de separadores SLG, sin embargo la mayoría sigue el esquema de campanas de forma triangular.

El principio de sedimentación interna de lodo suspendido y granular fue originalmente reportado en 1962 en Sudáfrica (Hemens *et al.*, 1962). Sin embargo no fue hasta mediados de los setenta que la tecnología UASB alcanzó un desarrollo significativo, gracias a la significativa investigación realizada en Holanda durante esa década. Tal desarrollo permitió la instalación de la primera planta piloto (de 6 m^3) y luego la construcción, en 1977, de la primera planta de escala industrial con un volumen total de 200 m^3 , para el tratamiento de aguas residuales de una industria azucarera (Lettinga *et al.*, 1980). Ya en el año 1990 existían 205 instalaciones en funcionamiento, con un volumen total construido de 340.000 m^3 (Lettinga y Hulshoff Pol, 1991). Sólo 7 años después el número de reactores ya se había incrementado a 790 (Hulshoff Pol *et al.*, 1998a).

El rápido desarrollo e implementación de la tecnología UASB es el resultado de un conjunto de ventajas propias, las que unidas a las ya conocidas de los sistemas anaerobios, lo transforman en una alternativa altamente conveniente. Entre estas características se cuentan las siguientes:

- No posee partes móviles para el mezclamiento.
- Es posible adaptarlo para el tratamiento de una amplia gama de compuestos recalcitrantes.
- Se pueden aplicar altas velocidades de carga orgánica.
- Es capaz de retener una alta concentración de biomasa con una alta actividad específica.
- Los costos de capital son más bajos que otros reactores anaerobios o aerobios, dado que la separación sólido-líquido-gas se lleva a cabo en el reactor, y no se requiere de soportes para la biomasa.
- No presenta los problemas de canalización existentes en sistemas de biomasa fija, ni requiere los altos consumos de energía que el lecho fluidizado necesita.

- Se puede adaptar al trabajo a altas concentraciones de tóxicos.

Los puntos claves en el diseño de un reactor UASB son el sistema de distribución del influente y el sistema separador SLG. El primero debe distribuir de forma homogénea el agua residual, de manera tal de ponerla en contacto con toda la biomasa contenida en el reactor. Una distribución inadecuada generará zonas muertas en el digestor, disminuyendo por tanto la eficiencia del mismo. Por su parte el sistema separador SLG, además de recolectar el biogás, determina la permanencia del lodo al interior del reactor, por lo que su diseño es crucial. Un diseño ineficiente puede generar el lavado excesivo de la biomasa, disminuyendo su concentración en el reactor.

El material de construcción más comúnmente usado es el concreto, el que debe ser revestido para evitar su corrosión. Muchos de los primeros reactores construidos en los años setenta han experimentado problemas de este tipo, tanto en su sector superior por la presencia del H_2S , como bajo el nivel del agua, debido a la disolución del CaO del concreto debido a la presencia de CO_2 en solución (Lettinga and Hulshoff Pol, 1991). En el caso de reactores pequeños (volúmenes menores a $50 m^3$) es común la utilización de fibra de vidrio para su construcción, la que además presenta la ventaja de ser resistente a la corrosión.

Los parámetros de operación de un reactor UASB son los mismos que el resto de los reactores anaerobios: velocidad de carga orgánica, pH, alcalinidad, etc. Un parámetro adicional de vital importancia lo constituye la velocidad superficial. Valores muy elevados pueden traducirse en el lavado excesivo de la biomasa. El valor máximo dependerá del diseño del separador SLG y de la calidad del lodo granular, sin embargo valores entre 1 y 1.5 m/h son generalmente aceptados como garantía de una operación segura (Lettinga y Hulshoff Pol, 1991).

La capacidad de tratamiento de un reactor UASB varía dependiendo tanto de la calidad del agua residual (biodegradabilidad, concentración, etc.) como de la actividad del lodo utilizado. La carga orgánica máxima debe ser por lo tanto determinada por medio de la realización de ensayos a escala laboratorio y/o piloto. La Tabla 4 presenta algunos valores de referencia para la velocidad de carga orgánica aplicada a reactores UASB, dependiendo de la concentración del agua residual y de su fracción de DQO insoluble.

En el caso del tratamiento de aguas residuales de baja concentración (DQO menores a 1000 mg/L) es posible que el reactor se vea limitado por la carga hidráulica antes que por la carga orgánica alimentada. Dado que existe una velocidad superficial máxima a la que se puede operar el reactor, existirá por tanto un flujo máximo de entrada al mismo, y un tiempo de residencia mínimo. En el tratamiento de aguas de baja concentración la velocidad de carga orgánica máxima a aplicar puede quedar determinada por tal tiempo de residencia mínimo, aunque la biomasa contenida al interior del reactor sea capaz de metabolizar una mayor carga de materia orgánica. Es así como para un reactor UASB de 6 m de altura, alimentado con un agua residual de 1 gDQO/L no se pueden superar una VCO de 6 kgDQO/ $m^3 \cdot d$ sin superar una velocidad superficial de 1.5 m/h. Por tanto es totalmente factible que un digestor UASB se vea limitado por consideraciones hidráulicas y no por su capacidad de degradación de la materia orgánica.

2.7. El Reactor EGSB

El Reactor EGSB (Expanded Granular Sludge Bed) nace de una serie de modificaciones realizadas a los reactores UASB, con el fin de mejorar el contacto entre el agua residual y la biomasa. Para lograr este objetivo se utilizan altas velocidades superficiales de líquido. Las velocidades utilizadas varían entre 4 y 10 m/h, a diferencia del reactor UASB, en el cual por lo general no se sobrepasa el valor 1 m/h (Lettinga y Hulshoff Pol, 1991). De esta forma, en el caso del EGSB se obtiene un lecho expandido bastante agitado, mientras que en el UASB se cuenta con un lecho principalmente estático. Debido a esta característica, los reactores EGSB poseen una baja retención de sólidos suspendidos, por lo que no son eficientes en su remoción, siendo en ese caso la alternativa UASB la más adecuada (Lettinga y Hulshoff Pol, 1991).

Tabla 4. Velocidades de carga orgánica aplicables para reactores UASB operando con lodo granular (Lettinga y Hulshoff Pol, 1991)

| Concentración (mgDQO/L) | Fracción DQO insoluble | Velocidad de carga orgánica aplicable a 30° C (kgDQO/m ³ ·d) | |
|-------------------------|------------------------|---|---|
| | | Remoción reducida de sólidos susp. | Remoción significativa de sólidos susp. |
| hasta 2000 | 10 a 30% | 8 - 12 | 2 - 4 |
| | 30 a 60% | 8 - 14 | 2 - 4 |
| 2000 - 3000 | 10 a 30% | 12 - 18 | 3 - 5 |
| | 30 a 60% | 12 - 24 | 2 - 6 |
| 6000 - 9000 | 10 a 30% | 15 - 20 | 4 - 6 |
| | 30 a 60% | 15 - 24 | 3 - 7 |
| 9000 - 18000 | 10 a 30% | 15 - 24 | 4 - 6 |

La mayor velocidad superficial de los reactores EGSB se logra por medio de una fuerte recirculación, en conjunto con una relación altura/diámetro más elevada que los reactores UASB. Por lo general, los reactores EGSB industriales poseen alturas de entre 7 y 14 metros (Zoutberg y de Been, 1997), lo que se traduce en menores requerimientos de espacio.

Los reactores EGSB poseen también un sistema separador SLG al igual que los UASB. Sin embargo, ha resultado necesario el modificar o rediseñar el típico sistema de campanas característico de los UASB, en la medida en que éste es incapaz de operar eficientemente a las altas velocidades superficiales imperantes en los EGSB.

Dado que los reactores EGSB utilizan lodo granular, no requieren del uso de soportes, como es el caso del lecho fluidizado. Esto ha mostrado ciertas ventajas desde el punto de vista de la retención de biomasa al interior del reactor. Las altas velocidades superficiales necesarias para fluidizar el lecho pueden llegar a generar un grado de erosión importante, al grado de dificultar la adhesión a los soportes y el crecimiento de los microorganismos en la biopelícula (Frankin *et al.*, 1992).

La capacidad de operar con altas velocidades superficiales permite a los reactores EGSB funcionar con elevadas razones de recirculación. Esta capacidad los hacen adecuados para el tratamiento de compuestos inhibitorios pero anaerómicamente biodegradables. La recirculación permite diluir la entrada al reactor de manera de generar niveles de estos compuestos que permitan su remoción. Un ejemplo claro de ello es el funcionamiento del reactor EGSB ubicado en la planta química Caldic Europoort (Holanda). Este opera con un efluente industrial que posee 10 g/L de etanol y 20g/L de metanol, cuando las concentraciones inhibitorias son 0.8 y 0.5 g/L respectivamente (Zoutberg y de Been, 1997).

Altos valores de la velocidad superficial además mejoran la agitación, disminuyendo las restricciones difusionales externas (Brito and Melo, 1997). El promover un alto grado de agitación beneficiaría además el transporte de masa convectivo existente en los gránulos anaerobios, por lo que la operación con valores elevados de la velocidad ascensional del líquido sería doblemente positiva (Lettinga, 1995). Por otro lado, las altas velocidades superficiales que son posibles en los EGSB generan una elevada capacidad hidráulica, en el sentido que son capaces de operar sin inconvenientes con bajos tiempos de residencia, sin presentar problemas de retención de biomasa. Esto no ocurre en los UASB, en la medida en que los valores para la velocidad superficial están limitados por el diseño de su sistema separador SLG, lo que

define un tiempo de residencia mínimo. Esta característica de los reactores EGSB, junto con el mejor contacto entre el lodo y el agua residual, lo convierten en una alternativa interesante para el tratamiento de aguas residuales de baja concentración.

La Figura 16 presenta un esquema del reactor EGSB de Biothane. La Figura 17 por su parte presenta una fotografía del reactor EGSB ubicado en DSM (Santiago, Chile), el que posee un volumen útil de 1100 m³.

2.8. El reactor IC

Los reactores de circulación interna (Internal Circulation, IC) están conformados por 2 compartimientos sucesivos, puestos uno sobre el otro, como se observa en la Figura 18. Cada uno de ellos posee un sistema de separación sólido/líquido/gas propio. El primer compartimiento contiene un lecho expandido de lodo granular, en el que la mayor parte de la materia orgánica del agua residual es transformada a biogás. Este es recolectado por el primer sistema de separación, y conducido por medio de una tubería hasta un sistema de separación ubicado en el tope del reactor. El ascenso del biogás por esta tubería genera el arrastre del agua residual y el lodo, los que también suben por la mencionada tubería. En el tope del reactor el biogás es separado, y el agua residual con el lodo descienden por un conducto de bajada hasta el fondo del reactor, donde se mezclan con el agua de entrada. Esto genera un flujo de circulación interna, el que le da nombre al reactor. En el compartimiento superior la materia orgánica residual es removida y el biogás formado es colectado en el separador superior. El agua residual tratada abandona el reactor por medio de un sistema colector ubicado sobre el separador SLG superior. De esta manera, los compartimientos inferior y superior operan con una alta y baja carga, respectivamente. Esto genera que la producción de biogás sea reducida en la parte superior, por lo que el nivel de turbulencia también lo es. De esta manera se logra una separación eficiente del lodo granular del agua residual tratada (Driessen y Yspeert, 1999; Habets *et al.*, 1997; Pereboom y Vereijken, 1994).

La recirculación interna a la que es sometida el primer compartimiento genera un alto nivel de agitación, mejorando el contacto entre el agua residual y la biomasa, permitiendo el tratamiento de altas cargas orgánicas. Además, se favorecería la transferencia de masa al interior de los gránulos: las oscilaciones de presión hidrostática a la que es sometido el lodo granular debido a su circulación en el reactor, induciría flujos convectivos al interior de los gránulos, aumentando la actividad (Van den Heuvel *et al.*, 1996).

La recirculación genera altas velocidades superficiales, las que pueden ser de 8 a 20 veces mayores que en reactores UASB. Esto, junto a las elevadas razones altura/diámetro, se traducen en mayores esfuerzos de corte sobre los gránulos, lo que pudiese generar una mayor formación de finos. Además, se ha observado que los gránulos que se desarrollan en este tipo de reactores poseen una menor resistencia mecánica (Pereboom y Vereijken, 1994). Esto estaría relacionado con las mayores velocidades de carga orgánica que son capaces de tratar, en la medida en que la firmeza de los gránulos está relacionada con la velocidad de crecimiento de la biomasa, la que a su vez depende de la velocidad de carga orgánica (Pereboom, 1997).

2.9. Tratamiento anaerobio de aguas residuales diluidas con reactores granulares

Tradicionalmente los procesos anaerobios han sido utilizados para el tratamiento de aguas residuales de mediana y alta concentración, debido a que las constantes de afinidad (K_s) de las poblaciones anaerobias poseen valores elevados, hasta 10 veces mayores que los microorganismos aerobios involucrados en el tratamiento de efluentes (Speece, 1996). A altas concentraciones (lejos del valor de K_s) la biomasa opera a su máxima capacidad. Sin embargo, en efluentes diluidos, la velocidad de depuración se ve afectada por lo que mayores volúmenes de reactor son necesarios.

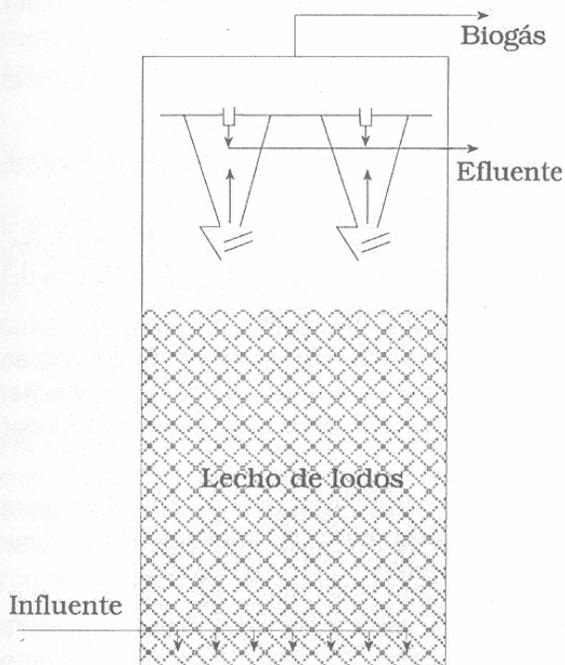


Figura 16. Esquema del proceso Biodeb©EGSB de biothane.

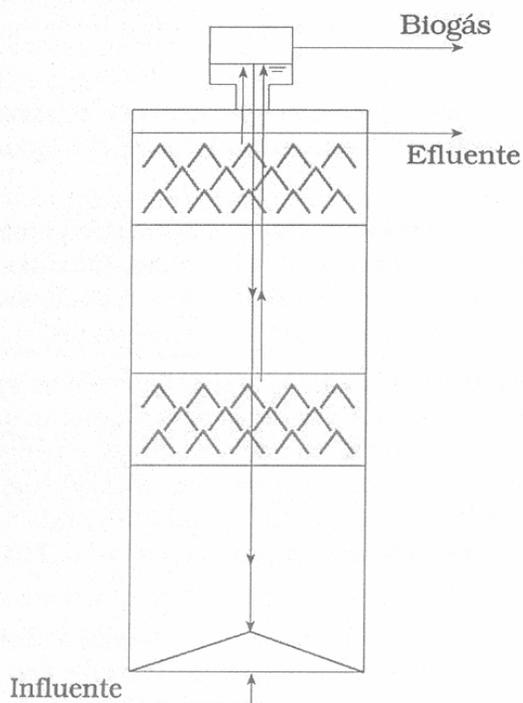


Figura 18. Esquema del reactor IC de Paques.

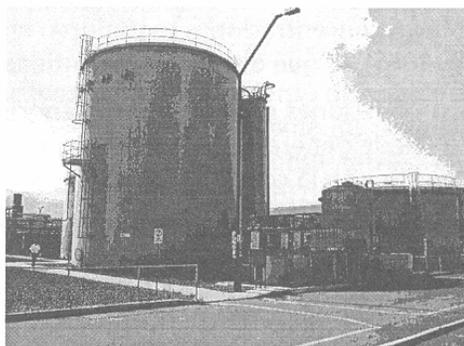


Figura 17. Reactor EGSB ubicado en DSM, Santiago, Chile (Reproducida con autorización de la empresa).



Figura 19. Reactor IC ubicado en la compañía cervecera Estrella galicia. La Coruña, España (Reproducida con autorización de la empresa).

Además de las consideraciones cinéticas existen una serie de inconvenientes a superar para aplicar los procesos anaerobios a este tipo de residuos:

- Las aguas residuales diluidas por lo general son descargadas a baja temperatura, y en ocasiones poseen concentraciones importantes de oxígeno disuelto (Hulshoff Pol *et al.*, 1998b).
- Las bajas concentraciones se traducen en una baja penetración de los sustratos en los gránulos (Dolfin, 1985), lo que disminuye la cantidad de biomasa activa.
- Las producciones de biogás son menores, reduciendo el grado de mezcla dentro de los reactores. Esto puede generar problemas de transferencia de masa y de homogeneidad en la distribución del influente, con la consiguiente formación de canalizaciones (Kato *et al.*, 1994).
- Mientras menor es la concentración del agua residual, mayor será la fracción de metano disuelto en el agua de salida, lo que naturalmente reduce la eficiencia global del proceso. A 20 °C, en el tratamiento de un agua residual de 500 mgDQO/L hasta un 15% del metano producido puede abandonar el digestor disuelto en su efluente (Hulshoff Pol *et al.*, 1998b).
- A concentraciones menores, los tiempos de residencia en los reactores también se reducen (para mantener una determinada velocidad de carga orgánica). Esto puede llegar a traducirse en la limitación hidráulica de algunos reactores, especialmente de los UASB.

Como se mencionó, por lo general las aguas residuales de baja carga son descargadas a baja temperatura (temperatura ambiente), lo que complica aún más su tratamiento por medios anaerobios. El tratamiento anaerobio de efluentes de baja temperatura posee también características propias que dificultan su aplicación, las que también deben ser consideradas:

- La disminución de la temperatura afecta la cinética del proceso anaerobio, reduciendo las velocidades máximas de reacción y aumentando las constantes de afinidad (Wu *et al.*, 1993; Banik *et al.*, 1998).
- La operación de digestores anaerobios a baja temperatura se caracteriza por los bajos rendimientos a biogás, lo que se traduce, al igual que en el caso de bajas concentraciones, en problemas de mezcla (Rebac *et al.*, 1995; van Lier *et al.*, 1997b).
- Temperaturas bajas de operación también afectan el proceso de transferencia de masa, al disminuir los coeficientes de difusión, uno de los dos métodos de transporte de sustrato hacia el interior de los gránulos.

A pesar de todos estos inconvenientes, durante la última década se han realizado esfuerzos importantes por llevar las ventajas de los procesos anaerobios al tratamiento de aguas residuales de baja concentración y también de baja temperatura. Resultados promisorios se han obtenido gracias al desarrollo de nuevos reactores como los EGSB e IC, y a la aplicación de alternativas ya clásicas como los reactores UASB.

En la actualidad existe un número no despreciable de reactores UASB destinados al tratamiento de aguas residuales municipales, un residuo típicamente de baja concentración. En general, estos digestores UASB operan con niveles de remoción entre 65 y 85%, con tiempos de residencia de 4 a 6 horas, a temperaturas moderadas (sobre 20°C) (Lettinga, 1994). Es así como uno de los reactores UASB más grandes del mundo, ubicado en Bucaramanga Colombia, está destinado al tratamiento de residuos domiciliarios (Schellinkhout y Collazos, 1992). El sistema de tratamiento está compuesto por 3 módulos de 3300 m³ cada uno, seguido de 2 lagunas de estabilización.

Por su lado los reactores granulares de lecho expandido, ya sea del tipo EGSB o IC, presentan características sumamente interesantes para el tratamiento de aguas residuales diluidas, en la medida en que el nivel de agitación de estos reactores no es tan dependiente de la producción de biogás como ocurre en los digestores UASB. Diversos autores han mostrado la posibilidad de tratar anaeróbicamente aguas residuales de concentraciones tan bajas como 500 mgDQO/L o menores (Kato *et al.*, 1997; Rebac *et al.*,

1995; Rebac *et al.*, 1999; van Lier *et al.*, 1997a, Jeison y Chamy, 1999). Por lo tanto, existe la posibilidad cierta de lograr niveles de remoción aceptables, a cargas orgánicas al menos moderadas, bajo condiciones para las cuales hace pocos años la digestión anaerobia se hubiera descartado de plano.

3. SBR (SEQUENCING BATCH REACTOR)

El sistema SBR es un sistema de llenado y vaciado de lodos activos para el tratamiento de aguas residuales. En este sistema, el agua residual se añade a un reactor discontinuo que elimina los componentes no deseados y luego se vacía. La equalización, aireación y decantación pueden conseguirse usando un único reactor discontinuo. Para optimizar el funcionamiento del sistema se emplean dos o más reactores discontinuos en una secuencia de operaciones predeterminada. Estos sistemas han sido usados satisfactoriamente para el tratamiento de aguas tanto urbanas como residuales.

Procesos de llenado y vaciado similares a los SBR no son de reciente desarrollo como comúnmente se cree. Entre 1914 y 1920, varios sistemas de este tipo a escala industrial estuvieron en operación. El interés en los SBR se reavivó sobre los años 60 con el desarrollo de nuevos equipos y tecnología. Mejoras en los sistemas de aireación y control han permitido a los SBR competir con los sistemas de lodos activos convencionales.

Una versión modificada del SBR es el sistema intermitente de ciclo de aireación extendida que fue desarrollado por Goronszy (1979) a mediados de los 70. Este sistema fue creado como una modificación de los reactores tipo carrusel de un único tanque con una entrada continua, descarga periódica y aireación extendida, trabajando satisfactoriamente sin necesidad de decantadores externos.

3.1. Descripción del proceso

Los procesos llevados a cabo en los SBR son los mismos que en los sistemas de lodos activos convencionales, pudiéndose definir un SBR como un sistema de lodos activos que opera en el tiempo y no en el espacio. La diferencia entre ambas tecnologías es que el SBR realiza la equalización, tratamiento biológico y decantación secundaria en un solo tanque usando una secuencia de control temporizada. En el sistema convencional de lodos activos dichos procesos se realizan usando tanques separados.

El proceso SBR está caracterizado por una serie de fases (llenado, reacción, decantación, vaciado y pausa), teniendo cada una de ellas un período de duración determinado. Normalmente la purga de lodo tiene lugar después de la fase de decantación. Las diferentes fases de la operación de un sistema SBR se muestran en la Figura 20.

La fase de pausa puede ser suprimida cuando se dispone de un tanque de equalización o de cualquier otro sistema para manejar el exceso de caudal de entrada.

Además de las fases mencionadas anteriormente, la fase de llenado y de reacción pueden tener varias subfases basadas en la entrada de energía al sistema lo que resulta en varias estrategias de operación respecto de la aireación y agitación. Se distinguen las siguientes subfases:

- Llenado estático: No se suministra energía al sistema; permite la acumulación de sustrato.
- Llenado con agitación: Se mantiene la mezcla sin aireación para llevar a cabo reacciones anaerobias o anóxicas.
- Llenado con aireación: Se mezcla con aireación para llevar a cabo reacciones aerobias.
- Reacción con agitación: Se mezcla sin aireación para llevar a cabo reacciones anaerobias o anóxicas.
- Reacción con aireación: Se mezcla con aireación para llevar a cabo reacciones anóxicas.

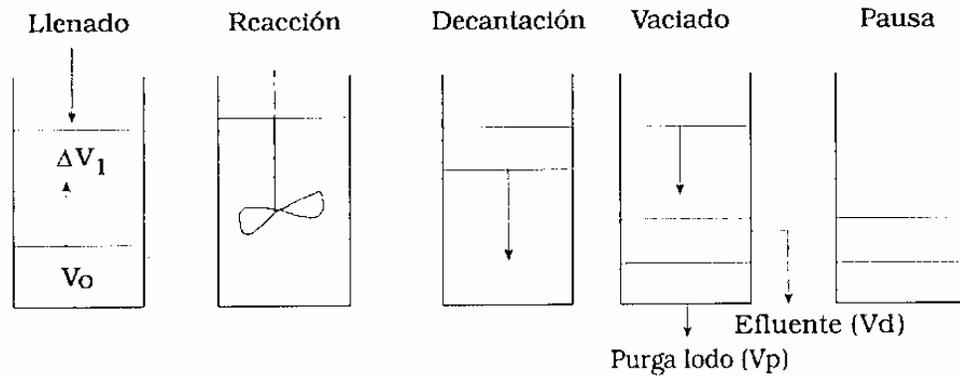


Figura 20. Fases de operación de un ciclo de un sistema SBR.

El agua residual entra al reactor durante la fase de llenado. El grado de interacción entre la biomasa y los constituyentes del agua residual dependerá del flujo de sustrato fácilmente biodegradable que entre al sistema y de la estrategia de llenado empleada.

Un ciclo de operación comienza arbitrariamente con la fase de llenado y termina con la de pausa. El volumen de agua residual introducido al reactor es ΔV_1 que es añadido al volumen de agua y lodo que queda en el reactor al final del anterior ciclo (V_0). Al final de la fase de llenado el reactor contiene $V_{\max} = V_0 + \Delta V_1$. Una vez que se ha completado la fase de reacción y se para la energía de agitación, la biomasa comienza a decantar. Después de purgar el exceso de lodo (V_p) y descargar el sobrenadante tratado (V_d), el reactor está dispuesto para recibir una nueva carga de agua residual.

Para el diseño y operación de un proceso SBR de lodos activos, además de la edad del lodo y la carga específica, se tienen en cuenta los siguientes parámetros:

- T_i : tiempo de duración de la fase i
- T_c : tiempo total de un ciclo
- RTL : relación del tiempo de llenado, T_i/T_c , donde T_i es el tiempo de llenado
- RIV : relación de intercambio volumétrico, $\Delta V/V_{\max}$
- TRH : tiempo de residencia hidráulico, calculado como T_c/RIV

3.2. Aplicación

La sofisticada operación que se requiere en plantas con SBRs tiende a ser un factor en contra para usar este tipo de plantas con caudales elevados. Como estos sistemas tienen una pequeña superficie de implantación, son útiles para áreas en donde el terreno disponible sea limitado. Además, los ciclos del sistema pueden ser modificados para llevar a cabo la eliminación de nutrientes, si es necesario. Esto hace a los SBRs extremadamente flexibles para adaptarse a los parámetros de vertido requeridos. Los SBRs son también económicamente efectivos si se requiere un tratamiento posterior al biológico, como la filtración.

Ventajas

- Ecuilización, decantación primaria (en la mayoría de los casos), tratamiento biológico y decantación secundaria pueden ser llevados a cabo en un solo reactor.

- Flexibilidad operacional y control.
- Ahorros en costos de capital por la eliminación de sedimentadores y otros equipos.
- Necesidad pequeña de terreno.

Desventajas

- Se requiere un alto nivel de sofisticación (comparado con los sistemas convencionales) especialmente para plantas grandes.
- Alto mantenimiento comparado con los sistemas convencionales debido a la tecnología que lleva implícita.
- Posibles vertidos de lodo flotante o decantado durante la fase de vaciado con algunas configuraciones de SBR.
- Requerimiento de un tanque de equalización antes del SBR, dependiendo de la fluctuación de caudal y concentración.
- Ensuciamiento de los sistemas de aireación.

3.3. Comparación entre los sistemas de flujo continuo y los SBR

Un sistema SBR puede ser comparado con un reactor de flujo en pistón (RFP) o un reactor de mezcla completa (RMC) dependiendo del modo de operación. La representación matemática de un SBR con llenado instantáneo es la misma que la de un RFP en estado estacionario. La principal diferencia entre un SBR y un RFP es que en el primero no se pueden alcanzar condiciones de flujo en pistón en un único tanque debido a la dispersión resultante del sistema de aireación. Sin embargo sí se puede aproximar a una serie de 3 ó 4 RMC operando en cascada. Por otra parte, un balance de materia a un SBR con alimentación prolongada se asemeja a un estado no estacionario de un RMC con volumen variable.

En la Figura 21, se representan dos ciclos de SBR, cada uno de ellos correspondiendo a un sistema de flujo continuo. La recirculación del lodo y agua tratada en el sistema de flujo en pistón es comparable con el agua remanente en el SBR después del vaciado (V_0). La relación de recirculación para un RFP y la RIV para un SBR con alimentación instantánea viene dada por la ecuación:

$$RIV = \frac{1}{1 + \alpha}$$

donde

α es la relación de recirculación.

En los procesos de flujo continuo la corriente de agua residual pasa a través de la planta por gravedad, siendo necesario el bombeo para la recirculación de lodo, mientras que los sistemas SBR no necesitan recirculación dado que la sedimentación tiene lugar en el propio tanque.

Los sistemas de flujo continuo y los SBR están diseñados para manejar influentes con condiciones variables. Cuando la carga hidráulica aumenta, el TRH de un sistema continuo disminuye. En un sistema SBR se puede ajustar el tiempo de ciclo a las condiciones actuales del influente a expensas del tiempo usado en la fase de pausa. Dicha fase funciona entonces como tampón de las sobrecargas del influente.

Para aumentar la flexibilidad de operación de los sistemas en continuo se usan el "bypass" del agua residual y la recirculación tanto del lodo como del agua residual. La recirculación se dirige mayoritar-

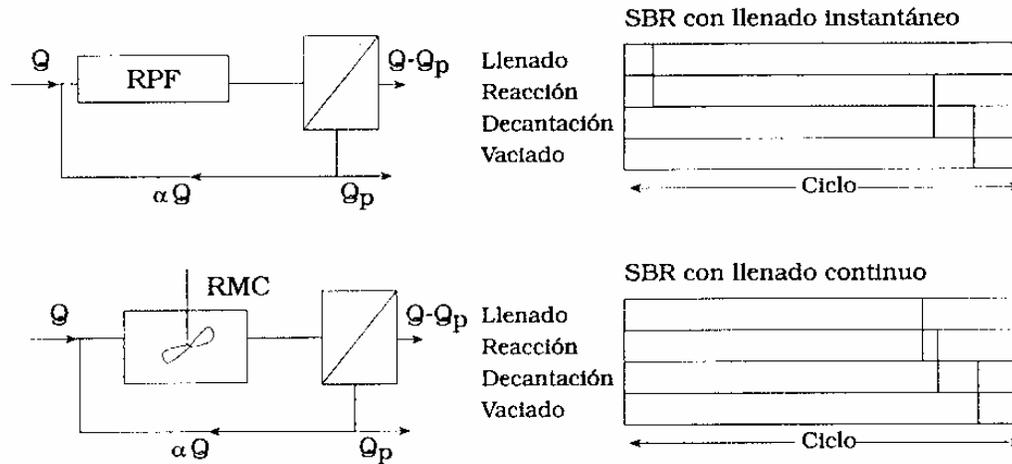


Figura 21. SBRs con llenado instantáneo y continuo.

amente al primer reactor, mientras que el bypass va a los tanques anóxicos anaerobios para aportar donadores de electrones para llevar a cabo la eliminación de fósforo y/o la desnitrificación. La acción equivalente en los SBR es la aplicación de diferentes etapas aireación y agitación durante el llenado.

3.4. Aspectos microbiológicos

El crecimiento de biomasa con buena capacidad de sedimentación y el control de los organismos filamentosos son factores críticos en el funcionamiento de los sistemas de lodos activos. Chudoba *et al.* (1973) demostraron que los organismos filamentosos podían ser evitados cuando el lodo activo era periódicamente expuesto a altas y bajas concentraciones de sustrato. Ligeras diferencias en los parámetros cinéticos de las bacterias filamentosas y no filamentosas son las causas de este efecto. Por otra parte, la exposición a altas y bajas concentraciones de sustrato minimiza la sensibilidad del sistema a sobrecargas y fluctuaciones de los componentes del influente y factores ambientales. Otra forma de conseguir el enriquecimiento de bacterias formadoras de flóculos y la supresión del crecimiento de filamentosas es la exposición de los microorganismos a altas concentraciones de sustrato seguido de largos periodos sin alimentación.

Por otra parte, si se quiere obtener la eliminación de nitrógeno se deberán alternar condiciones aerobias y anóxicas para favorecer el crecimiento de las bacterias nitrificantes y desnitrificantes, mientras que si se quiere favorecer el crecimiento de las bacterias eliminadoras de fósforo se deberán alternar condiciones anaerobias y aerobias.

Cada una de las condiciones impuestas periódicamente tiene un papel importante durante la puesta en marcha y la operación normal. La estrategia de operación llevada a cabo durante la puesta en marcha define el tipo de población microbiana que finalmente va a ser seleccionada y enriquecida y, por lo tanto, define los límites y capacidades de tratamiento del sistema. El consorcio de microorganismos obtenido puede ser modificado y ajustado mediante cambios apropiados realizados en las estrategias de operación empleadas después de la puesta en marcha. En todo caso, los resultados esperados de una determinada estrategia sólo pueden ser observados después de un largo número de ciclos.

Debido a las fluctuaciones temporales de caudal y concentración del influente pueden ocurrir sobrecargas, por lo que las plantas de tratamiento de flujo continuo se sobredimensionan para que cumplan

los límites específicos de vertido durante dichas sobrecargas. Debido a que habitualmente no se dan estas condiciones el aporte diario de sustrato es generalmente inadecuado y el sistema se adapta a una situación de baja carga modificando la distribución del tipo de organismos. Como resultado, la capacidad de la planta no está debidamente explotada y la población desarrollada en el sistema podría tener una capacidad limitada para responder a la sobrecarga dado que los organismos requeridos no están presentes cuando ocurren dichas sobrecargas. Por el contrario, los sistemas SBR permiten rápidos ajustes para el control de filamentosas o la mejora de la eliminación de nutrientes mediante el cambio de los tiempos dedicados a cada una de las fases. Además, el número de tanques operativos y los niveles máximo y mínimo de cada tanque pueden ser cambiados para ajustar los ciclos de tiempo para conseguir las especificaciones de vertido.

3.5. Tipos de sistemas SBR

Pueden distinguirse cuatro grupos genéricos de SBR, cada uno caracterizado por una estrategia específica usada para el llenado o la inclusión de una fase de reacción o pausa. Estos grupos genéricos son los siguientes (Wilderer et al., 2001):

a. Sistemas con influente periódico, una fase de reacción y una fase de pausa

El SBR como originalmente fue definido se muestra en la Figura 22. Se usan normalmente dos o más tanques. El influente va siendo suministrado periódicamente a los tanques hasta que alcanza su valor máximo.

En este sistema las condiciones de alta concentración de material fácilmente biodegradable se alcanzan mediante un llenado estático que tiene una función equivalente a un selector, mientras que las condiciones de baja concentración se logran con una fase de aireación suficientemente larga sin alimentación. Se emplean fases de llenado con agitación y con aireación para conseguir la eliminación de nutrientes. Las fases de sedimentación y vaciado tienen lugar sin adición de influente al tanque. La fase de pausa es equivalente a un tanque de equalización lo que permite al sistema manejar condiciones de caudal variable sin perder eficacia.

b. Sistema con entrada periódica de influente, una fase de reacción y sin fase de pausa.

El influente entra a un tanque de equalización antes de ser distribuido en los tanques SBR. La configuración de los tanques permite trabajar con diferentes estrategias de llenado. El tanque de equalización tiene la misma función que la fase de pausa en el caso descrito anteriormente. Similarmente, un llenado instantáneo es equivalente a tener una fase de llenado estático lo que resulta en elevadas concentra-

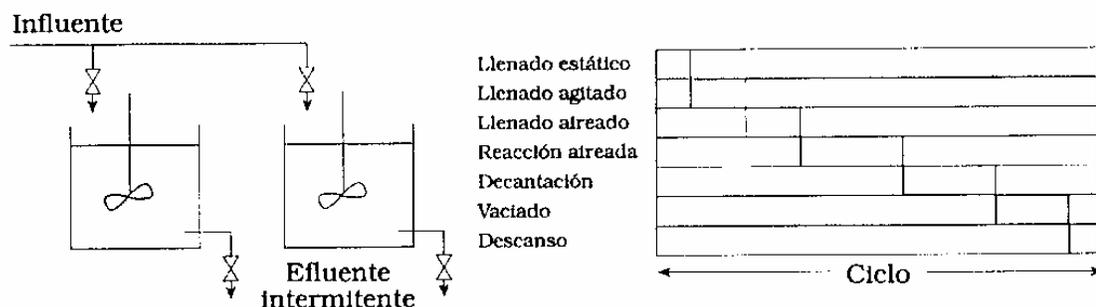


Figura 22. Sistema SBR con influente periódico, una fase de reacción y una fase de pausa.

ciones de sustratos. Como en el primer caso, la fase de llenado con agitación se usa para implementar la eliminación de nutrientes y las fases de decantación y vaciado tienen lugar sin adición de influente al tanque. En la Figura 23 se presenta un esquema.

c. Sistema con influente interrumpido, un selector y sin fases de reacción y pausa

Son sistemas SBR que tienen un selector interno o externo, como el presentado en la Figura 24. En estos sistemas el llenado se interrumpe durante la fase de vaciado o durante las fases de vaciado y decantación. Todos estos sistemas tienen una línea de recirculación que devuelve el licor de mezcla del reactor principal al selector.

El influente entra al reactor a través de un selector operado con una estrategia de agitación/aireación predeterminada para conseguir protección contra los organismos filamentosos. El porcentaje de tiempo que se airea durante el llenado es determinado por la carga aplicada y la necesidad de eliminación de nitrógeno.

d. Sistemas con influente continuo

Estos SBRs pueden ser operados como un único tanque o como una serie de tanques en paralelo. Una vez que el agua ha alcanzado el nivel máximo predeterminado, los agitadores y aireadores se paran, el lodo activo decanta y el sobrenadante se vacía. En la Figura 25 se presenta un esquema de esta modalidad de operación.

Para minimizar el efecto de entrada de influente durante el vaciado, el reactor se divide en dos zonas separadas por un deflector. Esta primera zona actúa también como selector. Estos sistemas operan con una fase de llenado completamente aireada, ocurriendo un llenado estático al final del ciclo.

3.6. Diseño de plantas SBR de lodos activos

Los parámetros básicos usados en el diseño del sistema incluyen las cargas hidráulica, orgánica, nitrogenada y de fósforo. Estas son empleadas para determinar el tamaño, la frecuencia del ciclo, la velocidad de descarga del efluente tratado y la demanda total de oxígeno. La edad del lodo y la concentración de biomasa y sus características de sedimentación tienen una mayor importancia en el cálculo de la profundidad y el volumen del reactor. La mayoría de los sistemas que tratan aguas residuales urbanas operan

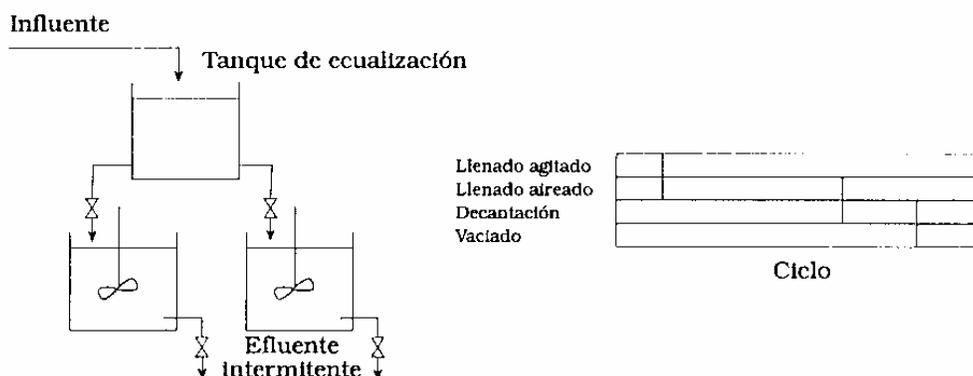


Figura 23. Sistema SBR con entrada periódica de influente, una fase de reacción y sin fase de pausa.

con edades de lodos que permiten llevar a cabo los procesos de nitrificación y desnitrificación. Cuando se pretende llevar a cabo la eliminación de carbono, nitrógeno y fósforo, se debe tener en cuenta que estos procesos muchas veces ocurren simultáneamente y son interactivos.

a. Parámetros hidráulicos

Dadas las fluctuaciones que puede sufrir la carga hidráulica es necesaria la información sobre el caudal medio diario, el caudal máximo y su duración y variaciones estacionales para poder realizar el diseño. La capacidad volumétrica de la planta se basa generalmente en las puntas de caudal, mientras que la capacidad de carga orgánica se basa en la carga media diaria.

La duración de un ciclo se calcula en base al caudal máximo durante temporadas no lluviosas, siendo modificado en épocas de lluvia. Tal modificación tendrá como objetivo la supresión de filamentosas y cumplir las especificaciones de vertido.

b. Parámetros del influente

Para llevar a cabo el diseño de un sistema SBR se requiere el conocimiento de los siguientes parámetros del influente:

- DBO total y soluble
- DQO total y soluble
- $N-NH_4^+$ y $N-NO_3^-$
- Sólidos volátiles y totales en suspensión
- Alcalinidad
- $P-PO_4^{3-}$
- pH
- Temperatura
- Substancias tóxicas

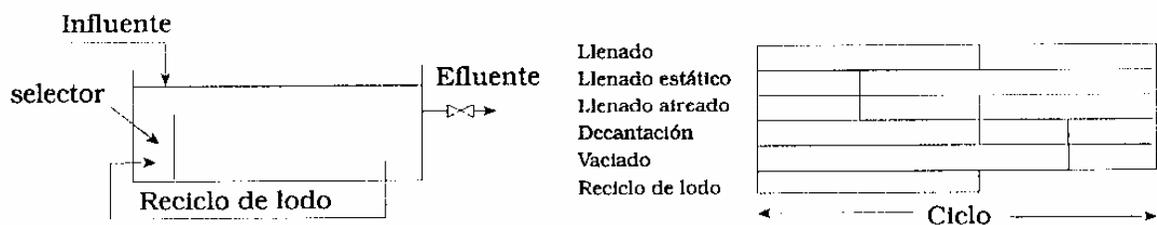


Figura 24. Sistema SBR con influente interrumpido, un selector y sin fases de reacción y pausa.

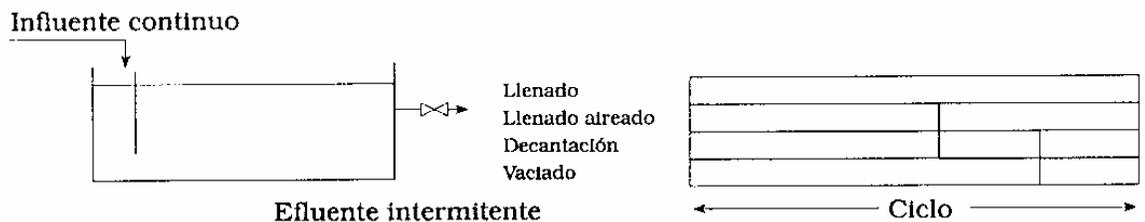


Figura 25. Sistema SBR con influente continuo.

c. Eliminación de DQO

La eliminación de DQO para sistemas que tratan aguas residuales urbanas no es un problema ya que generalmente están diseñados para eliminar nutrientes por lo que cumplen los límites de vertido impuestos para DBO y DQO. La mayor dificultad es el control del crecimiento de organismos filamentosos especialmente en aguas residuales poco cargadas. El uso apropiado de una fase de llenado estático y una fase de reacción o un selector minimizará estos problemas.

Para el caso de aguas residuales industriales la eliminación de DQO es más complicada y requiere de estudios de biodegradabilidad. En algunas ocasiones es difícil enriquecer microorganismos capaces de degradar los compuestos presentes en dichas aguas por lo que se debe dar importancia a la estrategia de operación elegida.

d. Nitrificación / desnitrificación

Como ocurre en los sistemas de flujo continuo se debe establecer una edad de lodo mínima para poder llevar a cabo el proceso de nitrificación. Dado que no hay conversión biológica durante las fases de decantación y vaciado, la biomasa no es efectiva durante todo el ciclo. Por lo tanto, se debe definir el tiempo de Residencia de Sólidos (TRS) efectivo del sistema teniendo en cuenta los periodos efectivos en el proceso. Con respecto a la nitrificación dado que el crecimiento autotrófico sólo tiene lugar durante el período aerobio, el TRS aerobio (θ_{XA}) se calcula como:

$$\theta_{XA} = \frac{V_{\max} \cdot X_R}{\Delta X_R} \frac{T_c}{T_a}$$

donde:

V_{\max} : volumen total del sistema SBR (m³)

X_R : concentración de biomasa en el reactor durante la fase de reacción (kg SSV/m³)

ΔX_R : velocidad de producción de lodo (kg SSV/d)

T_c : tiempo del ciclo (h)

T_a : tiempo total de las fases aireadas (h)

De forma similar se puede definir un TRS efectivo para los organismos heterótrofos (θ_{XE}) teniendo en cuenta la suma de los periodos aerobio y anóxico (tiempo efectivo, T_e).

Se han encontrado producciones importantes de N₂O durante el inicio de la fase aerobia debido a que los bajos niveles de oxígeno presentes provocan una nitrificación y desnitrificación incompleta. Por lo tanto, se debe poner especial atención a la estrategia de alimentación del sistema para evitar la producción de dicho compuesto (Park et al., 2001).

e. Eliminación de fósforo

Se debe asegurar que varias fracciones de DQO del influente sean convertidas en ácidos grasos de baja masa molecular (p.e. ácido acético) y sean usadas por los organismos eliminadores de fósforo. Se deberán desarrollar estrategias que eviten el consumo de estos compuestos por los microorganismos heterótrofos aerobios como es la introducción de influente al lodo sedimentado durante la fase de llenado estático.

Cuando se necesita la eliminación tanto del fósforo como del nitrógeno, la secuencia del proceso debe incluir un periodo anaerobio en el ciclo (Bernal-Martínez *et al.*, 2000). La cantidad de fósforo que se puede eliminar por medio de los organismos acumuladores de fósforo (OAF) depende de la disponibilidad de productos de fermentación y compuestos orgánicos solubles fermentables bajo condiciones anaerobias y de la fracción de periodo anaerobio. El consumo de estos compuestos por otros procesos competitivos como la desnitrificación debe ser minimizado. Entonces, la relación $V_o/\Delta V_1$ será lo más pequeña posible. Se puede conseguir la minimización de la recirculación de nitrato al primer periodo de llenado con agitación permitiendo desnitrificar al lodo reciclado en condiciones endógenas.

En los primeros estudios sobre los procesos de eliminación biológica de nutrientes, se asumía que los OAF no podían usar el nitrato como aceptor de electrones, y por lo tanto, sólo podían crecer y acumular fosfato bajo condiciones aerobias (Wentzel *et al.*, 1989). Sin embargo, muchos trabajos demostraron que una parte significativa de los OAF podían tomar fosfato en condiciones anóxicas. Se hipotetizó que la población involucrada en la eliminación de fósforo comprendía al menos dos grupos: uno capaz de utilizar tanto oxígeno como nitrato como aceptor de electrones (OAF desnitrificantes) y otro grupo capaz sólo de usar oxígeno (OAF aerobios).

Sin embargo, debido a la baja producción de energía con nitrato comparada con la obtenida con oxígeno, se reporta una productividad celular más baja en sistemas SBR anaerobio-anóxico que en sistemas anaerobio-aerobio. A pesar de la baja producción celular, se han encontrado buenas eficacias de eliminación de fósforo en sistemas enriquecidos con OAF desnitrificantes (Sorm *et al.*, 1998). Si los OAF desnitrificantes acumulan fosfato usando el nitrato como aceptor de electrones, entonces el carbono orgánico puede ser usado simultáneamente para eliminar nitrógeno y fósforo. Esto es importante dado que el contenido en carbono orgánico en la mayoría de las aguas residuales urbanas es el factor limitante para la eliminación de fósforo y nitrógeno. El empleo de OAF desnitrificantes hace posible también reducir la producción de lodos y la demanda de aireación (Copp y Dold, 1998). Lee *et al.* (2001) proponen la introducción de una fase anóxica en el medio de la aerobia de un SBR anaerobio-aerobio para mejorar el enriquecimiento de las OAF desnitrificantes.

f. Separación del lodo

Durante la fase de decantación el lodo flocula durante un periodo de 10-15 minutos o más dependiendo de las propiedades superficiales de los flóculos, la geometría del reactor y el modelo de agitación creado por el sistema de aireación durante la fase de aireación. Se debe poner especial atención a que la energía de agitación se disipe lo más rápido posible.

Algunos diseños de decantadores permiten al licor de mezcla entrar al decantador durante las etapas de agitación y aireación porque la descarga se hace justo por debajo del nivel superficial para evitar el vertido de lodos sobrenadantes. Por otra parte, algunos sistemas reciclan los primeros 30 segundos del vertido al reactor, mientras que en otros casos se usa un sistema para prevenir la acumulación de sólidos en el sistema de decantación después de la descarga.

Valores típicos de diseño para sistemas SBR se muestran en la Tabla 5 (EPA, 1999).

3.7. Análisis de procesos para la eliminación de nutrientes

Para determinar el θ_{xe} necesario para la eliminación de nitrógeno se definirán dos conceptos como son la capacidad de nitrificación (N_{ox}) y el potencial de desnitrificación (N_{DN}) (Artan *et al.*, 2001).

Tabla 5. Valores típicos de diseño para sistemas SBR.

| | Aguas urbanas | Aguas industriales |
|----------------------------------|---------------|--------------------|
| Relación F/M (d ⁻¹) | 0,15-0,40 | 0,15-0,60 |
| Duración del ciclo (h) | 4,0 | 4,0-24 |
| Concentración de biomasa* (mg/L) | 2000-2500 | 2000-4000 |
| TRH (h) | 6-14 | Variable |

* referida al volumen mínimo del sistema

a. Capacidad de nitrificación

La concentración del nitrógeno amoniacal oxidado o del nitrato producido se calcula a partir de un balance al amonio y al nitrógeno orgánico biodegradable:

$$N_{ax} = C_{Oi} + S_{Ai} - S_{Ae} - S_{Oe} - N_x$$

donde:

C_{Oi} : Nitrógeno orgánico biodegradable en el influente (mg N/L)

S_{Ai} : Nitrógeno amoniacal en el influente (mg N/L)

S_{Ae} : Nitrógeno amoniacal en el efluente (mg N/L)

S_{Oe} : Nitrógeno orgánico soluble biodegradable en el efluente (mg N/L)

La cantidad de nitrógeno eliminada en la purga de lodos, N_x , se calcula mediante un balance de materia, asumiendo que el nitrógeno incorporado a la biomasa autótrofa es despreciable:

$$N_{ox} = i_{Nb} \cdot Y_{Hobs} \cdot C_{si}$$

donde

Y_{Hobs} : la productividad heterótrofa observada viene dada por:

$$Y_{Hobs} = \frac{1 + f_E b_H \theta_{XE} Y_H}{1 - b_H \theta_{XE}}$$

donde

Y_H : productividad heterótrofa (gDQO/gDQO)

b_H : velocidad de respiración endógena (d⁻¹)

f_E : fracción inerte de la biomasa

i_{Nb} : contenido en nitrógeno de la biomasa (gN/gDQO)

C_{si} : Concentración de DQO biodegradable en el influente (mgDQO/l)

b. Capacidad de desnitrificación

Un parámetro importante en el dimensionamiento de este tipo de sistemas es la concentración de nitrato que puede ser eliminada mediante la desnitrificación. La capacidad desnitrificante puede ser definida como la fracción de nitrato equivalente de la demanda total de electrones asociada con el carbono orgánico eliminado:

$$NDN = f_{DN} \eta \frac{VO_H}{2,86Q}$$

donde

VO_H es la velocidad de suministro de oxígeno requerido por las heterótrofas:

$$VO_H = (1 - Y_{Hobs}) QC_{Si}$$

η es el factor de corrección para la respiración anóxica. Asumiendo que la velocidad de consumo de aceptor de electrones es la misma durante los períodos aerobio y anóxico, f_{DN} será equivalente a la relación entre el período anóxico (T_{DN}) y el efectivo (T_E). Entonces, N_{DN} puede ser calculado mediante la expresión:

$$N_{DN} = \left(\frac{T_{DN}}{T_E} \right) \eta (1 - Y_A) \frac{C_{Si}}{2,86}$$

Sin embargo, si el llenado ocurre sólo durante el período anóxico la capacidad de desnitrificación aumenta para una relación T_{DN}/T_E dada, puesto que la velocidad de consumo de aceptores de electrones durante el periodo anóxico será mayor que durante el período aerobio. Teniendo en cuenta que toda la demanda de aceptores de electrones asociada con el crecimiento sobre sustrato fácilmente biodegradable, O_{RHss} , ocurre en períodos anóxicos y la porción restante ($O_{RH} - O_{RHss}$) se distribuye entre los períodos aerobio y anóxico en una relación T_{DN}/T_E , se puede definir el siguiente balance de materia:

$$2,86QN_{DN} = \eta O_{RHss} + \eta (O_{RH} - O_{RHss}) \frac{T_{DN}}{T_E}$$

si, $O_{RHss} = (1 - Y_H) QS_{Si}$, siendo S_{Si} la concentración de DQO fácilmente biodegradable en el influente.

Sustituyendo en las ecuaciones anteriores se obtiene que:

$$N_{DN} = \frac{T_{DN}}{T_E} \eta (1 - Y_{Hobs}) \frac{C_{Si}}{2,86} + \frac{T_A}{T_E} \eta (1 - Y_H) \frac{S_{Si}}{2,86}$$

Esta ecuación indica que S_{Si} afecta significativamente a N_{DN} especialmente a bajos valores de la relación T_{DN}/T_E . Cuando la relación DQO/NTK es baja en el agua residual, es importante limitar la operación de llenado sólo a los períodos anóxicos para cumplir las condiciones de vertido para el nitrato.

c. Nitrato disponible

Dado que sólo el nitrato restante en el volumen inicial al final del ciclo previo estará disponible, la eficacia de desnitrificación de los sistemas predesnitrificantes (sistemas con un único período de llenado

con agitación al inicio del ciclo) estará determinada por la relación V_o/V_r , siempre que la capacidad de desnitrificación sea suficiente para eliminar todo el nitrato disponible. Entonces, la concentración de nitrato en el efluente, S_{NO} , está dada por:

$$S_{NO} = \frac{N_{OX}}{\left(1 + \frac{V_o}{\Delta V_1}\right)}$$

No es posible aumentar la relación $V_o/\Delta V_1$ para aumentar el nitrato disponible a menos que se aumente el TRH. Oles y Wilderer (1991) propusieron un ciclo con tres fases de llenado con agitación para aumentar el nitrato disponible sin desperdiciar la capacidad desnitrificante. En el caso de múltiples fases de llenado con agitación, la concentración de nitrato en el efluente vendrá determinada sólo por la fracción de volumen del último llenado si la capacidad de desnitrificación durante los períodos anóxicos es suficiente para eliminar todo el nitrato producido en los períodos aerobios previos.

d. Dimensionado basado en la edad efectiva del lodo

Aunque un ciclo de un sistema SBR tiene carácter no estacionario, un SBR sometido a condiciones constantes de influente opera bajo condiciones estacionarias en el sentido de que un ciclo es idéntico a otro. Por lo tanto, un SBR puede ser dimensionado, como los sistemas de flujo continuo, para un TRS en estado estacionario.

El diseño de SBRs con eliminación de nitrógeno se basa en la selección de un TRS adecuado para autótrofos, θ_{XA} , y heterótrofos, θ_{XE} . La nitrificación es la etapa limitante en la eliminación de nitrógeno y mantener la habilidad del sistema para nitrificar depende de la selección de una edad aerobia de lodo adecuada, θ_{XA} . La θ_{XA} seleccionada deberá ser mayor que la edad mínima aerobia del lodo que se determina en base a la máxima velocidad de crecimiento autótrofa seleccionada para la temperatura crítica del proceso. La θ_{XE} necesaria para la eliminación de nitrógeno puede ser calculada mediante la ecuación:

$$\theta_{XE} = \frac{\theta_{XA}}{\left(1 + \frac{T_{DN}}{T_E}\right)}$$

La cantidad de lodo que puede ser mantenida en el reactor, M_x :

$$M_x = Y_N \cdot Q \cdot C_{Si} \cdot \theta_X$$

donde:

Y_N : producción neta de lodo (gSST/gDQO)

La producción neta de lodo depende de la productividad heterótrofa observada y de la materia inerte particulada del influente.

$$Y_N = i_{SST,DQO} \left(Y_{Hobs} + \frac{X_{li}}{C_{Si}} \right)$$

X_{li} : concentración de DQO inerte particulada en el influente (mg DQO/L)

$i_{SST,DQO}$: relación SST/DQO para la biomasa (gSST/gDQO)

Sustituyendo se obtiene que:

$$M_x = Y_N \cdot Q \cdot C_{Si} \theta_{XE} \cdot \frac{T_c}{T_E}$$

Una vez conocida la cantidad total de lodo, el volumen necesario para el lodo decantado puede ser calculado para un valor de IVL (índice volumétrico de lodo) seleccionado. V_o debe ser mayor que el volumen de lodo decantado para prevenir el escape de biomasa durante la fase de vaciado. El volumen V_o puede ser calculado a través del volumen del lodo decantado usando un factor de seguridad (SF):

$$V_o = S_f \cdot M_x \cdot IVL \cdot 10^{-6}$$

El volumen añadido en cada ciclo disminuye al aumentar el número de ciclos. Por otra parte, dado que la relación T_c/T_E aumenta con el número de ciclos, la biomasa, y por lo tanto, el volumen de lodo necesario para mantener el TRS efectivo requerido también aumentará. Entonces, se puede determinar el tiempo de ciclo que minimiza el volumen total del reactor para cada conjunto de valores de composición del agua residual y TRS efectivo. Diferentes valores de tiempo de ciclo pueden conducir a valores similares al óptimo de volumen del sistema pero dando unas relaciones $V_o/\Delta V_1$ diferentes.

Teniendo en cuenta que esta relación corresponde a la razón de recirculación, se seleccionará un tiempo óptimo de ciclo de acuerdo con lo que se espera del proceso. Por ejemplo, para la predesnitrificación se seleccionaría un tiempo de ciclo más corto lo que llevaría a mayores relaciones de recirculación, mientras que para la eliminación biológica de fósforo sería mejor tiempos de ciclo mayores para minimizar la entrada de nitrato durante el primer período de agitación. El tiempo óptimo de ciclo también aumenta cuando lo hacen tanto θ_{XE} como la concentración del agua residual.

3.8. Control on-line

El aumento del interés hacia el control de los procesos biológicos on-line permitió el desarrollo de técnicas y estrategias de operación capaces de optimizar las plantas de tratamiento en términos de eficacias de eliminación y en términos de costes. El parámetro de control más usado es el potencial de oxidación-reducción (POR), el oxígeno disuelto (OD) y pH, y sus sondas son fáciles de usar y baratas. Recientemente algunos investigadores han demostrado la eficacia de estas medidas como parámetros de control bajo condiciones anóxicas y aerobias. Watanabe *et al.* (1985) sugirieron un método basado en un valor fijo del potencial redox, mientras Wareham *et al.* (1993) estudiaron una estrategia basada en las dinámicas relativas del POR y OD.

La monitorización del pH, OD y POR en un sistema SBR para el tratamiento de aguas residuales tiene las siguientes ventajas:

- Control del proceso biológico a través de puntos relevantes como el "valle de amonio" durante la oxidación y la "rodilla de nitrato" durante las etapas anóxicas.
- La optimización de la etapa aerobia, cuando se completa la nitrificación, la oxigenación se para.
- La optimización de la etapa de desnitrificación, cuando la desnitrificación se completa, el tiempo posterior de la etapa anóxica puede ser evitado.

De esta manera el ciclo SBR puede ser llevado a cabo en menos tiempo o en menor volumen sin el riesgo de un descenso en la eficacia de eliminación de contaminantes. En la Figura 26 y 27 se pueden observar algunos puntos relevantes en las dinámicas del pH, OD y POR (Andrettola *et al.*, 2001):

- Consecución de la nitrificación, del valle de amonio y punto de ruptura del OD. El valle de amonio

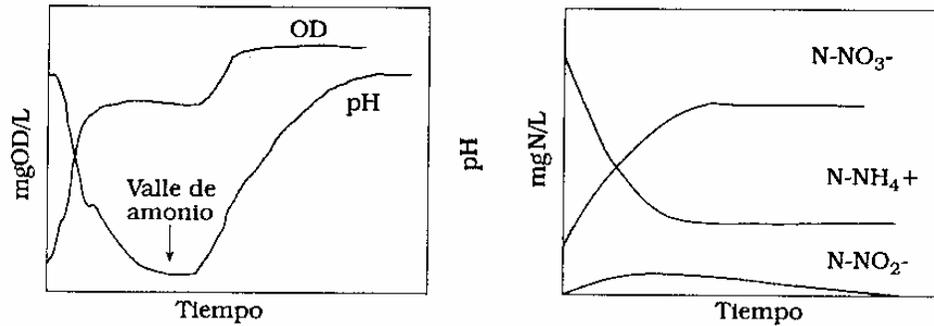


Figura 26. Perfiles durante la nitrificación.

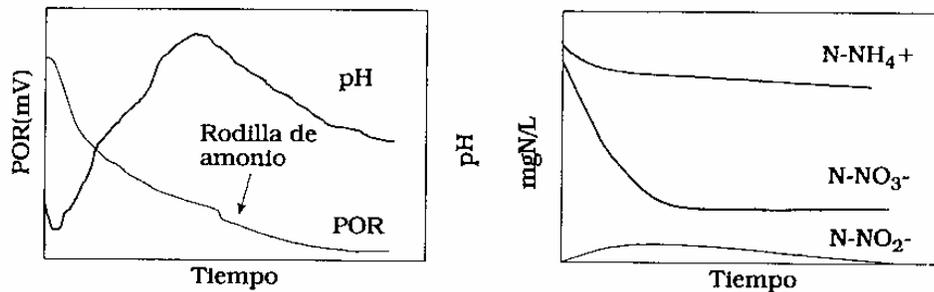


Figura 27. Perfiles durante la desnitrificación.

es el punto de mínimo de la curva de pH. El punto de ruptura del OD es una inflexión con pendiente positiva en la curva de OD, relativo al hecho de que el consumo total de amonio significa que no hay demanda para la oxidación de amonio.

- Consecución de la desnitrificación, de la rodilla de nitrato y de la cima de nitrato. La rodilla de nitrato es una inflexión con pendiente negativa en la curva del POR; depende del agotamiento de N-Nox, el comienzo de la actividad sulfato reductora y la consiguiente etapa anaerobia (Plisson-Saune *et al.*, 1996). La cima de nitrato es un máximo en la curva de pH.

Los perfiles de pH y POR también pueden usarse como parámetros de control cuando se produce la eliminación de fósforo y nitrógeno simultáneas (Cho *et al.*, 2001).

3.9. SBR de biopelícula

En los sistemas de biopelícula se pueden retener altas concentraciones de biomasa independientemente de sus características de decantación y la operación con bajos TRH no causa el lavado de la biomasa. También se reporta una mayor estabilidad de los microorganismos que crecen en biopelículas frente a sustancias tóxicas y variaciones de pH y temperatura.

Entre las aplicaciones de los sistemas SBR de biopelícula caben destacar:

- El proceso de nitrificación/desnitrificación y la eliminación biológica de fósforo de aguas urbanas e industriales.
- Tratamiento de lixiviados provenientes de vertederos de residuos sólidos

- Tratamiento de aguas residuales que contengan contaminantes en concentraciones bajas
- Tratamiento de aguas de procesos con altas cargas

En los sistemas SBR de biopelícula además del tratamiento biológico del agua residual ocurre un proceso de filtración por lo que para evitar la oclusión del medio se recomienda la separación previa de los sólidos suspendidos y también un lavado regular. Para permitir un lavado eficaz del lecho se recomienda que la profundidad no supere los 5 m.

La selección del tipo de soporte usado dependerá tanto de la composición del agua a tratar como de los objetivos específicos del tratamiento. Los tamaños típicos de los soportes granulares están sobre 2-8 mm de diámetro. Se puede escoger un tamaño menor si sólo se pretende llevar a cabo el proceso de nitrificación debido a la baja productividad de la biomasa nitrificante, mientras que si se pretende llevar a cabo la remoción de materia orgánica se recomiendan tamaños mayores de partículas y poros para evitar oclusiones.

El material usado como soporte en estos sistemas puede ser:

- materiales granulares inertes
- soportes con capacidad de adsorción (carbón activo, zeolitas...)
- materiales plásticos

El ciclo típico para los sistemas SBR de biopelícula consiste en tres fases: llenado, reacción y vaciado. No se necesita tiempo para la decantación en contraste con los sistemas SBR de lodos activos. Esto permite que la RIV sea cercana al 100% para los SBR de biopelícula, mientras que para los SBR de lodos activos esta relación como máximo es sobre el 70%. Un punto en contra de estos sistemas es la considerable fracción de reactor ocupada por el soporte.

Para mantener un espesor adecuado de la biopelícula y evitar la oclusión del lecho se necesitan lavados regulares. Generalmente, la secuencia de lavado dura de 20 a 40 minutos. Este tiempo puede ser considerado el equivalente al tiempo de sedimentación en los sistemas SBR de lodos activos. La fase de lavado no contribuye al tratamiento biológico del agua pero sí es necesaria para una operación estable. Este tiempo se debe tener en cuenta en el cálculo de las velocidades de carga tratadas, por lo que para obtener altas velocidades de carga se debe evitar la entrada de sólidos en suspensión al sistema para minimizar el tiempo de lavado. Una opción atractiva es la posibilidad de usar la propia agua residual para el lavado lo que evitaría la necesidad de una fase de llenado.

Por otra parte, cabe mencionar que la tecnología SBR ya ha sido aplicada en combinación con el uso de membranas para el tratamiento de aguas con alta carga obteniendo altos porcentajes de remoción (Ng *et al.*, 2000).

4. BIO-REACTORES DE MEMBRANA PARA EL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

Como ya se ha discutido anteriormente, la inmovilización de la biomasa es un aspecto crucial en todo reactor biológico para el tratamiento de aguas residuales. La capacidad de tratamiento está directamente relacionada con la concentración de microorganismos. Mayores concentraciones de lodos se traducen en mayores capacidades de tratamiento o menores volúmenes de reactor. Las formas más comunes de lograr esta inmovilización son la formación de biopelículas, y la sedimentación secundaria y posterior reciclo de lodos. Una forma alternativa es la utilización de membranas, las que permiten la total retención de los sólidos en suspensión. Dado que la biomasa es físicamente retenida al interior del reactor, no existe riesgo de lavado de células, y la capacidad de conversión no depende de la formación de biopelículas

o flóculos con buenas propiedades de sedimentación. Adicionalmente, los bio-reactores de membrana (BRM) ofrecen la posibilidad de retener microorganismos específicos que en ausencia de membranas serían lavados. Un ejemplo claro son los altos niveles de nitrificación observados en bio-reactores de membrana aerobios, en comparación con sistemas tradicionales de lodos activados, en la medida en que microorganismos nitrificantes son efectivamente retenidos (Shim *et al.*, 2002). Los birreactores de membrana, representarían también una alternativa interesante para el tratamiento de aguas residuales con altos contenidos de sólidos suspendidos, en la medida en que estos son retenidos al interior del reactor, permitiendo su degradación (Fakhru'l-Razi and Noor, 1999; Fuchs *et al.*, 2003; Harada *et al.*, 1994).

La principal desventaja de los bio-reactores de membrana está relacionada con el costo de las mismas membranas, su ensuciamiento, y los requerimientos energéticos (Stowa, 2002; vanDijk and Roncken, 1997). Sin embargo, durante los últimos años se han realizado importantes avances en el desarrollo de membranas más económicas, y abundante investigación se lleva a cabo con el fin de encontrar configuraciones y estrategias de operación que permitan reducir los costos de inversión y operación.

De acuerdo a la posición de la membrana, los BRM se pueden clasificar en dos grupos: membrana sumergida y membrana externa (Figura 28). En sistemas de membrana externa, el ensuciamiento de la membrana y la deposición de sólidos se controlan por medio de la velocidad del líquido sobre la superficie de la membrana. Esto normalmente se traduce en valores elevados de flux (flujo por unidad de área de membrana), pero también en altos requerimientos energéticos. La energía requerida para bombeo en BRM aerobios puede llegar a constituir entre el 60 y 80% del consumo total, de manera que la aireación solo representa entre 20 y 40% (Gander *et al.*, 2000). Por otro lado, la circulación del contenido del reactor por la unidad de membrana, tuberías, bombas y válvulas podría traducirse en una disminución de la actividad microbiana, debido a la exposición a altos esfuerzos de corte (Brockmann and Seyfried, 1996). Los sistemas de membranas sumergidas poseen menores requerimientos energéticos. Sin embargo, los niveles de flux son menores, por lo que se requieren mayores áreas de membrana. En estos últimos, la forma más común de controlar el ensuciamiento es por medio del burbujeo de gas. En el caso de BRM aerobios, la aireación cumple por lo tanto una función doble: proporcionar oxígeno y además controlar el ensuciamiento.

La selección del tipo de membrana es otro aspecto de gran importancia. En este sentido dos decisiones básicas deben ser analizadas: material y tamaño de poro. Por lo general en instalaciones de tratamiento

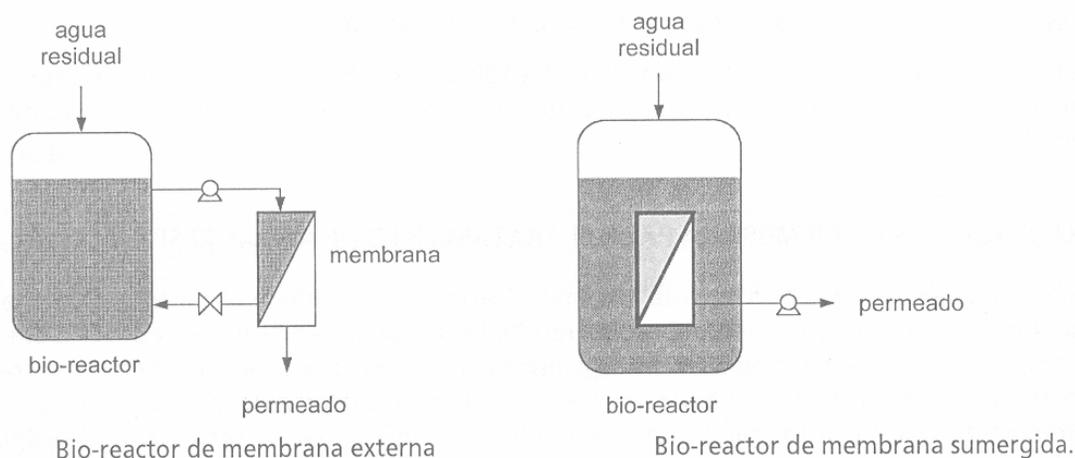


Figura 28. Bio-reactores de membrana para el tratamiento de aguas residuales, de acuerdo a la posición de la membrana.

de aguas residuales se utilizan membranas de tipo poliméricas, dado su menor costo en relación con materiales cerámicos. El nivel de hidrofobicidad de la membrana ha mostrado también tener un impacto en su desempeño (Stephenson *et al.*, 2000). Los grupos hidrofóbicos de las proteínas pueden promover su adhesión sobre la superficie de las membranas, resultando en un fuerte ensuciamiento (Howell and Nystrom, 1993; Russotti and Goklen, 2001). La modificación de las propiedades superficiales de membranas hidrofóbicas por medio de su recubrimiento con polímeros hidrofílicos puede reducir el ensuciamiento e incrementar la capacidad hidráulica (Nystrom, 1993; Russotti and Goklen, 2001). Por otro lado, los tamaños de poros más comúnmente usados en aplicaciones de tratamiento de efluentes están en el rango 0.02-0.5 μm (Stephenson *et al.*, 2000). Sin embargo, debe considerarse que la distribución de tamaño de partícula del permeado no está solamente definida por el tamaño de poro de la membrana, sino que también por la capa de condensación polarización, y la eventual formación de una bio-película microbiana sobre la superficie de la membrana, la que puede actuar como una membrana secundaria (Brindle and Stephenson, 1996; Choo and Lee, 1996a; Harada *et al.*, 1994; Pillay *et al.*, 1994). Por otro lado, debe tenerse en cuenta que no necesariamente un tamaño de poro mayor generará una menor resistencia, debido al taponamiento de poros (Choo and Lee, 1996b; Elmaleh and Abdelmoumni, 1997).

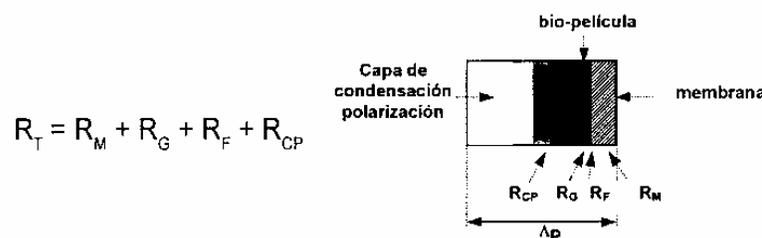
Ensuciamiento de membrana

El ensuciamiento de las membranas es definitivamente el principal inconveniente para la aplicación de bio-reactores de membranas al tratamiento de aguas residuales. (Flemming *et al.*, 1997). Las membranas representan un costo relevante, por lo que todo aquello que reduzca su desempeño afectará de manera directa el balance económico del proceso. Numerosos agentes han sido identificados como causantes de ensuciamiento: biomasa, coloides (Choo *et al.*, 2000), materia orgánica en solución (Harada *et al.*, 1994), precipitados inorgánicos (Choo and Lee, 1996b; Yoon *et al.*, 1999) y polímeros extracelulares (Cho and Fane, 2002; Nagaoka *et al.*, 1996; Chang and Lee, 1998).

El flujo por unidad de área es una función de la presión trans-membrana (PTM), la viscosidad del fluido y la suma de las resistencias individuales:

$$J = \frac{\Delta P}{h \cdot R_T}$$

donde J es el flux, ΔP es la presión trans-membrana, h es la viscosidad del fluido, y R_T es la resistencia total. La resistencia total puede dividirse en la suma de varias resistencias individuales:



donde R_M es la resistencia de la membrana, R_G es la resistencia debido a la formación de una película sobre la superficie de la membrana, R_F es la resistencia generada debido al bloqueo de poros y adsorción, y R_{CP} es la resistencia originada por la formación de la capa de condensación-polarización. La distribución de la resistencia en sus componentes parciales estará definida por diversos factores, tales como composición del agua residual, concentración y tipo de biomasa, tipo de membrana y condiciones de operación.

Un concepto que ha probado ser de gran utilidad en la operación de reactores de membrana es el flux

crítico. (Field *et al.*, 1995; Howell, 1995). La operación a valores de flux menores al valor crítico minimiza el ensuciamiento, permitiendo la operación por períodos prolongados de tiempo. Bajo tales condiciones, se establece un equilibrio entre las partículas que se mueven hacia la membrana (debido al flujo convectivo) y las que retornan al líquido, alejándose de la membrana debido a la contra-difusión o agitación. Bajo tales condiciones el flux es proporcional a la presión trans-membrana (Defrance and Jaffrin, 1999; Howell, 1995; Wu *et al.*, 1999).

Diferentes procedimientos han sido reportados con el objetivo de reducir el ensuciamiento de membranas en BRM: la detención del flujo de permeado y la realización de ciclos de contra-flujo son estrategias comúnmente utilizadas. Lamentablemente ellos reducen la capacidad hidráulica del reactor, en especial el contra-flujo. El manejo de las condiciones hidráulicas es otra estrategia común: flujo de gas para membranas sumergidas y control de la velocidad superficial en sistemas de membrana externa. Naturalmente, estas alternativas afectan directamente el consumo de energía de la instalación y por lo tanto los costos de operación, por lo que su selección debe realizarse cuidadosamente.

REFERENCIAS

- Adams, C.D. and McKinney, R.E. (1989). En: Proc. 44th Purdue Ind. Waste Conf. Ann Arbor Science, pp. 1-18. Michigan, EE.UU.
- Adamson, A. (1990). Physical Chemistry of Surfaces. 5th Edition. New York: John Wiley & Sons, Inc.
- Alphenaar, A., Pérez, M. and Lettinga, G. (1993). The influence of substrate transport limitation on porosity and methanogenic activity of anaerobic sludge granules. *Appl. Microb. Biotechnol.* 39(2), 276-280.
- Alphenaar, A. (1994). Anaerobic granular sludge: characterization and factors affecting its functioning. Wageningen Agricultural University. The Netherlands.
- Andreottola, G., Foladori, P. and Ragazzi, M. (2000). Upgrading of a small wastewater treatment plant in a cold climate region using moving bed biofilm reactor (MBBR) system. *Wat. Sci. Tech.*, 41 (1), 177-185.
- Andreottola, G., Foladori, P. and Ragazzi M. (2001). On-line control of a SBR system for nitrogen removal from industrial wastewater. *Wat. Sci. Technol.*, 43(3), 93-100.
- Artan, N., Wilderer, P., Orthon, D., Morgenroth, E. and Özgür, N. (2001). The mechanism and design of sequencing batch reactor systems for nutrient removal-the state of the art. *Wat. Sci. Technol.*, 43(3), 53-60.
- Badot, R., Coulom, T., de Longeaux, N., Barad N. and Sibony, J. (1994). A fluidized bed reactor: The Biolift. *Wat. Sci. Tech.*, 29 (44), 329-338.
- Banerji, S.K. and Liu, M.H. (1993). Comparison of Captor system with other fixed - film media nitrification systems. *Water. Poll.Res. J.Canada.* 28(2), 289-310.
- Bae, B., Shin, H., Paik, B. and Chung, J. (1995). Re-activation characteristics of preserved anaerobic granular sludges. *Bioresource Technol.* 53, 231-235.
- Banik, G., Viraraghavan, T. and Dague, R. (1998). Low temperature effects on anaerobic microbial kinetic parameters. *Environ. Technol.* 19, 503-512.
- Bernal-Martínez, A., González-Barceló, Ó. and González-Martínez, S. (2000). Nutrient removal and sludge age in a sequencing batch reactor. *Bioprocess Engineering*, 23, 41-45.
- Bettens, L. (1974). Powdered activated carbon in an activated sludge unit. *Effluent and Wat. Treat. J.* 9, 129 - 135.
- Bishop, P.L. (1997). Biofilm structure and kinetics. *Wat. Sci. Tech.* 36 (1), 287-294.

- Bonastre, N. and Paris, J.M. (1989). Survey of laboratory, pilot and industrial anaerobic filter installations. *Process Biochemistry*.
- Bonomo, L., Pastorelli, G. and Quinto, E. (2001). Simplified and monod kinetics in one dimensional biofilm reactor modeling and comparison. *Wat. Sci. Tech.* 43 (1), 295-302.
- Brito, A. and Melo, L. (1997). A simplified analysis of reaction rate and mass transfer in UASB and EGSB reactors. *Environ. Technol.* 18(1), 35-44.
- Brindle, K and Stephenson, T (1996). The application of membrane biological reactors for the treatment of wastewaters. *Biotechnology and Bioengineering*, 49(6), 601-610.
- Brockmann, M and Seyfried, C.F (1996). Sludge activity and cross-flow microfiltration a non-beneficial relationship. *Water Science and Technology*, 34(9), 205-213.
- Cao, Y.S. and Alaerts, J.G. (1995). Aerobic biodegradation and microbial population of a synthetic wastewater in a channel with suspended and attached biomass. *Wat. Sci. Tech.* 31 (7), 181 - 189.
- Capdeville, B. and Rols, J.L. (1992). Introduction to biofilms in water and wastewater treatment. *Biofilm-Science and Technology*. L.F. Melo *et al.* Eds NATO-ASI Series E, 223, 409-419.
- Chang, I.S and Lee, C.H (1998). Membrane filtration characteristics in membrane-coupled activated sludge system - the effect of physiological states of activated sludge on membrane fouling. *Desalination*, 120(3), 221-233.
- Chen, G.H., Huang, J.C. and Lo, I.M.C. (1997). Removal of rate limiting organic substances in a hybrid biological reactor. *Wat. Sci. Tech.* 35 (6), 81 - 89.
- Chen, G.H., Ozaki, H. and Terashima, Y. (1998). Modeling simultaneous removal of trichlofon and glucose in a hybrid bioreactor containing magnetically immobilized biomass. *Wat. Sci. Tech.* 38 (4/5), 179 - 186.
- Chen, J.M., Lim, B.S., Al - Ghusain, I.A., Hao, O., Lin, C., Davis, P., Kim, M. and Huang, J. Biological fixed - film process (1993). *Wat Environ. Res.* 65, 336 - 344.
- Cho, B.D and Fane, A.G (2002). Fouling transients in nominally sub-critical flux operation of a membrane bioreactor. *Journal of Membrane Science*, 209(2), 391-403.
- Cho, B.C., Chang, C.N., Liaw, S.L. and Huang, P.T. (2001). The feasible sequential control strategy of treating high strength organic nitrogen wastewater with sequencing batch biofilm reactors. *Wat. Sci. Technol.*, 43(3), 115-1222.
- Choo, K.H., Kang, J.J., Yoon, S.H., Park, H., Kim, J.H., Adiya, S and Lee, C.H (2000). Approaches to membrane fouling control in anaerobic membrane bioreactors. *Water Science and Technology*, 41(10-11), 363-371.
- Choo, K.H and Lee, C.H (1996a). Effect of anaerobic digestion broth composition on membrane permeability. *Water Science and Technology*, 34(9), 173-179.
- Choo, K.H and Lee, C.H (1996b). Membrane fouling mechanisms in the membrane-coupled anaerobic bioreactor. *Water Research*, 30(8), 1771-1780.
- Chuang, S.H., Ouyang, C.F., Yuang, H.C. and You, S.J. (1997). Effects of SRT and DO nutrient removal in a combined. As - biofilm process. *Wat. Sci. Tech.* 36 (12), 19 - 27.
- Chudoba, P. and Pannier, M. (1994). Nitrification kinetics in activated sludge with both suspended and attached biomasses. *Wat. Sci. Tech.* 29 (7), 181 - 184.
- Chudoba, J., Grau, P. and Ottova, V. (1973). Control of activated sludge bulking II. Selection of microorganisms by means of a selector. *Wat. Res.*, 7, 1389-1406.
- Chudoba, P., Pujol, R., Emori, H., Bourdelot, J.C. and Rovel, J.M. (1996). Comparison of a system using immobilized microorganisms with a conventional activated sludge process for wastewater treatment. *En Wijnfels*

- R.H.H., Buitelaar R.M., Bucke C., Tramper J. (eds). *Immobilized Cells: Basic and Applications*. Amsterdam: Elsevier Science, 710 - 717.
- Cooper, P.F. (1981). The use of biological fluidized bed for the treatment of domestic and industrial wastewater. *Chem. Eng.* 8-9, 373-376.
- Copp, J.B. and Dold, P. (1998). Comparing sludge production under aerobic and anoxic conditions. *IAWQ 19th Biennial International Conference*, 268-275.
- Daffonchio, D., Thaveesri, J. and Verstraete, W. (1995). Contact angle measurement and cell hydrophobicity of granular sludge from, upflow anaerobic sludge bed reactors. *Appl. Environ. Microb.* 61(10), 3676-3680.
- Daigger, G.T., Heinemann, T.A., Land, G. and Watson, R.S. (1994). Practical experience with combined carbon oxidation and nitrification in plastic media trickling filters. *Wat. Sci. Tech.* 29 (10/11), 189 - 196.
- Defrance, L and Jaffrin, M.Y. (1999). Comparison between filtrations at fixed transmembrane pressure and fixed permeate flux: application to a membrane bioreactor used for wastewater treatment. *Journal of Membrane Science*, 152(2), 203-210.
- Derleth, C.P. (1927). Process for disposal of sewage. United State Patent. N° 1.617.014.
- Dolfing, J. (1985). Kinetics of methane formation by granular sludge at low substrate concentration. *Appl. Microb. Biotechnol.* 22(1), 77-81.
- Driessen, W. and Yspeert, P. (1999). Anaerobic treatment of low, medium and high strength effluent in the agro-industry. *Wat. Sci. Technol.* 40(8), 221-228.
- Duddles, G.A., Richardson, S.E. and Barth, E.F. (1974). Plastic medium trickling filters for biological nitrogen control. *J. Wat. Control. Fed.* 46 (5), 937 - 946.
- El-Mamouni, R., Leduc, R. and Guiot, S. (1998). Influence of synthetic and natural polymers on the anaerobic granulation process. *Wat. Sci. Technol.* 38(8/9), 341-347.
- Elmaleh, S., Papaconstantinou, S., Rios, G.M. and Grasmick, A. (1987). Organic carbon conversion in a large particle spouted bed. *The Chem. Eng J.* 34 B29-B34.
- Elmaleh, S. and Abdelmoumni, L. (1997). Cross-flow filtration of an anaerobic methanogenic suspension. *Journal of Membrane Science*, 131(1-2), 261-274.
- Enger, W.A., de Ram, R.A., Cognoli, A. and Gatli, G. (1988). *En. Int. Symp. Anaerobic Digestion*: ed Tilche a., Rozzi A, Monduzzi Editors, Bologna, Italia.
- EPA (1999). Wastewater technology fact sheet Sequencing Batch Reactors. Office of Water Washington D.C.
- Fakhru'l-Razi, A and Noor, M.J.M.M. (1999). Treatment of palm oil mill effluent (POME) with the Membrane Anaerobic System (MAS). *Water Science and Technology*, 39(10-11), 159-163.
- Fang, H.H.P. and Kwong, T-S. (1994). Degradation of starch particulates in a hybrid reactor. *Wat. Sci. Tech.* 30 (4), 97 - 104.
- Fang, H., Chui, H. and Li, Y. (1994). Microbial structure and activity of UASB granules treating different wastewaters. *Wat. Sci. Technol.* 30(12), 87-96.
- 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.
- Fang, H. (1998). Microbial distribution and syntrophic association in UASB granules. *Proceedings of the 8th International Conference on Anaerobic Digestion*. Sendai, Japan

- Field, R.W., Wu, D., Howell, J.A. and Gupta, B.B. (1995). Critical Flux Concept for Microfiltration Fouling. *Journal of Membrane Science*, 100(3), 259-272.
- Fernández-Polanco, F., Real, F.J. and García, P.A. (1994). Behaviour of an anaerobic/aerobic pilot scale fluidized bed for the simultaneous removal of carbon and nitrogen. *Wat. Sci. Tech.* 29, 339-346.
- Flemming, H.C., Schaule, G., Griebe, T., Schmitt, J. and Tamachkiarowa, A. (1997). Biofouling - the Achilles heel of membrane processes. *Desalination*, 113(2-3), 215-225.
- Frankin, R., Koevoets, W., van Gils, W. and van der Pas, A. (1992). Application of the Biobed upflow fluidized bed process for anaerobic waste water. *Water Sci. Technol.* 25(7), 373-382.
- Frijters, C.T.M.J., Eikelboom, D.H., Mulder, A. and Mulder, R. (1996). Treatment of municipal wastewater in a CIRCOX airlift reactor with integrated denitrification. Proceedings of the 3th International IAQW special conference of biofilm systems, Copenhagen, 27-30.
- Fuchs, W., Binder, H., Mavrias, G. and Braun, R. (2003). Anaerobic treatment of wastewater with high organic content using a stirred tank reactor coupled with a membrane filtration unit. *Water Research*, 37(4), 902-908.
- Frijters, C.T.M.J., Vellinga, S., Jorna, T. and Mulder, R. (2000). Extensive nitrogen removal in a new type of airlift reactor. *Wat. Sci. Tech.*, 41 (4/5), 469-476.
- Gander, M., Jefferson, B. and Judd, S. (2000). Aerobic MBRs for domestic wastewater treatment: a review with cost considerations. *Separation and Purification Technology*, 18(2), 119-130.
- Gebara, F. (1999). Activated sludge biofilm wastewater treatment system. *Wat. Res.* 33 (1), 230 - 238.
- Goronszy, M.C. (1979). Intermittent operation of the extended aeration process for small systems. *J. Wat. Pollut. Control Fed.*, 51, 274-287.
- Grotenhuis, J., Smit, M., Plugge, C., Yuansheng, X., van Lammeren, A., Stams, A. and Zehnder, A. (1991). Bacteriological composition and structure of granular sludge adapted to different substrates. *Appl. Environ. Microb.* 57(7), 1942-1949.
- Guarino, C.F. (1978). Activated Sludge treatment of wastewater. United States Patent. N° 4.093.539.
- Guiot, S., Pauss, A. and Costerton, J. (1992). A structured model of the anaerobic granule consortium. *Wat. Sci. Technol.* 25(7), 1-10.
- Gupta, S.K., Raja, S.M. and Gupta, A.B. (1994). Simultaneous nitrification-denitrification in a rotating biological contactor. *Environ. Tech.* 15, 145-153.
- Habets, L., Engelaar, A. and Groeneveld, N. (1997). Anaerobic treatment of in-line effluent in an internal circulation reactor. *Wat. Sci. Technol.* 35(10), 189-197.
- Hamoda, M.F. and Al-Sharekh, H. (2000). Performance of a combined biofilm - suspended growth system for wastewater treatment. *Wat. Sci. Tech.* 41 (1), 167 - 175.
- Hanaki, W. and Ohgaki, S. (1990). Effects of the activity of heterotrophs on nitrification in a suspended growth reactor. *Wat. Res.* 24 (3), 289 - 296.
- Harada, H., Momonoi, K., Yamazaki, S. and Takizawa, S. (1994). Application of Anaerobic-Uf Membrane Reactor for Treatment of A Waste-Water Containing High-Strength Particulate Organics. *Water Science and Technology*, 30(12), 307-319.
- Hegemann, W. (1984). A combination of activated sludge process with fixed film to increase the capacity of wastewater treatment plants. *Wat. Sci. Tech.* 16, 119 - 130.
- Heijnen, J.J., van Loosdrecht, M.C.M., Mulder, R. and Mulder, A. (1991). Large scale anaerobic/aerobic treatment of complex industrial wastewater using biofilm reactors. *Wat. Sci. Technol.* 23 1427-1436.

- Hem, L.J., Bjorn, R. and Odegaard, H. (1994). Nitrification in a moving bed reactor. *Wat. Res.* 6 1425-1433.
- Hemmens, J., Meiving, P. and Stander, G. (1962). Full scale anaerobic digestion of effluents from the production of maize-starch. *Water Waste Treat. J.* 9(1), 16-18.
- Hermanowicz, S.W. (2001). A simple 2D biofilm model yields a variety of morphological features. *Math. Biosci.* 169 (1), 1-14.
- Hobson P.N., Whetthey A.D. (1993). *Anaerobic digestion: Modern theory and practice.* Elsevier Science LTD. Essex. U.K.
- Hosaka, Y., Minami, T. and Nasuro, S. (1991). Fluidized bed biological nitrogen removal. *Wat. Env. Tech.* (8), 48 - 51.
- Howell, J.A. (1995). Subcritical Flux Operation of Microfiltration. *Journal of Membrane Science*, 107(1-2), 165-171.
- Howell, J. A. and Nystrom, M. (1993) Fouling Phenomena. In: Howell, J. A., Sanchez, V., and Field, R. W., 203-241, Chapman & Hall, London.
- Hulshoff Pol, L. (1989). The phenomenon of granulation of anaerobic sludge. Wageningen Agricultural University, The Netherlands.
- Hulshoff Pol, L., Euler, H., Schroth, S., Wittur, T. and Grohganz, D. (1998a). GTZ Sectorial Project Promotion of anaerobic technology for the treatment of municipal and industrial wastes and wastewaters. V Taller y Seminario Latinoamericano de Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales. Viña del Mar, Chile.
- Hulshoff Pol, L., Rebac, S., Kato, M., van Lier, J. and Lettinga, G. (1998b). Anaerobic treatment of low-strength wastewater. V Taller y Seminario Latinoamericano de Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales. Viña del Mar, Chile.
- Humphreys, P.N. and Banks, C.J. (1995). The use of sequencing batch activated sludge reactors to determine nitrogen balances and optimum periods of pre-aeration denitrification. *Environmental Technology*, 16, 549-558.
- Iza, J., Garcia, P.A., Sanz, I., Hernando, S. and Fdz-Polanco, F. (1991). Anaerobic fluidized bed reactors (AFBR): Performance and hydraulic behaviour. *Anaerobic digestion IAWPRC*, 155-163.
- Jeison, D. (1999). Estudio del comportamiento de reactores UASB y EGSB para el tratamiento de aguas residuales. Escuela de Ingeniería Bioquímica. Valparaíso, Universidad Católica de Valparaíso.
- Jeison, D. and Chamy, R. (1999) Comparison of the behaviour of expanded granular sludge bed (EGSB) and upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors in dilute and concentrated wastewater treatment. *Wat. Sci. Technol.* 40(8), 91-97.
- Jetten, M.S.M., Horn, S.J. and van Loosdrecht, M.C.M. (1997). Towards a more sustainable wastewater treatment system. *Wat. Sci. Tech.*, 35 (9), 171-179.
- Jördening, H.-J. and Buchholz, K. (1999). Fixed Film Stationary-Bed and Fluidized-Bed Reactors, *Biotechnology* 11a, J. Winter (ed.) *Environmental Processes - Waste and Wastewater treatment*, Wiley-VCH, Weinheim, 494-515
- Kato, M., Field, J. and Lettinga, G. (1993). Methanogenesis in granular sludge exposed to oxygen. *FEMS microb. lett.* 114(3), 317.
- Kato, M., Field, J., Versteeg, P. and Lettinga, G. (1994). Feasibility of expanded granular sludge bed reactors for the anaerobic treatment of low-strength soluble wastewaters. *Biotechnol. Bioeng.* 44, 469-479.
- Kato, M., Field, J. and Lettinga, G. (1997). The anaerobic treatment of low strength wastewaters in UASB and EGSB reactors. *Wat. Sci. Technol.* 36(6-7), 375-382.

- Kimura, K., Watanabe, Y., Okabe, S. and Satho, H. (2001). Kinetic analysis of nitrifying biofilm growing on the rotating membrane disk. *Wat. Sci. Tech: Wat. Supp.* 1 (4), 111-118.
- Kitsos, H., Roberts, R., Jones, W. and Tornabene, T. (1992). An experimental study of mass diffusion and reaction rate in an anaerobic biofilm. *Biotechnol. Bioeng.* 39, 1141-1146.
- Kosaric, N. Blaszyk, R., Orphan, L. and Valladares, J. (1990). The characteristics of granules from upflow anaerobic sludge blanket reactors. *Wat. Sci. Technol.* 24(8), 87-107.
- Lazarova, V., Nogueira, R., Manem, J. and Melo, L. (1997). Control of nitrification efficiency in a new biofilm reactor. *Wat. Sci. Tech.*, 36 (1), 31-41.
- Lazarova, V., Ballahcen, D., Rybacki, D., Rittmann, B. and Manem J. (1998). Population dynamics and biofilm composition in a new three phase circulating bed reactor. *Wat. Sci. Tech.*, 37 (4/5), 149-158.
- Lazarova, V. and Manem, J. (1994). Advances in biofilm aerobic reactor ensuring effective biofilm control. *Wat. Sci. Techn.* 29 (10/11) 89-99.
- Lazarova, V. and Manem, J. (1994). Advances in biofilm aerobic reactor ensuring effective biofilm control. *Wat. Sci. Techn.* 29 (10/11) 89-99.
- Lazarova, V. and Manem, J. (1996). An innovative process for wastewater treatment: The circulating Floating Bed Reactor. *Wat. Sci. Techn.* 34 (9), 89-99.
- Lazarova, V. and Manem, J. (2000). *Biofilms II: Process Analysis and application.* James D. Bryers Wiley-Liss Inc. New York.
- Lee, D.S., Jeon, C.O. and Park, J.M. (2001). Biological nitrogen removal with enhanced phosphate uptake in a sequencing batch reactor using single sludge system. *Wat. Res.*, 35(16), 3968-3976.
- 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.
- Lettinga, G., van Velsen, A., Hobma, S., de Zeeuw, W. and Klapwijk, A. (1980). Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment. *Biotechnol. Bioeng.* 22, 699-734.
- Lettinga, G. and Hulshoff Pol, L. (1991). UASB-Process for various types of wastewaters. *Wat. Sci. Technol.* 24(8), 87-107.
- Lettinga, G. (1994). Anaerobic treatment of very low strength and cold industrial and domestic wastewaters. III Taller Latinoamericano sobre Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales, Montevideo, Uruguay.
- Lettinga, G. (1995). Anaerobic digestion and wastewater treatment systems. *Antonie van Leeuwenhoek.* 24, 87-107.
- Levenspiel, O. (1972). *Chemical Reactions Engineering,* Wiley, Chichester. U.K.
- Lewandowski, Z., Stoodley, P., Altobelli, S. and Fukushima E. (1994). Hydrodynamics and kinetics in biofilm systems: Recent advances and new problem. *Wat.Sci.Tech.* 29 (10/11), 223-229.
- Lui, X.J., van Groenestijn, J.W., Doddema, H.J. and Wang, B.Z. (1996). Removal of nitrogen and phosphorus using a new biofilm - activated sludge system. *Wat. Sci. Tech.*, 34 (1/2), 315 – 322.
- Masuda, S., Watanabe, Y. and Ishiguro, M. (1991). Biofilm properties and simultaneous nitrification and denitrification in aerobic contactors *Wat. Sci. Tech* 23, 1355 - 1363.
- Meaney, B.J. and Strickland, J.E.T. (1994). Operating experience with submerged filters for nitrification and denitrification. *Wat. Sci. Tech.* 29 (10/11), 119 - 125.

- Medwith, B.W. and Lefelhocz, J.F. (1982). Single - stage biological treatment of coke - plant wastewater with a hybrid suspended growth fixed film reactor. Proc. Ind. Waste Conf, Ohio, EE.UU.
- Méndez, R. and Lema, J.M. (1992). Biofilm reactors technology in wastewater treatment. Biofilm-Science and Technology. L.F. Melo et al. Eds NATO-ASI Series E, 223, 409-419.
- Misra, C. and Gupta, S.K. (2000). Hybrid reactor for priority pollutant - trichloroethylene removal. Wat. Res. 35 (1), 160 - 166.
- Münch, E.v., Barr, K., Watts, S. and Keller, J. (2000). Suspended carrier technology allows upgrading high - rate activated sludge plants nitrogen removal via process intensification. Wat. Sci. Tech. 41 (4/5), 5 - 12.
- Ng, A., Stenstrom, M.K. and Marss, D.R. (1987). Nitrification enhancement in the powdered activated sludge carbon activated sludge process for the treatment of petroleum refinery wastewaters. Journal WPCF. 59 (4), 199 - 211.
- Ng, W.J., Ong, S.L., Hu, J.Y. and Fan, X.J. (2000). Study on a sequencing batch membrane bioreactor for wastewater treatment. Wat. Sci. Technol., 41(10), 227-234.
- Nagaoka, H., Ueda, S. and Miya, A. (1996). Influence of bacterial extracellular polymers on the membrane separation activated sludge process. Water Science and Technology, 34(9), 165-172.
- Ninassi, M.V., Peladan, J.G. and Pujol, R. (1998). Predenitrification of municipal wastewater: The interest of up-flow biofiltration. Pro WEFTC'98, Octubre 3-7, Orlando, Florida, vol. 1, 445-466.
- Nurizzo, C. and Mezzanotte, V. (1992). Groundwater biodenitrification on sand fixed film reactor using sugars as organic carbon source. Wat. Sci. Tech. 26 (3/4), 827 - 334.
- Nystrom, M. (1993) Flux Enhancement. In: Howell, J. A., Sanchez, V., and Field, R. W., 243-264, Chapman & Hall, London.
- Odegaard, H. (2000). Advanced compact wastewater treatment based on coagulation and moving bed biofilm process. Wat. Sci. Tech., 42 (12), 33-48.
- Odegaard, H. and Rusten, B. (1990). Upgrading of small municipal wastewater treatment plants with heavy dairy loading by introduction of aerated submerged biological filters. Wat. Sci. Tech. 22 (7/8), 191 - 198.
- Odegaard, H., Rusten, B. and Westrum, T. (1994). A new moving bed biofilm reactor - applications and results. Wat. Sci. Tech. 29, 157 - 167.
- Ohashi, A., de Silvia, D.G.V., Mobarry, B., Manem, J.A., Stahl D.A. and Rittman, B.E. (1995). Influence of substrate C/N ratio on the structure of multi-species biofilms consisting of nitrifiers and heterotrophs. Wat. Sci. Tech., 32 (8), 75-84.
- Okabe, S., Hiratia, K. and Watanabe, Y. (1995). Dynamic changes in spatial microbial distribution in mixed population biofilms: experimental results and model simulation. Wat. Sci. Tech., 32 (8), 67-64
- Okabe, S., Oozawa, Y., Hiratia, K. and Watanabe, Y. (1996a). Spatial microbial distribution of nitrifiers and heterotrophs in mixed-population biofilm. Biotechnol. Bioeng., 50, 24-35.
- Oles, J. and Wilderer, P.A. (1991). Computer aided design of sequencing batch reactors. Wat. Sci. Technol., 23(4-6), 1087-1095.
- Olivia E., Jacquark J.C., Prevot C. (1990). Wat. Sci. Tech. 22 (2), 483-492.
- Owsley, D.S., Jeris, J.S. and Owens, R. (1989). Ammonia removal allows effluent reuse at fish hatchery using fluidized bed reactors. 43rd Purdue Ind. Waste Conf. Proc. Chelsea, Mi: Lewis Publ., 449-457.
- Park, K.Y., Lee, J.W., Inamori, Y., Mizuochi, M. and Ahn, K.H. (2001). Effects of fill modes on N₂O emission from the SBR treating domestic wastewater. Wat. Sci. Technol., 43(3), 147-150.

- Parker, D.S. and Richards, T. (1986). Nitrification in trickling filters. *J. Wat. Control. Fed.* 58, 896 - 903.
- Parkin, G. and Owen, W. (1986). Fundamental of anaerobic digestion of wastewater sludges. *J. Environ. Eng.* 112(5), 867-920.
- Pastorelli, G., Andreottola, G., Canziani, R., Darriulat, C., de la fraja Frangipane, E. and Rozzi, A. (1997). Organic carbon and nitrogen removal en moving –bed biofilm reactors. *Wat. Sci. Tech.*, 35 (6), 91-99.
- Pereboom, J. and Vereijken, T. (1994). Methanogenic granule development in full scale internal circulation reactor. *Wat. Sci. Technol.* 30(8), 9-21.
- Pereboom, J. (1997). Strength characterization of microbial granules. *Wat. Sci. Technol.* 36(6-7),141-148
- Piciooreanu, C., van Loosdrecht, M.C.M. and Heijnen, J.J. (2000). Effect of diffusive and convective substrate transport on biofilm structure formation: a two dimensional modeling study. *Biotech. Bioeng.* 69 (5), 504-515.
- Pillay,VL, Townsend,B and Buckley,CA (1994). Improving the Performance of Anaerobic Digesters at Waste-Water Treatment Works - the Coupled Cross-Flow Microfiltration Digester Process. *Water Science and Technology*, 30(12), 329-337.
- Pizarro, G., Griffeath, D. and Noguera, R. (2001). Quantitative cellular automaton model for biofilms. *J. Environ. Engineer.* 127 (9), 782-789.
- Plisson-Saune, S., Capdeville, B., Mauret, M., Deguin, A. and Baptiste, P. (1996). Real-time control of nitrogen control removal using three ORP bending-points: signification, control strategy and results. *Wat. Sci. Technol.*, 33(1), 275-280.
- Pujol, R., Canler, J.P. and Iwema, A. (1992). Biological aireated filters: An attractive biological process. *Wat. Sci. Tech.* 26 (3/4), 693 - 702.
- Pujol, R., Hamon, M., Kandel, X. and Lemmel, H.. (1994). Biofilters: Flexible, reliable biological reactors. *Wat. Sci. Tech.* 29 (10/11), 33 - 38.
- Pujol, R., Lemmel, H. and Gousailles, M. (1998). A keypoint of nitrification in an upflow biofiltration reactor. *Wat. Sci. Tech.*, 38 (3), 43-49.
- Puñal, A., Brauchi, S., Reyes, J. and Chamy, R. (2003). Dynamics of extracellular polymeric substances in UASB and EGSB reactors treating medium and low concentrated wastewaters. *Wat. Sci. Tech.*, 48 (6), 41-49.
- Ramasamy, E.V. and Abbasi, S.S. (2001). Enhance in the treatment efficiency and conversion to energy of dairy wastewaters by augmenting CST reactors with simple biofilm support systems. *Environ. Tech.* 22, 561 - 565.
- Rauch, W., Henk, V. and Vanrolleghem, P.A. (1999). A simplified mixed culture biofilm model. *Wat. Res.* 33 (9), 2148-2162.
- Ratusznei, S.M., Rodrigues, J.A.D., Camargo, E.F.M., Zaiat, M. and Borzani, W. (2001). Feasibility of a stirred anaerobic sequencing batch reactor containing immobilized biomass for wastewater treatment. *Biores. Technol.*, 75, 127-132.
- Rebac, S., Ruskova, J., Gerbens, S., van Lier, J., Stams, A. and Lettinga, G. (1995). High-rate anaerobic treatment of wastewater under psychrophilic conditions. *J. Ferment. Bioeng.* 80(5), 499-506.
- Rebac S., van Lier, J., Lens, P., Stams, A., Dekkers, F., Swinkels, K. and Lettinga, G. (1999) Psychrophilic anaerobic treatment of low strength wastewaters. *Wat. Sci. Technol.* 39(5), 203-210.
- Rittman, B.E. and Manem, J.A. (1999). Development and experimental evaluation of steady-state, multispecies biofilm model. *Biotech. Bioeng.* 39 (9), 914-922.

- Rittman, B.E., Regan, J. and Stahl, D.A. (1994). Nitrification as source of soluble organic substrate in biological treatment. *Wat. Sci. Tech.*, 30 (6), 1-8.
- Rittmann, B. and McCarty, P. (2000). *Environmental biotechnology: principles and applications*. New York, McGraw Hill.
- Rogalla, F. and Bourbigot, M.M. (1990). New developments in complete nitrogen removal with biological aerated filters. *Wat. Sci. Tech.* 22, 273-279.
- Russotti, G. and Goklen, K. E. (2001) Crossflow membrane filtration of fermentation broth. In: Wang, W. K., 85-159, Marcel Dekker Inc., New York.
- Rusten, B., Hem, L.J. and Odegaard, H. (1995). Nitrogen removal from dilute wastewater in cold climate using moving-bed biofilm reactors *Wat. Environ. Res.* 67, 65-68.
- Rusten, B., Kolkinn, O. and Odegaard, H. (1997). Moving bed biofilm reactors and chemical precipitation for high efficiency treatment of wastewater from small communities. *Wat. Sci. Tech.*, 35 (6), 71-79.
- Rusten, B., Odegaard, H. and Luandar A. (1992). Treatment of dairy wastewater in a novel moving bed biofilm reactor *Wat. Sci. Tech.*, 26 (3/4), 703-711.
- Schellinkhout, A. and Collazos, C. (1992). Full-scale application of the UASB technology for sewage treatment. *Wat. Sci. Technol.* 25(7), 159-166.
- Schmidt, J. and B. Ahring (1996). Granular sludge formation in Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) reactors. *Biotechnol. and Bioeng.* 49, 229-246.
- Schramm, A., Larsen, L.H., Revsbech, N.P., Amann, R. and Chleifer, K.H. (1996). Structure and function of a nitrifying biofilm as determined by in situ hybridization and the use of microelectrodes. *Appl Environ. Microbiol.*, 62 (12), 4641-4647.
- Sen, D., Mitta, P. and Randall, C.W. (1994). Performance of fixed film media integrated in activated sludge reactors to enhance nitrogen removal. *Wat. Sci. Tech.* 30 (11), 13 - 24.
- Shin, H - S. and Park, H - S. (1991). Enhanced nutrient removal in porous biomass carrier sequencing batch reactor (PBCSBR). *Wat. Sci. Tech.* 23, 719 - 728.
- Shin, H. S., Bae, B. U. and Oh, S. E. (1993). Preservation characteristics of anaerobic granular sludge. *Biotechnol. Lett.* 15(5), 537-542.
- Shim, JK, Yoo,IK and Lee,YM (2002). Design and operation considerations for wastewater treatment using a flat submerged membrane bioreactor. *Process Biochemistry*, 38(2), 279-285.
- Sorm, R., Bortone, G., Wanner, J. and Tilche, A. (1998). Behaviour of activated sludge from a system with anoxic phosphate uptake. *Wat. Sci. Technol.*, 37(4-5), 536-566.
- Specchia, V. and Gianetto, A. (1984). Powdered activated carbon in an activated sludge treatment plant. *Wat. Res.* 18, 133 - 143.
- Speece, R.E. (1996). *Anaerobic digestion: For industrial wastewater*. Archea Press, Tennessee. EE.UU.
- Speece, R. (1996). *Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewaters*. . Tennessee: Archae Press.
- Statham, M. (1936). Method of sewage disposal. United Statent Patent. N° 2.059.286.
- Su, J.L. and Ouyuang, C.F (1996). Nutrient removal using combined process with activated sludge and fixed biofilm *Wat. Sci. Tech.* 34 (1), 477 - 488
- Susuki, Y., Takahashi, M., Haesslein, M. and Seyfried, C.F. (1999). Development of simulation model for a combines activated sludge and biofilm process to remove nitrogen and phosphorus. *Wat. Environ. Res.* 71 (4), 388 - 397.

- Sutton, P.M. and Mishra, P.N. (1990). Fluidized bed biological treatment: effects of scale-up on system performance. *Wat. Sci. Tech.* 22, 419-430.
- Stephenson, T., Judd, S., Jefferson, B., and Brindle, K. (2000). *Membrane Bioreactors for Wastewater Treatment*. IWA Publishing, London, UK.
- Stowa. (2002). MBR for municipal wastewater treatment. Report 11A.
- Tada, M., Harada, S., Kawaguchi, Y., Mizuguchi, T., Emori, H., Mori, N., Yamadera, T., Hotta, M., Nakamura, H., Sumino, T., Kimata, T. and Fujii Y. (1991). System treating wastewater by nitrification. United States Patent. N° 5.061.368.
- Tanaka, K., Tada, M., Kimata, T., Harada, S., Fujii, Y., Mizuguchi, T., Mori, N. and Emori, H. (1991). Development of a new nitrogen removal systems using nitrifying bacteria immobilized in synthetic resin pellets. *Wat. Sci. Tech.* 23, 681 - 690.
- Tartakovsky, B. and Guiot, S. (1997). Modeling and analysis of layered stationary anaerobic granular biofilms. *Biotechnol. Bioeng.* 54(2), 122-130.
- Thaveesri, J., Daffonchio, D., Liessens, B. and Verstraete, W. (1995a). Different types of sludge granules in UASB reactors treating acidified wastewaters. *Antonie van Leeuwenhoek.* 68, 329-337.
- Thaveesri, J., Liessens, B. and Verstraete, W. (1995b). Granular sludge growth under different liquid surface tensions in lab-scale upflow anaerobic sludge blanket reactors treating wastewater from sugar-beet processing. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 43, 1122-1127.
- Thaveesri, J., Daffonchio, D., Liessens, B., Vandermeren, P. and Verstraete, W. (1995c). Granulation and sludge bed stability in upflow anaerobic sludge bed reactors in relation to surface thermodynamics. *Appl. Environ. Microb.* 61(10), 3681-3686.
- Tijhuis, L., Hijman, B., van Loosdrecht, M.C.M. and Heijnen, J.J. (1996). Influence of detachment, substrate loading and reactor scale on the formation of biofilm in airlift suspension reactor. *Appl. Microbiol. Biotechnol.*, 45, 7-17.
- Tijhuis, L., van Loosdrecht, M.C.M. and Heijnen, J.J. (1994). Formation and growth of heterotrophic biofilms on small suspended particles in airlift reactors. *Biotechnol. Bioeng.* 44, 595-608.
- Tsuno, H., Hidaka, T. and Nishimura, F. (2002). A simple biofilm model of bacterial competition for attached surface. *Wat. Res.*, 36 (4), 996-1006.
- van Dijk, L and Roncken, GCG (1997). Membrane bioreactors for wastewater treatment: The state of the art and new developments. *Water Science and Technology*, 35(10), 35-41.
- Van den Heuvel, J., Beuling, E., Van Dusschoten, D., Roosenschoon, O., Verschuren, P. (1997) Convective flow in methanogenic granules. *Wat. Sci. Technol.* 36(6-7), 311-316.
- van Lier, J., Rebac, S., Lens, P., van Bijnen, F., Oude Elferink, S., Stams, A. and Lettinga, J. (1997a). Anaerobic treatment of partly acidified wastewater in a two stage expanded granular sludge bed (EGSB) system at 8 °C. *Wat. Sci. Technol.* 36(6-7), 317-324.
- van Lier, J., Rebac, S. and Lettinga, G. (1997b). High-rate anaerobic wastewater treatment under psychrophilic and thermophilic conditions. *Wat. Sci. Technol.* 35(10), 199-206.
- 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., Tijhuis, L., Wijdieks, A.M.S. and Heijnen, S. (1995). Population distribution in aerobic biofilms on small suspended particles. *Wat. Sci. Tech.*, 31 (11), 41-47.

- van Loosdrecht, M. (1988). *Bacterial Adhesion*, Wageningen Agricultural University.
- Wang, B. (1992). Nitrogen removal by submerged biofilm process with fibrous carrier. *Wat. Sci. Tech.* 26, 2039 - 2047.
- Wang, J., Shi, H. and Yi, Q. (2000). Wastewater treatment in a hybrid biological reactor (HBR) effect of organic loading rates. *Process. Biochem.* 36 (4), 297 - 303.
- Wanner, J., Kucman, K. and Grau, P. (1988). Activated sludge process combined with biofilm cultivation. *Wat. Res.* 22 (2), 207 - 215.
- Wanner, O. and Reichert, P. (1996). Mathematical modelling of mixed-culture biofilms. *Biotechnol. Bioeng.*, 49, 172-184.
- Wareham, D.G., Hall, K.J. and Mavinic, D.S. (1993). Real-time control of aerobic anoxic sludge digestion using ORP. *J. Environ. Eng. Div. Am. Soc. Civ. Eng.*, 119(1), 120-136.
- Wartchow, D. (1990). Nitrification and denitrification in combined activated sludge systems. *Wat. Sci. Tech.* 22 (7/8), 199 - 206.
- Watanabe, S., Bang, D.Y., Itoh, K. and Matsui, K. (1994). Nitrogen Removal from wastewater by bioreactor with partially and fully submerged rotating biofilm. *Wat. Sci. Tech.* 29 431-438.
- Watanabe, S., Baba, K. and Nogita, S. (1985). Basic studies on an ORP/external carbon source control system for the biological denitrification process. *Instrumentation and control of Water and Wastewater Treatment and Transport Systems. Proceedings 4th IAWPRC Workshop Houston and Denver*, 641-644.
- Welander, U., Henrysson, T. and Welander, T. (1998). Biological nitrogen removal from municipal landfill leachate in a pilot scale suspended carrier biofilm process. *Wat. Res.* 32 (5), 1564 - 1570.
- Wentzel, M.C., Ekama, G.A., Loewenthal, R.E., Dold, P.L. and Marais, G.v.R. (1989). Enhanced polyphosphate organisms cultures in activated sludge systems. Part II: experimental behaviour. *Water S.A.*, 15, 71-81.
- Wheatley, A.D. and Coombs, J. (1991). *The potential of anaerobic digestion*. CPL Scientific, Reading, U.K.
- Wiesmann, U. (1994). Biological Nitrogen Removal from Wastewater. In Fletcher A. (ed.), *Advances in Biochemical Engineering Biotechnology*, vol. 51. Springer-Verlag, Berlin. 113-154.
- Wilderer, P.A., Irvine, R.L. and Goronszy, M.C. (2001). *IWA Scientific and Technical Report Series: Sequencing Batch Reactor Technology*. IWA Publishing.
- Wu, W., Thiele, J., Jain, M. and Zeikus, J. (1993). Metabolic properties and kinetics of methanogenic granules. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 39, 804-811.
- Wu, W., Jain, M., Thiele, J. and Zeikus, J. (1995). Effect of storage on the performance of methanogenic granules. *Water Res.* 29, 1445-1452.
- Wu,DX, Howell,JA and Field,RW (1999). Critical flux measurement for model colloids. *Journal of Membrane Science*, 152(1), 89-98.
- Yamagiwa Y., Oohira Y., Ohkawa A. (1995). Simultaneous removal of carbonaceous and nitrogenous pollutants by a plunging liquid jet bioreactor with crossflow filtration operated under intermittent aeration. *Biores. Tech.* 53, 57 - 62.
- Yoda, M. and Nishimura, S. (1997). Controlling granular sludge flotation in UASB reactors. *Wat. Sci. Technol.* 36(6-7), 165-173.
- Yoon,SH, Kang,IJ and Lee,CH (1999). Fouling of inorganic membrane and flux enhancement in membrane-coupled anaerobic bioreactor. *Separation Science and Technology*, 34(5), 709-724.

- Young, J.C. and Yang, B.S. (1989). Design consideration for full scale anaerobic filters. *J. Wat. Pollution. Control Fed.* 61, 1576-1587.
- Yu, H., Kim, B.J. and Rittmann, B.E. (2001). Contributions of biofilm versus suspended bacteria in an aerobic circulating bed biofilm reactor. *Wat. Sci. Tech.* 43 (1), 303 - 310.
- Zahid, W.M. and Ganczarczyk, J.J (1994). Fractal properties of the RBC biofilm structure. *Wat. Sci. Tech.* 29 (10/11), 271-279.
- Zhang, T.C., Fu, T.-C. and Bishop, P.L. (1994). Competition on biofilm . *Wat. Sci. Tech.* 29 (10/11), 263-270.
- Zhang, X. and Bishop, P.L. (2001). Spatial distribution of extracellular polymeric substances in biofilms. *J. Environ. Engineer.* 127 (9), 850-856.
- Zoutberg, G. and de Been, P. (1997). The Biobed® EGSB (expanded granular sludge bed) system covers shortcomings of the upflow anaerobic sludge blanket reactor in the chemical industry. *Wat. Sci. Technol.* 35(10), 183-188.

Capítulo 3
REMOCIÓN BIOLÓGICA DE NUTRIENTES
Julián Carrera M.

1. REMOCIÓN BIOLÓGICA DE NITRÓGENO

La aplicación de procesos para controlar las descargas de aguas residuales al medioambiente acuático ha estado generalmente dirigida a la remoción de materia orgánica oxidable. La remoción de otros constituyentes del agua residual ha comenzado a recibir atención los últimos años. El control de nitrógeno ha sido identificado como una importante actividad medioambiental, demostrado por los adversos fenómenos provocados en los sistemas acuáticos por los niveles excesivos de sus diferentes especies.

Los primeros procesos de oxidación de amonio fueron aplicados en Inglaterra a mediados del siglo pasado. Desde entonces, la tendencia en la aplicación del control de nitrógeno ha sido en favor de los procesos de remoción biológica. Los procesos biológicos de remoción de materia orgánica son adaptables a los procesos de remoción de nitrógeno. Estos procesos también minimizan el uso de compuestos químicos incompatibles con el medioambiente, además de obtener generalmente mejores rendimientos de remoción que los procesos químicos.

1.1. El nitrógeno en el ambiente

La remoción biológica de nitrógeno se fundamenta en el ciclo del nitrógeno. Este ciclo está compuesto por una serie de procesos y de microorganismos que se mantienen en equilibrio en la naturaleza como se puede apreciar en la Figura 1. Estos procesos son: fijación, amonificación, nitrificación, desnitrificación, asimilación y reducción desasimilativa de nitrato y nitrito a amonio (RDNA) (Bohinski, 1994).

Para la remoción biológica de nitrógeno se utilizan los procesos de nitrificación y desnitrificación. De este modo, el nitrógeno contaminante es transformado finalmente en nitrógeno gaseoso y regresado a la atmósfera.

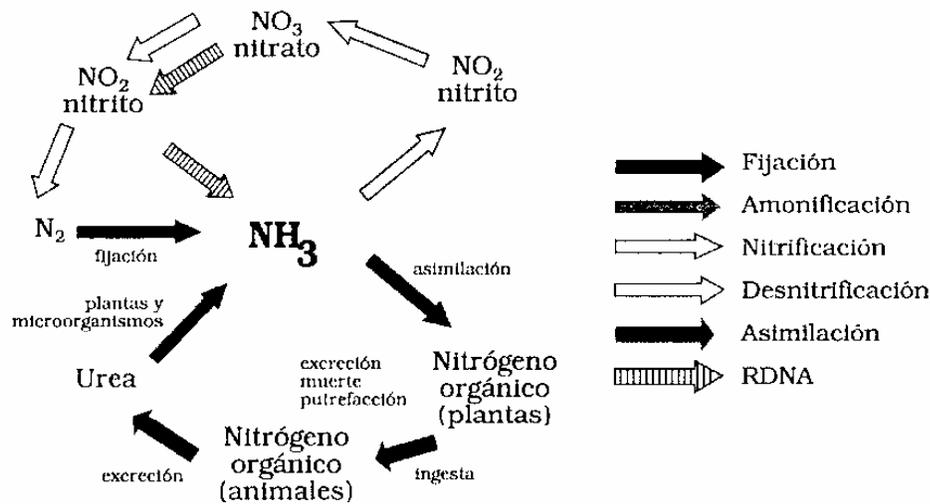


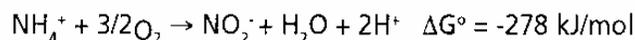
Figura 1. El ciclo del nitrógeno en la naturaleza y sus principales procesos.
Adaptado de Bohinski (1994).

1.2. Fundamentos biológicos de la nitrificación

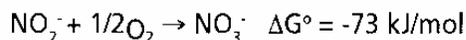
El proceso de nitrificación lo realizan poblaciones de bacterias que oxidan secuencialmente el amonio a nitrato con la formación intermedia de nitrito. Las bacterias que realizan la nitrificación pertenecen a la familia *Nitrobacteriaceae*, y se pueden clasificar en dos grandes grupos: bacterias *Amonio oxidantes* y bacterias *Nitrito oxidantes*. El grupo de las bacterias *Amonio oxidantes* obtienen la energía para crecer de la oxidación del amonio a nitrito, proceso denominado *nitritación*. Las bacterias *Nitrito oxidantes* generan energía de la oxidación del nitrito a nitrato, proceso denominado *nitratación*. Una característica común a ambos grupos de bacterias es el uso de carbono inorgánico (CO_2) para la síntesis, en vez de carbono orgánico, por lo que se denominan bacterias autótrofas. Como obtienen la energía a partir de compuestos inorgánicos, se les denomina además, litotrofos. El amonio y el nitrito son oxidados por un mecanismo de respiración aeróbica. En dicho mecanismo, los electrones resultantes de la oxidación son transferidos al oxígeno por la cadena transportadora de electrones, produciéndose energía por fosforilación oxidativa.

Las ecuaciones que describen el proceso de nitrificación son las siguientes:

Oxidación del amonio: *nitritación*

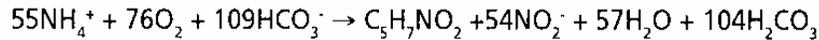


Oxidación del nitrito: *nitratación*

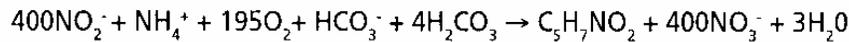


A continuación se muestran unas posibles ecuaciones para la síntesis de los microorganismos nitrificantes. Estas ecuaciones se han obtenido asumiendo que la fórmula empírica de las bacterias es $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$.

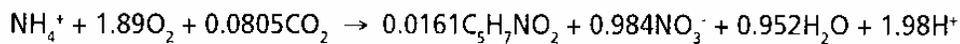
Oxidación del amonio: *nitritación*



Oxidación del nitrito: *nitratación*



La siguiente es una ecuación para la descripción global del proceso (EPA, 1993):



Esta ecuación se puede calcular considerando un rendimiento de 0.08 g SSV/g N-NH₄⁺ para las bacterias *Amonio oxidantes* y 0.05 g SSV/g N-NO₂⁻ para las bacterias *Nitrito oxidantes*. Las implicaciones de esta ecuación en el diseño de procesos de nitrificación son significativas. Los coeficientes estequiométricos implican que por cada mol de amonio eliminado mediante nitrificación se requiere una importante cantidad de oxígeno, se produce poca biomasa y se pierde una alcalinidad considerable. Según la ecuación, por cada gramo de nitrógeno amoniacal eliminado se requieren 4.32 mg de O₂. Además, se producen 0.13 g de microorganismos nitrificantes y se destruyen 7.07 g de alcalinidad (como CaCO₃).

Generalmente, los valores tomados para el diseño se basan en la ecuación de oxidación de nitrato, sin considerar el nitrógeno utilizado en la formación de microorganismos. En este caso se obtienen los valores expresados en la Tabla 1.

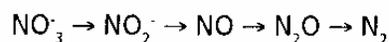
Tabla 1. Valores aceptados para el diseño de sistemas de nitrificación.

| Parámetro | Valor |
|------------------------|--|
| Utilización de oxígeno | 4.6 g O ₂ / g N-NH ₄ ⁺ |
| Rendimiento de biomasa | 0.1 g SSV producidos / g N-NH ₄ ⁺ |
| Alcalinidad destruida | 7.1 g CaCO ₃ / g N-NH ₄ ⁺ |

1.3. Fundamentos biológicos de desnitrificación

La conversión de amonio a nitrato no es el único paso necesario para la remoción de nitrógeno del agua. Es necesario un segundo paso, la desnitrificación, producida por la respiración de algunos microorganismos heterótrofos que, en condiciones anóxicas, sustituyen al oxígeno por nitrato como aceptor de electrones para la oxidación de la materia orgánica.

La reducción del nitrato a nitrógeno molecular se efectúa mediante diferentes pasos intermedios (Van Loosdrecht and Jetten, 1998):



Todos estos intermedios tienen indeseables atributos: el nitrito (NO₂⁻) y el óxido nítrico (NO) pueden inhibir la desnitrificación (Almeida et al., 1995). El óxido nitroso (N₂O) no es tóxico pero puede tener influencia en el clima ya que está implicado en la destrucción de la capa de ozono (Bard and Probert, 1993). Se han realizado algunos estudios sobre esta emisión de N₂O en plantas de tratamiento (Spector,

1998; Schulthess and Gujer, 1996), pero todavía no se conoce con exactitud la cantidad de óxidos de nitrógeno que produce y emite una planta de tratamiento.

1.4. Inhibición de la nitrificación

Los microorganismos nitrificantes son muy sensibles a numerosas sustancias tóxicas, cuya presencia puede causarles dos consecuencias: inhibir su crecimiento y provocar una disminución en la velocidad de nitrificación, o producir una toxicidad suficiente para parar completamente la actividad nitrificante (Stensel and Barnard, 1992).

Son numerosas las sustancias catalogadas como inhibidoras o tóxicas para la nitrificación. Se pueden encontrar metales y compuestos inorgánicos: cinc, cobre y níquel (Grunditz *et al.*, 1998), cianuro y cobre (Kong *et al.*, 1996), níquel y cadmio (Benmoussa *et al.*, 1986), arsénico, cromo y fluoruro (Carrera *et al.*, 2003a; Beg *et al.*, 1982). También se pueden encontrar sustancias orgánicas: cloroformo, fenol, tiourea, hidracina, hexametildiamina, etanol, etilendiamina y anilina (Hockenbury y Grady, 1977), acetona y metanol (Oslislo y Lewandowski, 1985).

a. Inhibición por sustrato de la nitrificación

La nitrificación está inhibida, además de por todas las sustancias mencionadas anteriormente, por las formas no ionizadas de sus propios sustratos: amoníaco y ácido nitroso (Anthonisen *et al.*, 1976). Esta inhibición es función de la temperatura y el pH, ya que éstos determinan el equilibrio entre las formas ionizadas y no ionizadas de los sustratos. Así, podemos calcular las concentraciones de amoníaco y ácido nitroso con las siguientes expresiones:

$$[\text{NH}_3] = \frac{(\text{N} - \text{NH}_4^+) \cdot 10^{\text{pH}} \cdot \left(\frac{17}{14}\right)}{\left(\frac{K_b}{K_w}\right) + 10^{\text{pH}}} \quad (1)$$

$$K_b / K_w = \exp \left(\frac{6334}{273 + T} \right) \quad (2)$$

donde,

$[\text{NH}_3]$: concentración de amoníaco en solución, mg/L

$[\text{N}-\text{NH}_4^+]$: concentración de nitrógeno amoniacal en el reactor, mg/L

K_b : constante de ionización para el amonio

K_w : constante de ionización para el agua

T : temperatura de la solución

$$[\text{HNO}_2] = \frac{(\text{N} - \text{NO}_2^-)}{K_a \cdot 10^{\text{pH}}} \cdot \left(\frac{47}{14}\right) \quad (3)$$

$$K_a = \exp \left(\frac{-2300}{273 + T} \right) \quad (4)$$

donde,

- [HNO₂] : concentración de ácido nitroso en solución, mg/L
- [N-NO₂⁻] : concentración de nitrógeno en forma de nitrito en el reactor, mg/L
- K_a : constante de ionización para el nitrito
- T : temperatura de la solución

Tanto las bacterias *Amonio oxidantes* como las bacterias *Nitrito oxidantes* están inhibidas por ambos sustratos aunque, estrictamente, sólo las inhibiciones por amonio de las bacterias *Amonio oxidantes* y por ácido nitroso de las bacterias *Nitrito oxidantes* son inhibiciones por sustrato. La relación entre la velocidad de nitrificación y la concentración de sustrato en este tipo de inhibición puede describirse con diferentes modelos cinéticos (Tabla 2):

Tabla 2. Modelos cinéticos de inhibición por sustrato (Mulchandani y Luong, 1989).

| Modelo | Ecuación cinética |
|--------|--|
| 1 | $r_N = \frac{r_{Nmax} \cdot S}{K_S + S + S^2 / K_i}$ |
| 2 | $r_N = \frac{r_{Nmax} \cdot S \cdot (1 + S / K_S)}{K_S + S + S^2 / K_i}$ |
| 3 | $r_N = \frac{r_{Nmax} \cdot S}{K_S + S} \cdot e^{-(S / K_{iS})}$ |
| 4a | $r_N = \frac{r_{Nmax} \cdot S}{K_S + S} \text{ cuando } S < S'$ |
| 4b | $r_N = \frac{r_{Nmax} \cdot S}{K_S + S} - K_{iS} \cdot (S - S^*) \text{ cuando } S > S'$ |

donde,

- r_N : velocidad de nitrificación o nitratación, mg N/(mg SSV·d)
- r_{Nmax} : máxima velocidad de nitrificación o nitratación, mg N/(mgSSV·d)
- S : concentración de sustrato, mg/L
- S* : concentración de sustrato a la que se inicia la inhibición, mg/L
- K_S : constante de saturación, mg/L
- K_i, K_{iS} : constantes de inhibición

Las inhibiciones de las bacterias *Amonio oxidantes* por ácido nitroso y las bacterias *Nitrito oxidantes* por amoniaco no son inhibiciones por sustrato y se pueden describir como inhibiciones no competitivas.

$$r_N = \frac{r_{Nmax} \cdot S}{(K_s + S) (1 + (I/K_i))} \quad 5$$

donde,

- r_N : velocidad de nitrificación o nitratación, mg N/(mg SSV.d)
- r_{Nmax} : máxima velocidad de nitrificación o nitratación, mg N/ (mgSSV.d)
- S : concentración de sustrato, mg/L
- I : concentración de inhibidor, mg/L
- K_s : constante de saturación, mg/L
- K_i : constante de inhibición, mg/L

Las inhibiciones más estudiadas son las producidas por amoniaco ya que, debido al pH al que se trabaja habitualmente en los sistemas de tratamiento biológico, son las que se producen con mayor asiduidad. Existen varios estudios que determinan las concentraciones de amoniaco a las que se produce inhibición de la nitrificación (Ruiz *et al.*, 2003; Ciudad *et al.*, 2005; Oyanedel-Craver *et al.*, 2005). No obstante, los rangos de concentraciones inhibitoras aportados por estas referencias son muy amplios y variables. Una de las razones que contribuye a la elevada dispersión de los rangos de inhibición es la adaptación de las bacterias *Amonio oxidantes* y *Nitrito oxidantes* al amoniaco (Turk y Mavinic, 1989b; Mahne *et al.*, 1996). Otra razón puede ser que el efecto inhibitor del amonio no sea debido sólo a la forma básica, amoniaco, sino a la combinación de elevadas concentraciones de amonio y amoniaco (Lee *et al.*, 2000). Otra causa de la dispersión en los rangos de concentraciones de inhibición de las bacterias *Nitrito oxidantes* por amoniaco puede ser que una parte de la inhibición esté provocada por la presencia de hidroxilamina libre (Yang y Alleman, 1992).

El modelo de Haldane es el más referenciado para describir la inhibición de los *Amonio oxidantes* por amoniaco (Gee *et al.*, 1990; Rozich y Castens, 1986; Carrera, 2001a; Carvallo *et al.*, 2002). Sin embargo, el valor de las diferentes constantes de inhibición bibliográficas son muy dispares (Tabla 3).

Tabla 3. Constantes de inhibición por sustrato de las bacterias *Amonio oxidantes*.

| Constante de inhibición (K_i en mg NH_3/L) | Referencia |
|--|---------------------------------|
| 0.08 | Rozich y Castens, (1986) |
| 529 | Gee <i>et al.</i> , (1990) |
| 116 | Carrera, (2001a) |
| 63 | Carvallo <i>et al.</i> , (2002) |

Los valores de concentraciones en los que se produce esta inhibición son también muy variables según la fuente consultada (Tabla 4).

Tabla 4. Concentraciones de amoníaco inhibitorias para las bacterias *Amonio oxidantes*.

| Rango de concentraciones inhibitorias (mg NH ₃ /L) | Referencia |
|---|-----------------------------------|
| 10-150 | Anthonisen <i>et al.</i> , (1976) |
| 7-20 | Abeling y Seyfried, (1992) |
| 2.2-147 | Carrera (2001a) |

Las concentraciones de amoníaco a las que se produce la inhibición de las bacterias *Nitrito oxidantes* son también muy variables según la fuente consultada (Tabla 5).

Tabla 5. Concentraciones de amoníaco inhibitorias para las bacterias *Nitrito oxidantes*.

| Rango de concentraciones inhibitorias (mg NH ₃ /L) | Referencia |
|---|-----------------------------------|
| 0.1-1.0 | Anthonisen <i>et al.</i> , (1976) |

La inhibición de la nitrificación por ácido nitroso está mucho menos estudiada, seguramente porque es difícil que en los sistemas de tratamiento se alcancen concentraciones de nitrito que provoquen inhibición. Los sistemas de depuración biológica trabajan habitualmente a pH superior a 7, lo que supone que se tengan que alcanzar elevadísimas concentraciones de nitrito para que el equilibrio se desplace hacia la formación de ácido nitroso. Generalmente se asocia la inhibición por ácido nitroso del proceso de nitrificación a la inhibición de las bacterias *Nitrito oxidantes*, es decir, a la inhibición del paso de nitrito a nitrato.

Esta inhibición también es por sustrato y se describe habitualmente mediante el modelo Haldane (Carvalho *et al.*, 2002). Estos autores encontraron una constante de inhibición de 0.35 mg HNO₂/L. En la Tabla 6 se presentan algunos datos bibliográficos de rangos de concentraciones de ácido nitroso inhibitorias para las bacterias *Nitrito oxidantes*.

Tabla 6. Concentraciones de ácido nitroso inhibitorias para las bacterias *Nitrito oxidantes*.

| Rango de concentraciones inhibitorias (mg HNO ₂ /L) | Referencia |
|--|-----------------------------------|
| 0.22 - 2.3 | Anthonisen <i>et al.</i> , (1976) |
| > 0.46 | Gupta and Sharma, (1996) |

La inhibición por ácido nitroso de las bacterias *Amonio oxidantes* es un proceso que numerosos autores no contemplan o no detectan pero que sí es mencionada en algunos trabajos experimentales Ruiz *et al.* (2003). En la Tabla 7 se presentan trabajos con altas concentraciones de nitrito.

En la Tabla 8 se presentan algunos de los escasos datos bibliográficos de constantes de inhibición de las bacterias *Amonio oxidantes* por ácido nitroso.

Todos estos procesos de inhibición por amoníaco y ácido nitroso son especialmente importantes en los tratamientos de efluentes con alta carga de nitrógeno. Cuanto mayor es la concentración de nitrógeno amoniacal, mayor es la posibilidad de que se produzca algún tipo de inhibición. La inhibición puede

provocar diversos problemas: descenso en la velocidad de nitrificación, vertido de nitrógeno amoniacal, vertido de nitrito e incluso la pérdida total de capacidad de nitrificación.

Tabla 7. Concentraciones de inhibición por ácido nitroso de las bacterias Amonio oxidantes.

| [N-NO ₂] (mg N/L) | pH | T(°C) | [HN ₂] (mg HN ₂ /L) | Inhibición Amonio oxidantes | Referencia |
|----------------------------------|-----|-------|---|--------------------------------|----------------------------|
| 800 | 7.9 | 35 | 0.06 | NO | Barber and Stuckey, (2000) |
| 325 | 7.2 | 20 | 0.17 | NO | Wet et al., (1998) |
| 350 | 7.2 | 15 | 0.21 | NO | Siegrist et al., (1998) |
| 400 | 7.0 | 22 | 0.32 | NO | Collins et al., (1988) |
| 650 | 7.0 | 25 | 0.46 | NO | Grupta and Sharma, (1996) |
| - | - | 30 | >0.18 | SI | Hunik et al., (1992) |
| 600 | 7.5 | 20 | >0.16 | SI | Carrera (2001a) |

Tabla 8. Constantes de inhibición por ácido nitroso de las bacterias Amonio oxidantes.

| Constante de inhibición (K _i en mg HNO ₂ /L) | Referencia |
|--|-------------------------|
| 0.66 | Hellinga et al., (1998) |
| 0.6 | Carrera, (2001a) |

1.5. Inhibición de la desnitrificación

a. Inhibición de la desnitrificación por oxígeno disuelto (OD)

El OD inhibe la desnitrificación en los sistemas de tratamiento biológico. Esta inhibición se puede describir con una cinética de inhibición no competitiva:

$$r_D = r_{D_{max}} \cdot \frac{r_{D_{max}} \cdot K_{i,O_2}}{K_{i,O_2} + S_{O_2}} \quad (6)$$

donde,

- r_D : velocidad de desnitrificación, mg N/(mg SSV·d)
- $r_{D_{max}}$: máxima velocidad de desnitrificación, mg N/(mg SSV·d)
- S_{O_2} : concentración de OD, mg O₂/L
- K_{i,O_2} : constante de inhibición, mg O₂/L

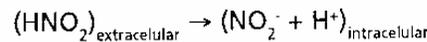
La inhibición de la velocidad de desnitrificación por OD es función del valor de la constante de inhibición del oxígeno (K_{i,O₂}). El valor de esta constante varía según la fuente consultada (Tabla 9):

Tabla 9. Constantes de inhibición por OD de las bacterias desnitrificantes.

| Constante de inhibición (K_i en mg O_2/L) | Referencia |
|---|--------------------------|
| 0.2 | Henze et al., (1995) |
| 0.38 | Oh y Silverstein, (1999) |

b. Inhibición de la desnitrificación por nitrito

La desnitrificación está inhibida por la forma no ionizada de uno de sus sustratos: ácido nitroso (Abeling y Seyfried, 1992). Uno de los mecanismos propuestos para explicar la toxicidad del ácido nitroso es su actuación como donador de un protón en el interior de la célula:



Este protón intracelular interfiere directamente en el pH requerido para la síntesis de adenosin trifosfato (ATP) (Glass et al., 1997). Los valores de las concentraciones a los que se inicia este tipo de inhibición varían según la fuente consultada (Tabla 10).

Tabla 10. Concentraciones de inhibición de la desnitrificación por ácido nitroso.

| Rango de concentraciones inhibitorias (mg HNO_2/L) | Referencia |
|---|------------------------|
| > 0.07 | Glass et al., (1997) |
| > 0.22 | Almeida et al., (1995) |

2. REMOCIÓN BIOLÓGICA DE FÓSFORO

2.1. El fósforo en el ambiente

El ciclo del fósforo es sencillo desde un punto de vista químico ya que éste se encuentra en los organismos vivos únicamente con estado de oxidación +5, bien como iones fosfatos libres o bien como constituyentes orgánicos con fosfato de las células. La mayor parte de los compuestos orgánicos fosfatados no pueden pasar al interior de las células. Las necesidades se cubren tomando ion fosfato. Los compuestos orgánicos fosfatados se forman luego dentro de la célula y al morir el organismo el ion fosfato es rápidamente liberado por hidrólisis.

El fósforo de las aguas residuales puede existir en tres formas diferentes:

- *Fósforo orgánico*: insoluble y con tendencia a transformarse por degradación biológica en fosfato soluble.
- *Polifosfatos*: se hidrolizan total o parcialmente en solución acuosa, pasando a ortofosfatos después del tratamiento biológico normal del agua.
- *Ortofosfatos*: a efectos prácticos el fósforo soluble del agua residual se puede decir que está en forma de ion ortofosfato PO_4^{3-} .

2.2. Fundamentos biológicos

La literatura indica que los microorganismos acumuladores de fósforo (PAO) son todos aquellos capaces de acumular en su interior gránulos de fósforo y son, entre otros géneros: *Acinetobacter*, *Pseudomonas*, *Moraxella*, *Aeromonas*, *Rhodococcus* y *Corynebacterium*. Hasta hace muy poco tiempo se ha considerado que el principal género implicado en este proceso era *Acinetobacter* (Wentzel *et al.*, 1986). No obstante, recientemente se ha empezado a cuestionar la importancia de este género, hasta el punto de ser descartado del proceso por algunos autores (Bond *et al.*, 1999).

La clave de la remoción biológica de fósforo es la actividad de los PAO, que necesitan condiciones anaerobias/aerobias alternantes para construir sus componentes internos de reserva energética, polímeros orgánicos y polifosfatos. En condiciones anaerobias liberan fosfato mientras consumen moléculas orgánicas ligeras, principalmente ácidos grasos volátiles (AGV), y en condiciones aerobias o anóxicas acumulan fosfatos muy por encima de sus requerimientos metabólicos.

Este metabolismo es aprovechado por los diferentes esquemas de remoción biológica de fósforo, favoreciendo las condiciones ambientales para que aumente la proporción de microorganismos acumuladores.

a. Metabolismo anaerobio

En condiciones anaerobias los ácidos grasos volátiles son captados y almacenados en los microorganismos en forma de polihidroxialcanos (PHA). Cuando el principal sustrato es acetato, se produce y almacena poli- β -hidroxibutirato (PHB), mientras que la energía requerida es generada por la hidrólisis del polifosfato intracelular a fosfato. Este fosfato es liberado de la célula a la solución, lo que hace aumentar la concentración de fosfato en el agua. La captación y almacenamiento de acetato y la degradación de polifosfato están unidos, por lo que deberían cumplir las restricciones metabólicas, es decir, la relación entre el fósforo liberado y el acetato captado debería ser constante. Sin embargo, los datos bibliográficos muestran que esta relación es variable.

Se han propuesto varios modelos para el metabolismo anaerobio de los PAO, que difieren, principalmente, en el origen de la reducción de equivalentes necesaria para la producción de PHB a partir del acetato.

La primera hipótesis (Wentzel *et al.*, 1986; Comeau *et al.*, 1986) considera que la reducción de equivalentes se obtiene del NADH producido por oxidación de parte del acetato en el ciclo del ácido tricarboxílico (TCA). En la Figura 2 se representa un esquema de este modelo metabólico. La segunda hipótesis (Mino *et al.*, 1987) sugiere que la fuente necesaria para la producción de NADH es la degradación del glucógeno intracelular por vía Embden-Meyerhof. La Figura 3 representa el esquema de este segundo modelo.

No obstante, estas dos hipótesis dan un valor constante de la relación P-liberado/C-captado, por lo que no explican satisfactoriamente los resultados experimentales. La explicación para esa variación es la influencia del pH en la relación P-liberado/C-captado (Smolders *et al.*, 1994; Filipe *et al.*, 2001a). El incremento del pH aumenta la diferencia de potencial eléctrico a través de la membrana celular, lo que provoca que al aumentar el pH se requiera más energía para captar un ion cargado negativamente, como el acetato, contra el potencial eléctrico negativo de las células.

b. Metabolismo aerobio

En condiciones aerobias el PHB intracelular es utilizado para el crecimiento y la producción de glucógeno. El exceso de energía producida es almacenado en forma de polifosfatos, que se forman con el fosfato presente en la solución. De esta manera, la concentración de fósforo en el agua disminuye en mayor grado de lo que había aumentado en la fase anaerobia, produciéndose así la remoción de fósforo.

Las principales reacciones bioquímicas implicadas en el proceso de remoción biológica de fósforo son las siguientes (Smolders *et al.*, 1995):

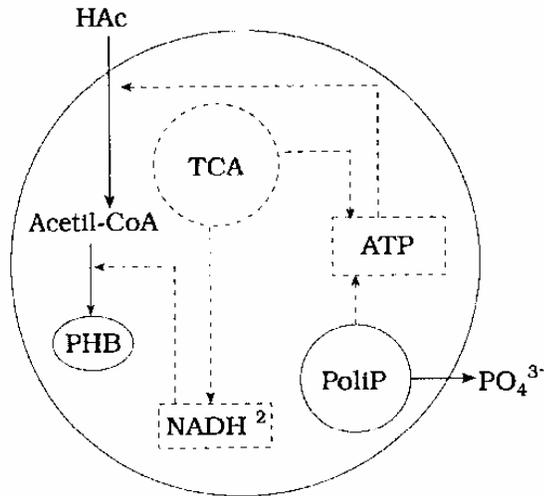


Figura 2. Modelo metabólico de los PAO en condiciones anaerobias a través del TCA.

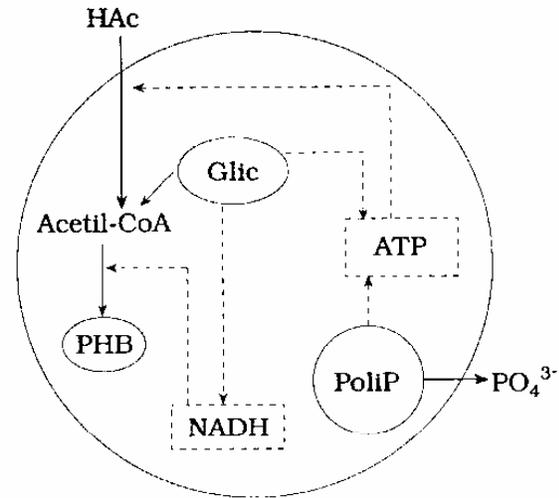


Figura 3. Modelo metabólico de los PAO en condiciones anaerobias a través del glicógeno.

| |
|---|
| Fase anaerobia: |
| Captación de acetato: $C_2H_4O_2 + CH_{10/6}O_{5/6} + 0.74 HPO_3 \rightarrow 2.66 CH_{1.5}O_{0.5} + 0.34 CO_2 + 0.74 H_3PO_4 + 0.1 H_2O$ |
| Mantenimiento: $HPO_3 + H_2O \rightarrow H_3PO_4$ |
| Fase aerobia: |
| Síntesis de biomasa: $1.37CH_{1.5}O_{0.5} + 0.2NH_3 + 0.015H_3PO_4 + 0.42O_2 \rightarrow H_{2.09}O_{0.54}N_{0.2}PO_{0.015} + 0.37CO_2 + 0.305H_2O$ |
| Captación de fosfato: $0.27 CH_{1.5}O_{0.5} + 0.31 O_2 + H_3PO_4 \rightarrow HPO_3 + 0.27 CO_2 + 1.2 H_2O$ |
| Formación de glicógeno: $1.12 CH_{1.5}O_{0.5} + 0.26 O_2 \rightarrow CH_{10/6}O_{5/6} + 0.12 CO_2 + 0.007 H_2O$ |
| Mantenimiento: $CH_{1.5}O_{0.5} + 1.125 O_2 \rightarrow CO_2 + 0.75 H_2O$ |

c. Metabolismo anóxico

En muchos casos los procesos biológicos de remoción de nutrientes incluyen tanto la remoción de fósforo como la de nitrógeno. En estos sistemas, además de las etapas anaerobia y aeróbica, existe una etapa anóxica donde se realiza la desnitrificación. Ocurre que muchos de los microorganismos que realizan la

desnitrificación son también acumuladores de fósforo (Barker y Dold, 1996). Esto provoca que en la zona anóxica se establezca una competencia entre la liberación de fosfato y la desnitrificación. Esta competencia depende, en gran medida, de la presencia de un sustrato orgánico disponible (Chuang *et al.*, 1996). Si se dispone de una fuente de carbono, por ejemplo, acetato, el NADH necesario para la síntesis de PHB proviene de la degradación de parte del acetato extracelular en el ciclo TCA. El ATP procedente de la respiración anóxica de los PAO disminuye la necesidad de degradación de polifosfato y, en consecuencia, disminuye la liberación de fosfato con respecto al metabolismo anaerobio. Sin embargo, la captación de acetato aumenta debido a las necesidades de la desnitrificación y de la síntesis de PHB. Por el contrario, si no disponemos de acetato extracelular, la desnitrificación utiliza el PHB intracelular como fuente de energía para la producción de ATP, con lo que no se realiza la liberación de fosfato sino la captación. En la Figura 4 se esquematiza este modelo metabólico.

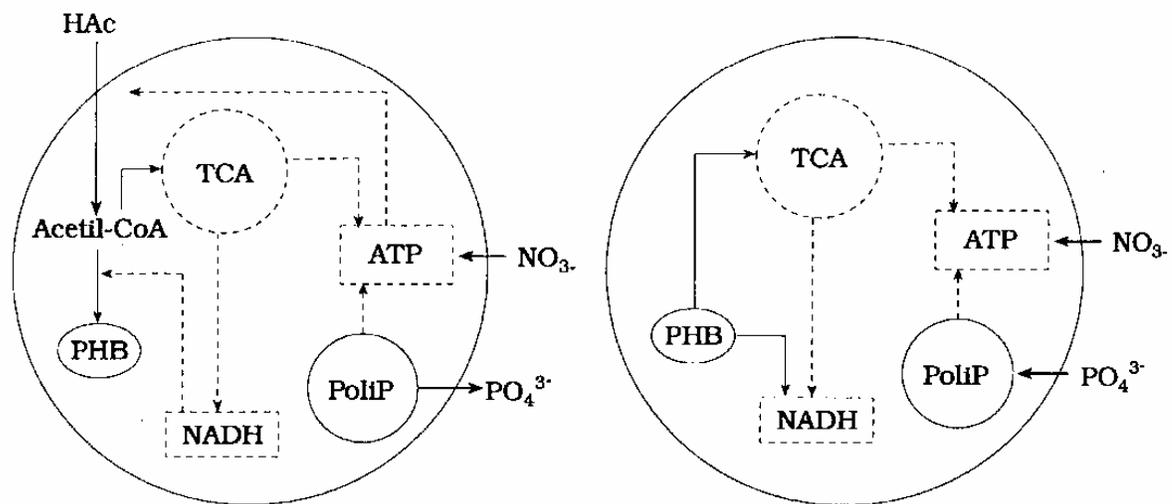


Figura 4. Modelo metabólico de desnitrificación y remoción de fósforo simultánea bajo condiciones anóxicas: (a) en presencia de ácido acético, (b) sin ácido acético disponible.

d. Acumulación de PHA sin remoción de fósforo: los GAO

Además de los microorganismos acumuladores de fósforo que se han denominado globalmente PAO, existe otro importante grupo específico de microorganismos característicos de los procesos con sucesión de condiciones anaerobias-aerobias. Estos microorganismos son capaces de capturar materia orgánica anaeróbicamente sin liberar fósforo. Fueron detectados por primera vez a mediados de los años 80 (Fukase *et al.*, 1984) y fueron referenciados posteriormente como "G-bacterium" (Cech y Hartman, 1990). Cuando una población de este tipo se desarrolla con cierta extensión en un proceso, la remoción biológica de fósforo se deteriora significativamente. Las características microbiológicas de este tipo de bacterias todavía no son bien conocidas pero, en primer término, están caracterizados por la capacidad para acumular glucógeno. De aquí el término GAO (*Glycogen Accumulating non-poly-P Organisms*).

La existencia de este tipo de microorganismos hace que sea muy importante conocer los factores que influyen en el dominio de los PAO para optimizar la operación de una planta de tratamiento con remoción biológica de fósforo. Cuando hay un dominio de la población PAO destacan las siguientes características:

- Se tiene una importante captura de AGV en el reactor anaerobio y una buena remoción aerobia de fósforo.
- Hay un alto contenido de fósforo en la biomasa.
- Se encuentra una alta relación de fósforo liberado por acetato captado anaeróticamente y un gran número de bacterias con gránulos de polifosfatos.

Cuando predominan los GAO se produce el consumo de materia orgánica en el reactor anaerobio sin o con baja liberación de fósforo. Según la escasa información disponible sobre la cuestión, los factores que favorecen el predominio de los GAO sobre los PAO son:

- Un tiempo de retención celular elevado (Fukase *et al.*, 1984).
- Un pH bajo en el reactor anaerobio (hasta un mínimo de 6.5). La velocidad de acumulación de acetato por los GAO, aumenta a medida que disminuye el pH, haciendo que este tipo de microorganismos sean más eficaces a pH bajos (Filipe *et al.*, 2001b).
- Una relación de tiempo de retención hidráulico anaerobio/aerobio elevada (Matsuo, 1994).
- Presencia de glucosa en el reactor anaerobio (Cech y Hartman, 1993). Este punto ha sido rebatido por otros estudios en los que no se encontró una clara relación entre la alimentación de glucosa y la proliferación de los GAO (Sudiana *et al.*, 1999; Carucci *et al.*, 1999).
- Una concentración baja de fósforo o una relación P/C baja en el afluente (Liu *et al.*, 1997).

2.3. Precipitación química de fósforo junto con remoción biológica

Desde el inicio del desarrollo de los procesos de remoción biológica de fósforo se ha discutido cómo y en qué proporción contribuye la precipitación química a la remoción del fósforo (Marais *et al.*, 1983; Arvin, 1983). Esta cuestión no ha sido resuelta completamente, y el papel que juegan algunos cationes presentes en las aguas residuales, especialmente el calcio, se está discutiendo todavía.

La precipitación química del fosfato en sistemas de lodos activos, donde el material inorgánico, material orgánico y actividad biológica están presentes simultáneamente, es un proceso muy complicado. No se pueden utilizar modelos químicos que describan el proceso de precipitación sin tener en cuenta otras consideraciones ya que puede haber interacciones entre el proceso químico y el biológico de remoción de fósforo (Morgan y Fruh, 1972). En condiciones anaerobias, como consecuencia de las concentraciones que se alcanzan de fósforo y ciertos cationes, estas interacciones pueden producirse con más facilidad.

Los cationes potasio y magnesio son liberados y captados junto con el fosfato bajo condiciones anaerobias y aerobias respectivamente (Wentzel *et al.*, 1991). Estos cationes y, posiblemente, también pequeñas cantidades de calcio, se utilizan como contracaciones en los gránulos de fosfato intracelular.

La precipitación de fosfato cálcico en sistemas de remoción biológica de fósforo ocurre en determinadas condiciones y se debe tener en cuenta a la hora de evaluar la eficacia del proceso biológico. Durante la etapa anaerobia, el fosfato junto con el potasio y el magnesio, son liberados por la biomasa al agua. Si la concentración de fosfato alcanza un cierto nivel (el límite de precipitación), dependiendo de las concentraciones de calcio, tiene lugar la precipitación. Durante el período aerobio, debido a la actividad del proceso de remoción biológica de fósforo, el fosfato disuelto en el medio comienza a decrecer y puede caer por debajo del límite de precipitación. Si la concentración de fosfato es suficientemente baja, se produce una redisolución, que facilita una mayor acumulación de fosfato por parte de los microorganismos (Carlsson *et al.*, 1997). El efecto total de la precipitación de fosfatos de calcio en procesos biológicos de remoción debe estimarse teniendo en cuenta tanto la precipitación, como la posterior redisolución en las diversas etapas. Además, debe tenerse en cuenta la cinética de cada proceso.

En sistemas de remoción de fósforo bien definidos, los fosfatos de calcio posiblemente no se formarán nunca. No obstante, los fosfatos de calcio que se tienen en cuenta normalmente son el dicalcio fosfato, el octacalcio fosfato, el tricalcio fosfato y la hidroxiapatita (Arvin, 1979). La relación Ca/P en moles en estos fosfatos varía entre 1.0 y 1.7 y esto hace muy difícil su identificación basándose sólo en balances de materia. El dicalcio fosfato es el compuesto que precipita más fácilmente y la hidroxiapatita es el termodinámicamente más estable (Zoltek, 1974). El nivel de saturación de fosfato (para una determinada concentración) de los fosfatos de calcio depende fuertemente del pH y es este nivel el que marca el tipo de fosfato que se formará (Stumm y Morgan, 1981).

En resumen, la precipitación de los diferentes fosfatos de calcio puede contribuir de manera significativa en el proceso de remoción biológica de fósforo, especialmente cuando se trabaja con aguas duras, con concentraciones significativas de calcio y magnesio.

3. ESTRATEGIAS DE OPERACIÓN

3.1. Nitrificación

La nitrificación se encuentra afectada por varios parámetros de operación. La influencia de muchos de estos factores está condicionada por la concentración de nitrógeno amoniacal del agua residual, es decir, si el agua residual es de alta carga de nitrógeno (RIL con elevado contenido de nitrógeno amoniacal) o de baja carga de nitrógeno (aguas servidas).

a. Tiempo de retención de sólidos (TRS)

El TRS indica la vida media de los microorganismos de una planta de tratamiento y se calcula con la siguiente expresión:

$$\text{TRS} = \frac{\sum_{i=1}^r V_i \cdot [\text{SSV}]_i}{Q_{\text{salida}} \cdot [\text{SSV}]_{\text{salida}} + Q_{\text{purga}} \cdot [\text{SSV}]_{\text{purga}}} \quad (7)$$

donde,

- V_i : volumen del reactor i , L
- $[\text{SSV}]_i$: concentración de biomasa en el reactor i , mg/L
- Q_{salida} : caudal de salida, L/d
- $[\text{SSV}]_{\text{salida}}$: concentración de biomasa en la salida, mg/L
- Q_{purga} : caudal de purga, L/d
- $[\text{SSV}]_{\text{purga}}$: concentración de biomasa en la purga, mg/L

Este parámetro es muy importante en plantas de tratamiento de aguas servidas o de baja carga. Las bacterias nitrificantes presentan una cinética de crecimiento más lenta que la de las bacterias heterótrofas, por lo que el TRS debe ser suficiente para evitar su lavado de los bioreactores. En verano puede ser suficiente con un TRS entre 8 y 10 días, pero puede aumentar hasta 12 - 21 días cuando la temperatura es baja. En las plantas de tratamiento de alta carga, este parámetro no tiene tanta relevancia porque siempre se trabaja a elevados TRS para asegurar la nitrificación.

b. Relación entre la materia orgánica y el nitrógeno del afluente (DQO/N)

Uno de los parámetros más críticos en el proceso de nitrificación es la relación entre la demanda química de oxígeno y el nitrógeno en el afluente (DQO/N), debido a que el contenido de carbono-nitrógeno del agua residual determina la competencia en el crecimiento que se establece entre las poblaciones de microorganismos autótrofos y heterótrofos (Cheng y Chen, 1994; Niel *et al.*, 1993). Algunos autores consideran que la influencia de esta relación es mayor en un proceso de lodo activo aireado que en un proceso de remoción biológica de nitrógeno (RBN) con zonas aerobias y anóxicas. En este último caso, la materia orgánica es consumida principalmente en la primera fase anóxica permitiendo una aparente menor competencia entre microorganismos nitrificantes y heterótrofos en la siguiente fase aerobia (Stensel y Barnard, 1992). Sin embargo, en experimentos realizados simultáneamente en un sistema de lodo activo aireado y en un RBN con la misma relación DQO/N del afluente, se han obtenido similares velocidades de nitrificación. Este resultado demuestra que no existe una menor competencia entre poblaciones de microorganismos en un sistema RBN con respecto a un sistema de lodo activo aireado y que la influencia de la relación DQO/N sobre la velocidad de nitrificación es similar en ambos sistemas (McClintock *et al.*, 1993).

La competencia entre microorganismos ha sido claramente observada en otros procesos biológicos de tratamiento, como los sistemas con biomasa inmovilizada. En este caso, la relación DQO/N del afluente provoca la competencia en el crecimiento de las diferentes poblaciones microbianas y, consecuentemente, define la composición de la biopelícula (Fdz.-Polanco *et al.*, 2000). Esto puede provocar la indeseable inhibición de la nitrificación en el proceso global por dos razones. Primero, por la presencia mayoritaria de microorganismos heterótrofos en la biopelícula y en segundo lugar, por los problemas de difusión del oxígeno en la biomasa inmovilizada (Surampalli *et al.*, 1995).

En consecuencia, está aceptado que la relación DQO/N del afluente es un parámetro clave en la definición de la velocidad de nitrificación alcanzada en un proceso de RBN. Numerosos trabajos experimentales han encontrado que la relación entre la velocidad de nitrificación y la DQO/N del afluente se ajusta a una función exponencial (Garrido *et al.*, 1998; Muller *et al.*, 1995; Carrera *et al.*, 2004).

La competencia entre los procesos de nitrificación y desnitrificación implica que para conseguir la completa remoción del nitrógeno de un agua residual industrial se debe trabajar a reducidas velocidades de nitrificación, lo que supone elevados volúmenes de diseño para los reactores aerobios. Este puede ser un problema muy importante en procesos de tratamiento de aguas residuales con alta carga.

Una posible solución es la separación del sistema de remoción de nitrógeno en dos procesos independientes: nitrificación y desnitrificación, cada uno con su biomasa especializada. Este tipo de sistemas se denominan de dos etapas o de biomasas separadas y sólo se pueden diseñar cuando se dispone de dos afluentes diferenciados: uno con reducida relación DQO/N para el sistema nitrificante y otro afluente con elevada relación DQO/N para el sistema desnitrificante. La dificultad radica en conseguir dos afluentes con distinta relación DQO/N y desarrollar la biomasa específica de cada proceso. En la Tabla 11 se comparan las máximas velocidades de nitrificación alcanzadas con diferentes sistemas de una etapa (lodo activo con nitrificación y desnitrificación, N/D) o dos etapas (biopelícula nitrificante y lodo activo nitrificante).

Tabla 11. Máxima velocidad de nitrificación (MVN) en sistemas de tratamiento de RILES con alta carga de nitrógeno.

| Sistema | T (°C) | MVN | | Referencia |
|--------------------------|---------|---------------|-------------------------|------------------------------------|
| | | mgN/(mgSSV·d) | mgN/(m ³ ·d) | |
| Biopelícula nitrificante | 13-23 | - | 0.31 | Çeçen and Gönenç, (1995) |
| Biopelícula nitrificante | 30 | 0.35 | | Van Benthum <i>et al.</i> , (1998) |
| Biopelícula nitrificante | 28 | - | 0.55 | Fdz-Polanco <i>et al.</i> , (1994) |
| Biopelícula nitrificante | 28-32 | 0.18-0.21 | 0.8-1.0 | Arnold <i>et al.</i> , (2000) |
| Lodo activo nitrificante | | 0.14-0.18 | 0.6-0.8 | |
| Lodo activo nitrificante | T. amb. | - | 0.3 | Tokuda <i>et al.</i> , (1999) |
| Lodo activo nitrificante | 25 | 0.37 | 0.93 | Carrera (2003c) |
| Lodo activo con N/D | 27 | 0.16 | - | Gupta y Sharma, (1996) |
| Lodo activo con N/D | 25 | 0.05 | - | Battistoni <i>et al.</i> , (1999) |
| Lodo activo con N/D | 30 | 0.02 | - | Teichgraber, (1993) |

c. pH

El pH ejerce un efecto de activación y desactivación de las bacterias nitrificantes. Este efecto de activación - desactivación se debe a la unión de los iones H⁺ y OH⁻ a los grupos ácidos o básicos débiles de las enzimas responsables del proceso, bloqueando reversiblemente los sitios activos, siendo el efecto mayor cuanto menor es la temperatura. Además el pH influye en la concentración efectiva de los sustratos (NH₃ y HNO₂). Existe un pH óptimo para el proceso de nitrificación en el intervalo 7.5-8.5 (EPA, 1993).

d. Oxígeno disuelto (OD)

La velocidad de nitrificación depende de la concentración de OD del reactor. La dependencia que la nitrificación tiene del oxígeno puede describirse mediante una cinética de Monod:

$$r_N = r_{N_{max}} \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{S_{O_2}} + S_{O_2}} \quad (8)$$

donde,

r_N : velocidad de nitrificación, mg N/(mg SSV·d)

$r_{N_{max}}$: máxima velocidad de nitrificación, mg N/(mg SSV·d)

S_{O_2} : concentración de OD, mg O₂/L

$K_{S_{O_2}}$: constante de saturación, mg O₂/L

La influencia del OD en la velocidad de nitrificación es función del valor de la constante de saturación del oxígeno ($K_{S_{O_2}}$). En la Tabla 12 se presentan diversos valores de esta constante.

Tabla 12. Constantes de saturación de oxígeno.

| K_{s,O_2} (mg O_2 /L) | Referencia |
|---------------------------|-------------------------------|
| 0.32 | Hanaki <i>et al.</i> , (1990) |
| 0.45-0.56 | Stenstrom and Song, (1991) |
| 0.5-1.0 | Henze <i>et al.</i> , (1997) |

Debe tenerse en cuenta que las limitaciones difusionales son importantes en los sistemas de lodo activo y que la transferencia de oxígeno en el reactor aerobio depende del tamaño del flóculo, de las condiciones de carga y de la temperatura. El OD puede ser un factor limitante si su valor es inferior a 2 mg O_2 /L y el tamaño del flóculo es mayor a 200 mm (Beccari *et al.*, 1992).

Estequiométricamente se necesitan 4.57 kilogramos de oxígeno por cada kilogramo de nitrógeno oxidado, por lo que la cantidad de oxígeno requerida por unidad de tiempo N_A para satisfacer la oxidación de nitrógeno durante la reacción de nitrificación es la siguiente:

$$N_A = \text{carga de nitrógeno (kg N/d)} \cdot \frac{4.57 \text{ kg } O_2}{\text{kg N}} = \text{necesidad de oxígeno (kg } O_2/\text{d)} \quad (9)$$

e. Alcalinidad

Durante el proceso de nitrificación se produce un consumo de alcalinidad. Esta disminución de la alcalinidad ocurre únicamente durante la primera etapa, es decir, en la oxidación de amonio a nitrito. Por cada mol de amonio que se oxida a nitrito se consumen, aproximadamente, dos moles de bicarbonato. Habitualmente, las aguas servidas contienen suficiente alcalinidad para que se pueda realizar el proceso de nitrificación. No obstante, en numerosas ocasiones los RILES con alta carga de nitrógeno amoniacal carecen de suficiente alcalinidad para que se pueda realizar una completa nitrificación. Esta falta de alcalinidad produce dos efectos: en primer lugar, las bacterias nitrificantes carecen del carbono inorgánico necesario para su metabolismo y, en segundo lugar, el pH de los reactores aerobios desciende hasta valores inferiores a 6. Para evitar estos dos efectos es necesaria la adición de una fuente externa de alcalinidad.

La elección de la fuente externa de alcalinidad debe hacerse en función del número de equivalentes aportados y el precio de la base (Tabla 13). También debe tenerse en cuenta el catión asociado a la base añadida ya que puede provocar problemas de precipitaciones en el sistema de tratamiento.

Tabla 13. Fuentes externas de alcalinidad.

| Fuente externa de alcalinidad | equivalentes/mol | kg/equivalente |
|-------------------------------|------------------|----------------|
| Bicarbonato sódico | 1 | 84 |
| Carbonato sódico | 2 | 53 |
| Carbonato cálcico | 2 | 50 |
| Hidróxido sódico | 1 | 40 |
| Hidróxido cálcico | 2 | 28 |

La cantidad de alcalinidad adicionada depende de la concentración de nitrógeno amoniacal y alcalinidad del agua residual y del tipo de sistema de tratamiento. Si es un sistema de lodo activo en el que se producen

conjuntamente nitrificación y desnitrificación, la cantidad de alcalinidad adicionada es, aproximadamente, la mitad de la estequiométricamente necesaria ya que en el proceso de desnitrificación se produce un mol de bicarbonato por cada mol de nitrato. Si es un sistema de lodo activo nitrificante, la cantidad necesaria es la estequiométrica. Si el lodo activo nitrificante forma parte de un sistema de tratamiento en el que existe una posterior etapa de desnitrificación, se puede reducir el aporte externo de alcalinidad mediante la recirculación de parte del efluente de la etapa de desnitrificación a la de nitrificación.

La mejor estrategia para la adición de la fuente externa de alcalinidad es instalar un control de pH con adición de una base sólida. El control de pH proporciona la alcalinidad necesaria y permite trabajar a un pH favorable para el proceso. El pH óptimo de trabajo se encuentra en el rango 7.5-8.5.

f. Temperatura

La remoción biológica de nitrógeno está muy influenciada por la temperatura, especialmente el proceso de nitrificación. El efecto de la temperatura sobre la velocidad de nitrificación se describe habitualmente con una función del tipo Arrhenius:

$$r_{T_1} = r_{T_2} \cdot \theta^{(T_1 - T_2)} \quad (10)$$

donde,

r_{T_i} : velocidad de nitrificación a la temperatura T_i , mg N/(mg SSV·d)

θ : factor de temperatura

Es difícil cuantificar el efecto de la temperatura sobre la velocidad de nitrificación porque el factor de temperatura depende de las condiciones de operación del sistema: la velocidad en los cambios de temperatura, parámetros de operación de la planta de tratamiento y concentración de biomasa (Nerger *et al.*, 1998; Pöpel y Fischer, 1998; Shammas, 1986). Por esta razón, los valores bibliográficos del factor de temperatura son extremadamente variables, lo que hace aconsejable determinar experimentalmente este factor en condiciones similares a las de la planta de tratamiento industrial que se quiere diseñar. En la Tabla 14 se presentan diferentes factores de temperatura para el proceso de nitrificación.

Tabla 14. Factores de temperatura para el proceso de nitrificación en diferentes sistemas.

| Factor de temperatura | Sistema | Rango de temperaturas (°C) | Referencia |
|-----------------------|--------------------------|----------------------------|------------------------------------|
| 1.12 | Lodo activo con N/D | 15-25 | Antoniou <i>et al.</i> , (1990) |
| 1.06 | Lodo activo con N/D | 10-20 | Rogalla <i>et al.</i> , (1992) |
| 1.02 | Lodo activo con N/D | 7-15 | Oleszkiewicz and Berquist, (1988) |
| 1.40 | | 2-7 | |
| 1.13 | Lodo activo nitrificante | 4-25 | Shammas, (1986) |
| 1.14 | Lodo activo nitrificante | 15-25 | Carrera, (2003c) |
| 1.06 | Lodo activo nitrificante | 15-30 | |
| 1.29 | | 10-15 | |
| 1.05 | | 15-30 | Asano <i>et al.</i> , (1992) |
| 1.10 | Biopelícula nitrificante | 10-15 | |
| 1.03 | | 15-25 | |
| 1.07 | | 10-15 | |
| 1.02 | Biopelícula nitrificante | 10-29 | Fdz-Polanco <i>et al.</i> , (1994) |

3.2. DESNITRIFICACIÓN

La desnitrificación, al igual que la nitrificación, se encuentra afectada por varios parámetros de operación, cuya influencia está condicionada a si el agua residual es de alta o baja carga de nitrógeno.

a. Relación entre la materia orgánica y el nitrógeno del afluente (DQO/N)

La relación DQO/N necesaria para el proceso de desnitrificación depende de la composición de la materia orgánica. En la Tabla 15 se presentan las relaciones DQO/N teóricas para diferentes fuentes de carbono (Mateju *et al.*, 1992):

Tabla 15. Relación DQO/N teórica para diferentes fuentes de carbono.

| Fuente de carbono | Relación DQO/N |
|-------------------|----------------|
| Metanol | 3.7 |
| Etanol | 4.2 |
| Ácido acético | 3.7 |
| Glucosa | 4.9 |

En los sistemas de lodo activo con N/D existe una recirculación de parte del líquido mezcla de la zona aerobia a la zona anóxica. Este oxígeno recirculado provoca que un 30-50% de la DQO del afluente

sea consumida por oxidación en la zona anóxica. Debido a esta oxidación, en este tipo de sistemas de depuración se necesitan relaciones DQO/N entre un 30 y un 50% mayores que las teóricas para conseguir una completa desnitrificación. Sin embargo, la relación DQO/N necesaria para desnitrificar en sistemas de lodo activo desnitrificante es prácticamente idéntica a la estequiométrica.

b. Fuente de carbono externa

Cuando el agua residual industrial no tiene la adecuada relación DQO/N para realizar el proceso de desnitrificación es necesaria la adición de una fuente externa de carbono orgánico. La elección de una fuente de carbono externa para un proceso de desnitrificación puede hacerse siguiendo varios criterios. En primer lugar se puede considerar cuál es la fuente de carbono con la que se obtiene una mayor velocidad de desnitrificación. En la Tabla 16 se presentan los rangos de velocidades de desnitrificación con diferentes fuentes de carbono para sistemas de lodo activo N/D y lodo activo desnitrificante (Carrera, 2001a).

En segundo lugar se debe considerar el coste de la fuente externa de carbono y su disponibilidad. Si esta fuente es un compuesto químico (etanol, metanol, ácido acético) tendrá un coste de mercado. En la Tabla 17 se presentan los precios de varias fuentes de carbono (Bilanovic *et al.*, 1999).

Una alternativa es utilizar una fuente de carbono producida por el propio proceso, el lodo. No obstante, la materia orgánica del lodo está en una forma poco biodegradable por lo que necesita un tratamiento previo de hidrólisis térmica o química, lo que significa también un coste añadido (Pavan *et al.*, 1998).

En el proceso de diseño de una planta de tratamiento a escala industrial se debe incluir un estudio a escala piloto con las posibles fuentes de carbono susceptibles de ser utilizadas. Estas fuentes deben ser

Tabla 16. Velocidades de desnitrificación para diferentes fuentes de carbono.

| Fuente de Carbono | Sistema | Velocidad de desnitrificación mgN/(mg SSV·d) |
|-------------------|-----------------------------|---|
| Ácido acético | Lodo activo con N/D | 0.05-0.47 |
| | Lodo activo desnitrificante | 0.29-0.67 |
| Etanol | Lodo activo con N/D | 0.02-0.24 |
| | Lodo activo desnitrificante | 0.22-0.64 |
| Metanol | Lodo activo con N/D | 0.03-0.17 |
| | Lodo activo desnitrificante | 0.17-0.55 |
| Lodo | Lodo activo con N/D | 0.06-0.38 |

Tabla 17. Precios de diferentes fuentes de carbono.

| Fuente de carbono | Precio (US\$/ton) (Año 1995) | Relación de precios |
|-------------------|------------------------------|---------------------|
| Ácido acético | 726.87 | 1.000 |
| Acetona | 859.04 | 1.182 |
| Etanol | 898.41 | 1.236 |
| Metanol | 150.22 | 0.207 |
| Glucosa | 561.67 | 0.773 |

baratas y con una producción suficiente para garantizar el funcionamiento de la planta de tratamiento. Estos requisitos se cumplen con los llamados subproductos, que son compuestos generados en una industria y que no son considerados residuos porque tienen alguna propiedad que los hace útiles para alguna actividad industrial.

c. pH

En general, la desnitrificación es mucho menos sensitiva al pH que la nitrificación. El pH óptimo para el proceso de desnitrificación se encuentra en el intervalo 7.0-9.0, aunque el proceso puede realizarse a pH cercano a 11.

d. Temperatura

El efecto de la temperatura sobre la velocidad de desnitrificación se describe habitualmente con una función del tipo Arrhenius:

$$r_{T_1} = r_{T_2} \cdot \theta^{(T_1 - T_2)}$$

donde,

- r_{T_i} : velocidad de desnitrificación a la temperatura T_i , mg N/(mg SSV·d)
- θ : factor de temperatura

El factor de temperatura en la desnitrificación parece no estar tan influenciado por las condiciones de operación como el de nitrificación ya que los valores bibliográficos presentan poca variación para diferentes condiciones de operación. En la Tabla 18 se presentan diferentes factores de temperatura para el proceso de desnitrificación.

Tabla 18. Factores de temperatura para el proceso de desnitrificación en diferentes sistemas.

| Factor de temperatura | Biomasa | Fuente de carbono | Rango de Temperaturas (°C) | Referencia |
|-----------------------|------------------------------|---|----------------------------|-------------------------------------|
| 1.06 1.06 | Lodo activo con N/D | Metanol Etanol | 7-17 | Nyberg <i>et al.</i> , (1996) |
| 1.06 | Lodo activo con N/D | Lodo hidrolizado | - | Barlindhaugd and Odegaard (1996) |
| 1.06 1.30 | Lodo activo con N/D | - | 7-15 2-7 | Oleszkiewicz and Berquist, (1998) |
| 1.09 1.33 | Lodo activo desnitrificante | Metanol 60% Acetona 10% A. isopropílico 10% | 10-25 6-10 | Carrera, (2002b) |
| 1.11 1.12 | Cultivo puro desnitrificante | Metanol Etanol | 15-25 | Christensson <i>et al.</i> , (1994) |
| 1.13 | Cultivo puro desnitrificante | Metanol | 6-30 | Timmermans and Van haute, (1983) |