

UNIVERSIDADE DA CORUÑA



DEPARTAMENTO DE QUÍMICA FÍSICA E ENXEÑARÍA QUÍMICA I

TESIS DOCTORAL

**Evaluación de la eliminación de materia orgánica y nitrógeno de
las aguas residuales en un reactor biopelícula de membrana
tubular aireada**

Elaborada por:

Judith Molina Burgos

Dirigida por:

Prof. Joaquín Suárez López

Prof. Juan Alfredo Jácome Burgos

A Coruña

Septiembre 2015

Evaluación de la eliminación de materia orgánica y nitrógeno
de las aguas residuales en un reactor biopelícula de membrana
tubular aireada

Memoria de tesis presentada en el Departamento de Química Física e Enxeñaría
Química I para optar al grado de *Doctora por la Universidade da Coruña* en
Ciencia y Tecnología Ambiental

En A Coruña, septiembre 2015

La autora:

Fdo. Judith Molina Burgos

Los directores:

Fdo. Dr. Joaquín Suárez López

Fdo. Juan Alfredo Jácome Burgos

TESIS DOCTORAL

Evaluación de la eliminación de materia orgánica y nitrógeno de las aguas residuales en un reactor biopelícula de membrana tubular aireada

Autora:

Judith Molina Burgos

Directores:

Joaquín Suárez López

Juan Alfredo Jácome Burgos

TRIBUNAL DE EVALUACIÓN

Presidente:

Vocales:

Acuerdan otorgar la calificación de:

En A Coruña, a de del

RESUMEN

El reactor biopelícula de membrana aireada (**proceso RBMA**) es una tecnología emergente que emplea una membrana permeable a gases para el desarrollo de la biopelícula. A través del soporte-membrana, la biopelícula recibe el oxígeno para la oxidación de los contaminantes que difundirán desde el seno líquido del reactor. Esta peculiaridad hace de la biopelícula-membrana-aireada (**BMA**) un sistema donde se pueden desarrollar diferentes especies de microorganismos y nichos de reacciones microbianas. Este trabajo de tesis se ha centrado en el estudio de la eliminación de materia orgánica y nitrógeno de las aguas residuales con un proceso RBMA. El objetivo general consistió en evaluar el funcionamiento del proceso bajo diferentes planteamientos experimentales. Se estudió el proceso bajo las modalidades de explotación en batch y continuo. En cada modalidad se evaluó la eficiencia del proceso en cuanto a nitrificación terciaria, y eliminación simultánea de materia orgánica y nitrógeno mediante nitrificación conjunta y desnitrificación.

El proceso se ha ensayado a escala piloto y de laboratorio. Inicialmente, el objetivo era la evaluación a escala piloto con agua residual doméstica decantada para lo que se diseñó, construyó e instaló una planta piloto en la antigua EDAR de Bens (A Coruña). Circunstancias de logística nos obligó a cambiar el planteamiento experimental inicial. Concretamente, cuando llevábamos 3 ensayos de la segunda parte experimental destinada al estudio de la eliminación simultánea de materia orgánica y nitrógeno en modo batch se tuvo que desmontar la planta piloto porque las obras de la nueva EDAR de Bens requerían del espacio que en ese momento ocupábamos, y no había otro sitio en la EDAR donde montar la planta piloto sin que interrumpiéramos el normal desarrollo de las obras. Esta no fue la única vicisitud, pero sí la más importante. En esas circunstancias, continuar con el estudio en continuo solo era viable si hubiéramos dispuesto de otra alternativa próxima (EDAR, industria, etc.) que nos permitiera ensayar el piloto “in situ”, ya que por el volumen del RBMA su alimentación en continuo con agua residual sintética era inviable. Por ejemplo, para un TRH de 6 horas, se requerirían 544 litros/día de caudal. Por lo tanto, el estudio en continuo se tuvo que hacer a escala de laboratorio, y lo que hicimos fue aprovechar un RBMA de 14.2 litros (1/10 aproximadamente del piloto) que se construyó para los ensayos de evaluación de la transferencia de oxígeno de las membranas limpias. Y por otra parte,

circunstancias personales de la autora retrasaron el re-inicio de los estudios hasta septiembre del 2014, es decir, 5 años después.

Uno de los objetivos del trabajo era generar información técnica y práctica sobre variables de explotación del proceso RBMA a escala piloto con agua residual doméstica tanto en modo batch, al estilo de un reactor secuencial batch de cultivo en suspensión (SBR por las siglas en inglés de *Sequential Batch Reactor*), como en continuo, siempre con el menor consumo de energía en aireación y agitación. Por lo tanto, la aireación se diseñó para que fuera capaz de renovar la atmósfera interna del módulo de membranas en un tiempo muy corto, concretamente en menos de 1 minuto, y no tuvo como finalidad presurizar el interior del cuerpo de las membranas (los poros). Asimismo, cuando se realizó agitación del agua se lo hizo a muy baja velocidad, concretamente a 2.6 m/h cuando se trabajó en modo batch con agua residual doméstica (caso b). En los otros 3 escenarios: (caso a) escala piloto, modo batch, nitrificación terciaria, agua residual sintética (ARS), (caso c) escala de laboratorio, modo continuo, nitrificación terciaria, ARS y (caso d) escala de laboratorio, modo continuo, nitrificación – desnitrificación, ARS; la velocidad fue nula (caso a) o extremadamente baja, en el orden de 10^{-4} cm/s (casos c-d). ¿Por qué estas condiciones tan extremas de bajo consumo energético? Porque también se buscaba evaluar la viabilidad del proceso RBMA como alternativa de tratamiento, secundario y/o terciario, para pequeños núcleos del medio rural de Galicia. Por esas fechas, 2005 – 2008, el grupo de Ingeniería Sanitaria y Ambiental colaboraba con Augas de Galicia en la elaboración de las Directrices de Saneamiento en el Medio Rural de Galicia (DSMRG), que entre otras actividades, comprendió una puesta al día de las alternativas de depuración existentes. Por deformación profesional, el grupo de trabajo también evaluó las necesidades de innovación y desarrollo de nuevas tecnologías adaptables al medio rural, es decir: con bajo consumo de energía, poco equipos mecánicos y de simple o sencilla explotación y mantenimiento. Estos requisitos van enlazados: si consumo poca energía, normalmente es porque uso pocos equipos electro-mecánicos, y si uso pocos equipos mecánicos, lo normal es que la explotación y mantenimiento sean sencillos.

Las BMA, a escala piloto y de laboratorio, han demostrado ser muy eficientes para la nitrificación terciaria, así como para la eliminación de materia orgánica y nitrógeno. Sin embargo, todavía hay problemas técnicos que resolver para que el paso a escala real sea un proceso viable. Por ejemplo, está todavía por desarrollar una metodología de control del

espesor de la biopelícula que garantice su eficiencia a largo plazo en la eliminación simultánea de materia orgánica y nitrógeno. En el caso de la nitrificación terciaria, el problema del espesor es menor porque la biomasa nitrificante tiene una baja producción celular, y en consecuencia los espesores de biopelículas nitrificantes son finos, en general, de menos de 300 μm . Gracias a esto, los estudios de nitrificación terciaria con BMA han demostrado que la transferencia de oxígeno a través de la membrana puede mejorar lo que ofrecen las tecnologías convencionales. La inmensa mayoría de los estudios de nitrificación con BMA se han realizado con aguas residuales sintéticas, siendo necesario ensayar con agua residual real con niveles reducidos de materia en suspensión y/o coloidal para analizar su efecto sobre la transferencia de materia.

En este trabajo, su primera parte experimental (caso a) se dedica al estudio de la nitrificación terciaria del proceso RBMA en modo batch a escala piloto con un agua residual sintética, para después, esa misma biopelícula nitrificante someterla a ensayos de nitrificación – desnitrificación con agua residual doméstica decantada (caso b). Para la puesta en marcha del proceso, el reactor fue inoculado con un cultivo de nitrificantes desarrollado en nuestro laboratorio en un reactor de fangos activos de baja carga con un tiempo de retención celular de diez días. Este método de puesta en marcha funcionó bien, pues, el cultivo colonizó adecuadamente las membranas en un periodo inferior a doce días.

El estudio de nitrificación terciaria con agua residual sintética (caso a) tuvo dos fases. En una de ellas, el agua problema fue desoxigenada para evaluar la nitrificación con las membranas aireadas como única vía de suministro de oxígeno para la biopelícula (aireación uni-direccional). En la otra, el agua problema no se desoxigenó y por lo tanto para la nitrificación se dispuso de dos vías de oxigenación desde el seno líquido aerobio y a través de las membranas (aireación bi-direccional). Los resultados demostraron que cuando la BMA funciona con aireación bi-direccional la tasa máxima de nitrificación ($1.2 \text{ g N-NH}_4^+/\text{m}^2/\text{d}$) puede duplicar al caso uni-direccional ($0.6\text{-}0.7 \text{ g N-NH}_4^+/\text{m}^2/\text{d}$). En ambos casos, la tasa de nitrificación fue baja, y esto se atribuyó a que el seno del líquido no se agitó en absoluto, de modo que junto a la biopelícula se formó una capa líquida estática de gran espesor (aprox. 7.5 mm) que constituyó una gran barrera difusional. Al término de los ensayos de nitrificación terciaria la biopelícula presentó un aspecto liso, fino, de color amarillento, y estaba bien distribuida sobre las membranas.

En la siguiente fase (caso b), cuando se alimentó agua residual doméstica decantada, el seno líquido siempre fue anóxico y agitado moderadamente mediante recirculación interna (aprox. 2.6 m/h, velocidad del agua). Se realizaron tres ensayos batch con agua residual doméstica, y ya en el primer ensayo se desarrolló uniformemente una biopelícula heterótrofa sobre la nitrificante. La BMA nitrificante soportó bien la colonización heterótrofa, es decir, no se inhibió. La estrategia de primero colonizar las membranas con un cultivo de nitrificantes, para después proceder al desarrollo del cultivo heterótrofo ha demostrado dar buenos resultados. La tasa de nitrificación conjunta de la biopelícula mixta fue menor que la de la BMA nitrificante terciaria ($0.36 \text{ g N-NH}_4^+/\text{m}^2/\text{d}$). Pero, además de la oxidación del amonio, la biopelícula mixta fue capaz de simultáneamente eliminar materia orgánica y nitrógeno total mediante nitrificación-desnitrificación. La tasa máxima de eliminación de NT fue de $0.38 \text{ g N}/\text{m}^2/\text{d}$, sugiriendo que casi todo el amonio nitrificado fue desnitrificado. La tasa máxima de oxidación orgánica observada también fue baja ($6 \text{ g DQO}/\text{m}^2/\text{d}$) comparada con otros procesos biopelícula como el de biodiscos ($< 24 \text{ g DQO}/\text{m}^2/\text{d}$). Sin embargo, el proceso RBMA es fácilmente optimizable. Por ejemplo, con solo duplicar la superficie específica de membrana el tiempo de reacción batch se reduciría casi a la mitad. Una de las características del diseño del proceso RBMA estudiado es no utilizar grandes cantidades de energía. La aireación se realizó a muy baja presión, menos de 34.5 kPa, y la recirculación produjo una velocidad del agua de 2.6 m/h, suficiente para impedir la sedimentación de sólidos en suspensión que contiene el agua residual doméstica decantada o de biopelícula desprendida. El agua tratada presentó unos niveles excelentes de clarificación, con una concentración estimada de SS que no llegaba a 10 mg/L, y no se produjeron eventos de desprendimiento masivo de biopelícula. La biopelícula mixta final fue bastante lisa, de un espesor aparente mayor que el de la biopelícula de nitrificación terciaria, compacta y de color marrón brillante, que ya no dejaba apreciar la biopelícula nitrificante amarillenta de fondo.

Las últimas dos fases experimentales (casos c-d) consistieron en evaluar el proceso RBMA en continuo, a escala de laboratorio, sin agitación del líquido y con agua residual sintética. Primero, se estudió la nitrificación terciaria (caso c), y después se estudió la eliminación simultánea de materia orgánica y nitrógeno (caso d). Como en el estudio en modo batch, también se empezó el arranque del proceso con el desarrollo de una biopelícula nitrificante. Pero, en este caso el inóculo fue agua residual doméstica captada de un pozo de alcantarilla, lo cual tuvo como consecuencia que la puesta en marcha se alargara aproximadamente 60

días, es decir, multiplicó por 5 veces el tiempo empleado en el arranque del proceso RBMA a escala piloto donde el inóculo utilizado fue un fango activo aclimatado con un TRC de 10 días. Una vez superada la puesta en marcha, el proceso RBMA en modo continuo alcanzó muy buenas tasas de nitrificación (máxima = 2.2 g N/m²/d), llegando a ser mayor que la del proceso biodiscos aplicado al tratamiento terciario de aguas residuales domésticas (1.45 g N-NH₄⁺/m²/d). La biopelícula nitrificante final que se desarrolló fue lisa, fina y amarillenta (similar a la del estudio en modo batch).

Cuando se cambió el sustrato a uno mixto de amonio y materia orgánica (glucosa, almidón soluble y ácido glutámico), rápidamente se desarrolló una capa de heterótrofas sobre las nitrificantes (caso d). La actividad nitrificante no se inhibió, pero si redujo su magnitud, alcanzándose menores tasas de nitrificación conjunta (máxima = 0.9 g N-NH₄⁺/m²/d y 1.5 g NTK/m²/d). El desarrollo del espesor heterótrofo se convierte en una barrera difusional para el amonio, y así la tasa de nitrificación, en general, se reduce. La BMA mixta fue viable para la eliminación simultánea de materia orgánica y nitrógeno. La tasa máxima de eliminación de NT mediante nitrificación – desnitrificación fue de 1.6 g/m²/d, que es un valor muy similar al que se alcanza en procesos biopelícula de lecho aireable sumergido fijo (conocidos como procesos BLASF). Por otra parte, la tasa máxima de eliminación orgánica fue de 12 g DQO/m²/d, un 50% aproximadamente de lo que puede alcanzar un proceso como el de biodiscos (> 24 g DQO/m²/d). La biopelícula heterótrofa proporcionó una gama de tonos, obteniéndose al final de los ensayos una biopelícula con una base amarillenta (capa nitrificante), una zona intermedia marrón fuerte y brillante y una zona superficial blancuzca, translúcida y esponjosa, y con un espesor global que alcanzó 1.4 mm. Finalmente, tanto para la nitrificación terciaria como para la eliminación simultánea de materia orgánica y nitrógeno, resultó más eficaz el funcionamiento del proceso RBMA en modo continuo que en modo batch. Una de las causas que explica el mejor rendimiento del modo continuo es la configuración del módulo de membranas tubulares. Los tubos fueron instalados en dirección perpendicular al flujo ascendente del agua. Además, las filas de membranas tubulares no se solaparon. El volumen de agua que atravesaba la luz de una fila inferior chocaba contra los tubos de la fila superior, haciendo tortuoso el recorrido. Aunque no se practicó agitación del seno líquido, la tortuosidad del flujo produjo un cierto grado de transporte advectivo de materia que mejoró la transferencia de nutrientes hacia la biopelícula, lo cual a su vez estimuló la velocidad de las reacciones en los diferentes estratos de población bacteriana.

ABSTRACT

The membrane aerated biofilm reactor (MABR process) is an emerging technology which employs a gas permeable membrane for the biofilm development. Through the support-membrane biofilm receives oxygen for the oxidation of contaminants that diffuse from the liquid within the reactor. This peculiarity makes the membrane-aerated-biofilm (MAB) a system where you can develop different species of microorganisms and microbial reactions niches. This thesis has focused on the study of the removal of organic matter and nitrogen from wastewater with MABR process. The overall objective was to evaluate process performance under different experimental approaches. The process is studied under the forms of operation in batch and continuous. In each mode the efficiency of the process in terms of tertiary nitrification and simultaneous removal of organic matter and nitrogen was evaluated for nitrification and denitrification.

The process has been tested in laboratory and pilot scale. Initially, the goal was to evaluate a pilot scale with settled domestic wastewater for what was designed, built and installed a pilot plant in the former WWTP Bens (A Coruña). Logistics circumstances forced us to change the initial experimental approach. Specifically, when we had three tests of the second experimental part for the study of the simultaneous removal of organic matter and nitrogen in batch mode it had to remove the pilot plant for the works of the new WWTP Bens required space at that time we occupied, and no else in the WWTP to mount the pilot plant without the normal development of the works were interrupted. It was not the only vicissitude, but the most important. In these circumstances, continuing the ongoing study was only viable if it had received another next alternative (WWTP, industry, etc.) to allow us to test the "in situ" pilot, as the volume of MABR feeding in continuous with synthetic sewage was unworkable. For example, for a HRT of 6 hours, 544 liters/day would require flow. Therefore, the continuous study had to be done on a laboratory scale, and what we did was take advantage of a MABR 14.2 liters (approximately 1/10 of the pilot) that was built for the evaluation tests of oxygen transfer clean membranes. On the other hand, the author's personal circumstances delayed the re-start of the studies until September 2014, that is, five years later.

One aim of the work was to generate practical information on technical and operational variables MABR pilot scale process with domestic wastewater both in batch mode, in the style of a sequential batch reactor (SBR) and continuously, always with the lowest energy consumption for aeration and agitation. Therefore, aeration was designed to be able to renew the internal atmosphere of the membrane module in a very short time, specifically in less than one minute, and was not intended to pressurize the interior of the body of the membranes (pore). Also, when agitation of the water was performed it made at very low speed, namely 2.6 m/h when he worked in batch mode with domestic wastewater (case b). In the other three scenarios: (case a) pilot scale batch mode, tertiary nitrification, synthetic wastewater (SWW), (case c) laboratory scale, continuous mode, tertiary nitrification, SWW and (case d) laboratory scale, continuous mode, nitrification - denitrification, SWW; speed was zero (case a) or extremely low, in the order of 10^{-4} cm/s (c-d cases). Why such extreme conditions of low energy? Because they also sought to assess the feasibility of MABR process as an alternative treatment, secondary and/or tertiary, small agglomeration rural Galicia. At that time, 2005 - 2008, the group of Sanitary and Environmental Engineering collaborated with Aguas de Galicia in the development of the Guidelines Sanitation in Rural Areas of Galicia (DSMRG), which among other activities, included an update of the existing treatments. For professional bias, the working group also evaluated the need for innovation and development of new adaptive technologies to rural areas, that is: with low power consumption, little mechanical and simple and easy operation and maintenance equipment. These requirements are linked: if low energy consumption, it is usually because they use few electro-mechanical equipment, and if I use few mechanical equipment, it is normal that operation and maintenance are simple.

The MAB, at laboratory and pilot scale, have proved very efficient for tertiary nitrification and for the removal of organic matter and nitrogen. However, there are still technical problems to solve for the step to scale a viable process. For example, it remains to develop a methodology to control biofilm thickness to ensure long-term efficiency in the simultaneous removal of organic matter and nitrogen. In the case of tertiary nitrification, the problem of the thickness is less because the nitrifying biomass has a low cell production, and consequently the thickness of nitrifying biofilms are thin, generally less than 300 microns. Thanks to this, nitrification tertiary studies have shown that MAB oxygen transfer through the membrane can enhance the conventional technologies offer. The majority of studies of nitrification with MAB were made with synthetic wastewater, being necessary to

test real waste water with low levels of suspended and/or colloidal matter to analyze its effect on mass transfer.

In this work, the first experimental part (case a) is dedicated to the study of MABR tertiary nitrification process in batch mode on a pilot scale with a synthetic sewage, then, that same nitrifying biofilm nitrification submit to tests - denitrification with settled domestic wastewater (case b). For the implementation of the process, the reactor was inoculated with a culture of nitrifying developed in an low-load activated sludge reactor laboratory-scale with cell retention time of ten days. This method of implementation worked well thus properly colonized culture membranes in less than twelve days period.

The study on tertiary nitrification with synthetic sewage (case a) had two phases. In one, the water was deoxygenated for assessing aerated nitrification membranes as the sole means of supply of oxygen to the biofilm (unidirectional aeration). In another deoxygenated water it is not, and therefore for nitrification prepared by two-way within the oxygenation from aerobic bulk liquid and through membranes (bidirectional aeration). The results showed that when the MAB works with bi-directional aeration the maximum rate of nitrification ($1.2 \text{ g N-NH}_4^+/\text{m}^2/\text{d}$) can double the uni-directional case ($0.6\text{-}0.7 \text{ g N-NH}_4^+/\text{m}^2/\text{d}$). In either case, the nitrification rate was low, and this was attributed that the bulk liquid was not stirred at all, so that the biofilm with a liquid layer of large thickness static (approx. 7.5 mm) was formed that it constituted a diffusional barrier. At the end of the trials tertiary nitrification biofilm presented a smooth thin yellowish appearance, and was well distributed on the membranes.

In the next phase (case b) when settled domestic wastewater was fed, the liquid was always within anoxic and agitated moderately by internal recirculation (approx. 2.6 m/h, water velocity). Three trials batch with domestic wastewater were performed, and already in the first test, a heterotrophic biofilm developed evenly over the nitrifying biofilm. The MAB nitrifying not inhibited by the development of heterotrophic biomass. The first strategy to colonize the membranes with a culture of nitrifying, then proceed to the development of heterotrophic cultivation has shown good results. Combined nitrification rate of the mixed biofilm was lower than the tertiary nitrifying MAB ($0.36 \text{ g N-NH}_4^+/\text{m}^2/\text{d}$). But apart from ammonia oxidation, the mixed biofilm was able to simultaneously remove organic matter and total nitrogen by nitrification-denitrification. The maximum removal rate was 0.38 g NT

$\text{N}/\text{m}^2/\text{d}$, suggesting that most of the nitrified ammonium was denitrified. The maximum observed organic oxidation rate was also low ($6 \text{ g COD}/\text{m}^2/\text{d}$) compared with other biofilm processes as biodisc ($<24 \text{ g COD}/\text{m}^2/\text{d}$). However, the MABR process is readily optimizable. For example, with only double the surface area of membrane batch reaction time is reduced by almost half. One of the design features MABR process is studied using small amounts of energy. Aeration was carried out at very low pressure, less than 34.5 kPa , and recirculation produced a water velocity of 2.6 m/h , sufficient to prevent settling of suspended solids containing settled domestic wastewater or detached biofilm. The treated water showed excellent levels of clarity, with an estimated SS concentration was less than 10 mg/L , and no events occurred detachment of biofilm mass. The final mixed biofilm was fairly smooth, an apparent greater than the tertiary nitrifying biofilm, compact, bright brown, leaving no longer see the yellow background nitrifying biofilm thickness.

The final two experimental phases (c-d cases) were to evaluate the MABR continuous process, a laboratory scale, without agitation of the liquid and with synthetic wastewater. First, tertiary nitrification (case c) was studied, and then simultaneous removal of organic matter and nitrogen (case d) was studied. As in the study in batch mode, starting the process with the development of a nitrifying biofilm. But in this case the inoculum was domestic wastewater collected from a sewer, which has as consequence its implementation took about 60 days. That is, multiplied by 5 times the period spent at the start of MABR process pilot scale where the inoculum used was an activated sludge acclimated with a CRT 10 days. Once the start-up the MABR process continuously achieved good rates of nitrification (maximum = $2.2 \text{ g N}/\text{m}^2/\text{d}$), becoming greater than the process used biodiscs tertiary treatment of domestic wastewaters ($1.45 \text{ g N-NH}_4^+/\text{m}^2/\text{d}$). The final nitrifying biofilm developed was smooth, thin, yellow (similar to study in batch mode).

When the substrate was changed to a mixed ammonium and organic matter (glucose, soluble starch and glutamic acid), quickly heterotrophic layer was developed on nitrifying biofilm. Nitrifying activity was not inhibited, but reduced its magnitude, reaching smaller combined nitrification rates (maximum = $0.9 \text{ g N-NH}_4^+/\text{m}^2/\text{d}$ and $1.5 \text{ g NTK}/\text{m}^2/\text{d}$). The development of heterotrophic thickness becomes a diffusional barrier for ammonium, and thus the nitrification rate generally decreases. Mixed MAB was feasible for the simultaneous removal of organic matter and nitrogen. The maximum rate of TN removal by nitrification - denitrification was $1.6 \text{ g}/\text{m}^2/\text{d}$, which is very similar to that value is reached in submerged

aerated filter process (SAF process). Moreover, the maximum rate of organic removal was 12 g COD/m²/d, about 50% of what can achieve a process as biodisc (> 24 g COD/m²/d). Heterotrophic biofilm provided a range of shades, obtaining at the end of the trials a biofilm with a yellowish base (nitrifying layer), a strong and bright brown intermediate zone and a whitish, translucent and spongy surface area, and with an overall thickness which reached 1.4 mm. Finally, for both tertiary nitrification and simultaneous removal of organic matter and nitrogen, it was more effective operation of the MABR process at continuous mode. One of the reasons that explains the better performance of the continuous mode is the configuration of tubular membrane module. The tubular membranes were installed perpendicular to the upward flow of water. Also, the rows of tubular membranes did not overlap. The volume of water passed through the light of a lower row crashed into the tubes of the upper row, making tortuous route. Although no agitation of the liquid within practiced, the tortuosity of the flow produced a degree of advective transport of matter improved transfer of nutrients to the biofilm, which in turn stimulated the rates of reactions in the different strata of the bacterial population.

DEDICATORIA

Este trabajo de tesis doctoral está dedicado a:

Mi esposo, Juan Alfredo, por su constante apoyo. Por confiar en mí a pesar de los avatares de salud que he pasado, siempre ha estado animándome, ayudándome, dedicándome gran parte de su tiempo.

Mi hijo, José Manuel, porque es mi principal motivación, por la felicidad que trajo a mi vida y los ratos de buen humor que nos regala.

AGRADECIMIENTOS

En primer lugar quiero agradecer al profesor Joaquín Suárez López por la oportunidad de integrarme en el grupo de Ingeniería Sanitaria y Ambiental que con mucha capacidad y entrega personal dirige. Asimismo, a mis co-directores, el propio profesor Suárez y el profesor Alfredo Jácome Burgos, por las enseñanzas y consejos para la realización de este trabajo. Con su dedicación, paciencia y valiosas orientaciones esta tesis ha sido posible.

A Tere por su apoyo y ecuanimidad, una gran compañera en el amplio sentido de la palabra.

A los compañeros que he tenido en el Laboratorio de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, en todos estos años, por estar dispuestos a colaborar.

A Roberto Carro que construyó el módulo piloto de membranas tubulares, para lo que puso toda su pericia, y sobre todo, paciencia.

A Antonio Yáñez que colaboró en las primeras pruebas del RBMA piloto y en las dos primeras fases experimentales. Además, ayudó en la re-construcción de la planta piloto tras el accidente que la desbarató. Fue muy agradable trabajar con él.

Al profesor Tsunao Matsumoto de la Universidad Estatal de Sao Paulo, que procesó los datos de los ensayos de aireación para el capítulo 5.

A la Universidade da Coruña y a la Consellería de Educación de la Xunta de Galicia que me honraron concediéndome una beca pre-doctoral durante 3 años.

A la empresa Aluman que se interesó en esta investigación y la financió conjuntamente con la Consellería de Industria de la Xunta de Galicia.

A EMALCSA por permitirnos instalar la planta piloto en la EDAR de Bens. A su personal de planta porque prestaron su colaboración afablemente.

A Coruña, septiembre del 2015

ÍNDICE DE CONTENIDOS

RESUMEN	i
ABSTRACT	vii
DEDICATORIA	xiii
AGRADECIMIENTOS	xv
ÍNDICE DE CONTENIDOS	xvii
ÍNDICE DE TABLAS	xxi
ÍNDICE DE FIGURAS	xxiii
CAPÍTULO 1: INTRODUCCIÓN	1
1.1.- CARACTERÍSTICAS DE LOS PROCESOS BIOPELÍCULA.....	1
1.1.1.- Tipología de reactores biopelícula.....	6
1.2.- MEJORAS QUE OFRECEN LOS RBMA.....	10
1.3.- OBJETIVOS.....	12
1.4.- ESTRUCTURA DE LA TESIS.....	16
1.5.- REFERENCIAS.....	17
CAPÍTULO 2: REACTORES BIOPELÍCULA DE MEMBRANA AIREADA.....	21
2.1.- GENERALIDADES SOBRE LOS REACTORES DE MEMBRANA.....	21
2.1.1.- Tipologías más comunes de reactores de membrana.....	21
2.1.2.- Desarrollo inicial de los reactores de membrana.....	22
2.1.3.- Ventajas de los reactores de membrana.....	23
2.1.4.- Estructura y clasificación de las membranas.....	24
2.1.5.- Configuraciones de membrana.....	25
2.1.6.- Factores que afectan la eficiencia de la transferencia de materia.....	29
2.2.- REACTORES BIOPELÍCULA DE MEMBRANA AIREADA.....	30
2.2.1.- Membrana aireada.....	30
2.2.2.- Biopelículas en reactores de membrana aireada.....	34
2.2.3.- Aplicaciones.....	38
2.3.- NITRIFICACIÓN Y DESNITRIFICACIÓN EN RBMA	42
2.3.1.- Aspectos generales de la nitrificación observada en los RBMA.....	42
2.3.1.1.- Efectos de la carga aplicada de amonio y/o del TRH.....	42
2.3.1.2.- Efectos de la tasa de transferencia de oxígeno.....	45

2.3.1.3.- Efectos de la superficie específica de membrana y/o densidad del relleno.....	46
2.3.1.4.- Efectos de las condiciones hidráulicas.....	46
2.3.2.- Eliminación simultánea de materia orgánica y nitrógeno.....	47
2.3.2.1.- Efecto del espesor de biopelícula.....	49
2.3.2.2.- Efectos de las cargas de DQO y amonio y/o de la ratio DQO/N.....	49
2.3.2.3.- Efecto de la presión parcial de oxígeno.....	50
2.3.2.4.- Efectos del TRH.....	51
2.3.2.5.- Factores hidrodinámicos.....	52
2.3.2.6.- Módulos de membrana.....	53
2.4.- REFERENCIAS.....	54

CAPÍTULO 3: ESTUDIO DE LA NITRIFICACIÓN TERCIARIA EN REACTOR BIOPELÍCULA DE MEMBRANA AIREADA EN MODO BATCH..... 61

3.1.- INTRODUCCIÓN.....	61
3.2.- MATERIALES Y MÉTODOS.....	63
3.2.1.- Reactor Biopelícula de Membrana Aireada.....	63
3.2.2.- Analítica.....	69
3.2.3.- Evaluación de la aireación a través de las membranas limpias.....	71
3.2.4.- Puesta en marcha y siembra del reactor.....	73
3.2.5.- Control del reactor en régimen transitorio.....	74
3.3.- RESULTADOS Y DISCUSIÓN.....	75
3.3.1.- Ensayos de aireación.....	75
3.3.1.1.- Efecto de una biopelícula sobre la transferencia de oxígeno a través de una membrana.....	84
3.3.2.- Colonización de las membranas.....	86
3.3.3.- Puesta en marcha del reactor en estado transitorio.....	88
3.3.4.- Nitrificación en régimen transitorio con flujo bidireccional de oxígeno hacia la biopelícula.....	92
3.3.5.- Nitrificación en régimen transitorio con flujo de oxígeno uni-direccional hacia la biopelícula.....	95
3.3.6.- Consumo de alcalinidad y pérdidas de nitrógeno.....	98
3.3.7.- Cambios de pH y conductividad.....	99
3.3.8.- Producción de fangos.....	100
3.3.9.- Cinética de la nitrificación en biopelícula de membrana aireada.....	101

3.4.- CONCLUSIONES.....	104
3.5.- REFERENCIAS.....	105
CAPÍTULO 4: ESTUDIO DE LA ELIMINACIÓN CONJUNTA DE MATERIA ORGÁNICA Y NITRÓGENO EN RBMA EN MODO BATCH.....	109
4.1.- INTRODUCCIÓN.....	109
4.2.- MATERIALES Y MÉTODOS.....	111
4.2.1.- Reactor Biopelícula de Membrana Aireada (RBMA).....	111
4.2.2.- Analíticas.....	112
4.2.3.- Agua residual.....	112
4.2.4.- Biopelícula.....	113
4.3.- RESULTADOS Y DISCUSIÓN.....	114
4.3.1.- Parámetros de control.....	114
4.3.2.- Dinámica de la DQO y la turbidez.....	116
4.3.3.- Dinámica del nitrógeno.....	122
4.3.4.- Biopelícula.....	126
4.3.5.- Dinámica y efectos de la conductividad.....	127
4.3.6.- Efectos de la alcalinidad y el pH.....	129
4.3.7.- Balances de materia.....	132
4.3.7.1.- Eliminación de materia orgánica.....	134
4.3.7.2.- Cinética de la DQO.....	139
4.3.7.3.- Eliminación de nitrógeno.....	141
4.3.7.4.- Cinética de la nitrificación.....	150
4.3.7.5.- Transferencia de oxígeno a través de biopelícula-membrana aireada (BMA).....	152
4.4.- CONCLUSIONES.....	154
4.5.- REFERENCIAS.....	156
CAPÍTULO 5: ESTUDIO DE LA NITRIFICACIÓN TERCIARIA Y DE LA ELIMINACIÓN SIMULTÁNEA DE MATERIA ORGÁNICA Y NITRÓGENO EN EL PROCESO RBMA EN CONTINUO.....	163
5.1.- OBJETIVOS.....	163
5.2.- INTRODUCCIÓN.....	164
5.3.- MATERIALES Y MÉTODOS.....	166
5.3.1.- RBMA.....	166
5.3.2.- Ensayos de aireación.....	167

5.3.3.- Agua residual.....	168
5.3.4.- Inoculación bacteriana.....	170
5.3.5.- Analíticas.....	170
5.3.6.- Espesor y concentración de biopelícula.....	171
5.4.- RESULTADOS Y DISCUSIÓN.....	172
5.4.1.- Capacidad de aireación de las membranas tubulares.....	172
5.4.2.- Puesta en marcha.....	174
5.4.3.- Nitrificación terciaria en continuo.....	177
5.4.3.1.- Efecto del TRH.....	178
5.4.3.2.- Efecto de la carga aplicada de amonio.....	180
5.4.3.3.- Cinética observada de la nitrificación.....	183
5.4.3.4.- Características de la biopelícula.....	187
5.4.3.5.- Consumo de oxígeno.....	187
5.4.4.- Eliminación simultánea de materia orgánica y nitrógeno.....	189
5.4.4.1.- Rendimiento del tratamiento.....	192
5.4.4.2.- Balances de materia.....	194
5.4.4.3.- Efectos de la carga de DQO.....	197
5.4.4.4.- Efecto de la carga de nitrógeno.....	202
5.4.4.5.- Efecto del TRH.....	205
5.4.4.6.- Características de la biopelícula.....	207
5.5.- CONCLUSIONES.....	216
5.6.- REFERENCIAS.....	219
CAPÍTULO 6: CONCLUSIONES GENERALES Y NECESIDADES DE MEJORAS/ ESTUDIOS.....	227
6.1.- CONCLUSIONES GENERALES	227
6.2.- NECESIDADES DE MEJORAS Y POSIBLES ESTUDIOS.....	230
6.3.- REFERENCIAS.....	233
ANEXO A: CONDICIONES OPERACIONALES DEL RBMA EN MODO CONTINUO DURANTE LA NITRIFICACIÓN TERCIARIA EN ESTADO ESTACIONARIO.....	235
ANEXO B: CONDICIONES OPERACIONALES DEL RBMA EN MODO CONTINUO DURANTE LA NITRIFICACIÓN-DESNITRIFICACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO.....	239

INDICE DE TABLAS

Tabla 1.1.- Clasificación de reactores biopelícula (Adaptada de Tejero et al., 1995).....	7
Tabla 2.1.-Ventajas e inconvenientes de los reactores de membrana.....	24
Tabla 2.2.- Características de los materiales de membrana (Stephenson <i>et al.</i> , 2000).....	27
Tabla 2.3.- Ejemplos de membranas y sus configuraciones para reactores biológicos (Adaptada de Stephenson <i>et al.</i> , 2000).....	28
Tabla 2.4.- Membranas usadas en RBMA (Ampliada de Stephenson <i>et al.</i> , 2000).....	32
Tabla 2.5.- Características de las biopelículas adheridas a una membrana aireada (Modificada de Stephenson <i>et al.</i> , 2000).....	37
Tabla 2.6.- Comparación de aplicaciones de los RBMA (Adaptada de Jácome <i>et al.</i> , 2006).....	42
Tabla 2.7.- Estudios previos de RBMA de nitrificación (Modificada de Long et al. 2011).....	47
Tabla 2.8.- Resultados de varios estudios previos de RBMA de nitrificación-desnitrificación	48
Tabla 3.1.- Características de la membrana tubular Accurel®PP modelo V8/2.....	65
Tabla 3.2.- Resultados de los ensayos de aireación con las membranas limpias.....	81
Tabla 3.3.- Efecto del incremento del caudal de aire sobre el valor del coeficiente $(K_{La})_M$	83
Tabla 3.4.- Efecto del incremento de la velocidad del agua sobre el valor del coeficiente $(K_{La})_M$ (caso “membrana aireada”)	83
Tabla 3.5.- Nitrificación en estado transitorio con flujo bi-direccional de oxígeno.....	93
Tabla 3.6.- Nitrificación en estado transitorio con flujo uni-direccional de oxígeno.....	96
Tabla 4.1.- Composición del agua residual urbana decantada en el arranque de cada ensayo batch	113
Tabla 4.2.- Fracciones biodegradables e inertes (como DQO) del agua residual urbana de A Coruña decantada (Fuente: Molina <i>et al.</i> , 2003)	113
Tabla 4.3 (a).- Resultados analíticos del proceso RBMA en modo batch	114
Tabla 4.3 (b).- Resultados analíticos del proceso RBMA en modo batch	115
Tabla 4.4.- Promedio de las mediciones de OD y temperatura en cada ensayo batch	116
Tabla 4.5.- Carga orgánica eliminada considerando cada ensayo de modo global	137

Tabla 4.6.- Tasas de nitrificación y desnitrificación globales por ensayo	142
Tabla 4.7.- Comparativa de tasas de nitrificación observadas en RBMA	147
Tabla 5.1.- Composición del agua residual sintética para el estudio de nitrificación	169
Tabla 5.2.- Composición del agua residual sintética para el estudio de nitrificación- desnitrificación	169
Tabla 5.3.- Condiciones operacionales de las cargas batch de la puesta en marcha	175
Tabla 5.4.- Condiciones operacionales y composición media afluente durante la nitrificación en estado estacionario	177
Tabla 5.5.- Composición media del efluente durante la nitrificación en estado estacionario	178
Tabla 5.6.- Cargas operacionales en estado estacionario del proceso RBMA de nitrificación	183
Tabla 5.7.- Valores medios de las cargas aplicadas durante los ensayos de eliminación simultánea de DQO y NT del proceso RBMA en continuo	190
Tabla 5.8.- Rendimiento en eliminación de DQO (valores promedio) del proceso RBMA en estado estacionario	192
Tabla 5.9.- Rendimiento en eliminación de NT y amonio (valores promedio) del proceso RBMA en estado estacionario	192
Tabla 5.10.- Funcionamiento del proceso RBMA en estado estacionario respecto de las formas oxidadas de nitrógeno y del N-Orgánico (valores promedio)	193
Tabla 5.11.- Parámetros analíticos de control del proceso RBMA en estado estacionario (pH, TAC y CE)	193
Tabla 5.12.- Concentración y cantidad de biopelícula mixta (nitrificante – desnitrificante) del proceso RBMA	213
Tabla 5.13.- Valores promedio de parámetros físicos de biopelículas de membrana aireada para eliminación simultánea de DQO y N	214

INDICE DE FIGURAS

Figura 1.1.- Formación de una biopelícula (Tejero et al., 1995)	3
Figura 1.2.- Compartimentos de un sistema biopelícula. (a): biopelícula convencional. (b): biopelícula no convencional sobre membrana permeable a gases	4
Figura 1.3.- Sucesión de microorganismos en un sistema biopelícula (Reproducida de Iwai y Kitao, 1994)	5
Figura 1.4.- Perfil de la densidad de una biopelícula (Reproducida de Hoehn y Ray, 1973) ...	5
Figura 1.5.- Ejemplo de perfil de nutrientes y estratificación de una biopelícula. (a): convencional. (b): biopelícula sobre membrana aireada	8
Figura 1.6.- Estratos aerobios y anaerobios de una biopelícula convencional (Adaptada de Iwai y Kitao, 1994)	9
Figura 1.7.- Perfil de concentración de amonio y nitrato en una biopelícula convencional	10
Figura 1.8.- Distribución típica de las capas de población microbiana en una biopelícula de membrana aireada (BMA) para eliminación simultánea de DQO y NT	12
Figura 2.1.- Tipologías de reactores de membrana. Izda.: reactor de fangos activos con filtración de membrana (MBR). Centro: reactor biopelícula de membrana aireada (RBMA). Dcha.: reactor de membrana extractiva (RME) (Reproducida de Stephenson et al., 2000)	22
Figura 2.2.- Comparativa de capacidades de retención. La micro- y ultra-filtración emplean membranas porosas. La ósmosis inversa se efectúa con membranas densas	26
Figura 2.3.- Esquema de una biopelícula-membrana-aireada (BMA)	31
Figura 2.4.- Esquema simplificado de los perfiles de OD, DQO, amonio y nitrógeno oxidado que se producirían en una BMA, en el supuesto de una estratificación aerobia y anóxica de la biopelícula. La capa aerobia tendría una parte nitrificante (junto a la interfase membrana – biopelícula) y otra de oxidación heterótrofa	36
Figura 3.1.- Esquema de biopelícula nitrificante de membrana aireada unidireccional (Yáñez 2009)	62
Figura 3.2.- Esquema de biopelícula nitrificante de membrana aireada bidireccional (Yáñez 2009)	62
Figura 3.3.- Imagen de la antigua EDAR de Bens (pretratamiento) (año 2009)	63

Figura 3.4.- Aspecto interior de la planta piloto. El tanque central es el reactor biológico	64
Figura 3.5.- Esquema en alzado de los componentes principales de la planta piloto.....	64
Figura 3.6.- Aspecto exterior de la planta piloto	65
Figura 3.7.- Módulo de membranas tubulares, en pruebas antes del montaje definitivo	67
Figura 3.8.- La soplante (izda.) y el sistema de reparto de aire al seno líquido del reactor (dcha.). El sistema de reparto de aire se hace mediante 2 tubos de PVC de 20 mm, independizados con válvulas	68
Figura 3.9.- La soplante en pruebas de funcionamiento. Se observa un burbujeo grueso en el seno líquido debido a la aireación a través de los difusores del fondo	68
Figura 3.10.- Detalle del tubo de entrada de agua residual a colocarse en el fondo del reactor. Se trata de conseguir una buena distribución radial del afluente al reactor	69
Figura 3.11.- Fase constructiva del módulo de membranas para los ensayos de aireación	70
Figura 3.12.- Imagen del reactor de membrana tubular a escala de laboratorio utilizado en los ensayos de aireación física con las membranas limpias	71
Figura 3.13(a).- Efecto de la velocidad del agua sobre la evolución del oxígeno disuelto durante los ensayos de aireación “sin membrana”	75
Figura 3.13 (b).- Evolución del OD durante un ensayo de aireación “sin membrana” con velocidad del agua = 4,8 cm/min	76
Figura 3.14.- Efecto de la velocidad del agua sobre la dinámica del OD durante ensayos de aireación “membrana cerrada”	77
Figura 3.15.- Efecto de la velocidad del agua (0.0; 3.8 y 4.9 cm/min) sobre la dinámica del OD en los ensayos de aireación “membrana pasiva” (difusor apagado: $Q_{\text{aire}} = 0$)	78
Figura 3.16.- Efecto del caudal de aire sobre la dinámica del OD en los ensayos de aireación “membrana aireada” con velocidad del agua nula.	79
Figura 3.17.- Efecto del caudal de aire sobre la dinámica del OD en los ensayos de aireación “membrana aireada” con velocidad del agua ≈ 4 cm/min	79
Figura 3.18.- Efecto del caudal de aire sobre la dinámica del OD en los ensayos de aireación “membrana aireada” con velocidad del agua ≈ 5.6 cm/min	80
Figura 3.19.- Esquema de la transferencia de oxígeno a través de una membrana aireada, sin biopelícula (izda.) y con biopelícula (dcha.) (Adaptada de Lackner <i>et al.</i> , 2010).	85

Figura 3.20.- Estimación con AQUASIM del valor real del coeficiente de transferencia de oxígeno a través de una membrana, K_M (Reconstruida con los datos de Lackner <i>et al.</i> , 2010)	86
Figura 3.21.- Imagen de las membranas tubulares microporosas recubiertas de biopelícula nitrificante	87
Figura 3.22.- Evolución de los sustratos en el seno líquido durante la fase inicial de arranque del reactor biopelícula. A los 36 días se pone a funcionar en continuo el difusor de aire...	90
Figura 3.23.- Evolución de amonio (♦), nitrato (*) y nitrito (o) durante los 6 ensayos batch con flujo bi-direccional de oxígeno	93
Figura 3.24.- Ratio de concentración en el seno del agua $O_2/N-NH_4$, durante los ensayos con cargas iniciales de 30 y 60 mg/L (ensayos 1 – 6)	95
Figura 3.25.- Evolución de amonio (♦), nitrato (x) y nitrito (o) durante los ensayos batch con flujo uni-direccional de oxígeno	97
Figura 3.26.- Ratio de alcalinidad consumida / amonio eliminado (peso/peso) por experimento	99
Figura 3.27.- Evolución del pH y la conductividad en los experimentos 7 y 8	100
Figura 3.28.- Evolución de la turbidez a lo largo de toda la experimentación	101
Figura 3.29.- Cinética de nitrificación en la biopelícula aireada bi-direccionalmente, desde el seno del líquido y a través de la membrana micro-porosa tubular.....	103
Figura 3.30.- Cinética de nitrificación en la biopelícula aireada uni-direccionalmente a través de la membrana micro-porosa tubular.....	104
Figura 4.1.- Dinámica observada de la DQOT en el RBMA batch	117
Figura 4.2.- Dinámica observada de la DQOS en el RBMA batch	118
Figura 4.3.- Evolución de la turbidez	121
Figura 4.4(a)-(c).- Dinámica de las formas de nitrógeno en cada ensayo batch	124-125
Figura 4.5.- Dinámica del amonio en los ensayos 2 y 3.....	126
Figura 4.6.- Imágenes de las biopelículas desarrolladas sobre las membranas tubulares aireadas: nitrificante (izda.) y mixta de nitrificación/desnitrificación (dcha.)	127
Figura 4.7 (a) - (c).- Evolución de la conductividad específica en cada ensayo.....	128-129
Figura 4.8.- Evolución de la alcalinidad durante los ensayos.....	130
Figura 4.9.- Evolución del pH en los ensayos.....	131
Figura 4.10 (a) - (c).- Balances de DQO.....	135-136
Figura 4.11.- Cinética de la eliminación de materia orgánica.....	140
Figura 4.12 (a) - (c).- Balances de nitrógeno.....	142-143

Figura 4.13(a)-(c).- Dinámica del cambio de la ratio DQO/NT en cada ensayo.....	144-145
Figura 4.14 (a)-(c).- Evolución de la carga eliminada de nitrógeno total.....	149-150
Figura 4.15.- Tasa de nitrificación conjunta observada.....	151
Figura 4.16 (a) - (c).- Evolución de los flujos de oxígeno debido a las cargas oxidadas (por nitrificación y crecimiento heterotrofo aerobio)	153-154
Figura 5.1.- El RBMA experimental usado en esta etapa investigación.....	166
Figura 5.2.- Evaluación del coeficiente de transferencia de oxígeno de las membranas limpias, con velocidad nula del agua.....	173
Figura 5.3.- Dinámica del amonio durante las cargas batch empleadas para la puesta en marcha del RBMA para nitrificación terciaria.....	174
Figura 5.4.- Aspecto de la biopelícula-membrana-aireada nitrificante al término de la 3ª carga batch de la puesta en marcha (7-ene-2015). Se observa un crecimiento disperso, escaso y por parches.....	176
Figura 5.5.- Aspecto de la biopelícula-membrana-aireada (BMA) nitrificante al término de la 4ª carga batch de la puesta en marcha (16-ene-2015). Igual que en el caso 3, se sigue observando un crecimiento disperso, escaso y por parches.....	176
Figura 5.6.- Relación entre el TRH y el rendimiento del proceso de nitrificación.....	178
Figura 5.7.- Variación de la calidad del efluente en función del TRH.....	179
Figura 5.8.- Relación observada entre TRH y la carga eliminada de amonio	180
Figura 5.9.- Efecto de la carga aplicada de amonio sobre la concentración efluente	181
Figura 5.10.- Efecto de la carga aplicada sobre el rendimiento en eliminación de amonio.....	182
Figura 5.11.- Relación entre carga aplicada nitrificable y tasa de nitrificación.....	184
Figura 5.12.- Tasa de nitrificación del proceso RBMA en continuo en función de la concentración efluente de amonio.....	186
Figura 5.13.- Aspecto de la biopelícula nitrificante del estudio de nitrificación terciaria... 187	
Figura 5.14.- Efecto de la carga nitrificable sobre el consumo específico de oxígeno por la BMA nitrificante.....	189
Figura 5.15.- Módulo de membranas fuera del reactor. Se observa con bastante claridad el aspecto de la biopelícula mixta, nitrificantes (fondo, amarillento) y heterótrofa (superficial, <i>fluffy</i>).....	191
Figura 5.16.- Flujos de DQO calculados mediante el balance de materia	195
Figura 5.17.- Flujos de nitrógeno calculados mediante balance de materia.....	196

Figura 5.18.- Relación entre la carga aplicada y eliminada de DQO	197
Figura 5.19.- Efecto de la carga orgánica sobre la tasa de eliminación de NTK	199
Figura 5.20.- Efecto de la carga orgánica sobre la vía de transferencia de oxígeno hacia la biopelícula.....	200
Figura 5.21.- Porcentaje de eliminación de DQO en función de la carga orgánica aplicada	201
Figura 5.22.- Efecto de la carga orgánica sobre la DQO efluente del RBMA.....	201
Figura 5.23.- Relación entre carga aplicada de NT y su tasa de eliminación.....	202
Figura 5.24.- Relación tipo Stover y Kincannon entre carga y tasa de eliminación de amonio en una BMA nitrificante – desnitrificante	203
Figura 5.25.- Eliminación de amonio (%) en función de la carga aplicada de NTK	204
Figura 5.26.- Efecto de la carga superficial de NTK sobre el amonio efluente.....	204
Figura 5.27.- Efecto del TRH sobre la calidad del efluente en cuanto al nitrógeno	205
Figura 5.28.- Efecto del TRH sobre la calidad del efluente en cuanto a DQO	206
Figura 5.29.- Vista superior de la biopelícula al término de los ensayos de eliminación simultánea de DQO y N.....	207
Figura 5.30.- Vista frontal del módulo de membranas. En la tercera fila, desde arriba se aprecia un crecimiento de aspecto vegetal.....	208
Figura 5.31.- Aspecto del crecimiento de un hongo en un punto específico de una de las BMA.....	208
Figura 5.32.- Imagen de una rama del hongo observado y fotografiado (x20) con lupa estereoscópica binocular (C-LEDS, Nikon, China) (por Francesch, O., Biólogo, junio 2015).....	209
Figura 5.33.- Variación de OD y temperatura, último día de digestión aerobia de la BMA.....	210
Figura 5.34.- Cambio del OD a partir del instante en que se vuelve a alimentar con agua residual sintética.....	211
Figura 5.35.- Espesores observados de biopelícula de membrana aireada para eliminación simultánea de DQO y N (pares de valores sacados de la tabla 5.13).....	214
Figura 5.36.- Imagen de la biopelícula de membrana aireada, después de haber sido sometida a los procesos de digestión y re-crecimiento celular.....	215
Figura 5.37.- Biopelícula de membrana aireada después de digestión y re-crecimiento celular. En primer plano se aprecian las cinco membranas de las que se desprendió la biopelícula para análisis de sus características físicas.....	215

Capítulo 1

Introducción

1.1.- CARACTERÍSTICAS DE LOS PROCESOS BIOPELÍCULA

Para el tratamiento de las aguas residuales se cuenta con reactores biológicos en los que la biocenosis crece adherida a la superficie de un material sólido formando una capa biológica (*biofilm*) o biopelícula. Una biopelícula consiste en células inmovilizadas o adheridas sobre un medio soporte, embebidas en una matriz de polímeros orgánicos de origen microbiano y con una fracción significativa de sustancias abióticas o inorgánicas. La depuración de las aguas se realiza mediante su contacto continuo o intermitente con los microbios adheridos a la superficie sólida.

Las biopelículas son la forma habitual de crecimiento de las bacterias en la naturaleza. ¿Quién no ha observado el material mucoso que recubre un jarrón en el que se ha tenido depositadas flores, el material resbaladizo que recubre las piedras de los lechos de los ríos, los cascos de los barcos o la superficie interna de una tubería de agua potable? Otro ejemplo cotidiano de *biofilm* lo constituye la placa dental. La capacidad de formación de biopelículas no parece estar restringida a ningún grupo específico de microorganismos y hoy se considera que bajo condiciones ambientales adecuadas todos los microorganismos son capaces de formar películas biológicas (Characklis, 1990).

La composición de una biopelícula varía en función del sistema en estudio. El componente mayoritario es el agua, que puede representar hasta un 97% del contenido total. Además de agua y bacterias, la matriz es un complejo formado principalmente por polisacáridos. En menor cantidad se encuentran otras macromoléculas como proteínas, ADN y diversos productos de la lisis celular.

En los primeros trabajos sobre la estructura de biopelículas, una de las cuestiones reiterativas era cómo las bacterias del interior de la biopelícula podían tener acceso a los nutrientes o al

oxígeno. Estudios realizados con microscopía confocal han mostrado que la estructura de la matriz no es sólida o cerrada sino que presenta canales que permiten el flujo de agua, nutrientes y oxígeno incluso hasta las zonas más profundas de la biopelícula. La presencia de estos canales no evita sin embargo, que dentro de las biopelículas se pueda encontrar ambientes diferentes en los que la concentración de nutrientes, pH, es diferente. Esta circunstancia aumenta la heterogeneidad del estado fisiológico en el que se encuentra la bacteria y dificulta su estudio.

Según señala Characklis (1990) durante la colonización y formación de una biopelícula sobre un material soporte se pueden diferenciar los siguientes pasos o etapas (Fig. 1):

- 1.- Acondicionamiento del soporte al adsorberse moléculas orgánicas sobre su superficie.
- 2.- Transporte de células microbianas desde el seno del agua (líquido) hasta el soporte acondicionado.
- 3.- Parte de las células que llegan al soporte se adsorben por un tiempo limitado separándose posteriormente (**adsorción reversible**). La desorción se puede producir por la fuerza cortante del fluido, influyendo también otros factores físicos, así como químicos y biológicos.
- 4.- Una parte de las células adsorbidas queda inmovilizada permanentemente (**adsorción irreversible**).
- 5.- Las células adsorbidas irreversiblemente crecen a expensas del sustrato incrementando el número de células en la biopelícula. A su vez, las células generan sub-productos en cantidades significativas, por ejemplo sustancias poliméricas extracelulares (EPS, por sus siglas en inglés), que constituyen parte de la matriz biopelícula. La acumulación de biopelícula aumenta mediante el metabolismo microbiano a expensas del sustrato contenido en el agua residual.
- 6.- Adhesión de células microbianas y de sólidos coloidales y en suspensión a la superficie de la biopelícula (**atrapamiento**).

7.- Separación de porciones de biopelícula que vuelven al agua. Esta separación puede deberse al esfuerzo cortante producido por el movimiento del fluido (**erosión**), a la acción mecánica de otras partículas que chocan contra la biopelícula (**abrasión**) y al desprendimiento de capas de biopelícula (**desprendimiento masivo**) debido a la pérdida de cohesión o de adherencia de la biopelícula.

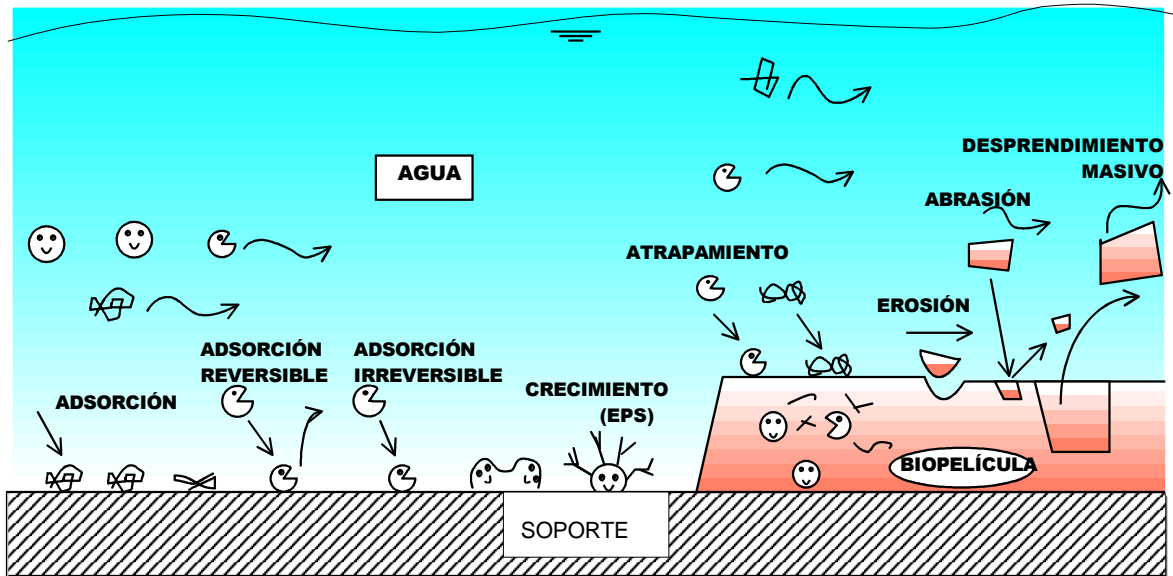


Figura 1.1.- Formación de una biopelícula (Tejero et al., 1995)

De forma general, en un sistema biopelícula se pueden diferenciar cuatro compartimentos: el soporte, la biopelícula, el seno líquido y un compartimento gaseoso (Fig. 1.2).

El soporte casi siempre consiste en un material sólido no permeable, que puede ser de origen natural (p.e.: gravas en lechos bacterianos), pero que por lo general será de un material plástico inerte e impermeable. La configuración del soporte depende de las tecnologías involucradas: lechos sumergidos, biodiscos, lechos bacterianos, etc.

En una biopelícula se pueden formar dos capas con diferentes características: una biopelícula base densa y otra superficial menos compacta. Que se desarrollen o formen estas dos capas, o una sola de ellas, depende muy fuertemente de la hidrodinámica del sistema. Con velocidades del fluido elevadas la capa superficial suele tener un espesor poco significativo.

El compartimento gaseoso, en biopelículas aerobias convencionales, suele ser la atmósfera circundante en contacto con el agua (generalmente aire a presión atmosférica) (Fig. 1.2 a). Sin embargo, cuando el soporte lo constituye un material hidrófobo y permeable a gases, por ejemplo: una membrana microporosa, el compartimento gaseoso puede ubicarse en una de las caras del soporte, sin contacto con el agua. En este caso la membrana sirve como soporte para el crecimiento de una biopelícula aerobia no convencional y, además, como medio de aireación (Fig. 1.2b).

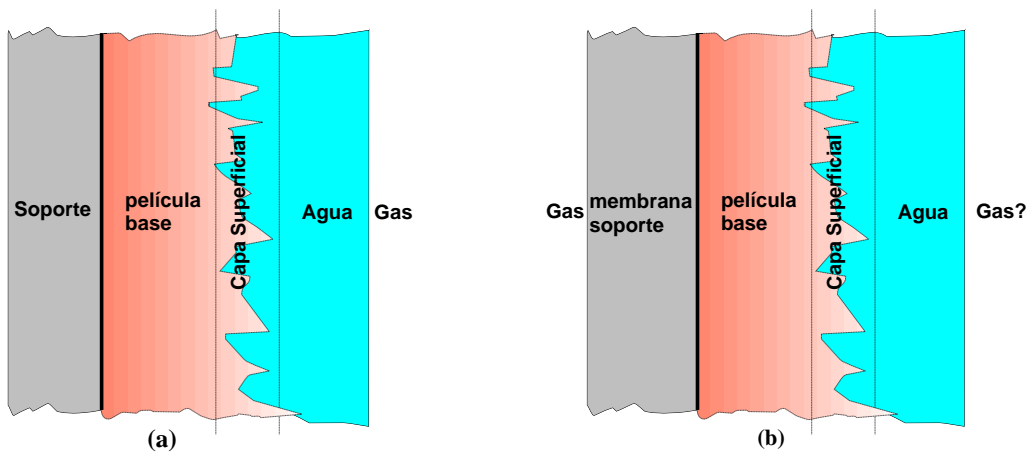


Figura 1.2.- Compartimentos de un sistema biopelícula. (a): biopelícula convencional. (b): biopelícula no convencional sobre membrana permeable a gases.

Debido a que el tiempo de estancia de los microorganismos en las biopelículas, en general, es muy elevado, pueden coexistir muchas especies de microorganismos e incluso macroorganismos (Fig. 1.3). El tiempo de retención celular no es un parámetro de diseño y/o explotación de reactores biopelícula porque es muy complejo su control y evaluación.

Los espesores de biopelícula pueden variar tremendamente. Se ha podido observar biopelículas con espesores en un rango muy amplio, desde prácticamente el tamaño de las células (1-10 μm) en una biopelícula en formación, hasta más de 30 mm (*biofouling*) (Characklis 1990). En procesos biopelícula aerobios aplicados al tratamiento de aguas residuales urbanas los valores oscilarán entre 100 μm (biopelículas nitrificantes) hasta 2 a 5 mm (biopelículas heterótrofas de alta carga).

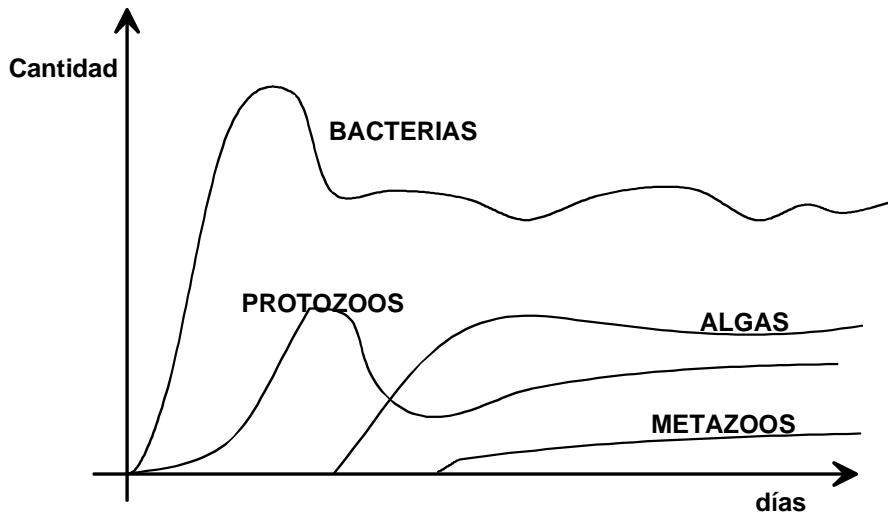


Figura 1.3.- Sucesión de microorganismos en un sistema biopelícula (Reproducida de Iwai y Kitao, 1994).

El espesor que puede alcanzar una biopelícula depende de muchos factores: de la carga orgánica aplicada (biopelículas heterótrofas), del esfuerzo cortante hidrodinámico, tipo de sustrato, tipos de microorganismos, pH, temperatura, rugosidad del soporte, edad de la biopelícula, etc.

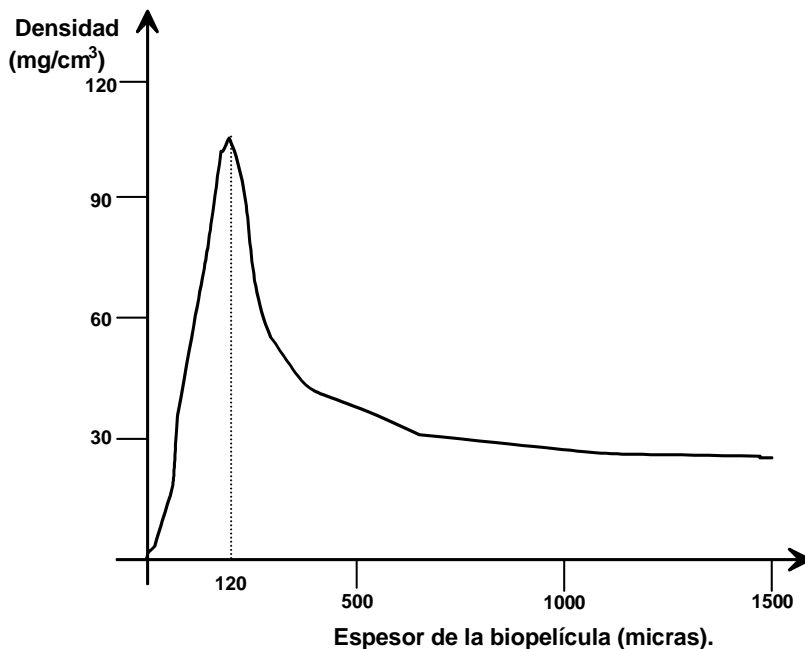


Figura 1.4.- Perfil de la densidad de una biopelícula (Reproducida de Hoehn y Ray, 1973)

Una biopelícula puede evolucionar hasta un espesor máximo (correspondiente con las condiciones ambientales a las que está sometida), resultado del equilibrio entre la acumulación (crecimiento) y el desprendimiento, o bien oscilar en un cierto rango consecuencia de la variación brusca del espesor debido a desprendimientos masivos.

La “concentración” media de las biopelículas, es decir peso materia seca por unidad de volumen de biopelícula (llamada “densidad” por la traducción textual del término inglés “density”), empleadas en depuración de aguas residuales varía desde valores tan bajos como 10 kg/m^3 hasta valores de 105 kg/m^3 (Characklis, 1989; Osa *et al.*, 1997). Además, en una misma biopelícula se puede dar un perfil de densidades, tal como han observado Hoehn y Ray (1973) o Zhang *et al.* (1995). Por ejemplo, Zhang *et al.* (1995) observaron densidades entre 8 y 147 kg/m^3 . Las mayores densidades se presentan en las capas próximas al soporte (Fig. 1.4).

1.1.1.- Tipología de reactores biopelícula

Pese a su denominación común y a sus características de depuración, los procesos biopelícula presentan una gran variedad de instalaciones. En cualquier tecnología biopelícula, como lechos sumergidos, biodiscos (RBC, por sus siglas en inglés) o lechos bacterianos; la forma, tamaño, material y método de instalación del soporte de la biopelícula son extremadamente diversos. Además estos procesos pueden ser aplicados como procesos de depuración tanto aerobia como anaerobia, excepto los procesos de lechos bacterianos. Por lo que, los procesos biopelícula pueden ser aplicados a una gran variedad de tipos de aguas residuales.

Dada la gran variedad de reactores biopelícula, resulta compleja su clasificación. En la tabla siguiente se presenta una clasificación basada en si el material soporte se encuentra sumergido o no en el seno líquido.

Desde otro punto de vista, los procesos biopelícula se clasifican en procesos aerobios, anaerobios y/o anóxicos. Para que los lechos sumergidos sean aerobios se hace indispensable algún equipo de aireación, tal como una soplante de aire o un aireador mecánico. A los filtros sumergidos aerobios de lecho fijo se les denomina en ocasiones procesos de oxidación por contacto, de aireación por contacto, de filtrado por contacto, o de filtrado biológico. En los casos en los que se emplea un filtro biológico sumergido como proceso anaerobio, es

frecuente que la única operación necesaria consista en pasar el agua residual a través del filtro. Los biodiscos se emplean como tratamientos aerobios cuando los discos están parcialmente expuestos a la atmósfera, y como tratamientos anóxicos en caso contrario, es decir, totalmente sumergidos. Los reactores de medio no sumergido, como los lechos bacterianos, sólo pueden ser aerobios.

Tabla 1.1.- Clasificación de reactores biopelícula (Adaptada de Tejero et al., 1995)

A.- Medio no sumergido

- Lechos bacterianos o filtros percoladores
- Biotorres o torres biológicas
- Filtro intermitente de arena
- Tratamiento por aplicación al terreno

B.- Medio sumergido

- De soporte móvil (en operación o en lavado)
 - Biofiltros aireados
 - Lecho expandido
 - Lecho fluidizado
 - *Fangos activos con medio soporte móvil* (procesos híbrido)
- De soporte fijo
 - Soporte rígido, estructurado o no (proceso BLASF)
 - **Soporte permeable a gases: reactores de membrana aireada**
 - *Humedales*
 - *Fangos activos con medio soporte fijo* (procesos híbrido)

C.- Medio intermitentemente sumergido

- Biodiscos
 - Biocilindros
-
-

No obstante, incluso en los procesos biopelícula aerobios coexisten microorganismos aerobios y anaerobios. Esta observación puede ser hecha igualmente en los procesos de fangos activos, en los cuales la zona exterior de los flóculos será aerobia, mientras que la interior podría ser anaerobia, especialmente cuando el nivel de oxígeno disuelto en el seno líquido (licor mezcla) es reducido. Sin embargo, en los procesos biopelícula es mucho más frecuente, si cabe, la coexistencia de ambos tipos de microorganismos, puesto que el espesor medio de una biopelícula es muy superior al radio medio de los flóculos, y así el oxígeno disuelto penetra por difusión solo en la zona próxima a la superficie de la película. De lo

antedicho se deduce que en un solo proceso coexisten diferentes condiciones ambientales (perfil de concentración de los diferentes nutrientes) (Fig. 1.5), y con ellas, se desarrollan diferentes tipos de microbios en un sistema de tratamiento mediante biopelículas.

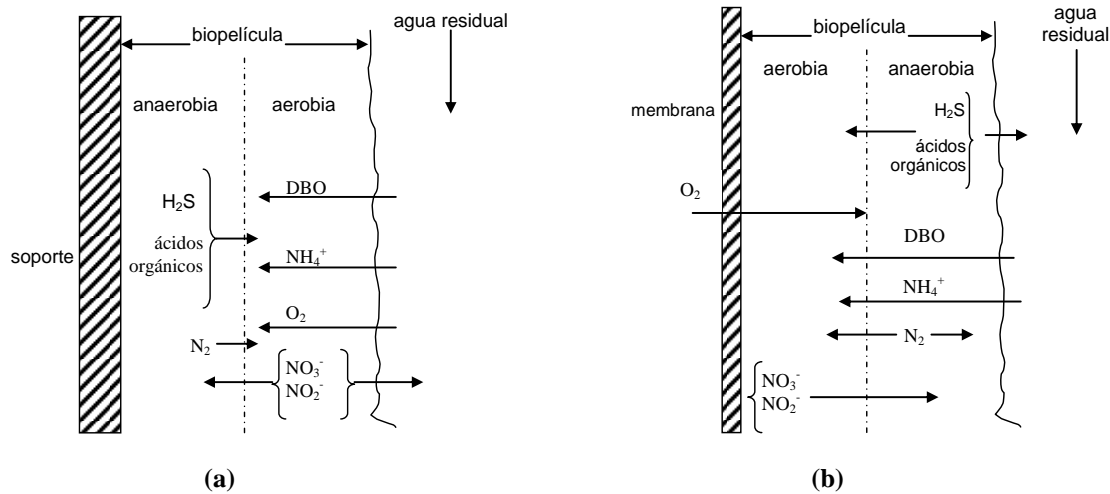


Figura 1.5.- Ejemplo de perfil de nutrientes y estratificación de una biopelícula. (a): convencional. (b): biopelícula sobre membrana aireada.

En general, las biopelículas convencionales son anaerobias total o parcialmente, incluso cuando se emplean para procesos aerobios (Iwai y Kitao, 1994). Como se muestra en la Figura 1.6, la capa exterior de una biopelícula es aerobia, siendo anaerobia la interna. El espesor de la capa aerobia es constante bajo condiciones de funcionamiento también constantes, porque si el espesor de la capa aerobia aumenta debido al crecimiento microbiano, el fondo de esta capa aerobia se hace anaerobio en un espesor igual. Las capas anaerobias parecen contribuir a la licuefacción de los sólidos de la película, repercutiendo en una reducción de la producción de fangos en exceso. Además, la coexistencia de las capas aerobia y anaerobia es conveniente para la eliminación biológica del nitrógeno, la cual se verifica por el efecto conjunto de reacciones aerobias (nitrificación) y anóxicas (desnitrificación).

En una biopelícula convencional en la cual existen ambas capas, se supone que los perfiles de concentración de nitrógeno amoniacal y nitrato son como se indica en la Figura 1.7. Una parte del nitrato producido en la zona aerobia es transferida al seno líquido, pero otra llega a la zona anaerobia en donde se transforma en nitrógeno gaseoso mediante desnitrificación.

Generalmente, cuanto mayor es la concentración de oxígeno disuelto en el líquido, más gruesa será la capa aerobia y mayor será el grado de nitrificación, pero decrecerá el nivel de nitrato desnitrificado porque el pico de concentración de nitrato se desplazará hacia el interior de la película debido al descenso de espesor de la zona anaerobia. Por el contrario, si la concentración de oxígeno disuelto en el líquido es reducida, se producirá más desnitrificación, pero se retardará la nitrificación. En definitiva, hay una concentración óptima de oxígeno disuelto en el líquido que proporciona una eliminación máxima de nitrógeno. Por esta razón se requiere un grado adecuado de aireación con el fin de obtener una eliminación máxima de nitrógeno.

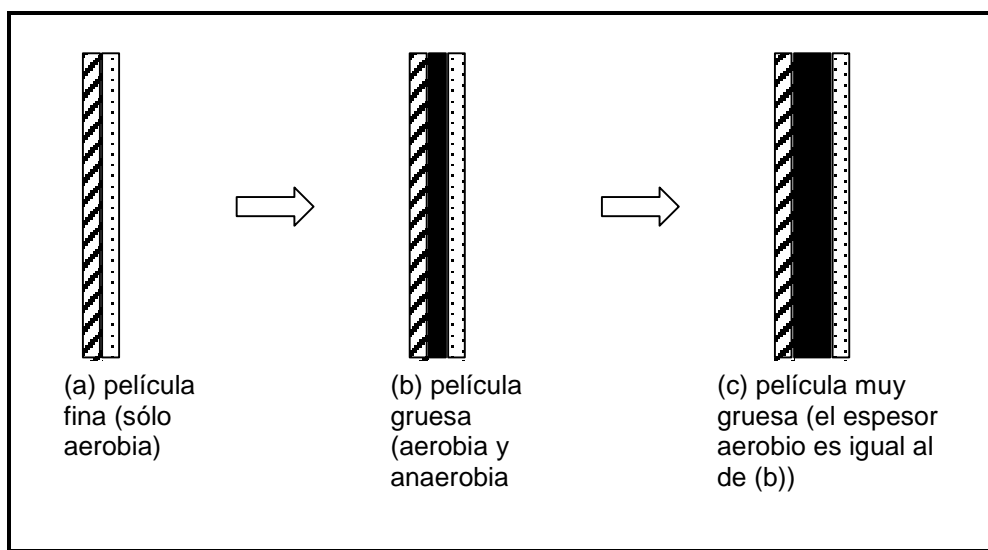


Figura 1.6.- Estratos aerobios y anaerobios de una biopelícula convencional (Adaptada de Iwai y Kitao, 1994)

Para compensar estos inconvenientes, se requiere una superficie de biopelícula tan extensa como sea posible, para mantener así una biomasa total que funcione con la mayor eficacia posible, para un espesor activo dado. Para ello la superficie específica del soporte (m^2 superficie soporte/ m^3 ocupado) debe ser lo suficientemente grande, lo que se logra empleando soportes de pequeño tamaño y/o formas complejas. Pero, hay que tener en cuenta que una gran superficie específica puede implicar una rápida colmatación del medio. Con objeto de atenuar la naturaleza limitadora por difusión de los procesos biopelícula, es importante mantener el espesor total de la biopelícula lo suficientemente reducido maximizando la superficie de película por unidad de volumen de reactor. Es importante

aumentar todo lo posible la velocidad del fluido sobre la superficie de la biopelícula para reducir así la resistencia al transporte de materia. No es razonable, por el contrario, elevar la velocidad del fluido por encima del valor necesario para un funcionamiento normal del reactor, ya que esto demanda un elevado consumo de energía. El diseño del reactor debe buscar que la velocidad del fluido sea uniforme en cualquier punto de su interior.

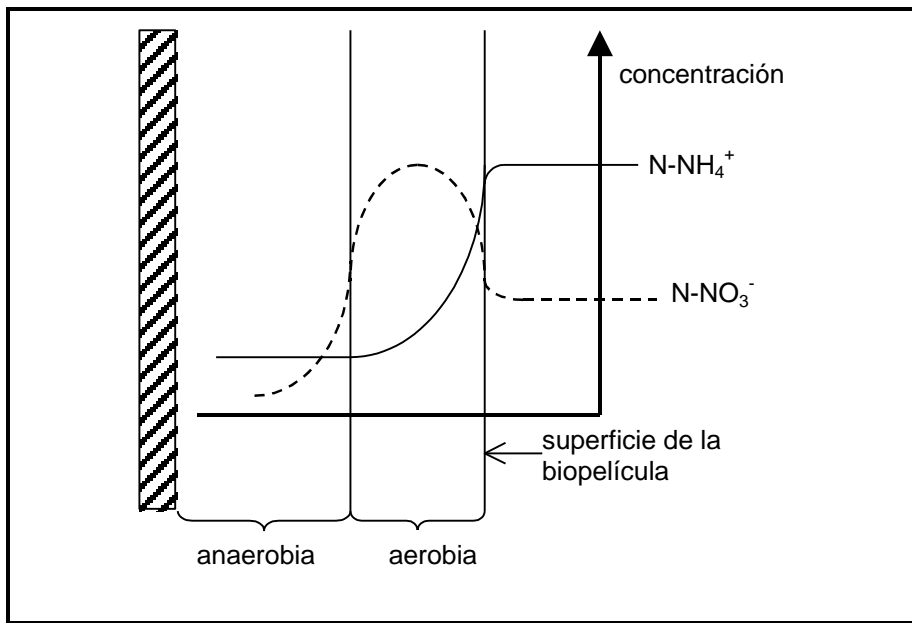


Figura 1.7.- Perfil de concentración de amonio y nitrato en una biopelícula convencional

1.2.- MEJORAS QUE OFRECEN LOS RBMA

En una planta típica de fangos activos la aireación representa 50 - 65% de la demanda neta de energía (U.S. EPA 1999). En la actualidad es muy necesario evaluar sistemas innovadores que incrementen la capacidad de oxidación y la eficiencia, y que puedan significar un ahorro de costes de capital y de explotación. En ese sentido el proceso RBMA es una tecnología que ha demostrado su potencial para generar ahorros energéticos si se compara con los fangos activos y algunos procesos biopelícula (Coté et al., 1988; Semmens 2005; Syron y Casey 2008), y esto ha hecho que represente un foco de investigación desde finales de los 80 (Timberlake et al. 1988; Eguía, 1991). Un RBMA utiliza una membrana permeable a gases para que el oxígeno difunda hacia la biopelícula y sea consumido directamente en la oxidación biológica de los contaminantes aportados desde el agua residual a través de la cara opuesta de la biopelícula (Fig. 1.5). Esta configuración, simple y única (gas-membrana-

biopelícula-agua residual) permite un completo control sobre la transferencia de oxígeno mediante la variación de la presión parcial de oxígeno intra-membrana. Teóricamente, el oxígeno se puede insuflar en la medida justa, aproximándonos a un 100% de eficiencia en la transferencia de oxígeno (OTE por sus siglas en inglés de “Oxygen Transfer Efficiency”) según Ahmed y Semmens (1992) y hasta un 86% de OTE según Terada et al. (2003, 2006). Esto distingue a los RBMA de cualquier reactor aireado convencional, donde el máximo valor de OTE es de un 25-35% con una profundidad de lámina de agua de 4.5 m (Metcalf & Eddy 2003). Debido a las elevadas tasas de transferencia de oxígeno (OTR por sus siglas en inglés de “Oxygen Transfer Rate”) cuando se trabaja a elevadas presiones, los RBMA han sido explotados en muchas ocasiones para eliminar materia orgánica de aguas residuales fuertemente cargadas (p.e. Pankhania et al., 1994; Casey et al., 1999; Syron y Casey 2008) así como para nitrificar (Brindle y Stephenson, 1996; Terada et al., 2006; Shanahan y Semmens, 2006; Hwang et al., 2009). En casos concretos, cuando han sido explotados con bajas presiones parciales de oxígeno, los RBMA, han demostrado capacidad para alcanzar una nitrificación parcial, haciendo viable la eliminación autótrofa de nitrógeno a partir de nitrito (proceso CANON) en una sola biopelícula (Gong et al., 2008). Esta aplicación, también se atribuye a la difusión en contra-corriente del oxígeno respecto de los demás nutrientes, factor clave que diferencia los RBMA de los procesos biopelícula convencionales (lechos bacterianos, biodiscos, etc.).

La difusión en contra-corriente del oxígeno respecto de los demás nutrientes en un RBMA produce una biopelícula estratificada con una población bacteriana mayoritariamente activa a lo largo del espesor (Fig. 1.8). En esta biocenosis muy heterogénea, los organismos de más lento crecimiento, las nitrificantes aerobias, se localizan preferentemente en la zona adyacente a la membrana donde, entre otras ventajas: reciben abundante oxígeno, quedan protegidas de las puntas de carga, quedan menos expuestas a llegadas de tóxicos y a los efectos inhibidores que pueden provocar los organismos heterótrofos localizados en la zona más exterior de la biopelícula los cuales pueden oxidar carbón orgánico por vía aerobia, si hubiera oxígeno disponible, o por vía nitrato/nitrito (Syron y Casey 2008). Estas características han permitido que los RBMA sean aplicados en la eliminación de contaminantes xenobióticos (Wobus et al., 1995; Hage et al., 2004); en reducción de sulfato con eliminación simultánea de nitrógeno (Tan et al., 2014), y, de forma más general, en la eliminación simultánea de carbón orgánico y nitrógeno mediante nitrificación-desnitrificación (Timberlake et al., 1988; Zhang et al. 1995; Osa et al., 1997; Semmens et

al., 2003; Hibiya et al., 2003; Terada et al., 2003; Jácome et al., 2006). La eliminación simultánea de carbono y nitrógeno en procesos convencionales puede resultar difícil, porque las nitrificantes con cierta facilidad pueden quedar fuera de competición debido al rápido crecimiento de las heterótrofas las cuales compiten por el oxígeno disponible y por el espacio en la biopelícula (Okabe et al., 1996; Wanner et al., 1994). Aunque se produjese nitrificación, las desnitrificantes localizadas en el fondo de la biopelícula anóxica podrían sufrir déficit de carbono orgánico, resultando en una baja eficiencia en desnitrificación. Los RBMA también destacan por su aireación sin burbujeo, lo cual los vuelve competitivos para la eliminación de productos orgánicos volátiles que podrían generar olores y contaminación atmosférica (Stephenson et al., 2000; Syron y Casey, 2008). Y además, los RBMA pueden combinarse con otros procesos mejorando los resultados al funcionar de forma complementaria y conjunta, por ejemplo, pueden incorporarse a unos fangos activos ya en funcionamiento para convertirlos de solo oxidación orgánica a un proceso de nitrificación (en la BMA incorporada) y desnitrificación (en el seno líquido) (Shin *et al.*, 2005; Downing y Nerenberg, 2007).

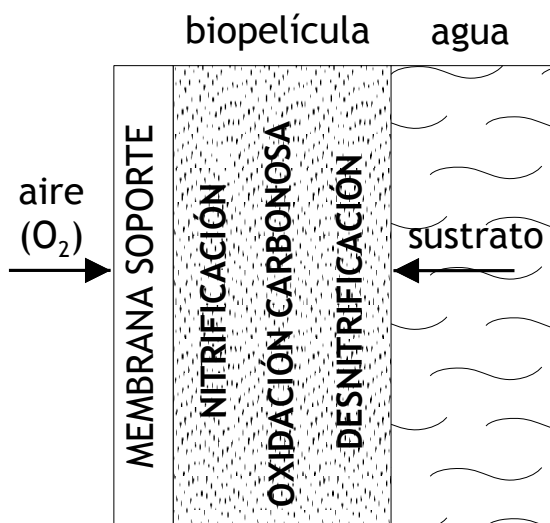


Figura 1.8.- Distribución típica de las capas de población microbiana en una biopelícula de membrana aireada (BMA) para eliminación simultánea de DQO y NT.

A pesar de estas ventajas notables, el desarrollo de los RBMA sigue en fase de estudios a escala de laboratorio y piloto, debido a varios problemas sin resolver tal como se ha recogido en artículos de revisión por varios investigadores: Esteban y Tejero (2007), Syron y Casey (2008), Li et al. (2008), o Martin y Nerenberg (2012). El interés por investigar sobre los

RBMA ha decaído en los últimos años, lo cual se refleja en una reducción de las publicaciones al respecto. No obstante, se sigue estudiando nuevas aplicaciones para los RBMA, por ejemplo, para depurar aguas residuales de refinación de petróleo (Hu et al., 2014) o tratar lixiviados de vertederos de basuras (Syron et al. 2015). También, se profundiza en la evaluación de la capacidad de transporte de materia de las BMA, por ejemplo, midiendo la difusividad efectiva de un gas inerte a través de una BMA heterótrofa activa (Picard et al., 2014), que por cierto, ha demostrado que la difusividad efectiva al interior de una BMA activa es mayor que en la capa líquida estática adosada a la biopelícula, hecho que basado en resultados experimentales había sido intuido años antes por el grupo de trabajo del profesor Tejero de la Universidad de Cantabria (Osa et al., 1997). Asimismo, se ha estudiado recientemente los efectos de la alcalinidad y el pH sobre BMA nitrificante (Shanahan y Semmens 2015). En todo caso, dos podrían ser los principales factores a los que responde la disminución del número de estudios con RBMA: (a) carencia de módulos con membranas específicamente diseñadas para su aplicación en RBMA, y (b) el hecho de que los problemas que han dificultado la implementación de los RBMA están todavía sin resolver, por ejemplo la dificultad de mantener un espesor de biopelícula óptimo es un problema recalcitrante (Semmens, 2005; Syron y Casey, 2008). Estos dos factores están relacionados. Los fabricantes no tienen interés en producir membranas específicas si el principal problema de funcionamiento no está resuelto, y por otra parte los investigadores difícilmente pueden resolver el factor técnico del espesor de biopelícula sino disponen de los materiales de membrana adecuados. Se requiere más investigación para conseguir un avance contundente, que rompa con este círculo vicioso. Entre las aplicaciones de los RBMA, la nitrificación terciaria tiene mejores bazas por varias razones. La nitrificación es un proceso de consumo intensivo de oxígeno. Las potencialmente elevadas OTR y OTE de los RBMA hace viable conseguir altas tasas de nitrificación a coste razonable. El bajo contenido de carbono orgánico en los efluentes secundarios sometidos a nitrificación terciaria afectará muy poco a la tasa de nitrificación, como ya han observado a escala de laboratorio Shin *et al.* (2005). Por otra parte, en el caso de nitrificación terciaria habría menos problemas con el control del exceso de espesor en un RBMA. En RBMA de nitrificación terciaria las biopelícula observadas han sido relativamente finas ($< 500 \mu\text{m}$) (Esteban y Tejero, 2007; Syron y Casey 2008) debido al lento y escaso crecimiento observado por las bacterias nitrificantes (Wiesmann 1994). En general, los estudios que han demostrado una eficaz nitrificación terciaria en RBMA se han hecho con aguas residuales artificiales exentas de sólidos en suspensión (Brindle y Stephenson, 1996; Shin *et al.* 2005; Downing y Nerenberg, 2008;

Hwang *et al.* 2009; Molina *et al.*, 2009). Pocos estudios han examinado los efectos de bajo contenido de carbono orgánico sobre el rendimiento de la nitrificación y sobre la comunidad microbiana en BMA (Downing y Nerenberg, 2008). Los efluentes secundarios reales pueden afectar de diferentes modos la tasa de nitrificación y la comunidad microbiana, porque contienen una matriz de compuestos orgánicos en forma coloidal y en suspensión (Long *et al.*, 2011).

1.3.- OBJETIVOS

El objetivo general de este trabajo ha sido evaluar la eficiencia en nitrificación terciaria y en eliminación simultánea de materia orgánica (como DQO) y nitrógeno de las aguas residuales de un reactor biopelícula de membrana tubular aireada. La investigación realizada se ha estructurado en cuatro partes o estudios experimentales:

1º) Estudio de la nitrificación terciaria en un RBMA piloto en modo batch.

Los objetivos claves de esta parte fueron: (a) evaluar la viabilidad de la nitrificación terciaria de un agua residual sintética en un reactor biopelícula de membrana aireada a escala piloto explotado en modo discontinuo (batch), con baja presión intra-membrana de aire; (b) evaluar comparativamente el efecto sobre la nitrificación de airear la biopelícula de dos modos: (1) solo a través de las membranas tubulares (flujo uni-direccional) para lo cual se desoxigenaba el seno líquido y (2) con flujo bi-direccional de oxígeno, desde el seno líquido aerobio y a través de las membranas, y (c) evaluar el consumo de oxígeno por la biopelícula nitrificante para así, de forma indirecta, estimar la transferencia efectiva de oxígeno hacia la biopelícula a través de las membranas.

2º) Estudio de la eliminación conjunta de materia orgánica y amonio en un RBMA piloto en modo batch.

Los objetivos de esta parte fueron: (a) evaluar comparativamente respecto de la primera parte experimental el uso de agua residual doméstica decantada como fuente de amonio para la nitrificación, en este caso una nitrificación conjunta; (b) evaluar el efecto del desarrollo de una capa de biopelícula heterótrofa sobre la eficiencia de la nitrificación; (c) estudiar la viabilidad de una eficiente eliminación simultánea de materia orgánica y nitrógeno mediante

nitrificación y desnitrificación en un RBMA en modo batch. De los cuatro estudios experimentales, este fue el único que se realizó con agitación moderada del seno líquido.

Para estas dos primeras partes experimentales se diseñó y construyó un RBMA a escala piloto (136 litros de capacidad), dotado de un módulo de membranas microporosas tubulares de polipropileno. El módulo de membranas fue construido manualmente por el grupo de investigadores.

3º) Estudio de la nitrificación terciaria en un RBMA de laboratorio en modo continuo.

Los objetivos principales de esta parte fueron: (a) evaluar la nitrificación terciaria de un agua residual sintética en un RBMA a escala de laboratorio funcionando en modo continuo; (b) comparar el alcance y velocidad de la nitrificación terciaria en función del modo de funcionamiento de un RBMA: batch (parte experimental nº 1) y en continuo (esta parte), (c) estimar la transferencia efectiva de oxígeno de las membranas en modo continuo mediante la evaluación del consumo de oxígeno en nitrificación. Este último objetivo permitiría una comparación objetiva de la transferencia de oxígeno con el modo batch de funcionamiento del RBMA (parte 1ª), y (d) evaluar la cinética de la nitrificación en función de la carga de NTK y de la concentración de amonio.

4º) Estudio de la eliminación simultánea de materia orgánica y nitrógeno en un RBMA de laboratorio en modo continuo.

En esta última parte, los objetivos fueron: (a) evaluar la eliminación de materia orgánica y nitrógeno de un agua residual sintética en un RBMA a escala de laboratorio con funcionamiento en modo continuo; (b) comparar el alcance y velocidad de los procesos de eliminación de materia orgánica y de la nitrificación en función del modo de funcionamiento de un RBMA: batch (parte experimental nº 2) y en continuo (esta parte).

Para las fases 3 y 4 se construyó un RBMA a escala de laboratorio (14.2 litros) con un módulo de membranas tubulares constituido por el mismo material del reactor a escala piloto. Se diseñó el RBMA de laboratorio como un modelo reducido del RBMA a escala piloto.

Otro objetivo general en cada parte, fue la observación de las características organolépticas de las diferentes biopelículas que se desarrollaron (cuatro biopelículas). En el caso de la cuarta biopelícula, también fue un objetivo medir su espesor y concentración.

En todas las partes experimentales se insufló aire a una presión inferior al punto de burbuja de las membranas empleadas para evitar el burbujeo de gas en la superficie de la membrana.

Excepto en el estudio nº 2, se trabajó sin agitación del seno líquido, en régimen laminar, porque otro objetivo común de los estudios, fue evaluar la viabilidad de la aplicación de los RBMA como tratamiento biológico de aguas residuales domésticas de aglomeraciones pequeñas en Galicia, por lo que se requería trabajar con el menor consumo de energía posible y con el mínimo de equipos mecánicos.

1.4.- ESTRUCTURA DE LA TESIS

La memoria se organiza de la siguiente forma:

El capítulo 1 presenta una breve introducción sobre los RBMA como tecnología emergente para el tratamiento de las aguas residuales, y los objetivos de la investigación que buscan promover la aplicación de esta tecnología y ampliar su base de conocimiento.

El capítulo 2 es una revisión de la literatura general sobre las tecnologías de membranas, y de trabajos específicos con RBMA aplicados a la depuración de aguas residuales con la finalidad de nitrificar y eliminar simultáneamente materia orgánica y nitrógeno total.

El capítulo 3 se centra en evaluar el rendimiento del proceso RBMA a escala piloto con un funcionamiento en modo batch o discontinuo en cuanto a nitrificación terciaria de un agua residual sintética. Se evalúa la eficiencia de dos vías alternativas de aireación: uni-direccional (a través de las membranas de forma exclusiva) y bi-direccional (con suministro de oxígeno disuelto desde el agua y con corriente de aire a través de las membranas). Para cada uno de estos tipos de aireación se evalúa la cinética de la nitrificación. También, se evalúa el consumo de oxígeno de la biopelícula.

El capítulo 4 se enfoca en evaluar la eficiencia del proceso RBMA a escala piloto explotado en modo batch, en cuanto a la eliminación simultánea de materia orgánica y nitrógeno total de un agua residual doméstica decantada. Se evalúa mediante balance de materia las diferentes vías de eliminación del nitrógeno: asimilación, desnitrificación y nitrificación.

El capítulo 5 comprende los estudios de nitrificación terciaria y de eliminación simultánea de materia orgánica y nitrógeno de las aguas residuales en un proceso RBMA a escala de laboratorio con funcionamiento en continuo. Se pone énfasis en evaluar los rendimientos y cinética de cada fenómeno: nitrificación terciaria, oxidación (aerobia y anóxica) de materia orgánica, y desnitrificación. Se informa también sobre las características organolépticas y físicas de la biopelícula mixta de eliminación simultánea de materia orgánica y nitrógeno.

El capítulo 6 se dedica a un resumen global de conclusiones que destaca las principales contribuciones de esta Tesis, y se proponen y recomiendan necesidades de investigación para resolver algunos problemas técnicos y optimizar el proceso.

Las referencias bibliográficas están organizadas por capítulo y en consecuencia un número de ellas se repite en los diferentes capítulos. Esto se hizo por conveniencia, ya que los capítulos 3, 4 y 5, están estructurados para convertirlos en artículos técnicos de revisión por pares. De hecho, de lo más relevante del capítulo 3, se preparó un artículo que se publicó en la revista Ingeniería del Agua (Molina et al. 2009), y de los capítulos 3 y 4 se redactó una ponencia congresual que se presentó en la conferencia internacional sobre reactores biopelícula de la IWA realizado en París (Molina et al., 2013).

1.5.- REFERENCIAS

Ahmed, T., Semmens, M.J. (1992). Use of sealed end hollow fibres for bubbleless membrane aeration: experimental studies. *J. Membr. Sci.* 69: 1-10.

Brindle K., Stephenson T. (1996). Nitrification in a bubbleless oxygen mass transfer membrane bioreactor. *Water Sci. Technol.*, 34(9): 261-267.

Casey E., Glennon B., Hamer G. (1999). Oxygen mass transfer characteristics in a membrane aerated biofilm reactor. *Biotechnol. Bioeng.* 62: 183-93.

- Downing, L.S., Nerenberg, R. (2007). Performance and microbial ecology of the hybrid membrane biofilm process for concurrent nitrification and denitrification of wastewater. *Water Sci. Technol.*, 55 (8–9), 355-362.
- Downing, L.S., Nerenberg, R. (2008). Effect of bulk liquid BOD concentration on activity and microbial community structure of a nitrifying, membrane-aerated biofilm. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 81: 153-162.
- Eguía E. (1991). Desarrollo de la biopelícula en medio soporte permeable. Tesis Doctoral. Universidad de Cantabria, Santander.
- Esteban A., Tejero I. (2007). Una revisión de las investigaciones sobre el tratamiento de aguas residuales con RBSOM (reactores de biopelícula que emplean membranas como material soporte y medio de oxigenación). *Tecnología del Agua*, 281: 44-57.
- Gong, Z., Liu, S., Yang, F., Bao, H., Furukawa, K. (2008). Characterization of functional microbial community in a membrane-aerated biofilm reactor operated for completely autotrophic nitrogen removal. *Bioresour. Technol.* 99: 2749-2756.
- Hage, J. C., van Houten, R. T., Tramper, J., Hartmans, S. (2004). Membrane-aerated biofilm reactor for the removal of 1, 2-dichloroethane by *Pseudomonas* sp. strain DCA1. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 64: 718–725.
- Hibiya, K., Terada, A., Tsuneda, S., Hirata, A. (2003). Simultaneous nitrification and denitrification by controlling vertical and horizontal microenvironment in a membrane-aerated biofilm reactor. *J. Biotechnol.*, 100 (1): 23-32.
- Hu L., Liu B., Li B., Hou F., Wang Q., Zhang H., Zhao D., Lian M. (2014). Investigation of membrane-aerated biofilm reactor (MABR) for the treatment of crude oil wastewater from offshore oil platforms. *Desalination and Water Treatment*, DOI: 10.1080/19443994.2014.989271, Published online: 09 Dec 2014.
- Hwang, J.H.; Cicek, N.; Oleszkiewicz, J. (2009). Membrane biofilm reactors for nitrogen removal: state of the art and research needs. *Wat Sci Technol*, 60(11): 2739-
- Jácome, A., Molina, J., Suárez, J., Tejero, I. (2006). “Simultaneous removal of organic matter and nitrogen compounds in autoaerated biofilms”. *J. Env. Eng., ASCE*, 132(10): 1255 – 1263.
- Li T., Lin J., Bai R. (2008). Membrane aerated biofilm reactors: a brief current review. *Recent Patents on Biotechnology*, 2(2): 88-93.
- Long, Z.; Lishman, L.; Zhou, H.; Seto, P.; Liss, S.N. (2011). Nitrification Comparison between Synthetic Wastewater and Secondary Effluent Using Membrane-Aerated

- Biofilm Reactor (MABR) Process. Proceedings of the Water Environment Federation, WEFTEC 2011: Session 71 through Session 80, pp. 4953-4966.
- Martin, K.J.; Nerenberg, R. (2012). The membrane biofilm reactor (MBfR) for water and wastewater treatment: Principles, applications, and recent developments. *Bioresource Technology*, 122: 83-94.
- Metcalf & Eddy, (2003). Wastewater Engineering: Treatment and Reuse, 4th edition. Prepared by: Tchobanoglous, G.; Burton, F.L.; Stensel, H.D. McGraw-Hill: Boston.
- Molina J., Yáñez A., Jácome J.A., Suárez J. (2009). Nitrificación en reactores biopelícula de membrana tubular permeable a gases. *Ingeniería del Agua*, 16(2): 129-144.
- Molina J., Jácome J.A., Suárez J., Yáñez A. (2013). Tertiary nitrification and simultaneous nitrification and denitrification on a membrane aerated biofilm reactor. *9th International Conference on Biofilm Reactors*. París (Francia), 28 al 31 de mayo.
- Okabe, S.; Hirata, K.; Ozawa, Y.; Watanabe, Y. (1996). Spatial microbial distribution of nitrifiers and heterotrophs in mixed-population biofilms. *Biotechnol. Bioeng.* 50: 24-35.
- Osa, J.J., Eguía, E., Vidart, T., Jácome, A., Lorda, I., Amieva, J.J., Tejero, I. (1997). "Wastewater treatment with Biofilm Membrane Reactors". *Int. Conf. on Advanced Wastewater Treatment Processes*, University of Leeds, UK, September 1-11.
- Pankhania, M.; Stephenson, T.; Semmens, M.J., (1994). Hollow fibre bioreactor for wastewater treatment using bubbleless membrane aeration. *Water Res.* 28: 2233–2236.
- Picard, C., Logette S., Schrotter J.C., Aimar P., Remigy J.C. (2014). Mass transfer in a membrane aerated biofilm. *Water Research*, 46: 4761-4769.
- Semmens, M.J.; Dahm, K.; Shanahan, J.; Shanahan, J.; Christianson, A., (2003). COD and nitrogen removal by biofilms growing on gas permeable membranes. *Water Res.* 37(18): 4343-4350.
- Semmens, M.J. (2005). Membrane Technology: Pilot Studies of Membrane-Aerated Bioreactors. Water Environment Research Foundation: Alexandria, VA.
- Shanahan, J.W.; Semmens, M.J. (2006). Influence of a nitrifying biofilm on local oxygen fluxes across a micro-porous flat sheet membrane. *J. Membr. Sci.*, 277(1–2): 65-74.
- Shanahan, J.W.; Semmens, M.J. (2015). Alkalinity and pH effects on nitrification in a membrane aerated bioreactor: an experimental and model analysis. *Wat. Res.*, 74: 10-20.

- Shin, J.; Sang, B.; Chung, Y.; Choung, Y., (2005). The removal of nitrogen using an autotrophic hybrid hollow-fiber membrane biofilm reactor. *Desalination*, 183: 447-454.
- Stephenson T., Judd S., Jefferson B., Brindle K. (2000). Membrane bioreactors for wastewater treatment. IWA Publishing, London. pp. 179.
- Syron, E., Casey, E. (2008). Membrane-aerated biofilms for high rate biotreatment: Performance appraisal, engineering principles, scale-up, and development requirements. *Environ. Sci. Technol.*, 42: 1833-1844.
- Syron, E.; Semmens, M.J.; Casey, E. (2015). Performance analysis of a pilot-scale membrane aerated biofilm reactor for the treatment of landfill leachate. *Chemical Engineering Journal*, 273:120-129.
- Tan Sh., Yu T., Shi H. (2014). Microsensor determination of multiple microbial processes in an oxygen-based membrane aerated biofilm. *Wat. Sci. Tech.*, 69(5): 909-914.
- Terada, A., Hibiya, K., Nagai, J., Tsuneda, S., Hirata, A. (2003). Nitrogen removal characteristics and biofilm analysis of a membrane-aerated biofilm reactor applicable to high-strength nitrogenous wastewater treatment. *J. Biosci. Bioeng.* 95(2): 170-178.
- Terada, A.; Yamamoto, T.; Igarashi, R.; Tsuneda S.; Hirata, A. (2006). Feasibility of a membrane-aerated biofilm reactor to achieve controllable nitrification. *Biochem. Eng. J.* 28: 123-130.
- Timberlake, D.L., Strand, S.E., Williamson, K.J. (1988). Combined aerobic heterotrophic oxidation, nitrification in a permeable support biofilm. *Water Res.* 22: 1513-1517.
- U.S. EPA, (1999). Wastewater technology fact sheet, fine bubble aeration, EPA 832-F-99-065. U.S. Environmental Protection Agency: EPA Office of Water. Washington DC.
- Wanner, O., Debus, O. and Reichert, P. (1994) Modeling the spatial distribution and dynamics of a xylene-degrading microbial population in a membrane-bound biofilm. *Wat. Sci. Techol.*, 29 (10-11), 243 – 251.
- Wiesmann, U. (1994). *Biological nitrogen removal from wastewater*. In: Advances in Biochemical Engineering Biotechnology, A. Fiechter (ed.), Springer-Verlag, Berlin, Heidelberg, 113-154.
- Wobus, A., Ulrich, S., Roske, I. (1995). Degradation of chlorophenols by biofilms on semi-permeable membranes in two types of fixed bed reactors. *Water Sci Technol.* 32(8): 205-212.
- Zhang T. C., Fu Y.C., Bishop P.L. (1995). Competition for substrate and space in biofilms. *Water Environment Research*, 67: 992–1003.

Capítulo 2

Reactores Biopelícula de Membrana Aireada

2.1.- GENERALIDADES SOBRE LOS REACTORES DE MEMBRANA

En los últimos 20-25 años, los procesos de separación basados en membranas han adquirido una gran importancia tecnológica, especialmente en campos tales como micro y ultrafiltración, ósmosis inversa y diálisis. Esto ha dado lugar a un importante desarrollo de diferentes materiales de membrana y ha impulsado el estudio de nuevas aplicaciones a otros procesos de separación, tanto gas/gas (G/G) como gas/líquido (G/L) o líquido/líquido (L/L). Sin embargo, estas aplicaciones poco tienen que ver con la de interés para este trabajo: la transferencia de oxígeno, a través de una membrana microporosa, desde una fase gaseosa homogénea (aire u oxígeno puro) hacia un compartimento heterogéneo, la biopelícula, constituido al menos por dos fases, una líquida (agua) y otra sólida (células bacterianas y sólidos inertes).

2.1.1.- Tipologías más comunes de reactores de membrana

En el tratamiento de aguas residuales la combinación de las tecnologías de membrana con procesos biológicos ha producido el desarrollo de tres reactores de membrana genéricos: para separación y retención de sólidos (fangos activos con filtración de membrana); para aireación sin burbujeo (p.e.: reactores de membrana aireada); y para extracción de sustancias orgánicas contaminantes (membranas extractivas) (Fig. 2.1).

El sistema más desarrollado es el de fangos activos con membrana de filtración (MBR, por sus siglas en inglés). Es una tecnología en auge, ya ampliamente documentada (Günder, 2001; Roest *et al.*, 2002; 2000; WEF, 2000, 2006). En estos sistemas, las membranas se emplean como alternativa a la decantación secundaria, es decir, para la separación de la biomasa (clarificación del efluente).

Las membranas pueden combinarse con procesos biológicos para otras aplicaciones. En los procesos aerobios se usan para la transferencia de aire u oxígeno sin burbujeo (no se trata de los clásicos “difusores de membrana”). El sistema más destacado de esta aplicación es el reactor biopelícula de membrana aireada (RBMA). En este sistema la membrana sirve tanto de soporte como de medio de aireación de una biopelícula adherida a la membrana.

Las membranas se pueden usar para la transferencia controlada de nutrientes o para la extracción de contaminantes del agua residual que no pueden ser tratados por procesos biológicos convencionales (son “membranas extractivas”). El o los contaminantes extraídos se pasan a otro bioreactor con las condiciones ambientales adecuadas para su tratamiento biológico (Brindle y Stephenson, 1996a).

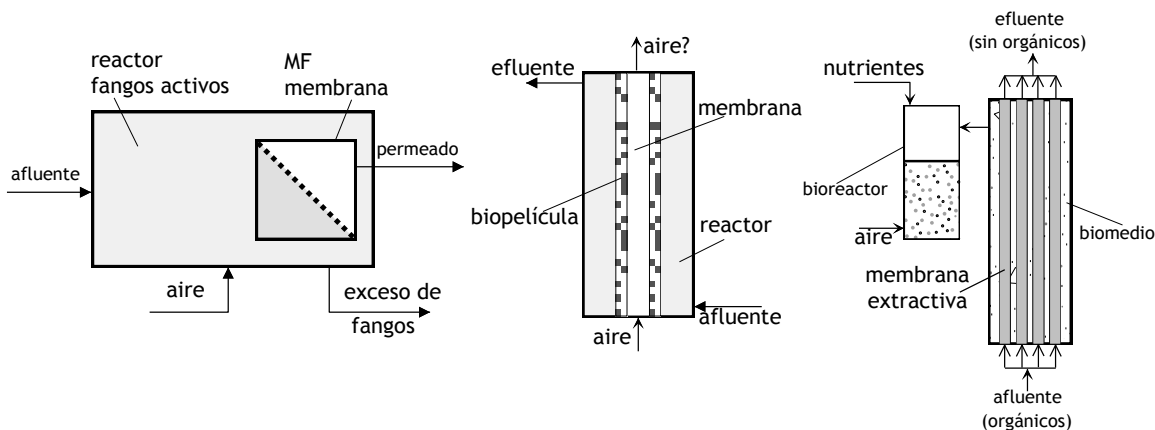


Figura 2.1.- Tipologías de reactores de membrana. Izda.: reactor de fangos activos con filtración de membrana (MBR). Centro: reactor biopelícula de membrana aireada (RBMA). Dcha.: reactor de membrana extractiva (RME) (Reproducida de Stephenson et al., 2000).

Hay otras tipologías de reactores que emplean membrana, como los biofiltros de membrana desarrollados para el tratamiento de gases, fundamentalmente hidrocarburos poco solubles y/o clorados (Esteban y Tejero, 2007).

2.1.2.- Desarrollo inicial de los reactores de membrana

La ultrafiltración como alternativa a la decantación secundaria en el proceso de fangos activos fue descrita inicialmente por Smith *et al.* (1969). En los EE.UU. y Japón está

ampliamente difundido el uso de estos reactores de fangos activos con membrana. Varias compañías suministran equipos para el tratamiento y reutilización de aguas residuales y algunas aplicaciones industriales, principalmente en la industria de alimentación y bebida donde los desechos contienen elevadas cargas de DQO.

Por otra parte, hasta hace muy poco ni los reactores de membrana extractiva (RME) ni los RBMA habían sido explotados comercialmente. La I+D de estos procesos básicamente la llevaban a cabo algunos grupos de investigación universitarios. Ambos tipos de reactores aprovechan la capacidad de la membrana, tanto para separar dos fases distintas como para permitir el transporte de componentes de una fase a otra, para optimizar las condiciones del reactor favoreciendo la degradación microbiana de los contaminantes. Uno de los primeros informes sobre la transferencia de gas sin burbujeo fue la oxigenación de agua residual con membranas densas (Yeh y Jenkins, 1978). El concepto del reactor de membrana extractiva se desarrolló para tratar compuestos orgánicos clorados presentes en corrientes de aguas agresivas con bajo pH y alto contenido de sólidos disueltos (Livingston, 1994).

Recientemente, se ha desarrollado un equipo comercial de RBMA basado en el uso de fibras huecas microporosas denominado “OxyMem MABR”, que entre sus mejoras tecnológicas oferta una transferencia de oxígeno específica de 8 kg O₂/kWh (en fangos activos esta ratio suele ser de 2.2 kg/kWh) y un consumo de 0.25 kWh/kg DQO eliminado, lo cual significa una reducción del consumo de energía de casi 4 veces (OxyMem 2015).

2.1.3.- Ventajas de los reactores de membrana

La tabla siguiente contiene las ventajas e inconvenientes que presentan los tres tipos de reactores que emplean membranas.

Tabla 2.1.-Ventajas e inconvenientes de los reactores de membrana

Ventajas	Inconvenientes
BMR	
Menos superficie necesaria	Limitaciones en la aireación
Completa eliminación de los sólidos	Fouling de la membrana
Eliminación conjunta de sólidos, DQO y nutrientes	Costes de la membrana
Escasa o nula producción de fangos	
Rápido arranque del reactor	
Sin problemas de bulking	
RBMA	
Elevado aprovechamiento del oxígeno suministrado	Fouling de la membrana
Eficiente utilización de la energía	Costes de la membrana
Eliminación conjunta de DQO y nutrientes	Proceso complejo
Caudales pequeños	
RME	
Tratamiento de efluentes industriales tóxicos	Coste de inversión elevado
Caudales pequeños	Sin pruebas a gran escala
Modular	Proceso complejo
Aislamiento de la bacteria a partir del agua residual	

2.1.4.- Estructura y clasificación de las membranas

La fabricación de membranas se orienta a los procesos de separación. Por lo tanto, procesos como los RBMA lo que hacen es adaptar las membranas existentes a sus necesidades. De allí que, el principal objetivo en la fabricación de membranas es producir un material de razonable resistencia mecánica, que pueda mantener un gran caudal de permeado (agua) con elevado grado de selectividad. Estos últimos criterios son contradictorios, ya que un alto grado de selectividad solo se alcanza usando una membrana que tenga poros pequeños y por lo tanto una gran resistividad hidráulica (o baja permeabilidad). La permeabilidad incrementa con el incremento de la porosidad (fracción de poros).

Por otra parte, la resistencia de la membrana al transporte es directamente proporcional a su espesor, y la selectividad se verá afectada en el caso de una amplia distribución de tamaños de poro. Así, la estructura física óptima de cualquier tipo de membrana consiste en un

material que sea de fino espesor, con un reducido rango de tamaño de poro (elevada isoporosidad) y de gran superficie porosa.

El número de materiales de membrana disponible es muy amplio. Las membranas sintéticas pueden fabricarse a partir tanto de materiales orgánicos (polímeros) como inorgánicos (metales, carbono, óxidos, cerámicas, polímeros inorgánicos). Varían en composición química y estructura física, pero la propiedad más importante es el mecanismo por el cual la separación realmente se alcanza. Desde este punto de vista, las membranas se clasifican en densas y porosas.

Las membranas densas están relacionadas con los procesos de separación que necesitan una selectividad muy alta (p.e.: ósmosis inversa (OI), electrodiálisis (ED), nanofiltración (NF)). Su volumen libre consiste en el espacio vacío entre los segmentos de las cadenas macromoleculares; las propiedades del transporte están afectadas básicamente por la naturaleza del polímero. La separación por membranas densas depende de las interacciones físico-químicas entre los componentes que pueden ser permeados y el material de la membrana.

Por otro lado, las membranas microporosas tienen poros de entre 0.001 μm y 50 μm . El transporte está determinado fundamentalmente por la estructura porosa, aunque las propiedades mecánicas y la resistencia química dependen de la naturaleza del polímero. Las membranas porosas alcanzan la separación mecánicamente y se aproximan más a los procesos convencionales de filtración. La ultrafiltración (UF) puede eliminar especies macromoleculares coloidales o disueltas y su capacidad para rechazar un material depende del peso molecular de este más que de su tamaño físico. La microfiltración (MF) es capaz de eliminar sólidos en suspensión (generalmente de menos de 0.05 μm). Este es el caso de las membranas porosas que se usan en los MBR para retener SSLM y producir un efluente clarificado.

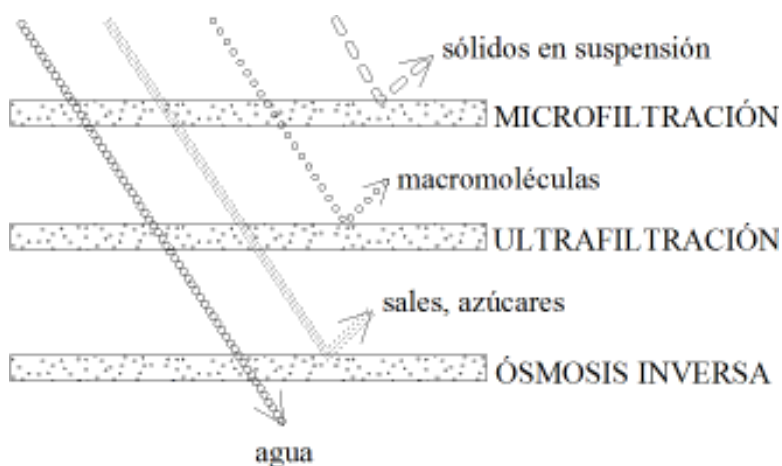


Figura 2.2.- Comparativa de capacidades de retención. La micro- y ultra-filtración emplean membranas porosas. La ósmosis inversa se efectúa con membranas densas.

Otra clasificación de las membranas se basa en la composición del material. Pueden ser de material orgánico (polímeros) o inorgánico (cerámica, metálico, carbono). La estructura física de la membrana basada en estos materiales puede variar según la naturaleza exacta del material y/o de la manera cómo actúa.

La tecnología de membrana recurre normalmente a una gran variedad de materiales poliméricos, algunos sintetizados para un propósito particular. Las estructuras químicas de estos polímeros van desde hidrocarburos simples (polietileno y polipropileno) a estructuras polares (poliamidas) o estructuras iónicas, donde cationes o aniones son incorporados a un esqueleto base (membranas de intercambio iónico). La forma macroscópica de la membrana puede corresponder a una lámina plana (LP), un tubo de gran relación diámetro/espesor, o fibras huecas (FH) muy finas en las que las paredes constituyen una fracción importante del diámetro. Cada una de estas macroformas puede incorporar cualquiera de las microestructuras anteriores. Desde el punto de vista de la transferencia de materia G/L (o gas/biopelícula), interesan membranas de reducido espesor, alta porosidad y elevada área interfacial. Además, otros factores, tales como hidrofobia, presión o punto de burbuja y de mojado, afectan directamente a la inmovilización de la interfaz en la boca de los poros.

Tabla 2.2.- Características de los materiales de membrana (Stephenson *et al.*, 2000)

Polímero	Ventajas	Inconvenientes
Dióxido de Titanio /dióxido de Zirconio	Buena resistencia térmica Buena resistencia química Buena resistencia mecánica	Muy caras Limitadas a membranas de filtración y UF Materiales quebradizos Pobre estabilidad térmica
Acetato de celulosa	Resistente al cloro Bajo coste	Pobre estabilidad mecánica Pobre estabilidad química
Polisulfona	Se esteriliza al vapor Resistente al pH	Escasa resistencia a los hidrocarburos
Polipropileno	Resistente químicamente	Hidrófoba si recibe tratamiento superficial
Politetrafluoroetileno (PTFE)	Muy hidrófoba Excelente resistencia orgánica Excelente estabilidad química Se puede esterilizar	Muy hidrófoba Costoso
Poliamida	Buena estabilidad química Buena estabilidad térmica	Sensible al cloro

2.1.5.- Configuraciones de membrana

La geometría de la membrana, el modo en que está configurada, es crucial para determinar el rendimiento total del proceso. Otro criterio práctico de interés es la manera como las membranas individuales se encajan para formar módulos. La configuración óptima para un elemento de membrana individual es aquel que reúna las siguientes características:

- elevada ratio área de membrana / volumen del seno líquido (superficie específica)
- alto grado de turbulencia del lado de la alimentación para favorecer la transferencia de materia (en MBR)
- bajo consumo de energía por unidad de volumen de agua producida (en MBR)
- bajo coste por unidad de superficie de membrana
- diseño que facilite la limpieza
- diseño que permita la modulación

Algunas de estas necesidades son contrapuestas. Por ejemplo, favorecer la turbulencia provoca un aumento en el consumo de energía. Además, la limpieza mecánica directa de la membrana sólo es posible en unidades con baja ratio área/volumen: unidades donde la membrana es accesible. No es posible tener elevada ratio área/volumen sin que la unidad tenga canales de alimentación estrechos, lo cual afecta adversamente al régimen de limpieza y a la turbulencia.

Hay cinco configuraciones principales empleadas en los procesos de membrana las cuales tienen varios beneficios y limitaciones. Las configuraciones están basadas en membranas planas o cilíndricas y comprenden:

- Cartucho filtrante plegado
- Plana y estructurada
- Rollo en espiral
- Tubular
- Fibra hueca

Tabla 2.3.- Ejemplos de membranas y sus configuraciones para reactores biológicos (Adaptada de Stephenson *et al.*, 2000)

Tipo de reactor	Material de membrana	Configuración	Tamaño del poro (μm)
Separación de sólidos	Polietileno	Fibra hueca	0.4
	Cerámica	Tubular	0.1
	Polisulfon	Tubular	0.1
	Polietileno	Plana y	0.4
	Polipropileno	estructurada	5
	Polietileno	Plana y estructurada Fibra hueca	0.2
Aireación sin burbujeo (p.e.: RBMA)	PTFE	Fibra hueca	2
	Polipropileno	Fibra hueca	0.04-1.0
	PTFE	Plana y	0.2
	Silicona	estructurada Fibra hueca	densa
Extracción	Polisulfona & ZnO ₂		UF
	Silicona	Tubular	Densa

2.1.6.- Factores que afectan la eficiencia de la transferencia de materia

La resistencia total al transporte de materia a través de la membrana (y su interfase) incrementa debido a varios factores, cada uno de los cuales condiciona el diseño y explotación del proceso de membrana:

- La concentración cerca de la superficie de la membrana del soluto rechazado (como en la OI y UF) o de los iones permeabilizados (en la ED).
- La disminución de iones cerca de la superficie de la membrana (en la ED).
- La precipitación de especies macromoleculares en la superficie de la membrana (formación de una capa gelatinosa).
- La acumulación de los sólidos retenidos sobre la membrana (en la microfiltración).
- La acumulación de materias incrustantes sobre o al interior de la membrana, *fouling* (afecta a los BMR, y RBMA).

De estos factores el que más importancia tiene sobre los RBMA es el *fouling*, término dado al proceso por el cual diversos componentes presentes en el agua incrementan la resistencia de la membrana, por adsorción o depósito sobre su superficie, por adsorción en los poros superficiales de la membrana o por obstrucción total de los poros. Puede deberse a diferentes mecanismos fisicoquímicos y biológicos y es potenciado por la concentración de compuestos incrustantes en la proximidad de la membrana. En general, el *fouling* físico-químico (no relacionado con el crecimiento biológico) se puede atribuir a dos componentes claves en el afluente: proteínas y materiales coloidales/suspensión.

Las proteínas pueden causar un *fouling* severo en diferentes materiales de membrana de microfiltración, sobre todo en polímeros hidrófobos como el propileno, causando una disminución del flujo en un orden de magnitud, o más, debido al depósito irreversible sobre o dentro de la membrana (Palacek y Sydney, 1994; Judd y Till, 2000). Las membranas de UF, por otro lado, son menos propensas al ensuciamiento de la membrana por macromoléculas porque tienen los poros más pequeños, más impenetrables. Tanto para UF como MF la química de superficie, específicamente la hidrofilia y la carga superficial, juegan un papel importante en determinar la magnitud del *fouling*: los materiales hidrófobos son más propensos al depósito de las proteínas llevando a un *fouling* irreversible.

Los materiales en suspensión y coloidales también sufren cambios físicos en su estructura como resultado de la filtración. En este caso, es la tasa de floculación la afectada por las condiciones fisicoquímicas derivadas de la hidrodinámica y de los efectos de la carga superficial. La agregación (o floculación) podría ser favorecida ortocinéticamente (en virtud del gradiente de velocidad) en la interfase membrana-solución o dentro de los poros de la membrana. La floculación, sin embargo, depende de la desestabilización de las partículas, o coagulación (que resulta de la disminución en la magnitud de la carga superficial), la cual depende de las propiedades del material y de la solución química. La compleja naturaleza del comportamiento coloidal y su sensibilidad a las cargas superficiales hace que las cinéticas de agregación de las partículas sea difícil de predecir, incluso en sistemas ideales.

Nagaoka *et al.* (1999) relacionaron la resistencia al transporte con niveles de sustancias exopoliméricas. Sin embargo, las biopelículas requieren excretar polisacáridos porque es un componente fundamental de la estructura de su matriz. De modo que estos productos podrían reducir la porosidad superficial de las membranas que se ofrece para la transferencia de oxígeno.

2.2.- REACTORES BIOPELÍCULA DE MEMBRANA AIREADA

Los reactores biopelícula de membrana aireada (RBMA) usan membranas permeables a gases para directamente suministrar aire, u oxígeno de alta pureza, a la biopelícula, sin formación de burbujas. Así, los RBMA se convierten en una alternativa viable a las tecnologías convencionales para el tratamiento biológico de aguas residuales con elevada demanda de oxígeno. En este proceso la capacidad de la biopelícula para retener altas concentraciones de bacteria activa está relacionada con la alta tasa de transferencia de oxígeno a la biopelícula. Por lo tanto el RBMA es una alternativa interesante a los procesos convencionales para el tratamiento de aguas residuales con altas demandas de oxígeno.

2.2.1.- Membrana aireada

Para transferir oxígeno o aire sin burbujeo a la biocenosis de un reactor se puede emplear membranas hidrófobas permeables a gases que pueden ser densas, microporosas o

compuestas. En los RBMA, la membrana sirve también de medio soporte para el desarrollo de una biopelícula en la interfase membrana/líquido. El agua residual fluye sobre la superficie externa de la biopelícula formándose una difusión contracorriente de oxígeno y contaminantes (Fig. 2.3).

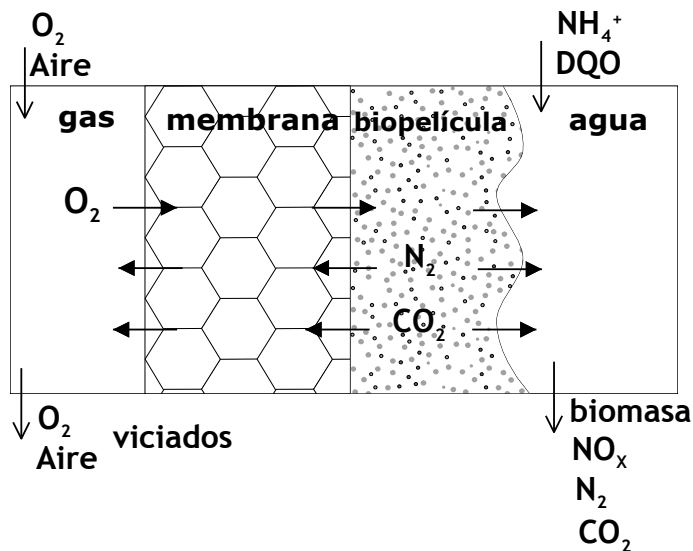


Figura 2.3.- Esquema de una biopelícula-membrana-aireada (BMA)

El oxígeno es utilizado durante la biodegradación de los contaminantes dentro de la biopelícula. Se emplea indistintamente aire atmosférico u oxígeno de elevada pureza (Agra, 2002; Brindle *et al.*, 1996a; Eguía 1991; Martín, 1999; Osa *et al.*, 1997;).

En los RBMA se ha usado diferentes configuraciones de membrana: planas y estructuradas (MP), tubulares (MT) y de fibra hueca (FH) (Tabla 2.4), con valores de superficie específica desde 19 a 5108 m^2/m^3 (Eguía, 1991; Jácome, 1999; Pankhania *et al.*, 1994; 1999; Timberlake *et al.*, 1988; Vidart, 1993). El núcleo de las investigaciones se ha centrado en las membranas de FH, con la fase gaseosa en el interior (lumen) de las fibras y el agua residual por su exterior. En general, esto produce una gran superficie para la transferencia de oxígeno y el crecimiento de la biopelícula a la vez que ocupa un volumen relativamente pequeño dentro del reactor (2 – 4 %).

Tabla 2.4.- Membranas usadas en RBMA (Ampliada de Stephenson *et al.*, 2000)

Configuración de la membrana	Superficie específica (m ² m ⁻³)	Diámetro externo (mm)	Espesor de paredes (μm)	Tamaño poro (μm)	Referencia
FH de PTFE de extremo abierto	60	3.5	0.5	2.0	Suzuki <i>et al.</i> , 1993
MP de PTFE entre capas de Gore-tex	19		0.025	0.2	Timberlake <i>et al.</i> , 1988.
MP de PTFE de extremo sellado	6			2.0	Eguía 1991
FH de PP de extremo sellado	5108	0.028			Pankhania <i>et al.</i> , 1994
MP de polieterimida de extremo abierto			0.026	0.05 10.0	Kniebusch <i>et al.</i> ,1990
MP de silicona	34	4	0.5		Debus <i>et al.</i> , 1992
FH de silicona & capa soporte fibrosa, de extremo abierto	62	1,0	0,5		Hirasa <i>et al.</i> , 1991
MP de PVDF de extremo abierto	7.2	N/A	125	0.22	Jácome <i>et al.</i> , 2002
FH de PP de extremo abierto	19	2.7	450	0.2	Jácome <i>et al.</i> , 2006

PP: polipropileno; PTFE: politetrafluoretileno; PVDF: polivinilidenofluoruro

Las membranas presurizadas, o no, se han estudiado en dos modos de operación: con extremo sellado (dead-end) y con extremo abierto. La purga del CO₂ es un beneficio de la operación de extremo abierto (Cotê *et al.*, 1988; 1989; Jácome *et al.*, 2006; Kniebusch *et al.*, 1990). La acumulación de condensado es otro problema del modo sellado, pero mediante tratamiento químico del extremo sellado de las membranas tubulares o de FH se ha conseguido purgar el condensado (Pankhania *et al.*, 1994; 1999).

Se ha observado *fouling* no biológico y pérdida de rendimiento en las membranas porosas debido a la oxidación del hierro, a la absorción de aceites libres y grasa dentro de los poros, a los surfactantes, a los sólidos en suspensión, entre otros factores.

La difusión del oxígeno a través de una membrana densa permeable a gas se puede alcanzar a alta presión de gas sin formación de burbuja. Los trabajos que usan polímeros densos se han centrado en membranas tubulares de silicona; estas tienen altas permeabilidades al oxígeno, y son muy resistentes a la abrasión química y mecánica (Debus *et al.*, 1992).

Varias investigaciones han demostrado que la silicona es un material adecuado para la adherencia de las biopelículas (Debus *et al.*, 1992). Sin embargo, comparadas con las membranas microporosas, las de silicona tienen paredes más gruesas y una mayor resistencia al transporte de oxígeno (Ahmed *et al.*, 1992 a; b).

En las membranas microporosas hidrófobas los poros permanecen llenos de gas; el oxígeno es transportado a través de los poros por difusión gaseosa o flujo Knudsen. La presión parcial de oxígeno se mantiene por debajo del punto de burbuja para asegurar una oxigenación sin burbujeo (Ahmed *et al.*, 1992 a, b; Rodríguez 1994; Semmens, 1991).

En sistemas limpios, sin biopelícula adherida a la membrana, la capa laminar líquida tiene una influencia significativa sobre la transferencia de oxígeno, siendo el cortante en la interfase membrana/líquido un parámetro clave (Côté *et al.*, 1988; 1989; Kniebusch *et al.*, 1990). Sin embargo, el espesor de las paredes en las membranas densas podría afectar el transporte de oxígeno (Wilderer, 1995).

En experimentos a escala laboratorio con agua limpia realizados por Côté *et al.* (1988; 1989), los coeficientes de transferencia de materia presentaron un rango de $0.1 \text{ g O}_2 \text{ m}^{-2} \text{ h}^{-1} \text{ bar}^{-1}$, para una membrana de polietileno densa sin mezcla hidrodinámica, a $11.5 \text{ g O}_2 \text{ m}^{-2} \text{ h}^{-1} \text{ bar}^{-1}$, para una de polisulfona porosa con intensa agitación.

En los procesos de membrana aireada la tasa de transferencia de oxígeno puede ser mayor mediante el incremento del gradiente de concentración ($C^* - C$), o del área superficial de la membrana, o del coeficiente de transferencia de materia global (K). Para un conjunto dado de condiciones operacionales, el incremento del área superficial de la membrana arroja

mayores tasas de transferencia de oxígeno sin requerir más energía y por lo tanto también mejora la eficiencia de aireación estándar. Se puede alcanzar un elevado gradiente de concentración mediante el suministro de oxígeno a presiones parciales más elevadas o manteniendo la concentración de oxígeno disuelto a cero. En los equipos convencionales de aireación la presión de alimentación del oxígeno está limitada por las condiciones atmosféricas e hidrostáticas (WPCF, 1988).

La biopelícula es el destino del suministro de oxígeno. Si el flujo de oxígeno intramembrana se igualara al consumo biológico de oxígeno esto significaría que el oxígeno es consumido completamente dentro de la biopelícula, produciéndose el máximo gradiente de OD al interior de la biopelícula. De forma que, tanto la baja solubilidad del oxígeno en el agua como la capa líquida estática resistente a la transferencia de materia se vuelven menos importantes para la operación de un RBMA. La alta tasa de transferencia de oxígeno se debe a la utilización del oxígeno dentro de la biopelícula manteniendo un alto gradiente de concentración.

Una eficiencia del 100 % de transferencia de oxígeno se puede alcanzar usando membranas de extremo sellado en los procesos de membrana aireada (Ahmed *et al.*, 1992 a,b; Eguía, 1991; Terada *et al.*, 2003). Una eficiencia del 100 % en la utilización del oxígeno (OUE) es posible debido a que todo el oxígeno en el lumen de la membrana se transfiere a la biopelícula. Un proceso que utiliza eficientemente el oxígeno tiene un coste de explotación más bajo que otro donde el oxígeno se desperdicia.

Por otra parte, en los RBMA que no utilizan equipos de aireación porque la transferencia de oxígeno se debe al gradiente producido por el consumo de oxígeno de la biopelícula, se puede considerar que la eficiencia es siempre del 100 %, ya que lo que se transfiere es lo que se consume. Incluso, cuando se ha comparado la transferencia de oxígeno a través de la membrana limpia (sin equipo de aireación, transferencia pasiva) con la producida cuando la biopelícula se había desarrollado, ésta última ha resultado mayor (Osa *et al.*, 1997; Jácome *et al.*, 2006).

2.2.2.- Biopelículas en reactores de membrana aireada

Las biopelículas son capaces de retener altas concentraciones de bacteria activa. Se trata de matrices complejas que encierran comunidades microbianas, sustancias poliméricas excretadas por las bacterias, sólidos no biológicos atrapados, substratos, metabolitos, poros interiores y canales.

Los microorganismos en las biopelículas tienen un tiempo de residencia mayor que las células en flóculos en suspensión; ya que estos últimos abandonan continuamente el reactor con el efluente. En las biopelículas se desarrollan especies microbianas que tienen tasas de crecimiento más bajas que el tiempo de retención hidráulica del proceso. Por lo tanto, la eliminación de nutrientes y la degradación de compuestos complejos e inhibidores, que requieren comunidades microbianas de lento crecimiento, se puede alcanzar en procesos biopelícula sin tiempos de retención hidráulica largos ni tasas elevadas de recirculación de biomasa necesarios en procesos de fangos activos u otros de biomasa en suspensión.

Los factores ambientales y las características de la biopelícula se interrelacionan de manera compleja. Los factores ambientales incluyen la naturaleza y concentración del o los substratos de crecimiento, velocidad del fluido en la interfase líquido/biopelícula, espesor de la capa laminar límite, naturaleza del medio soporte, transferencia y atrapamiento de sólidos no biológicos dentro de la biopelícula. Entre las características más importantes de la biopelícula se tiene: cinética microbiana y especiación, cooperación entre especies y competencia por substrato disponible, producción de sustancias poliméricas extracelulares, espesor y densidad de la biopelícula y fuerza de desprendimiento.

La membrana que se usa para la transferencia de oxígeno también sirve de soporte a la biopelícula. En estas biopelículas el oxígeno se transfiere desde la membrana y los nutrientes desde el seno del líquido hacia la biopelícula en contra-corriente. En procesos biopelícula convencionales, tanto el oxígeno como los contaminantes viajan en dirección co-corriente hacia la biopelícula desde la interfase líquido / biopelícula.

Esta diferencia entre una biopelícula adherida a una membrana y una biopelícula que crece en un material soporte no permeable causa diferencias importantes en los perfiles de oxígeno y substratos a lo largo de la biopelícula, en la actividad microbiana, localización de la capa

activa y especies microbianas (Casey *et al.*, 1999; 2000; Essila *et al.*, 1997; Timberlake *et al.*, 1988; Wilderer 1995). En una biopelícula adherida a una membrana la concentración más alta de oxígeno está en la interfase membrana / biopelícula, mientras que la concentración más alta de carbono está en la interfase biopelícula / líquido (Fig. 2.4). Esto puede causar que la actividad microbiana más elevada esté cerca del centro de la biopelícula, donde tanto el oxígeno como el carbono están en abundancia. En esta biopelícula las condiciones anaerobias o anóxicas existen cerca de la interfase líquido / biopelícula. Si la biopelícula es fina una elevada presión de oxígeno intramembrana permitiría una completa penetración de oxígeno en la biopelícula prevaleciendo las condiciones aerobias.

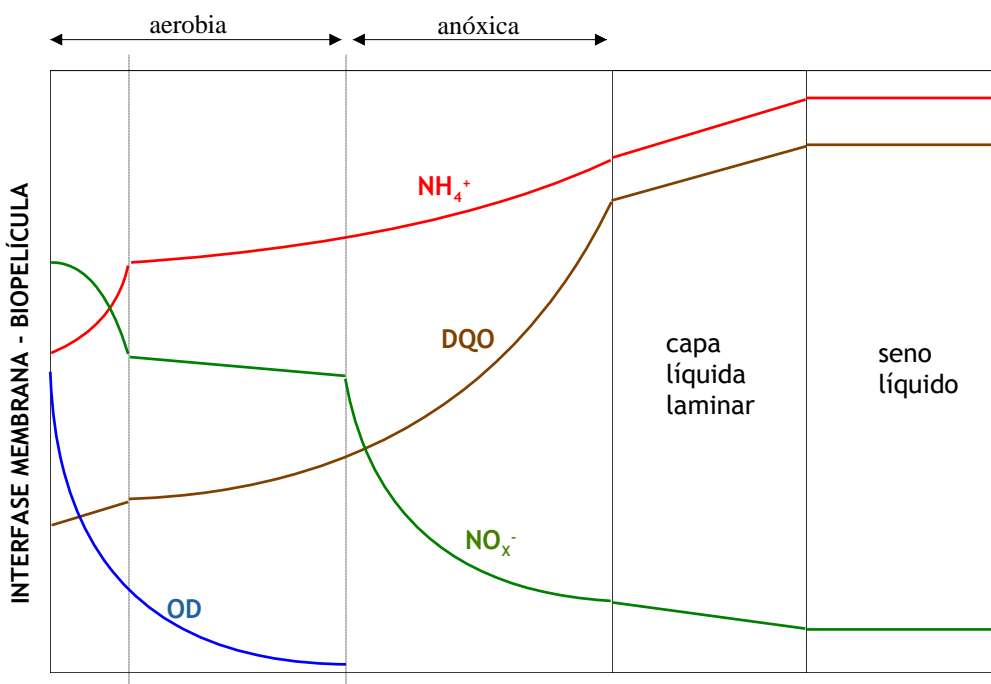


Figura 2.4.- Esquema simplificado de los perfiles de OD, DQO, amonio y nitrógeno oxidado que se producirían en una BMA, en el supuesto de una estratificación aerobia y anóxica de la biopelícula. La capa aerobia tendría una parte nitrificante (junto a la interfase membrana – biopelícula) y otra de oxidación heterótrofa.

En una biopelícula convencional la concentración más elevada de oxígeno y carbono está en la interfase biopelícula/líquido. Esto hace que la mayor actividad microbiana esté cerca de dicha interfase. En esta biopelícula las condiciones anaerobias o anóxicas existen cerca de la interfase biopelícula/soporte no permeable.

Como el oxígeno puede ser suministrado a altas presiones intramembrana, se ha demostrado la penetración completa de oxígeno en biopelículas mayores de 1 mm de espesor. Los análisis con micro-electrodos de biopelículas adheridas a membranas han demostrado que cambiando de aire a oxígeno puro se incrementa la penetración de oxígeno, la concentración de oxígeno en la biopelícula y la tasa de respiración de la biopelícula (Rothmund *et al.*, 1993; Wilderer, 1995; Cole et al., 2004). También, microfotografías con escáner electrónico de una BMA revelaron que las bacterias ocupaban los poros de la membrana, los cuales tenían un diámetro de 10 μm (Rothmund *et al.*, 1994).

El espesor y la morfología de la biopelícula varían en las investigaciones sobre reactores de membrana aireada (Tabla siguiente). Podrían existir poros y canales al interior de la biopelícula que favorecerían la transferencia de materia dentro de la matriz.

Tabla 2.5.- Características de las biopelículas adheridas a una membrana aireada (Modificada de Stephenson *et al.*, 2000)

Tipo de efluente	Soporte de biopelícula	Espesor de la biopelícula (mm)	Cultivo biológico	Comentario
Efluente Primario ¹	Gore-tex	≈ 1	Mixto, aerobio & anaerobio	Considerable variación espacial en el espesor de la biopelícula.
Agua residual sintética ²	Polipropileno	$\approx 1-4$	Mixto, aerobio & anaerobio	Densidad de la biopelícula de 80 a 105 kg m ⁻³
Agua residual sintética ³	Tubos de silicona revestido con soporte fibroso	≈ 1 (sobre soporte superficial)	Fangos activos enriquecidos de nitrificantes	Distribución espacial de heterótrofas, nitrificantes y desnitrificantes en la biopelícula
Xileno Agua residual sintética ⁴	Tubos de silicona	≈ 2	Población bacteriana aclimatada proveniente de fangos activos	El desprendimiento de la biopelícula lleva al desarrollo de población bacteriana en suspensión
2,4 dicloro fenoxi acetato	Polieterimida	≈ 0.2	Cultivo puro de <i>Alcaligenes eutrophus</i>	Un tamaño de poro de 10 μm en la interfase biopelícula / membrana facilitó la colonización bacteriana intramembrana

¹Timberlake *et al.*, 1988; ²Osa *et al.*, 1997; ³Yamagiwa *et al.*, 1998; ⁴Debus, 1992; ⁵Kniebusch *et al.*, 1990.

En los RBMA explotados en continuo el control del espesor de la biopelícula es una clave operacional importante. La excesiva acumulación de biopelícula puede causar limitaciones en la transferencia de oxígeno, sustrato, nutrientes, excesivo *fouling* de la membrana, una disminución en la actividad de la biomasa, acumulación de metabolitos en la profundidad de la biopelícula y la canalización del flujo en el reactor de tal manera que las condiciones de estado estacionario no se pueden mantener (Debus *et al.*, 1992; Osa *et al.*, 1997; Pankhania *et al.*, 1994; Wanner *et al.*, 1994; Yeh *et al.*, 1978). Para una explotación efectiva se debe realizar un lavado regular de la membrana, y utilizar elevados cortantes para controlar la acumulación de biomasa (Debus *et al.*, 1992; Jácome *et al.*, 2006; Pankhania *et al.*, 1994; Rothmund *et al.*, 1994; Yeh *et al.*, 1978). Además, en el caso de fibras huecas los haces tienden a juntarse cuando el crecimiento de la biopelícula es excesivo, llevando a un anudamiento de las fibras y a una reducción de la superficie disponible para el crecimiento de la biopelícula (Jácome, 1999; Pankhania *et al.*, 1994).

La frecuencia e intensidad de la limpieza de la membrana depende principalmente de la carga del agua residual, del rendimiento bacteriano, de la producción microbiana de sustancias poliméricas extracelulares y de la retención de sólidos no biológicos en la matriz de la biopelícula.

2.2.3.- Aplicaciones

Los módulos de membrana que se han empleado proceden de reconversiones de sistemas de micro o ultrafiltración, es decir, no responden a diseños específicos para RBMA. Los requisitos de módulos específicos fueron propuestos por Semmens (2005): el material debe ser muy robusto para soportar el peso de la biopelícula y ser instalado sin daños; el diseño debería garantizar que sólo se produce una pequeña pérdida de carga en la fase gaseosa y una distribución uniforme a través de la membrana; habría que prever algún mecanismo para eliminar el agua condensada; bajo las condiciones de trabajo los poros de la membrana no deberían humedecerse, el espaciamiento de la membrana debería ser suficiente para el desarrollo de la biopelícula y el contacto con el agua; debería preverse estrategias para eliminar el exceso de biomasa como por ejemplo el burbujeo de aire; las membranas deberían tener un bajo coste de sustitución.

Los RBMA a escala de laboratorio o piloto se han usado para tratar varios tipos de agua residual. Sin embargo, la mayoría de las investigaciones muestran que el proceso es particularmente adecuado para el tratamiento de aguas residuales que demandan mucho oxígeno, biodegradación de compuestos orgánicos volátiles (COV), nitrificación conjunta, desnitrificación y oxidación de carbón orgánico en una sola biopelícula.

Como los RBMA pueden usar oxígeno de elevada pureza sin formación de burbuja, pueden alcanzarse velocidades y eficiencias de utilización de oxígeno más altas comparadas con los procesos convencionales que emplean oxígeno puro. Se han observado eficiencias de eliminación de DQO del 63 al 94 % con cargas entre $0.06 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ y $34 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ (Debus 1992; Osa *et al.*, 1997; Pankhania *et al.*, 1994; Timberlake *et al.*, 1988; Wanner *et al.*, 1994).

La nitrificación necesita más oxígeno que la oxidación del carbón orgánico por unidad de substrato oxidado. El tratamiento de un agua residual sintética con elevada concentración de amonio ha sido estudiado entre otros por Brindle y Stephenson (1996b) y Brindle *et al.* (1999). Usando un RBMA de laboratorio de fibra hueca de extremo sellado se obtuvo una tasa de nitrificación específica de $13 \text{ kg N-NH}_4 \text{ kg SS}^{-1} \text{ d}^{-1}$; significativamente mayor que en los procesos de nitrificación convencionales. Como las bacterias nitrificantes tienen tasas de crecimiento bajas, no se necesitó lavado para controlar el espesor de la biopelícula hasta el final de estos experimentos.

En tratamientos aerobios convencionales de aguas residuales los compuestos orgánicos volátiles, COV, pueden pasar a la atmósfera sin que hayan sido biodegradados debido al *stripping* de aire desde el seno líquido. Puesto que no se forman burbujas de aire durante la operación de los RBMA el escape de los COV es limitado. Sin embargo, el escape de COV puede ocurrir cuando se usan membranas de extremo abierto y si la biopelícula no es capaz de degradar completamente los COV presentes en el agua residual. Los COV en la interfase membrana / biopelícula se transfieren a través de la membrana a la fase gaseosa y escapan a la atmósfera. En un reactor de membrana de silicona de laboratorio el xileno no fue transferido a la fase gaseosa una vez que se desarrolló una biopelícula degradadora de este compuesto (Debus, 1992; 1995; Wanner *et al.*, 1994). Este problema del escape de los COV a través de la fase gaseosa no ocurre con las membranas de extremo sellado porque no existe salida a la atmósfera, pero en cambio la atmósfera interna se enrarece.

Debido a las diferentes localizaciones de las concentraciones máximas de oxígeno y de contaminante(s) dentro de la biopelícula y al relativo espesor de ésta, puede existir una estratificación importante. La estratificación de la biopelícula es capaz de eliminar más de un tipo de contaminante. Muchos autores han estudiado y evaluado en RBMA a escala de laboratorio o piloto la eliminación conjunta de DQO y nitrógeno, mediante nitrificación / desnitrificación, en una sola biopelícula (Abdel et al., 1990; Eguía 1991; Jácome *et al.*, 2006; Osa *et al.*, 1997; Timberlake *et al.*, 1988; Vidart, 1993; Yamagiwa *et al.*, 1994; 1998; Yáñez, 2007). El trabajo de Osa *et al.* (1997) resume casi una década de experiencia sobre este tema del grupo de biopelículas de la Universidad de Cantabria dirigido por el Profesor Iñaki Tejero. Recientemente, Esteban y Tejero (2007) presentaron una revisión detallada de las investigaciones, nacionales e internacionales, sobre el tratamiento de aguas residuales con RBMA (estos autores los denominan reactores de biopelícula soportada y oxigenada con membranas, RBSOM). En la *Universidade da Coruña*, el Grupo de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, también lleva dos décadas estudiando estos procesos. Una revisión sintetizada de la primera década se recogió en el trabajo investigativo de Yáñez (2009). En general, lo que se ha visto, o deducido, es que en una BMA la actividad nitrificante predomina cerca de la membrana, donde las concentraciones de oxígeno son suficientemente elevadas para la nitrificación y además la DQO es baja, mientras que las bacterias desnitrificantes ocupan la zona próxima a la interfase biopelícula / líquido, donde prevalecen condiciones anóxicas (Fig. 1.8).

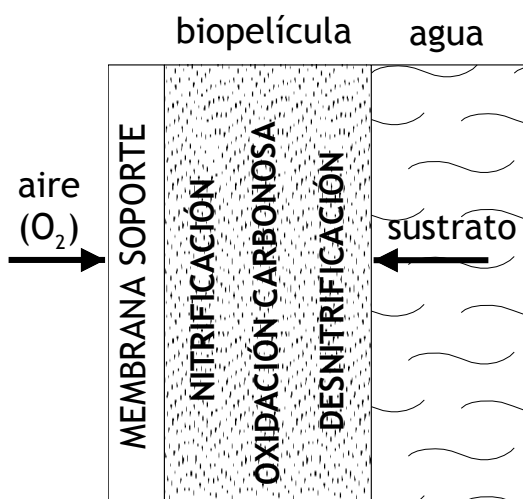


Figura 1.8.- Esquema de la estratificación de una biopelícula aerobia – anóxica crecida sobre membrana aireada (BMA). La membrana es hidrófoba y permeable a gases.

Si las BMA son muy gruesas, con espesores de varios milímetros, incluso usando oxígeno en lugar de aire se puede producir la estratificación reseñada (Eguía, 1991). También, se afirma que en estos casos, biopelículas muy gruesas, se puede formar un estrato anaerobio de fermentación junto a la interfase biopelícula / líquido (Eguía, 1991; Timberlake *et al.*, 1988; Vidart, 1993). No obstante, se ha llegado a la conclusión de que un excesivo espesor incrementa la resistencia al transporte de materia. Algunos autores han observado que el espesor óptimo para nitrificación/desnitrificación en una biopelícula sobre membrana aireada es de 1.6 mm aproximadamente (Hu *et al.* 2008).

Las BMA han sido estudiadas con alimentación de oxígeno puro, de aire a presión y de aire a presión atmosférica. En este último caso puede que ni siquiera se use ningún equipo de aireación, se habla entonces de auto-aireación de la biopelícula a través de la membrana (Jácome *et al.*, 2006). La auto-aireación sería consecuencia de una elevada demanda de oxígeno en el interior de la biopelícula. En la tabla siguiente se presenta una revisión de las aplicaciones de los RBMA.

2.3.- NITRIFICACIÓN Y DESNITRIFICACIÓN EN RBMA

En los siguientes apartados se presenta una revisión de los resultados obtenidos con el proceso RBMA aplicado a la nitrificación del amonio de aguas residuales y también a la eliminación simultánea de carbono orgánico y nitrógeno mediante nitrificación y desnitrificación.

2.3.1.- Aspectos generales de la nitrificación observada en los RBMA

La tabla siguiente presenta los resultados en cuanto a rendimiento observado en RBMA de nitrificación terciaria. En cierta medida, esta tabla complementa y amplía la tabla 2.5 que contiene información general sobre el rendimiento de RBMA aplicados a la eliminación de materia orgánica, de amonio (nitrificación terciaria) y de DQO y NT (nitrificación-desnitrificación). La tabla recoge información de RBMA de nitrificación que se explotaron en un rango amplio de cargas y con diferentes condiciones operacionales. Para esa amplitud de condiciones de funcionamiento los RBMA alcanzaron buenos y excelentes rendimientos

en términos de la concentración efluente de amonio o de los porcentajes de eliminación de amonio. Las concentraciones de amonio afluente (30 a 200 mg/L), la temperatura (21 a 30 °c) y el pH (6.9 – 7.9) no presentaron efectos directos aparentes sobre el rendimiento de los sistemas. En los siguientes apartados se recoge información del efecto que tuvieron algunas variables operacionales.

Tabla 2.6.- Comparación de aplicaciones de los RBMA (Adaptada de Jácome *et al.*, 2006)

Membrana	Superficie específica (m ² m ⁻³)	TRH (h)	Agua residual	Componente agua residual	Carga (g m ⁻² d ⁻¹)	Conc. afluente (mg/L)	Eliminación (g m ⁻² d ⁻¹)
RBMA alimentados con oxígeno puro							
Teflón tubos ^a	550.0	1.0	Sintética	DBO ₅	3.1	70.0	2.8
		2.0		DBO ₅	4.9	226.0	4.5
Gore-tex TM	19.0	14.4	Efluente	TOC	8.1	92.0	4.3
MP ^b			primario	N-NH ₄	1.9	21.0	0.4
			filtrado	N- NO ₃	0.1	1.5	0.4
Gore-tex TM	4.3	8.0	Sintética	Acetato	28.0	40.0	26.6
MP ^c				N-NH ₄	7.0	10.0	3.5
				N-NO _x	0.0	0.0	3.5
PTFE-MP ^d	4.1	5.5	Sintética	DQO	150.0	200.0	138.0
				N- NH ₄	12.0	16.0	3.0
PP - FH ^e	5100.0	0.6	Sintética	DQO	1.7	369.0	1.5
RBMA alimentados con aire a presión							
PTFE-MP ^f	4.1	5.5	Sintética	DQO	150.0	200.0	95.0
				N-NH ₄	12.0	16.0	7.4
PE - FH ^g	422.0	1.8	Sintética	DQO	12.7	394.0	10.0
				N-NH ₄	2.8	87.0	2.0
RBMA alimentados con aire atmosférico sin presurizar							
PTFE-MP ^h	4.7	3.6	Sintética	DQO	240.0	200.0	158.0
				N-NO ₃	74.4	62.0	8.0
PP-MT ⁱ	3.9	3.7	Sintética	DQO	50.0	50.0	11.6
PVDF-MP ^j	7.2	1.2	Efluente	DQO	117.0	74.0	25.0
			primario	NTK	18.5	12.0	4.4

^aYeh and Jenkins (1978); ^bTimberlake *et al.* (1988); ^cAbdel-Warith *et al.* (1990); ^dEguía (1991); ^ePankhania *et al.* (1994); ^fVidart (1993); ^gSemmens *et al.* (2003); ^hLolmede *et al.* (1993); ⁱOsa (1995); and ^jJácome *et al.* (2002).

PTFE:Politetrafluoroetileno; PP:Polipropileno; PE:Polietileno; PVDF:Polivinilideno fluoruro; MP: membrana plana; FH: fibra hueca; MT: membrana tubular.

2.3.1.1.- Efectos de la carga aplicada de amonio y/o del TRH

En todos los estudios presentados se empleó agua residual sintética. La concentración de estas aguas estuvo en el orden de las aguas residuales urbanas o en un rango de 100 a 300 mg N/L simulando algún tipo de agua residual industrial. Los cambios en la carga de amonio se hizo variando el TRH (Brindle et al., 1996, 1998; Terada et al., 2006; Motlagh et al., 2008; Shin et al., 2008; Hwang et al., 2009; Long et al., 2011; Syron et al., 2015) y/o incrementando la concentración de amonio afluente (Shin et al., 2005).

Brindle et al. (1996, 1998) y Terada et al. (2006) demostraron que se alcanza nitrificación completa para un rango de cargas de amonio de 0.12 a 6.49 g N/m²/d (con OD > 0.5 mg/L). Por el contrario, Hwang et al. (2009) observaron una tasa máxima de nitrificación de 2.6 g N/m²/d para un rango de cargas de 1.92 a 5.53 g N/m²/d. En este trabajo, se observó un modelo de saturación, tipo Stover y Kincannon. La tasa máxima de nitrificación se alcanzó para una carga aplicada de 3.5 g N/m²/d (con OD > 7 mg/L).

En estos estudios la tasa de nitrificación presentó una relación lineal con la carga aplicada hasta que el transporte de amonio desde el seno líquido hacia la biopelícula dejó de ser la condición limitante. Cuando la carga de amonio es baja, se da una limitación por amonio, que produce nitrificación completa con una baja concentración de amonio en el efluente. Al incrementar la carga se produce un aumento, tanto la tasa de nitrificación (disminuye la limitación por amonio) como la concentración efluente de amonio. Una vez que la carga de amonio alcanza un determinado valor (saturación), desapareciendo la limitación por amonio, se produce la tasa máxima de nitrificación. Este fenómeno no es exclusivo de los RBMA de nitrificación, ni siquiera de los procesos biopelícula, más bien es un fenómeno que se observa en todos los procesos biológicos empleados para la depuración de aguas residuales.

Tabla 2.7.- Estudios previos de RBMA de nitrificación (Modificada de Long et al. 2011)

Ref	Membrana	Hidrodinámica	NH4 af. (mg N/L)	Carga (kgN/m ³ /d)	Carga (gN/m ² /d)	TRH (h)	OD (mg/L)	Periodo (días)	NH4 ef. (mg N/L)	Nitrificación (%)
1	Fibra hueca microporosa, 185 m ⁻¹ , O ₂	10 cm/s	30-50	0,08	0,43		>6	3-14	0.08-0.12	99,0
			30-50	0,12	0,65		>6	15-22	0.09-0.93	99,0
			30-50	0,20	1,10		>6	23-51	0.45-1.49	99,0
	Puesta en marcha: 100 mL de cultivo comercial de nitrificantes, 48 horas; T = 21 °C; pH= 7.5.									
2	Fibra hueca microporosa, 185 m ⁻¹ , O ₂	10 cm/s	43-50	0,30	1,62	4,0	aprox. 100% ^a	63-138	0-0.1	99,0
			42-52	1,20	6,49	1,0	aprox. 136% ^a	139-172	0.2-1.1	98,0
			Puesta en marcha: 100 mL de cultivo comercial de nitrificantes, 48 horas; T = 30 °C; pH = 7.6.							
3	Fibra hueca microporosa, 1733 m ⁻¹ , O ₂ puro	Recirculación para alcanzar mezcla completa	50	0,20	0,12	6,0	0.5-2.5	0-54	<3	98,0
			100	0,40	0,23	6,0	0.5-2.5	55-70	<3	98,0
			150	0,60	0,35	6,0	0.5-2.5	71-149	<3	98,0
			150	0,90	0,52	4,0	0.6-7.5	0-30	<6	98,0
			200	1,20	0,69	4,0	0.6-7.5	31-63	<6	98,0
			200	2,40	1,38	2,0	0.6-7.5	64-115	<6	98,0
Puesta en marcha: fango activo de EDAR urbana; T = 23-25 °C.										
4	290 m ⁻¹ 660 m ⁻¹ 1190 m ⁻¹	2 cm/s	100	0.1-0.29	0.08-1.00		aprox. 0	0-150	f (carga) ^b	f (carga) ^b
			100	0.1-0.35	0.08-1.21		aprox. 0	0-150	f (carga) ^b	f (carga) ^b
			100	0.1-0.64	0.08-2.21		aprox. 0	0-150	f (carga) ^b	f (carga) ^b
	Fibra hueca microporosa, aire									
Puesta en marcha: no se indica; T = 25 °C; pH = 7.5.										
5	Fibra hueca compuesta, 23m ⁻¹ , aire/ O ₂	Flujo advectivo	40-50	0.06-0.60	2.78-26.2	1.6-4.3	>1 -3.5	165	f (carga) ^b	f (carga) ^b
			Puesta en marcha: cultivo enriquecido de bacterias nitrificantes; T = 23 °C; pH = 6.7-7.9.							
6	Fibra hueca no porosa, 75.6 m ⁻¹ , O ₂ puro	mezcla completa con imán agitador	32,6	0,21	2,76	2,9	0,3	1-42	19,8	39,3
			31,7	0,20	2,67	2,9	0,5	43-84	7,9	75,1
			30,7	0,15	1,92	3,9	>7	85-104	6	80,5
			32,1	0,26	3,4	2,3	>7	105-126	9,9	69,2
			33,1	0,35	4,65	1,7	>7	127-147	14,7	55,6
			32	0,42	5,53	1,4	>7	148-169	16,9	47,2
Puesta en marcha: 200 mL de licor mezcla de un SBR; 30 días; T = 21 °C.										
7	Fibra hueca silicona, 34.8 m ⁻¹ , aire	mezcla completa, agitador tipo	40	0,08	2,3	12	>2	1-50	<1	>90
			80	0,16	4,6	12	>2	51-85	<1	>90
			120	0,24	6,9	12	>2	86-100	<2	>90
			160	0,32	9,3	12	>2	101-120	<3	>90
Puesta en marcha: no se indica; T = 23.5-25.5 °C; pH = 7.5.										
8	Fibra hueca no porosa, 3378 m ⁻¹ , aire	Re = 608	36.8-82.9	0,427		4,05	<0,1	324-359		59
		Re = 724		0,367		4,29	<0,1	360-445		60
		Re = 925		0,399		4,78	<0,1	446-532		54
		Puesta en marcha: 2 L fango nitrificante planta piloto IFAS; 64 días. Efluente secundario enriquecido con amonio, DBO ₅ C:3-6ppn								
Fibra hueca no porosa, 3378 m ⁻¹ , aire	Re = 372	28.0-32.1	0,275		2,36	<0,2	242-359	aprox. 8	80	
	Re = 457		0,311		2,21	<0,2	360-445	aprox. 4	84	
	Re = 580		0,317		2,33	<0,2	446-532	aprox. 4	81	
Puesta en marcha: 2 L de fango nitrificante de planta piloto tipo IFAS; 64 días. Agua residual: sintética. T = 21±2 °C; pH = 7.35±0.										
9	Fibra hueca, silicona, 69 m ⁻¹ , O ₂ puro	Recirculación para mezcla completa	500-3000	0.09-0.62	1.4-9.0	4.5-6.0 d	<0.2	500		50-98
			Puesta en marcha: fango nitrificante de un SBR; 63 días. Agua residual: lixiviado de vertedero de basuras; T = 21-27 °C; pH = 7.5-8.							
10	Fibra hueca compuesta, 148 m ⁻¹ , O ₂	mezcla completa, agitador	50	0.12-0.25	0.96-2.04	5-10		403	1.0-3.9	92-97
			Puesta en marcha: 200 mL fango activo de EDAR urbana							

Referencias: 1: Brindle y Stephenson 1996; 2: Brindle et al., 1998; 3: Shin et al. 2005; 4: Terada et al. 2006; 5: Motlagh et al. 2008; 6: Hwang et al. 2009; 7: Yamagiwa et al. 2004.; 8: Long et al. 2011; 9: Syron et al., 2015; 10: Shin et al. 2008.

Notas: ^aaprox. 100% y 136%: es la ratio de oxígeno insuflado/demanda de oxígeno; ^bf(carga): función de la carga aplicada.

Terada et al. (2006) empleó el concepto de carga relativa (RLR), definido como la relación entre la carga de amonio experimental y la tasa de nitrificación teórica calculada a partir de la tasa de suministro de oxígeno del módulo de membrana limpio, para determinar el factor limitante en un RBMA. Cuando RLR fue menor que 1, podría darse limitación por amonio, produciéndose nitrificación completa. Mientras que si RLR es mayor que 1, entonces se produce limitación por oxígeno, dándose un incremento de la concentración de amonio en el efluente (nitrificación parcial). Pero como la tasa de suministro de oxígeno de las membranas limpias depende de las condiciones experimentales, tales como la presión parcial de oxígeno y las condiciones hidráulicas, la carga de amonio óptima sería específica de cada sistema experimental. Por ejemplo, usando un flujo de agua perpendicular a la BMA, es decir no paralelo como en otros estudios, Motlagh et al. (2008) informaron una tasa de nitrificación de 24 g N/m²/d a una carga de 26.2 g/m²/d (con OD > 1 mg/L).

Mediante un análisis teórico Lackner et al. (2008) demostraron que los organismos heterótrofos pueden afectar la nitrificación terciaria con cargas de amonio superiores a 2.7 g N/m²/d. Los heterótrofos procederían de los productos del decaimiento celular nitrificante (modelo muerte-resucitación). También, las cargas elevadas de amonio pueden llevar a gruesas películas nitrificantes que presenten resistencia significativa al transporte lo cual puede evitar o reducir la penetración del oxígeno, y otros nutrientes, al interior de la biopelícula. El exceso de biopelícula podría ser obstructivo y deteriorar el rendimiento del sistema. Incrementar la superficie de contacto, o sea de membrana, ayudaría a resolver este problema. Sin embargo, no siempre es la mejor estrategia. Por ejemplo, en un sistema con flujo ascendente podría darse en su zona superior una captura de biomasa desprendida en la parte baja del reactor (Terada et al., 2006). Por lo tanto, un incremento de la densidad del relleno para incrementar la superficie de membrana podría resultar en una biopelícula gruesa en la parte superior del módulo, y volveríamos a la limitación difusional y a la pérdida de eficiencia en nitrificación.

En definitiva, la carga de amonio tiene un papel muy significativo en la determinación de la concentración de amonio en el efluente de un RBMA, y afecta a la capacidad global del sistema, ya que influye sobre las características de la biopelícula. Establecer la carga óptima de amonio requiere analizar esta variable en conjunto con otras que también afectan al rendimiento y las características de la biopelícula.

2.3.1.2.- Efectos de la tasa de transferencia de oxígeno

Con las membranas limpias se mide en RBMA la tasa de transferencia de oxígeno (OSR, por sus siglas en inglés de “specific oxygen supply rates”) para evaluar la eficiencia en la utilización del oxígeno (OUE) por la biopelícula.

Terada et al. (2006) emplearon la carga relativa (RLR) (definida en el apartado anterior) para caracterizar la OUE. Observaron que se producía limitación por amonio si $RLR < 1$, y limitación por oxígeno si $RLR > 1$, con OUE en torno a un 85%. En uno de los estudios de Brindle et al. (1998) se alcanzó casi un 100% de OUE controlando que la OSR fuera igual a la demanda de oxígeno, con una carga de amonio de $0.3 \text{ kg N/m}^3/\text{d}$ (TRH = 4 horas). Sin embargo, nunca se alcanzó el 100% de OUE cuando la carga de amonio fue de $1.2 \text{ kg N/m}^3/\text{d}$ (TRH = 1 hora).

De esos estudios se desprendieron algunas conclusiones interesantes: (a) La OSR puede regularse variando la presión parcial de oxígeno; (b) en RBMA son alcanzables excelentes OUE regulando y controlando la carga de amonio en función de la OSR; (c) debe hacerse un balance entre la OUE y la concentración de amonio efluente, especialmente cuando la carga de amonio es elevada. En general, la concentración efluente de amonio podría ser más elevada para alcanzar una mayor OUE.

2.3.1.3.- Efectos de la superficie específica de membrana y/o densidad del relleno

En RBMA para nitrificación se ha usado módulos de membrana con superficie específica de 7 a $1733 \text{ m}^2/\text{m}^3$. Terada et al. (2006) demostró que la tasa de nitrificación en estado estacionario depende de la superficie específica ($290 - 1190 \text{ m}^2/\text{m}^3$), alcanzándose tasas equivalentes a las que se pueden predecir a partir del valor de la OSR de las membranas limpias. La OSR, para un mismo RBMA, puede incrementarse aumentando la presión parcial de oxígeno o la densidad del relleno (es decir, aumentando la superficie específica). Por lo tanto, se podría esperar tasas volumétricas de nitrificación más elevadas en los RBMA que en los reactores biopelícula convencionales. Sin embargo, el incremento de la superficie específica podría afectar a la hidrodinámica. Concretamente, una mayor densidad del relleno afectará la transferencia de sustrato, especialmente desde el seno líquido hacia la biopelícula.

En definitiva, puede que exista una densidad de relleno (o superficie específica) óptima para un módulo de membrana determinado, sobre lo cual habría que investigar.

2.3.1.4.- Efectos de las condiciones hidráulicas

Las condiciones hidráulicas constituyen un factor crucial que afecta al transporte de materia, al desprendimiento y a la propia estructura de la biopelícula. Muchos investigadores han estudiado estos efectos (p.e.: Lewandowski et al., 2004; Shanahan y Semmens 2006).

Shanahan et al. (2006) estudiaron el efecto de las condiciones hidráulicas (mediante el número de Reynolds) sobre el flujo localizado de oxígeno en BMA plana nitrificante. En comparación con las membranas planas limpias, la biopelícula redujo el flujo local de oxígeno en la zona aguas arriba de la biopelícula y lo aumentó aguas abajo. En principio, esto se explica porque la biopelícula al respirar incrementa el transporte, pero también es una barrera física que reduce el transporte. En las zonas aguas arriba, la turbulencia producida al entrar el agua redujo la capa líquida estática durante los ensayos con la membrana limpia, de modo que, se observó una elevada transferencia con la membrana limpia que la biopelícula no pudo igualar y menos superar con la respiración. En la parte aguas abajo, la capa líquida estática aumentó de espesor y eso generó un flujo local de oxígeno menor durante los ensayos con la membrana limpia, que fue mejorado por la respiración de la biopelícula. La conclusión fue contundente, la capacidad de la biopelícula para mejorar la transferencia de oxígeno depende del espesor de la capa líquida estática durante los ensayos con membrana limpia. Esto también se ha explicado en este trabajo en el capítulo 5 en el que hemos evaluado la nitrificación terciaria en RBMA batch.

En la mayoría de los casos se considera que la difusión es el principal fenómeno de transporte al interior de la biopelícula. Sin embargo, Motlagh et al. (2008) ensayaron el suministro de sustrato hacia la biopelícula mediante transporte advectivo y difusión (usando flujo líquido perpendicular a membranas aireadas de fibra hueca que se adosaron o juntaron cuando la biopelícula se desarrolló, es decir, formaron una especie de filtro), y observaron elevadas tasas de nitrificación, de hasta 24 g N/m²/d, aunque el rendimiento disminuye en el momento en el que se producen cortocircuitos hidráulicos.

2.3.2.- Eliminación simultánea de materia orgánica y nitrógeno

Las primeras experiencias para investigar la simultaneidad de la nitrificación-desnitrificación en reactores biopelícula de membrana aireada fueron llevadas a cabo hace más de 25 años. Timberlake et al. (1988), Abdel-Warith et al. (1990), Vidart et al. (1993), evaluaron membranas planas en reactores a escala de laboratorio con baja superficie específica (entre 6 y 20 m²/m³). Estos investigadores observaron eficiencias de eliminación de DQO de hasta un 90%, y rendimientos en eliminación de NT de 46 a 70% dependiendo de si se insuflaba oxígeno o aire.

Debido a la difusión en contracorriente del oxígeno con los otros nutrientes, se puede desarrollar un perfil microbiano único en las BMA, que comprende un estrato mixto de nitrificantes y heterótrofos, y una zona superficial anaerobia/anóxica de desnitrificantes (Timberlake et al., 1988). Este perfil de distribución de la población ha sido confirmado mediante observación experimental y modelación matemática (Shanahan y Semmens 2004; Hu, et al., 2008; Syron y Casey, 2008a). Sin embargo, la eliminación observada de orgánicos y nitrógeno ha sido muy variable, y se ha visto que es influenciada por varios factores. La tabla siguiente presenta los rendimientos observados en estudios de nitrificación y desnitrificación en procesos RBMA.

2.3.2.1.- Efecto del espesor de biopelícula

En general, el espesor de biopelícula tiene que ser grueso para conseguir eliminación simultánea de materia orgánica y nitrógeno, porque así se consigue el perfil de poblaciones necesario. Pero, por otra parte el excesivo crecimiento del espesor se ha visto que deteriora el rendimiento (Pankhania et al., 1994; Semmens et al., 2003). Si la biopelícula es muy gruesa, podrían coexistir una zona superficial con escaso oxígeno con desnitrificantes y una zona endógena adyacente a la membrana. El espesor de las desnitrificantes podría decrecer la transferencia de materia desde el seno líquido hacia la biopelícula, y el espesor endógeno podría reducir la transferencia de oxígeno desde la membrana hacia la biopelícula (LaPara et al., 2006).

La difusión podría ser significativamente limitada cuando el espesor de biopelícula es mayor que 450 µm (Syron and Casey, 2008; Martin y Nerenberg, 2012). Las biopelículas finas (< 500 µm) son menos propensas a limitar la transferencia de materia, y pueden ser alimentadas

con baja presión de aire en lugar de oxígeno a elevada presión (Stricker et al., 2011). No obstante, para la eliminación simultánea de carbono orgánico y nitrógeno se ha propuesto que el espesor óptimo es de 1600 μm (Terada et al., 2003; Hu et al., 2008), pero sin estrategias de control el espesor de biopelícula podría exceder dicho valor óptimo.

Tabla 2.8.- Resultados de varios estudios previos de RBMA de nitrificación-desnitrificación (Elaboración propia)

Ref.	Membrana	Hidrodinámica	Conc. afluen. (mg/L)	Carga superficial (g/m ² /d)	Tasa sup. elim. (g/m ² /d)	Carga volúmi. (kg/m ³ /d)	Tasa vol. elim. (kg/m ³ /d)	TRH (horas)	Periodo (días)	Rendimiento (%)
1	Fibra hueca microporosa, 57 m ² /m ³	flujo pistón	100 COT	7 COT				6	150	>95 COT
			25 N-NH ₄	1.75 N-NH ₄	0.77 N-NH ₄					>95 NT
Puesta en marcha: fango biológico, 30 días, T = 30±0.5 °C; OD <0.5 mg/L; espesor de biopelícula 50 a 300 μm										
2	Fibra hueca microporosa, 50 m ² /m ³	mezcla completa, recirculación, 5 cm/s	4500 COT	6 COT	5.76 COT	0.30 COT		15 días	350	>96 COT
			3000 N-NH ₄	5.4 NTK	4.48 NT	0.27 NTK				>83 NT
			1000 N-Org							
Puesta en marcha: fango nitrificante seguido de fango heterótrofo; T = 25±3°C; OD = 0 mg/L; espesor de biopelícula 1600 μm										
3	Fibra hueca, poliuretano, 55.6 m ² /m ³	mezcla completa, recirculación	40-200 DQO	12-15 DQO	11-14 DQO			53	50	90 DQO
			80 N-NH ₄	10-12 NT	0.5 Nitrificación					<66 NT
					0.12-0.33 Desnitrific					
Puesta en marcha: efluente primario, cultivo batch, 3 días; T=20±1°C; pH=7.0±0.1; OD=0 ppm; espesor biofilm: 1200 μm y 2100 μm (2 test)										
4	Fibra hueca compuesta, 37.2 m ² /m ³	mezcla completa, agitador mecánico	245 sDQO	91. sDQO	6.8 sDQO	0.34 sDQO	0.25 sDQO	25.5	30	73 sDQO
			47.5 NTK	1.8 NTK	1.2 NTK	0.067 NTK	0.045 NTK			67 NTK
			16.4 N-NH ₄	0.62 N-NH ₄	0.50 N-NH ₄	0.023 N-NH ₄	0.019 N-NH ₄			80 N-NH ₄
			0.03 N-NO ₃	0.001 N-NO ₃	-0.16 N-NO ₃					
Puesta en marcha: efluente primario municipal 15 días; TRH = 6.5 horas; OD = 2 mg/L; espesor de biopelícula 1 a 2 mm.										
5	Membrana porosa tubular de carbono, 45 m ² /m ³	mezcla completa, agitador magnético	170-233 DQO		35.6±3.8 DQO;		1.6 DQO;	16	1-80	90±2 DQO;
			40-59 N-NH ₄		9.3±0.6 N-NH ₄		0.42 N-NH ₄			92±4 N-NH ₄ ;
			398-438 DQO					8	81-108	78±3 NT
			99-115 N-NH ₄							
			530-650 DQO					8	109-123	
Puesta en marcha: fango activo urbano, 3 días; T = 30±2 °C; pH= 7.5-8.0; OD< 0.5 mg/L; espesor <i>biofilm</i> = 600 μm (día 70) y 2200 μm (día 123)										
6	Membrana tubular de carbono cubierta con tejido de fibra,	mezcla completa, recirculación	253 DQO			0.30 DQO		20	0-68	86 DQO
			49 N-NH ₄			0.06 N-NH ₄				77.3 NT
			348 DQO			0.69 DQO		12	69-105	87.5 DQO
			77 N-NH ₄			0.15 N-NH ₄				83.9 NT
			410 DQO			1.23 DQO			106-125	87.1 DQO
Puesta en marcha: 2.4 L fango 4500 mg SS/L, 18 días; T = 32±1 °C; OD<1.8 ppm; espesor: día 15= 221 μm , día 82= 1465 μm , día 125= 3307 μm										
7	Fibra hueca no porosa, 813 m ² /m ³	3 tanques en serie, tanques 1 y 2 agitados 10 s/5 min con aire a 0.5 cm/s, tanque 3 sin	4671 DQO	3.6 DQO	3.6 DQO	3.0 DQO		24.6	80	95 Desnitrifica
				0.103 NTK	0.092 NTK					
					0.063 Nitrificación					
Puesta en marcha: fango activo de MBR; OD < 2 ppm; pH 6.5-7.5; T = ?; espesor de biopelícula de 250-350 μm										

Referencias: 1: Hibiya et al., 2003; 2: Terada et al., 2003; 3: Satoh et al., 2004; 4: Semmens 2005; 5: Liu et al., 2007; 6: Hu et al., 2008; 7: Stricker et al., 2011.

Varias estrategias de control del espesor se han experimentado, entre otras arrastre con aire (Pankhania et al., 1994), retrolavados con agua (Terada et al., 2003) y desprendimiento abrasivo utilizando piezas plásticas cilíndricas huecas (Suzuki et al., 2000). El arrastre con aire tuvo poco éxito, a diferencia de los otros dos métodos. Los retrolavados con agua a 18 cm/s durante 1 minuto, o por el tiempo necesario, limitaron el espesor de una biopelícula a 1600 μm aproximadamente durante 350 días (Terada et al., 2003). El desprendimiento abrasivo con cilindrillos vacíos mantuvo una biopelícula estable para la eliminación simultánea de DQO y nitrógeno durante 265 días (Suzuki et al., 2000). Estas medidas, sin embargo, pueden no ser efectivas para eliminar el exceso de biomasa que se queda atrapada en el módulo. Estrategias para el control del espesor todavía están siendo investigadas (Martin y Nerenberg 2012).

2.3.2.2.- Efectos de las cargas de DQO y amonio y/o de la ratio DQO/N

El rendimiento en un RBMA para eliminar DQO y N depende de la carga orgánica aplicada, la carga de amonio y la ratio DQO/N. Para ratios DQO/N de hasta 4, Walter et al. (2005) observaron que cargas muy elevadas de amonio podrían dar bajas tasas de nitrificación, especialmente si la carga era mayor que 1.2 kg N/m³/d.

Para una ratio DQO/N próxima a 4, más de un 90% de eliminación de DQO y 80% de eliminación de NT fueron alcanzados en un rango de 1.40 a 5.09 kg DQO/m³/d (Semmens et al., 2003). Para ratios DQO/N de 4 a 6, no se observó nitrificación en el tratamiento de un agua residual sintética durante 164 días con una carga orgánica de 4.40 a 8.94 kg DQO/m³/d (Pankhania et al., 1994).

Aunque una ratio próxima a 4 parece ser óptima para la eliminación simultánea de DQO y NT (LaPara et al., 2006), las cargas de DQO y amonio también son factores críticos para una eficiente eliminación simultánea de DQO y NT. Otras condiciones de explotación, como la presión intra-membrana, también deben ser optimizadas para tener éxito en el tratamiento (Sato et al., 2004).

2.3.2.3.- Efecto de la presión parcial de oxígeno

En un RBMA la presión parcial de oxígeno es una variable de explotación controlable. Una elevada presión parcial de oxígeno, en general, podría resultar en una gran penetración de

oxígeno debido a una elevada concentración de OD en la interfase membrana-biopelícula (Cole et al., 2004; LaPara et al., 2006). Por ejemplo, con una baja velocidad del agua, de 2 cm/s, la concentración de OD fue medida con una microsonda en la superficie de la membrana de dos biopelículas: una alimentada con aire ($P_{O_2} = 0.21$ atm) y otra con oxígeno ($P_{O_2} = 0.75$ atm), siendo las concentraciones de OD medidas fueron 10.4 y 34.1 mg/L, respectivamente (Cole et al. 2004). Casey et al. (1999) observaron que la presión intra-membrana (en un rango de 12.5 a 50 kPa) fue el factor con mayor influencia sobre el rendimiento de un RBMA durante el desarrollo de las biopelículas. Sin embargo, otros investigadores han observado que ni la presión intra-membrana en un rango de 10 a 40 kPa ni la carga de DQO tuvieron un efecto significativo sobre la localización de las zonas de nitrificación y desnitrificación (Sato et al. 2004).

La presión parcial de oxígeno puede estar relacionada con la producción de polisacáridos en las BMA. Ahimou et al. (2007) observaron que la concentración de polisacáridos correlacionaba bien con la cohesión de la biopelícula, lo cual puede ser otra razón que explique las biopelículas gruesas cuando funcionan con elevada presión parcial de oxígeno.

2.3.2.4.- Efectos del TRH

La siguiente revisión se basa en los TRH de diseño. El TRH de diseño varió de 1 a 15 horas, siendo lo más frecuente que el TRH experimental sea de varias horas. En la mayoría de los casos, el TRH no correlacionó bien con el rendimiento del sistema. TRH menores de 8 horas suelen producir rápidos declives de la eliminación de NT y amonio (Hu et al., 2008). Una de las razones podría ser que se desarrollan películas muy gruesas cuando se aplican carga elevadas de DQO (1.23 kg/m³/d). De igual forma, no se produjo nitrificación cuando se trabajó con elevadas cargas de DQO de 4.49 a 8.94 kg DQO/m³/d en un RBMA de 1 hora de TRH de diseño. Por el contrario, con TRH de 6-12 horas, se alcanzaron elevadas tasas de eliminación de DQO y N con carga orgánica de 1.40 a 5.09 kg DQO/m³/d (Semmens et al., 2003). A un TRH de 15 días, se alcanzaron eliminaciones de COT y de NT del 96% y 83%, respectivamente, en el tratamiento de un agua residual porcina artificial con una carga aplicada de 0.3 kg COT/m³/d y de 0.27 kg N/m³/d (Terada et al., 2003). Elevados TRH han producido los mejores rendimientos para que un RBMA alcance la eliminación simultánea de DQO y NT. Sin embargo, los TRH elevados demandan grandes volúmenes de reacción.

El TRH fue el parámetro clave para controlar la localización de las heterótrofas en la biopelícula de un reactor biopelícula tipo airlift (van Benthum et al., 1997b). A un TRH menor que el recíproco de la tasa específica máxima de crecimiento (μ_{\max}), se desarrolló una capa heterótrofa sobre las nitrificantes; a un TRH mayor que el recíproco de μ_{\max} , la capa heterótrofa desapareció de la biopelícula. Este fenómeno se confirmó mediante el modelo biopelícula BIOSIM y con experimentos (Tijhuis et al., 1994). Los organismos heterótrofos aerobios suelen tener una tasa de crecimiento elevada (0.3 a 0.5 h⁻¹ a 30 °C), mientras que los autótrofos, en general tienen velocidades más bajas (aprox. 0.08 h⁻¹ a 30 °C) (van Benthum et al, 1997b). Un cálculo sencillo para determinar el TRH para la formación de una biopelícula daría 2-3.3 horas y 12.5 horas para heterótrofos aerobios y autótrofos aerobios, respectivamente. Esto quizá explique porque no se produjo nitrificación con TRH de 1 hora en la experimentación de Pankhania et al. (1994). Este corto TRH favorecería la adherencia de ambos organismos. Sin embargo, las nitrificantes pudieron quedarse fuera de competencia por las heterótrofas durante la puesta en marcha debido a la elevada carga de DQO aplicada durante el arranque.

Este concepto puede ser útil para los estudios con RBMA, especialmente con aguas de baja ratio DQO/N. Con aguas residuales de elevada ratio DQO/N, el principal factor seguiría siendo el excesivo crecimiento de biomasa. Para aguas residuales sin carbono orgánico, no se daría excesivo crecimiento de biomasa debido al lento crecimiento de las nitrificantes. En aguas residuales de baja ratio DQO/N, el excesivo crecimiento podría ser un problema para explotaciones de largos periodos. Un cuidadoso control del TRH evitaría el excesivo crecimiento de biomasa evitando la acumulación de heterótrofos sobre la membrana. Podría ser necesaria la condición aerobia en el seno líquido, mediante aireación a través de la membrana o directamente del seno líquido.

2.3.2.5.- Factores hidrodinámicos

En la mayoría de los estudios de RBMA la mezcla completa del seno líquido se consigue mediante recirculación del efluente, barras agitadoras o insuflando gas. La velocidad del líquido afecta a: la transferencia de materia en la capa estática líquida, la tasa de desprendimiento de biopelícula y el espesor máximo alcanzado (Casey et al., 1999). Uno de los estudios de Debus et al. (1992) demostró que la velocidad del fluido podía afectar a la densidad de la biopelícula. Otros resultados experimentales demostraron que el efecto del número de Reynolds fue más significativo para las tasas de eliminación de nitrógeno a bajas

cargas de amonio (Walter et al., 2005). Se dedujo que el incremento de la concentración o de la carga disminuyó la influencia del transporte convectivo de materia. Así, el perfil de la biopelícula vino determinado por la cinética de las reacciones bioquímicas más no por la difusión. Cuando la biopelícula es gruesa, la velocidad del líquido puede afectar indirectamente la penetración de oxígeno en la biopelícula. El espesor promedio de la penetración de OD se observó que decreció con el incremento de la velocidad del líquido en un 60% para una biopelícula alimentada con aire y en un 75% para una biopelícula oxigenada (Cole et al., 2004). A elevada velocidad del líquido, el flujo de sustrato desde el seno líquido hacia la biopelícula pudo incrementarse; y más oxígeno se pudo consumir, resultando en una penetración reducida de OD debido a su consumo. Introducir intermitentemente y con elevada frecuencia una corriente de aire (p.e. 0.5 cm/s durante 10 s cada 5 minutos) ha demostrado ser una buena práctica para mejorar la transferencia del sustrato desde el seno líquido hacia la biopelícula, sin que se observen efectos negativos sobre la desnitrificación (Stricker et al., 2011).

El efecto global de las condiciones hidrodinámicas sobre la eficiencia del proceso en un reactor biopelícula es complejo, y las interrelaciones entre hidrodinámica y características de la biopelícula permanecen sin aclarar (Esteban y Tejero, 2007; Syron y Casey, 2008a; Martin y Nerenberg 2012).

2.3.2.6.- Módulos de membrana

Los materiales microporosos (p.e.: polietileno, polipropileno, etc.) permiten una eficiente transferencia de oxígeno a baja presión intra-membrana (10-50 kPa) y pueden ofrecer elevadas superficies específicas en la modalidad de fibras huecas con diámetros exteriores de unos cientos de micrómetros. Sin embargo, los poros son su punto débil porque pueden terminar por humedecerse, bioincrustarse y/o formar burbujas en su superficie si se supera el punto de burbuja. Esto las hace poco atractivas para trabajar con biopelículas gruesas que podrían requerir altas presiones intra-membrana para asegurar la penetración del oxígeno (Semmens et al., 2003).

Las de material denso, siliconas, ofrecen mejor resistencia química y mecánica y pueden funcionar con altas presiones (hasta 300-600 kPa) para mantener biopelículas gruesas (> 500 μm). Sin embargo, la silicona solo está disponible en forma de tubos con espesores de pared de varios cientos de micrómetros y un diámetro exterior en el rango de milímetros. Por lo

tanto, requieren más energía para vencer la resistencia difusional y proveen menos superficie de contacto.

Las membranas compuestas combinan una capa de material denso, en general poliuretano, emparedada entre dos capas de material microporoso, para así ofrecer las ventajas de ambos materiales.

No todos los módulos de membrana han sido diseñados cuidadosamente para utilizarlos en los RBMA. Los módulos usados pueden ser de baja transferencia de oxígeno debido al espesor de la pared de la membrana y al humedecimiento de los poros. La baja superficie específica se debe a una baja densidad de empaquetamiento. Esto sería un problema para la transformación de escala (Martin y Nerenberg, 2012). Semmens (2005) llevó a cabo un estudio a escala piloto durante 3 años. Tres lotes de membranas construidas por tres empresas distintas fueron especialmente fabricados para el estudio. Sin embargo, ninguno de los sistemas ensayados dio buenos resultados en el tratamiento de aguas residuales urbanas. Son necesarios módulos de membrana que funcionen bien durante largos periodos, soportando el crecimiento de biopelícula y supliendo una elevada transferencia de oxígeno. Pero sin embargo, esto no fue conseguido durante el estudio de Semmens.

2.4.- REFERENCIAS

- Abdel-Warith A.S., Williamson K.J., Strand S.E. (1990). Substratum-aerated-biofilm reactor. En: Proceedings of the Specialty Conference on Environmental Engineering. Arlington, VA (USA), p. 360.
- Ahimou, F., Semmens, M.J., Haugstad, G., Novak, P.J., (2007). Effect of protein, polysaccharide, and oxygen concentration profiles on biofilm cohesiveness. *Appl. Environ. Microbiol.* 73(9): 2905-2910.
- Ahmed, T. y Semmens, M.J. (1992a) The use of independently sealed microporous membranes for oxigenation of water: model development. *J. Memb. Sci.*, 69: 11-20.
- Ahmed, T. y Semmens, M.J. (1992b) Use of sealed end hollow fibres for bubble-less membrane aeration: experimental studies. *J. Memb. Sci.*, 69: 1-10.

- Brindle, K. and Stephenson, T. (1996a). Mini review: The application of membrane biological reactors for the treatment of wastewaters. *Biotechnol. Bioeng.* 49: 601 – 610.
- Brindle, K. and Stephenson, T. (1996b). Nitrification in a bubble-less oxygen mass transfer membrane aeration bioreactor. *Wat. Sci. Technol.*, 34 (9): 261 – 267.
- Brindle K., Stephenson T., Semmens M. J. (1998). Nitrification and oxygen utilization in a membrane aeration bioreactor. *J. Membr. Sci.*, 144: 197 - 209.
- Brindle K., Stephenson T., Semmens M. J. (1999). Pilot-plant treatment of a high-strength brewery wastewater using a membrane-aeration bioreactor. *Water Environ. Res.*, 71: 1197 – 1204.
- Casey E., Glennon B., Hamer G. (1999) Oxygen mass transfer characterisation in a membrane attached biofilm. *Biotechnol. Bioeng.* 62, 183 – 192.
- Casey E., Glennon B., Hamer G. (2000). Biofilm development in a membrane-aerated biofilm reactor: effect of intra-membrane oxygen pressure on performance. *Bioprocess Engineering*, 23: 457 – 465.
- Cole A.C., Semmens M.J., LaPara T.M. (2004). Stratification of activity and bacterial community structure in biofilms grown on membranes transferring oxygen. *Applied and Environmental Microbiology*, 70(4): 1982-1989.
- Debus, O., Wanner, O. (1992) Degradation of xylene by a biofilm growing on a gas-permeable membrane. *Wat. Sci. Technol.* 26 (3-4), 607 – 617.
- Eguía E. (1991). Desarrollo de la biopelícula en medio soporte permeable. Tesis Doctoral. Universidad de Cantabria, Santander.
- Essila N.J., Semmens M.J. and Voller, V.R. (1997) Modeling biofilm on gas permeable supports: concentration and activity profiles. *J. Environ. Eng. (ASCE)* 126, 250 – 267.
- Esteban L., y Tejero I. (2007). Una revisión de las investigaciones sobre el tratamiento de aguas residuales con RBSOM. *Tecnología del Agua*, 281: 44 – 57.
- Fang, Y., Novak, P.J., Hozalski, R.M., Cussler, E.L., Semmens, M.J. (2004). Condensation studies in gas permeable membranes. *J Membrane Science*, 231: 47-55.
- Günder, B. (2001). The membrane-coupled activated sludge process in municipal wastewater treatment. Technomic Publishing Company, Inc. Lancaster (USA).
- Hibiya, K., Terada, A., Tsuneda, S., Hirata, A. (2003). Simultaneous nitrification and denitrification by controlling vertical and horizontal microenvironment in a membrane-aerated biofilm reactor. *J. Biotechnol.*, 100 (1): 23-32.

- Hu S., Yang F., Sun C., Zhang J., Wang T. (2008). "Simultaneous removal of COD and nitrogen using a novel carbon-membrane aerated biofilm reactor". *Journal of Environmental Sciences* 20: 142–148.
- Hwang, J.H.; Cicek, N.; Oleszkiewicz, J. (2009). Effect of loading rate and oxygen supply on nitrification in a non-porous membrane biofilm reactor. *Water Res.* 43: 3301-3307.
- Jácome, A., Eguía, E., Tejero, I. (1993). Development of biofilm on permeable membrane support. In: Chemical Industry and Environment, Vol. II: Water. Edited by: J. Arnaldos and P. Mutjé. Printed by Palahí, Arts Grafiques, Girona (Spain). pp. 107 – 113.
- Jácome A., Suárez J., Martín M., Sánchez J., Perdomo L. (2002). Viabilidad de un reactor biomembrana autoaerado como tratamiento biológico de agua residual doméstica. En: Avances en Ingeniería Ambiental. Univ. Politécnica Cartagena. España. 91-100.
- Jácome A., Molina J., Suárez J., Tejero I. (2006). Simultaneous removal of organic matter and nitrogen compounds in autoaerated biofilms. *J. Environ. Eng.*, 132 (10): 1255 –
- Judd, S.J.; Till, S.W. (2000) Bacteria breakthrough in crossflow microfiltration of sewage. *Desalination* 127 (3) 251 – 260.
- Kelly, S.T. (1983) Modeling fouling mechanisms in protein ultrafiltration. *J. Membrane Sci.* 80, 175 – 187.
- Kniebusch, M.M., Wilderer, P.A. and Behling, R.D. (1990) Immobilization of cells on gas permeable membranes. *Physiology of immobilized cells*. Elsevier Science, Amsterdam, The Netherlands, pp. 149 -160.
- Lackner S., Terada A., Smets B.F. (2008). Heterotrophic activity compromises autotrophic nitrogen removal in membrane-aerated biofilms: results of a modeling study. *Wat. Res.*, 42:1102-1112.
- LaPara T.M., Cole A.C., Shanahan J.W., Semmens M.J. (2006). The effects of organic carbon, ammoniacal-nitrogen, and oxygen partial pressure on the stratification of membrane-aerated biofilms. *J Ind Microbiol Biotechnol*, 33: 315–323.
- Lewandowski, Z., Beyenal, H., Stookey, D. 2004. Reproducibility of biofilm processes and the meaning of steady state in biofilm reactors. *Water Sci. Technol.*, 49(11): 359-364.
- Liu, H., Yang, F., Wang, T., Liu, Q., Hu S. (2007). Carbon membrane-aerated biofilm reactor for synthetic wastewater treatment. *Bioprocess Biosyst Eng*, 30: 217-224.
- Livingston, A.G. (1994) Extractive membrane bioreactors: A new process technology for detoxifying chemical industry wastewater. *J. Chem. Tech. Biotechnol.* 60, 117-124.

- Long, Z.; Lishman, L.; Zhou, H.; Seto, P.; Liss, S.N. (2011). Nitrification Comparison between Synthetic Wastewater and Secondary Effluent Using Membrane-Aerated Biofilm Reactor (MABR) Process. Proceedings of the Water Environment Federation, WEFTEC 2011: Session 71 through Session 80, pp. 4953-4966.
- Martín M. (1999). Viabilidad de un reactor biomembrana autoaireado como sistema de tratamiento biológico de agua residual urbana: cinética de oxidación de la materia orgánica. *Avances en Ingeniería Ambiental*. Universidad de Cartagena, pp. 412.
- Martin, K.J.; Nerenberg, R. (2012). The membrane biofilm reactor (MBfR) for water and wastewater treatment: Principles, applications, and recent developments. *Bioresource Technology*, 122: 83-94.
- Motlagh, A.R.A., LaPara, M.T., Semmens, M.J., (2008). Ammonium removal in advective flow membrane aerated biofilm reactors (AF-MABRs). *J. Membr. Sci.* 319: 76-81.
- Nagaoka, H., S. Kono, Yamanishi, S. and Miya, A. (1999) Influence of organic loading rate on membrane fouling in membrane separation activated sludge process, *Proc. Membrane Technology in Environmental Management*, Tokyo, 1– 4 Nov., 242 – 249.
- Osa J.J., Eguía E., Vidart T., Jácome A., Lorda I., Amieva J. J., Tejero I. (1997). Wastewater treatment with biofilm membrane reactors. En: Int. Conf. on Advanced Wastewater Treatment Proocess. Leeds University, UK.
- OxyMem (2015) www.oxymem.com/oxymem-mabr, último acceso el 21 de agosto del 2015
- Palacek, S.P.; Sydney, A.L. (1994) Intermolecular electrostatic attractions and their effect on flux and protein deposition during protein filtration. *Biotech Prog.* 10, 207 – 213.
- Pankhania, M., Stephenson, T.; Semmens, M.J. (1994) Hollow fibre bioreactor for wastewater treatment using bubble-less membrane aeration. *Wat. Res.*, 28: 2233-2236.
- Pankhania, M., Brindle, K.; Stephenson, T. (1999). Membrane aeration bioreactors for wastewater treatment: completely mixed and plug-flow operation. *Chem. Eng. J.* 73, 131 -136.
- Roest, H.F. van der, Lawrence, D.P., van Bentem, A.G.N. (2002). Membrane bioreactors for municipal wastewater treatment. IWA Publishing (London).
- Rodríguez, J. (1994). Contactores de membrana para separaciones bifásicas fluido/fluido (I). *Ingeniería Química*, 305: 169-178.
- Rothmund, C., Camper, A., Wilderer, P.A. (1993). Biofilms growing on gas permeable membranes. *2nd Int. Spec. Conference on Biofilm Reactors*, Paris (France). 535-542.

- Rothmund, C., Camper, A., Wilderer, P.A. (1994) Biofilms growing on gas permeable membranes. *Wat. Sci. Technol.* 29 (10-11), 447 – 454.
- Semmens M. J. (1991) Bubble-less aeration. *Wat. Eng. Mngmt.* 138, 18 – 19.
- Semmens, M.J.; Dahm, K.; Shanahan, J.; Shanahan, J.; Christianson, A. (2003). COD and nitrogen removal by biofilms growing on gas permeable membranes. *Water Res.* 37(18): 4343-4350.
- Semmens M.J. (2005). Membrane technology: pilot studies of membrane-aerated bioreactors. Water Environment Research Foundation. Alexandria (VA). USA.
- Shanahan, J.W, Semmens, M. J. (2004). Multipopulation model of membrane-aerated biofilms. *Environ. Sci. Technol.*, 38: 3176-3183.
- Shanahan, J.W.; Semmens, M.J. (2006). Influence of a nitrifying biofilm on local oxygen fluxes across a micro-porous flat sheet membrane. *J. Membr. Sci.*, 277(1–2): 65-74.
- Smith, C.V., Gregorio, D.O. y Talcott, R.M. (1969). The use of ultrafiltration membranes for activated sludge separation. *Proc. 24th Ind. Waste Conf.*, Purdue University, Ann Arbor Science, Ann Arbor, USA, 1300-1310.
- Stephenson, T., Judd, S., Jefferson, B., Brindle, K. (2000). Membrane bioreactors for wastewater treatment. IWA (London).
- Satoh, H., Ono H., Rulin B., Kamo J., Okabe S., Fukushi K.I. (2004). Macroscale and microscale analyses of nitrification and denitrification in biofilms attached on membrane aerated biofilm reactors. *Water Res.*, 38: 1633-1643.
- Shin, J.; Sang, B.; Chung, Y.; Choung, Y., (2005). The removal of nitrogen using an autotrophic hybrid hollow-fiber membrane biofilm reactor. *Desalination*, 183: 447-454.
- Shin, J., Sang, B., Chung, Y., Choung, Y. (2008). A novel CSTR-type of hollow fiber membrane biofilm reactor for consecutive nitrification and denitrification. *Desalination*, 221: 526-533.
- Strand S.E. (1986). Model of ammonia and carbon oxidation in biofilm. *J. Env. Eng.*, 112:785-804.
- Stricker, A.E.; Lossing, H.; Gibson, J.H., Hong, Y., Urbanic, J.C. (2011). Pilot scale testing of a new configuration of the membrane aerated biofilm reactor (MABR) to treat high-strength industrial sewage. *Water Environment Research*, 83(1): 3-14.
- Suzuki, Y., Miyahara, S. and Tokeishi, K. (1993) Oxygen supply method using gas permeable film for wastewater treatment. *Wat. Sci. Tech.* 28:243-250.

- Suzuki, Y., Hatano, N., Ito, S., Ikeda, H. (2000). Performance of nitrogen removal and biofilm structure of porous gas permeable membrane reactor. *Wat Sci Technol*, 41: 211-217.
- Syron, E., Casey, E. (2008). Membrane-aerated biofilms for high rate biotreatment: Performance appraisal, engineering principles, scale-up, and development requirements. *Environ. Sci. Technol.*, 42: 1833-1844.
- Syron, E.; Semmens, M.J.; Casey, E. (2015). Performance analysis of a pilot-scale membrane aerated biofilm reactor for the treatment of landfill leachate. *Chemical Engineering Journal*, 273:120-129.
- Terada, A., Hibiya, K., Nagai, J., Tsuneda, S., Hirata, A. (2003). Nitrogen removal characteristics and biofilm analysis of a membrane-aerated biofilm reactor applicable to high-strength nitrogenous wastewater treatment. *J. Biosci. Bioeng.* 95(2): 170-178.
- Terada, A.; Yamamoto, T.; Igarashi, R.; Tsuneda S.; Hirata, A. (2006). Feasibility of a membrane-aerated biofilm reactor to achieve controllable nitrification. *Biochem. Eng. J.* 28: 123-130.
- Tijhuis, L., van Loosdrecht M.C.M., Heijnen J.J. (1994). Formation and growth of heterotrophic aerobic biofilms on small suspended particles in airlift reactors. *Biotechnol. Bioeng.* 44: 595-608.
- Timberlake, D.L., Strand, S.E. and Williamson, K.J. (1988) Combined aerobic heterotrophic oxidation, nitrification and denitrification in a permeable support biofilm. *Wat. Res.* 22: 1513 – 1517.
- van Benthum W.A.J., van Loosdrecht M.C.M., Heijnen J.J. (1997). Control of heterotrophic layer formation on nitrifying biofilms in a biofilm airlift suspension reactor. *Biotechnol. Bioeng.* 53: 397-405.
- Vidart, T., Eguía, E., Jácome A., Tejero I. (1993). Biofilm process with a support permeable to gases, using air. In: Proceedings of Second International Specialized Conference on Biofilm Reactors, Paris, France, 821-.
- Walter B., Haase C., Rabiger N. (2005). Combined nitrification / denitrification in a membrane reactor. *Water Res.*, 39(13):2781-8.
- Wanner, O., Debus, O.; Reichert, P. (1994) Modeling the spatial distribution and dynamics of a xylene-degrading microbial population in a membrane-bound biofilm. *Wat. Sci. Technol.* 29 (10-11), 243 – 251.
- WEF (2000). Membrane technologies for industrial and municipal wastewater. Water Environment Federation (Alexandria – USA).

- WEF (2006). Membrane systems for wastewater treatment. Editor: Larry S. Hager. McGraw-Hill (New York).
- Wilderer, P.A. (1995) Technology of membrane biofilm reactors operated under periodically changing process conditions. *Wat. Sci. Technol.* 31 (1), 173 – 183.
- WPCF (1988) *Aeration: a Wastewater Treatment Process*. Water Pollution Control Federation, American Society of Civil Engineers Manual of Practice, Alexandria, Virginia FD-13.
- Yamagiwa K., Ohkawa A., Hirasa O. (1994). Simultaneous organic carbon removal and nitrification by biofilm formed on oxygen enriched membrane. *J. Chem. Eng. Jpn.*, 27 (5): 638 - 643.
- Yamagiwa K., Yoshida M., Ito A., Ohkawa A. (1998). A new oxygen supply method for simultaneous organic carbon removal and nitrification by a one-stage biofilm process. *Wat. Sci. Technol.*, 37 (4-5): 117 - 124.
- Yamagiwa K., Abe M., Shibai M., Yoshida M., Ohkawa A., Furusawa M. (2004). Nitrification performance of membrane-attached nitrifying biofilm. *J. Chem. Eng. of Japan*, 37:1423-1426.
- Yáñez A. (2009). “Utilización de un lecho tubular biomembrana aireable para la depuración de aguas residuales: nitrificación terciaria”. Proyecto Técnico. ETSI. Caminos. Universidade da Coruña. Coruña (España).
- Yeh, S.J., Jenkins, C.R. (1978). Pure oxygen fixed film reactor. *J. Environ. Eng. (ASCE)*, 14, 611-623.

Capítulo 3

Estudio de la nitrificación terciaria en reactor biopelícula de membrana aireada en modo batch

3.1.- INTRODUCCIÓN

En una biopelícula sobre membrana aireada (BMA) pueden desarrollarse los ambientes requeridos, aerobio y anóxico, para la eliminación simultánea de materia orgánica y nitrógeno. En estudios precedentes con RBMA (Osa *et al.*, 1997; Jácome *et al.*, 2006) en los que se realizó nitrificación/desnitrificación, la evaluación de la nitrificación fue perturbada por la demanda de oxígeno para la oxidación orgánica. En general, por ser de más rápido crecimiento, las bacterias heterótrofas aerobias consumieron preferentemente el oxígeno disuelto disponible. Así, la nitrificación quedó a expensas del oxígeno remanente que dejaba la oxidación heterótrofa. Otro problema que se observó, como consecuencia de la forma de arrancar los reactores, es que el crecimiento heterótrofo colonizó preferentemente la membrana soporte, con lo cual, además de por oxígeno, las nitrificantes tuvieron que competir por el espacio, en clara desventaja por ser de lento crecimiento. A esto hay que añadir que la producción de biomasa nitrificante es reducida, sobre todo si se emplea aire como fuente de oxígeno. Por ejemplo, Terada *et al.* (2006) desarrollaron una biopelícula nitrificante con aire a presión (23 kPa) en un reactor de membrana micro-porosa y observaron una densidad superficial de 2.83 – 5.39 g biomasa/m², mientras que una biopelícula mixta en procesos como biodiscos puede alcanzar 40 - 50 g/m².

Un fenómeno observado por varios autores es que la transferencia de oxígeno a través de membranas permeables a gases puede mejorar con el desarrollo de una biopelícula, ya sea mixta de nitrificación – desnitrificación (Osa *et al.*, 1997; Jácome *et al.*, 2006; Hu *et al.*, 2008) o nitrificante exclusivamente (Suzuki *et al.*, 1993; Brindle *et al.*, 1998; Shanahan *et al.*, 2006). Los autores mencionados coinciden en señalar que la mejora de la transferencia de oxígeno a través de una membrana debido al desarrollo de una biopelícula es un fenómeno irregular afectado por la hidráulica del proceso y las características de la biopelícula como su espesor o concentración, señalando que cuando la acumulación de biopelícula llega a ser

excesiva se produciría una pérdida de eficiencia en la transferencia de oxígeno. Según Walter *et al.* (2005) en biopelículas de nitrificación – desnitrificación el espesor de la capa nitrificante puede llegar a 400 – 600 μm .

Dependiendo de las fuentes disponibles de oxígeno se puede tener dos tipos de biopelícula en una membrana aireada: una con flujo uni-direccional de oxígeno solo a través de la membrana, en estos casos el agua es anóxica o se desoxigena (Timberlake *et al.*, 1988; Eguía, 1991; Vidart *et al.*, 1993; Hibiya *et al.*, 2003), y otra con flujo bi-direccional de oxígeno, a través de la membrana y desde el seno líquido (Jácome *et al.*, 2006).

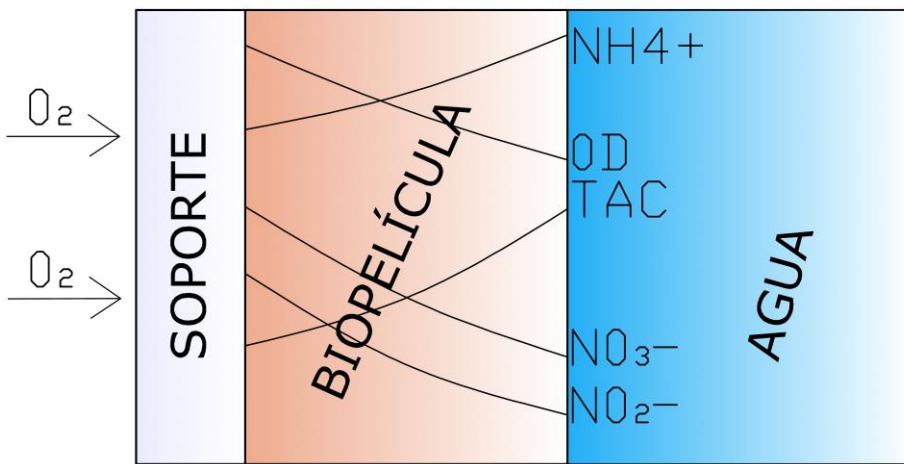


Figura 3.1.- Esquema de biopelícula nitrificante de membrana aireada unidireccional (Yáñez 2009)

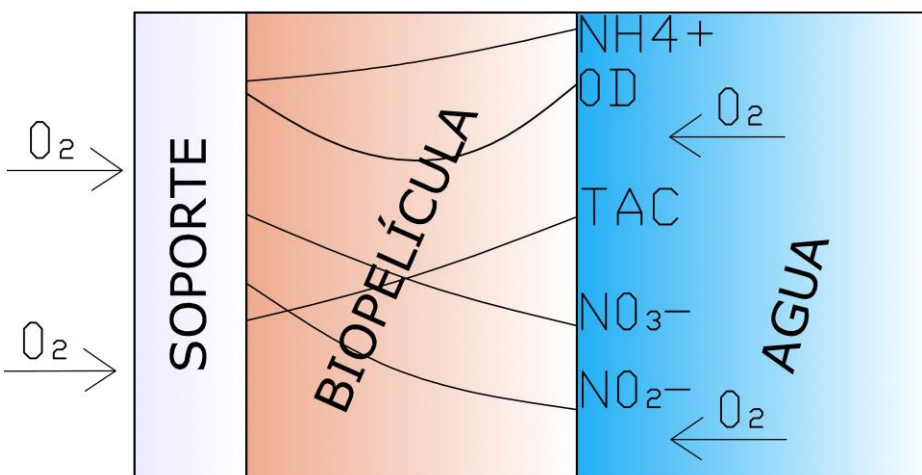


Figura 3.2.- Biopelícula nitrificante de membrana aireada bidireccional (Yáñez 2009)

El objetivo de esta parte del trabajo fue evaluar la cinética de una biopelícula nitrificante en un RBMA, para lo cual se estimula su exclusivo desarrollo mediante la utilización de un sustrato sintético basado en amonio y haciendo que toda la biopelícula sea aerobia, mediante flujo, uni-direccional y bi-direccional de oxígeno. Así, la membrana soporte quedará recubierta de una biopelícula nitrificante, y en el futuro se podría aportar materia orgánica para el desarrollo superpuesto de una capa heterótrofa.

3.2.- MATERIALES Y MÉTODOS

3.2.1.- Reactor Biopelícula de Membrana Aireada

El reactor biopelícula de membrana aireada se integró en una planta piloto instalada en la antigua “Estación Depuradora de Aguas Residuales (EDAR) de Bens”. La EDAR de Bens forma parte del sistema de saneamiento de la ciudad de Coruña y su área metropolitana. En esta EDAR las aguas residuales se someten a un pretratamiento antes de ser vertidas al mar (Fig. 3.3). Por esa época empezaba la construcción de la nueva EDAR de Bens que amplió el tratamiento hasta secundario y desinfección.



Figura 3.3.- Imagen de la antigua EDAR de Bens (pretratamiento) (año 2009)

La línea de proceso de la planta piloto comprende: un depósito de cabecera, un tanque decantador primario, un reactor biológico y un decantador secundario.

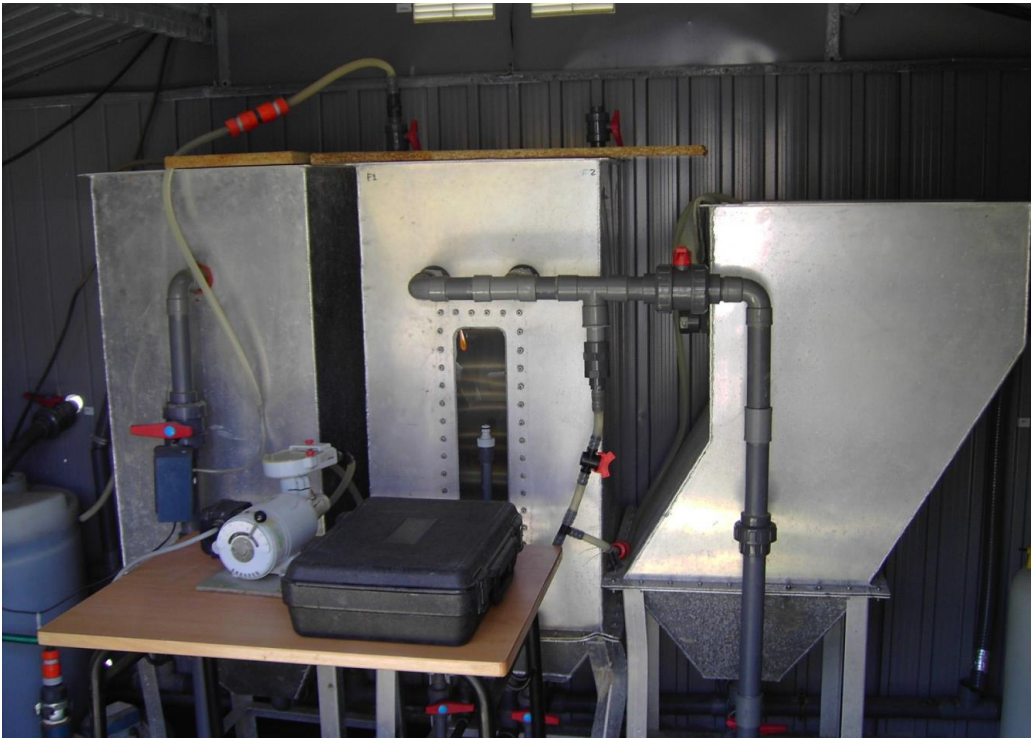


Figura 3.4.- Aspecto interior de la planta piloto. El tanque central es el reactor biológico.

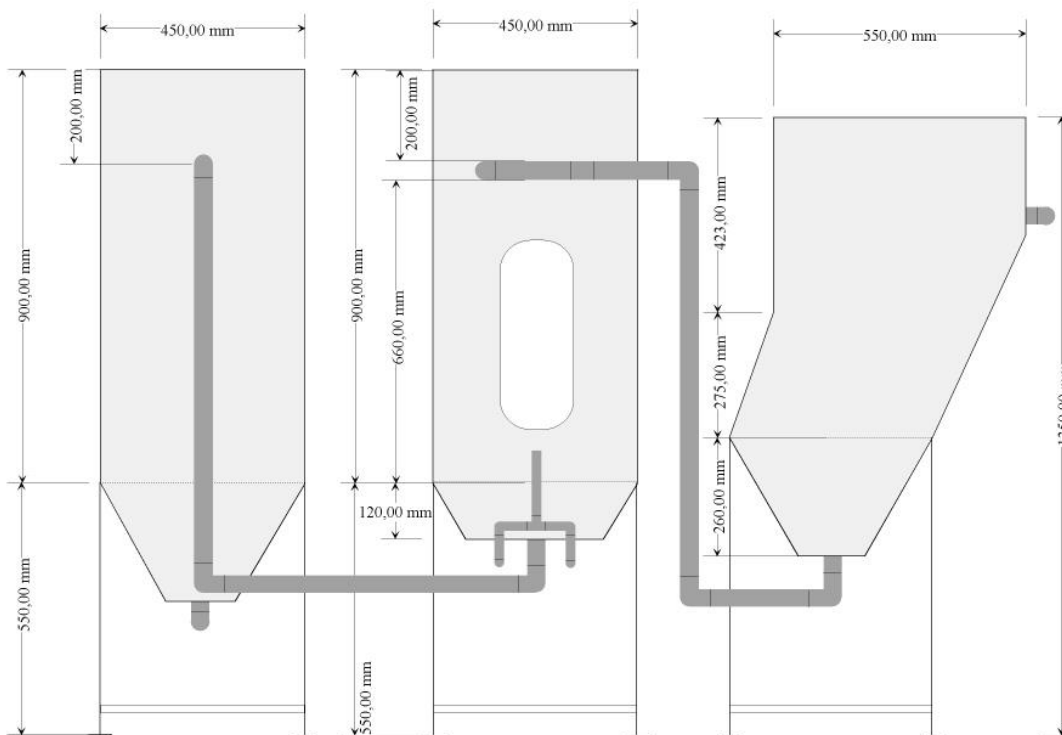


Figura 3.5.- Esquema en alzado de los componentes principales de la planta piloto.

El conjunto de tanques y equipos que constituyen la planta piloto se instalan dentro de una caseta, tipo jardinería, de unos 10 m² de superficie ocupada. El aspecto general de la planta piloto instalada en la EDAR de Bens se muestra en la fotografía siguiente.



Figura 3.6.- Aspecto exterior de la planta piloto

El RBMA está constituido por el tanque y el relleno o módulo de membranas. Las membranas micro-porosas se basan en tubos de polipropileno Accurel[®]PP modelo V8/2, cuyas características más importantes se presentan en la siguiente tabla.

Tabla 3.1.- Características de la membrana tubular Accurel[®]PP modelo V8/2

Material	Polipropileno
Tamaño nominal del poro	0,2 µm
Tamaño máximo del poro	≤ 0,65 µm
Punto de burbuja	≥ 1,07 bar
Espesor medio	1550 µm
Diámetro interno medio	5500 µm

El módulo soporte consiste de 294 membranas tubulares Accurel[®], distribuidas alternativamente en 10 filas de 15 membranas y 9 de 16 membranas. La longitud de cada membrana tubular es de 39 cm. Basados en los resultados de Vidart et al. (1993) que alcanzaron espesores de biopelícula de hasta 5 mm, se seleccionó una luz entre membranas de 15 mm. La superficie de membrana disponible, A_{MEMB} , se estima mediante:

$$A_{MEMB} = \pi d_{ext} l N$$

Donde:

d_{ext} = diámetro externo de la membrana tubular = 8,6 mm

l = longitud de membrana = 39 cm

N = número de membranas tubulares = 294

Así, la superficie de membrana disponible resulta de 30.978,49 cm². El volumen ocupado por las membranas tubulares, V_{MEMB} resulta de:

$$V_{MEMB} = \frac{\pi d_{ext}^2 l}{4} N = 6,66 \text{ litros}$$

La geometría del módulo de membranas es de planta cuadrada de 43 cm x 43 cm y 65 cm de altura. La estructura del módulo es de tubos de PVC de 20 mm, y ocupa un volumen de 5,76 litros.

El tanque se construyó en chapa de aluminio de 3 mm, con una planta cuadrada útil de 44.5 x 44.5 cm, altura total de 102.6 cm, con fondo tronco-piramidal invertido con una base menor de 30 cm y un tirante de 12.6 cm.

Medido mediante volumetría, el volumen total de agua en el reactor con las membranas limpias, hasta el nivel de los orificios de salida de agua tratada es de 136,15 litros. Así, la superficie específica de membrana soporte resulta de:

$$3,098 \text{ m}^2 / (136,15/1000) \text{ m}^3 \approx 23 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

Adicionalmente, el reactor está dotado de una soplante que puede suministrar aire tanto al seno del líquido, a través de difusores de burbuja gruesa instalados en el fondo del reactor, como al interior de las membranas tubulares. En el primer caso, el objetivo de la aireación sería el lavado del exceso de biopelícula, y en el otro, la renovación de la atmósfera viciada dentro de las membranas tubulares. En definitiva sirve para recuperar el funcionamiento óptimo del proceso, en caso de que éste se vea afectado bien por un crecimiento excesivo de biopelícula o por una caída significativa de la presión parcial de oxígeno en el interior de las membranas tubulares, o por ambos fenómenos a la vez.

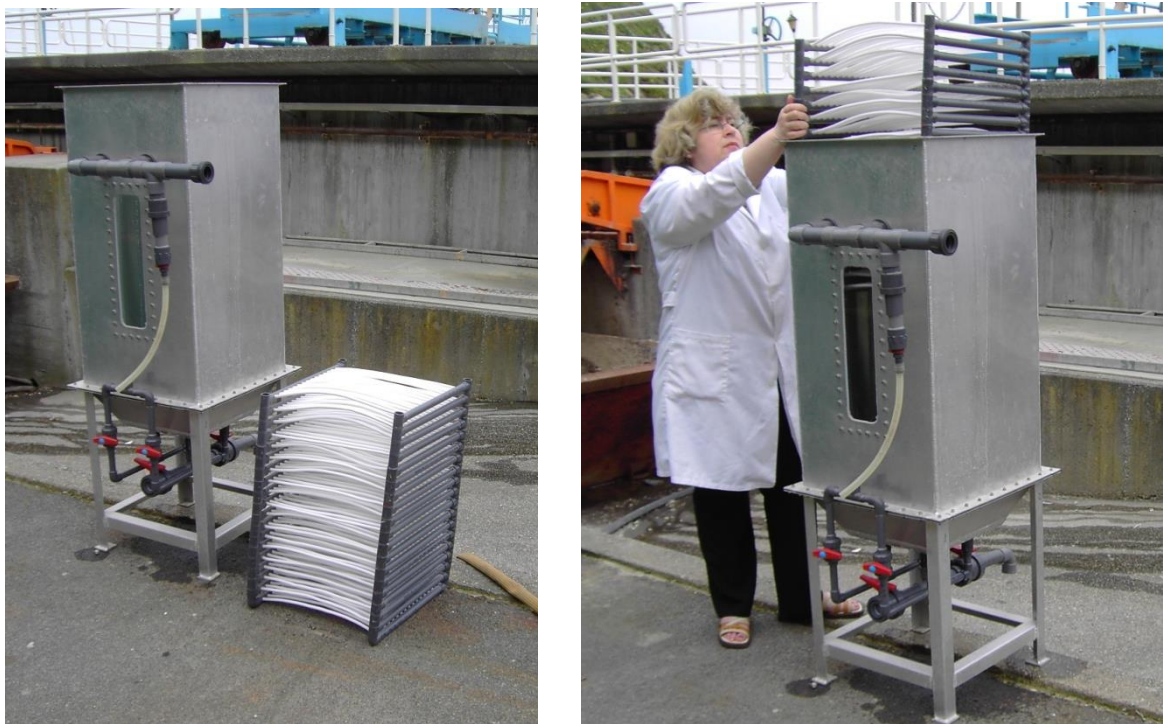


Figura 3.7.- Módulo de membranas tubulares, en pruebas antes del montaje definitivo.



Figura 3.8.- La soplante (izda.) y el sistema de reparto de aire al seno líquido del reactor (dcha.). El sistema de reparto de aire se hace mediante 2 tubos de PVC de 20 mm, independizados con válvulas.



Figura 3.9.- La soplante en pruebas de funcionamiento. Se observa un burbujeo grueso en el seno líquido debido a la aireación a través de los difusores del fondo.



Figura 3.10.- Detalle del tubo de entrada de agua residual a colocarse en el fondo del reactor. Se trata de conseguir una buena distribución radial del afluente al reactor.

3.2.2.- Analítica

Para el estudio de la nitrificación terciaria se empleó agua residual sintética basada en cloruro de amonio como fuente de nitrógeno. El carbono inorgánico se basó en bicarbonato de sodio. Además, se añadieron otros nutrientes inorgánicos como sales de fosfato de sodio y potasio, sulfatos de magnesio y hierro, etc.

Para el control analítico de varios parámetros se recurrió a los métodos “cubeta-test Dr. Lange”, concretamente para medir: DQO (LCK 314, LCK 514) , nitrógeno total (LCK 302), amonio (LCK 303), nitrato (LCK 339) y fósforo (LCK 348, LCK 349). El espectrofotómetro empleado con estos métodos fue un Lasa 50 (Lange, Alemania). Mientras que parámetros como la alcalinidad, conductividad, pH, turbidez, nitrito y sólidos, se analizaron con métodos normalizados (APHA, 1998). Para la conductividad se empleó un electrodo CDC 401 (Hach, USA). El pH se midió con electrodo Sension (Hach, USA). La turbidez con un turbidímetro LP2000 (Hanna Instruments, Portugal).

3.2.3.- Evaluación de la aireación a través de las membranas limpias

Para determinar la capacidad de aireación del módulo de membranas tubulares se construyó un pequeño modelo a escala de laboratorio con una configuración similar al prototipo experimental (Figs. 3.11 y 3.12). El volumen útil del modelo reducido fue de 18,40 litros, se instalaron 53 membranas tubulares Accurel® con una longitud de 19 cm, la superficie de membrana fue de 2.720,65 cm² y se adoptó $\xi = 0,75$ (en las membranas “Accurel” la porosidad varía de 65 a 85%). La superficie específica del módulo reducido de membrana resultó de 15.3 m²/m³. El procedimiento para medir el coeficiente de transferencia de oxígeno consistió en la aireación en régimen transitorio de agua previamente desoxigenada con sulfito de sodio, de acuerdo al ensayo normalizado de transferencia de oxígeno ASCE/EWRI 2-06 (ASCE 2007). La medición del oxígeno disuelto en el seno líquido se hizo mediante electrodo de luminiscencia (Modelo LDO101, Hach, USA). Las mediciones temporales de OD se registraron con un medidor HQ40 (Hach, Alemania). Para la aireación se empleó un compresor de aire para pecera (Rena 301, Francia) con una presión de trabajo de 5 psi (aprox. 400 mbar). El caudal de aire insuflado se reguló y controló mediante un rotámetro (STAG ST-C-100-15, España).

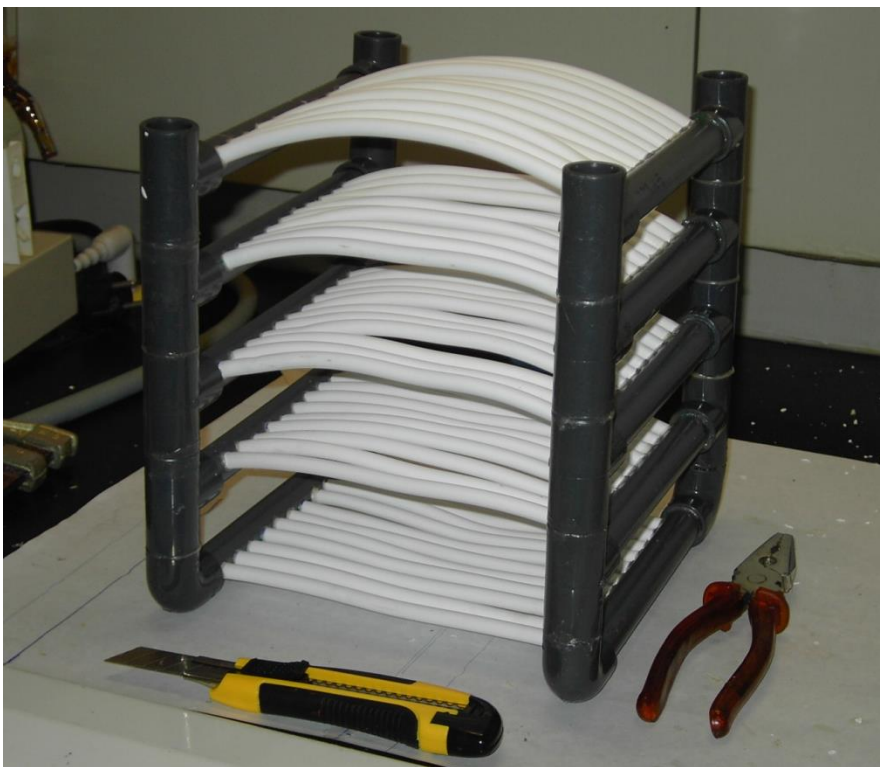


Figura 3.11.- Fase constructiva del módulo de membranas para los ensayos de aireación



Figura 3.12.- Imagen del reactor de membrana tubular a escala de laboratorio utilizado en los ensayos de aireación física con las membranas limpias.

Desde el punto de vista de la aireación, un RBMA puede explotarse de varios modos. Las membranas podrían airearse en continuo o intermitentemente, con diferentes caudales de aire. También, las membranas podrían airearse de forma “pasiva”, es decir, simplemente dejándolas expuestas a la atmósfera (sin equipos de aireación). La velocidad del fluido también influye directamente sobre la tasa de aireación, y por lo tanto sería otra variable de funcionamiento o diseño. Finalmente, el reactor puede funcionar abierto o cubrirse.

Teniendo en cuenta como sería el funcionamiento del reactor de membrana durante los estudios de nitrificación, se realizaron 2 tipologías de ensayos de aireación con las membranas:

- 1) membranas con aireación pasiva, es decir sin usar equipo de aireación, con diferentes velocidades del agua.
- 2) membranas con aireación forzada a diferentes caudales de aire y diferentes velocidades del agua.

En ambos casos, se ensayó con diferentes velocidades de circulación del agua (incluyendo velocidad nula). Para modificar la velocidad del fluido se realizó recirculación interna con una bomba peristáltica Rumo (Heidolph, Alemania).

Aunque el reactor trabajaría cerrado, para evaluar la transferencia de oxígeno a través de la superficie libre del agua también se realizaron ensayos de aireación pasiva sin membranas y con membranas cerradas. En este último caso, las membranas cerradas solo cumplen el papel de relleno del tanque o reactor, pero no se airea ni pasiva ni forzadamente. En estos casos, también se ensayó con diferentes velocidades de circulación del agua.

En la transferencia de materia desde una fase gaseosa hacia una solución líquida (aire / agua), el flujo másico debe ser proporcional al gradiente de concentración y al área de la interfase de contacto (Cussler, 1984):

$$V \frac{dC}{dt} = \xi A_M K_M (C_S - C) \quad (\text{Ec. 3.1})$$

Donde:

C = conc. OD en el seno del agua ($M L^{-3}$)

C_S = conc. OD a saturación en equilibrio con la presión parcial de oxígeno ($M L^{-3}$)

A_M = área geométrica de contacto entre las membranas y el agua (L^2)

V = volumen de agua (L^3)

t = tiempo (T)

K_M = coeficiente de transferencia de oxígeno ($L T^{-1}$)

ξ = fracción de huecos en la superficie de la membrana (adimensional)

La transferencia de oxígeno global, es decir, a través de la superficie del agua y de las membranas sigue un modelo similar al de la Ec. 1 que integrado tiene la forma siguiente:

$$\ln(C_S - C_{(t)}) = \ln(C_S - C_{(0)}) - (K_L a)_G t \quad (\text{Ec. 3.2})$$

Donde, $(K_La)_G$ es el coeficiente global de transferencia de oxígeno (tiempo^{-1}), y engloba la transferencia a través de la superficie libre del agua y de las membranas, es decir:

$$(K_La)_G = (K_La)_M + (K_La)_L \quad (\text{Ec. 3.3})$$

Donde, $(K_La)_M$ y $(K_La)_L$ representan el coeficiente de transferencia de oxígeno a través de la membrana y de la superficie libre del agua, respectivamente.

3.2.4.- Puesta en marcha y siembra del reactor

El procedimiento de arranque del reactor de membrana aireada consistió en llenar el tanque con agua potable declorada, para después añadir 16 g de NH_4Cl , 60 g de HCO_3Na , otros productos en pequeñas cantidades (sulfatos de hierro y magnesio, cloruro de potasio, fosfatos de potasio y sodio) y 20 litros de un cultivo de nitrificantes. Después de mezclar, la concentración inicial de amonio fue de 38 mg N/L.

El reactor se inoculó con un cultivo de nitrificantes para conseguir un recubrimiento inicial (colonización) de las membranas tubulares con una biopelícula de estas bacterias. Otros investigadores (Suzuki *et al.*, 1993, 2000; Terada *et al.*, 2003) observaron que colonizar las membranas con bacterias nitrificantes facilita posteriormente la oxidación conjunta de materia orgánica y amonio, ya que se limita el desplazamiento de las nitrificantes por las bacterias heterótrofas. Las nitrificantes tienen menor velocidad específica de crecimiento que las heterótrofas, por lo que se encuentran en desventaja para colonizar las membranas, a menos que, se reduzca o elimine el suministro de materia orgánica.

La cepa de nitrificantes utilizada para la siembra del reactor se desarrolló durante varios meses en forma de un cultivo *batch* en suspensión. Diariamente, de lunes a viernes, se alimentaba el cultivo de nitrificantes con una dosis de cloruro de amonio (NH_4Cl) como fuente de nitrógeno, acompañado de una dosis de bicarbonato de sodio (HCO_3Na) como fuente de carbono inorgánico. La ratio bicarbonato/N-amoniaco fue de 8.64 g/g N, aproximadamente. El volumen del reactor *batch* fue de 8 litros y diariamente se purgaba 800 mL del cultivo en suspensión, por lo tanto, el tiempo de retención celular del cultivo de nitrificantes fue de 10 días.

3.2.5.- Control del reactor en régimen transitorio

El reactor de membrana se explotó en régimen transitorio (*batch*). La primera fase de la experimentación duró 44 días. Durante esta fase el reactor nunca fue vaciado. Los primeros 10-12 días se dedicaron al desarrollo de la biopelícula. Cuando el amonio y la alcalinidad eran consumidos por la biocenosis se reponía estos sustratos en el reactor. Hasta el día 36 de esta fase no se empleó aire artificial para renovar la atmósfera interior de las membranas, el llamado “lumen”. En esta fase se trabajó con una carga de amonio máxima de 40 mg/L.

En una segunda fase experimental, que duró 45 días, el reactor se explotó mediante el sistema de llenado – vaciado. Se ensayaron 3 cargas de amonio: 30, 60, y 90 mg N/L. Las cargas de 30 y 60 mg N/L se ensayaron por triplicado y con flujo bi-direccional de oxígeno, desde el seno líquido y a través de las membranas. La carga de 90 mg N/L se ensayó por duplicado con flujo uni-direccional de oxígeno a través de las membranas. En cada experimento se llenaba el reactor con agua potable declorada y desoxigenada con las dosis prefijadas de cloruro de amonio, alcalinidad y otros micro-nutrientes. La desoxigenación del agua era parcial (flujo bi-direccional de oxígeno) o total (flujo uni-direccional de oxígeno). Cada ensayo se prolongaba hasta que la concentración de amonio fuera menor de 5 mg N/L. Esta fase experimental se realizó con permanente aireación artificial de las membranas, utilizando un difusor cerámico de pecera que suministró un caudal de aire de 8-10 L/min controlado con un rotámetro (la soplante de la planta piloto se la reservó para, en su caso, purgar exceso de biopelícula), El volumen total a renovar era de 7,4 litros (suma del volumen interior de las membranas tubulares y de los tubos de PVC). Así, en menos de 1 minuto la atmósfera interior quedaba completamente renovada y la presión parcial de oxígeno se mantenía estable y próxima al 21%.

El control del reactor se realizó mediante el análisis de una muestra simple diaria. Antes de la toma de muestra se homogenizaba el contenido del tanque efectuando recirculación interna durante 5 minutos con la bomba peristáltica Rumo 100 (Heidolph, Alemania). Las formas de nitrógeno, excepto el nitrito, se midieron mediante las técnicas Dr. Lange (Fotómetro Lasa 50, Alemania). El nitrito, los sólidos y la alcalinidad se midieron con los métodos normalizados (APHA, 1998). El pH con electrodo Sension (Hach-Lange, Alemania), la conductividad con electrodo CD-401 (Hach-Lange, Alemania) y el oxígeno disuelto con electrodo luminiscente LDO-101 (Hach-Lange, Alemania). La turbidez con

turbidímetro LP 2000 (Hanna Instruments, Portugal). La carga superficial eliminada de amonio, se estimó mediante:

$$r_{NH4} = \frac{V (S_i - S_{i-1})}{t A_M} \quad (\text{Ec. 3.4})$$

Donde:

r_{NH4} = carga eliminada superficial de amonio (g N/m²/d)

S_i = concentración actual de amonio (mg N/L)

S_{i-1} = concentración anterior de amonio (mg N/L)

V = volumen útil del reactor (m³)

t = tiempo transcurrido entre las mediciones de S_i y S_{i-1} (día)

A_M = área superficial de membrana tubular (m²)

3.3.- RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3.3.1.- Ensayos de aireación

Las figuras 3.13 – 3.18 son ejemplos de la evolución del OD durante varios de los ensayos de aireación efectuados.

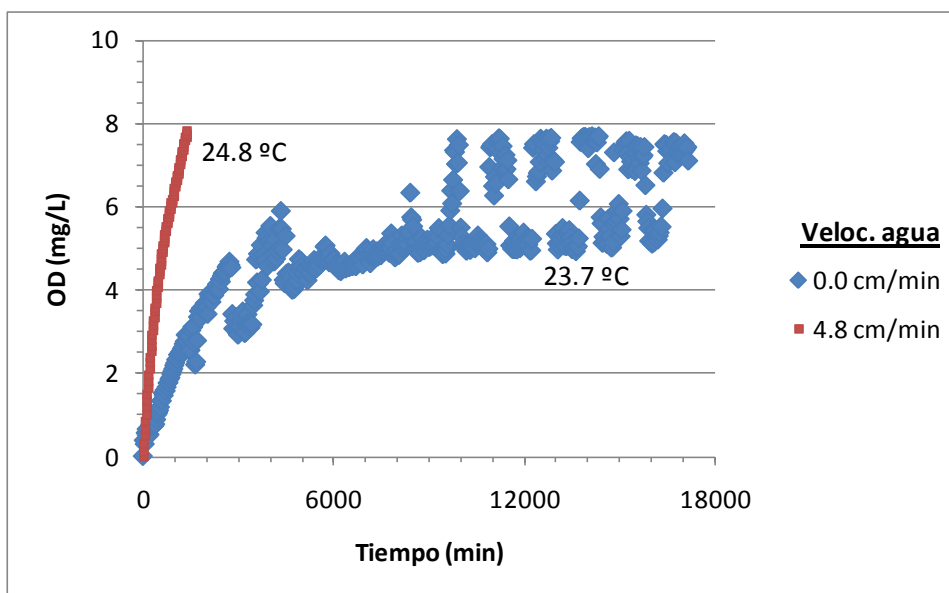


Figura 3.13(a).- Efecto de la velocidad del agua sobre la evolución del oxígeno disuelto durante los ensayos de aireación “sin membrana”.

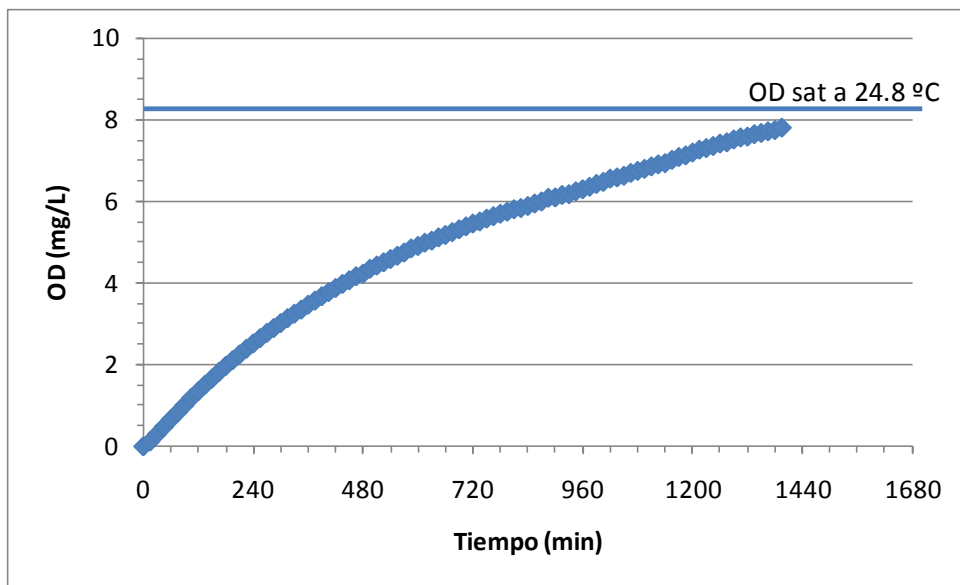


Figura 3.13 (b).- Evolución del OD durante un ensayo de aireación “sin membrana” con velocidad del agua = 4,8 cm/min.

El ensayo “sin membrana” y con velocidad nula del agua representa la transferencia de oxígeno a través de la superficie libre del agua por difusión molecular (Fig. 3.13a). Al estar cubierto el reactor la masa de oxígeno disponible para la transferencia es proporcional al volumen de aire presente por encima de la superficie libre del agua que es de 5.880,0 cm³. Esto significa 1.681,68 mg de O₂ disponibles para ser disueltos en 18,4 litros de agua. Por lo tanto, la saturación del agua con oxígeno disuelto, OD, es viable (OD sat a 23.7 °C = 8,47 mg/L). Sin embargo, la lenta difusión del oxígeno hace que tras 12 días (más de 570 mediciones de OD a intervalos de 30 minutos) se alcance una saturación promedio del 88% (este promedio corresponde al último día de ese ensayo). El otro ensayo “sin membrana” se realiza con una velocidad del agua de 4,8 cm/min (Fig. 3.13 b). El transporte de oxígeno en este caso obedece a difusión en la interfase agua – aire y mezcla en el seno del agua. Con una evolución menos dispersa del OD, se llega a un 94 % de saturación (OD = 8,3 mg/L) a 24,8 °C cuando se da por terminado el ensayo. Resulta evidente que el grado de turbulencia afecta significativamente a la velocidad de transferencia de oxígeno. Incluso en casos como los aquí ensayados, donde la turbulencia ha sido limitada procurando no agitar excesivamente la superficie libre del agua, para lo cual se empleó velocidades de circulación de agua muy bajas (0.0008 m/s). Los resultados sugieren que en la interfase agua – aire la

transferencia se ha dado por difusión molecular mientras que en el seno líquido ha predominado la advección como fenómeno de transporte.

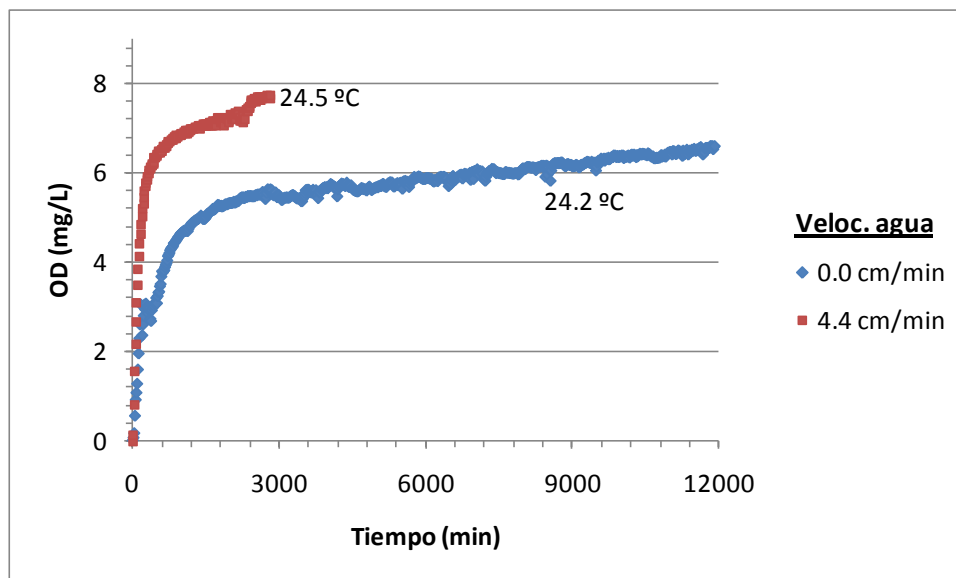


Figura 3.14.- Efecto de la velocidad del agua sobre la dinámica del OD durante ensayos de aireación “membrana cerrada”.

La Figura 3.14 representa casos de aireación con “membrana cerrada” (sin entrada de aire a través del módulo). La presencia del módulo cerrado de membrana solo es para la semejanza física, puesto que la membrana cerrada, hipotéticamente, ni aporta ni consume oxígeno. En este caso de aireación “membrana cerrada”, cuando la velocidad del agua es nula, presenta una tendencia similar al caso “sin membrana” (Fig. 3.13a). El único fenómeno de transporte vuelve a ser la difusión molecular. Tras 8 días de ensayo (793 mediciones a intervalos de 15 minutos) solo se había alcanzado un 78 % de saturación a 24.2 °C ($OD_{sat} = 8.37$ mg/L). Cuando la velocidad del agua es de 4.4 cm/min se incrementa la tasa de aireación, aunque este incremento es menor comparado con el caso similar (velocidad del agua = 4.8 cm/min) pero “sin membrana”. Esto se discute más adelante, una vez que se presenten los valores de los coeficientes de transferencia, (K_{La}).

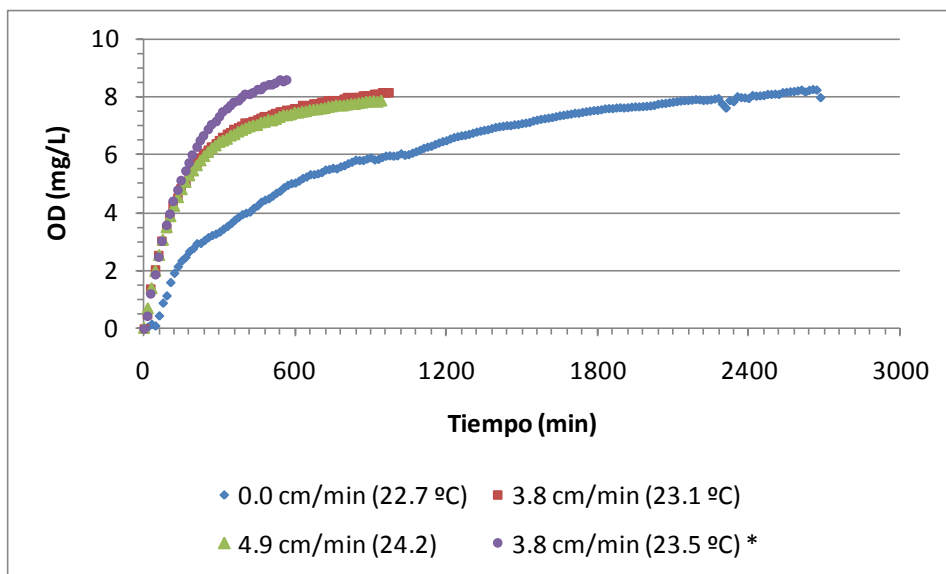


Figura 3.15.- Efecto de la velocidad del agua (0.0; 3.8 y 4.9 cm/min) sobre la dinámica del OD en los ensayos de aireación “membrana pasiva” (difusor apagado: $Q_{\text{aire}} = 0$). (*) *El ensayo simbolizado con círculo morado se diferencia de los otros tres en que se realizó desconectando el difusor de la entrada al módulo de membranas (es decir, hubo 2 vías para la entrada/salida de gas).*

En el caso de aireación “membrana pasiva”, el módulo de membrana está simplemente abierto a la atmósfera, es decir, el difusor está apagado, aunque no necesariamente desconectado del tubo de PVC de entrada al módulo. De la figura anterior se desprende que cuando la aireación es de “membrana pasiva” la velocidad de transferencia de oxígeno es afectada por la velocidad de circulación de agua. Este efecto es más pronunciado cuando el agua pasa de estar quieta (0.0 cm/min) a agitada (3.8 cm/min). Sin embargo, el incremento de la transferencia de oxígeno debido al aumento de la velocidad del agua tiende a estabilizarse, pues, se ve claramente que al pasar de 3.8 a 4.9 cm/min la velocidad de la aireación no aumenta significativamente. En estos ensayos con “membrana pasiva” también se pudo observar que si se facilita la entrada/salida de gases del módulo de membranas entonces la velocidad de la transferencia de oxígeno es mayor. Se aprecia que a igual velocidad del agua (3.8 cm/min) cuando hay dos vías de entrada de gas (datos con círculo morado), porque se desconecta el difusor del tubo de PVC de entrada al módulo de membrana, la transferencia de oxígeno es significativamente más rápida.

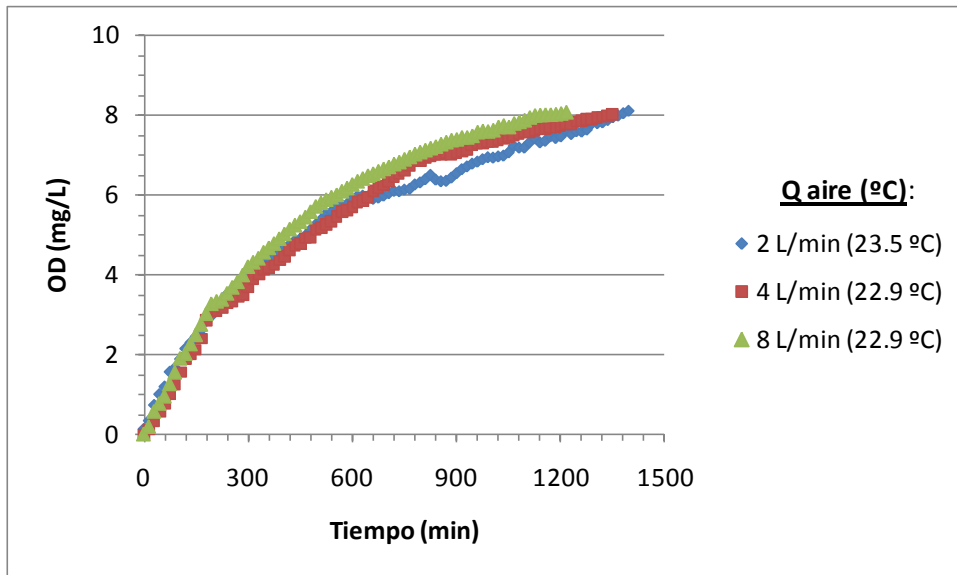


Figura 3.16.- Efecto del caudal de aire sobre la dinámica del OD en los ensayos de aireación “membrana aireada” con velocidad del agua nula. En la leyenda, entre paréntesis la temperatura media del ensayo.

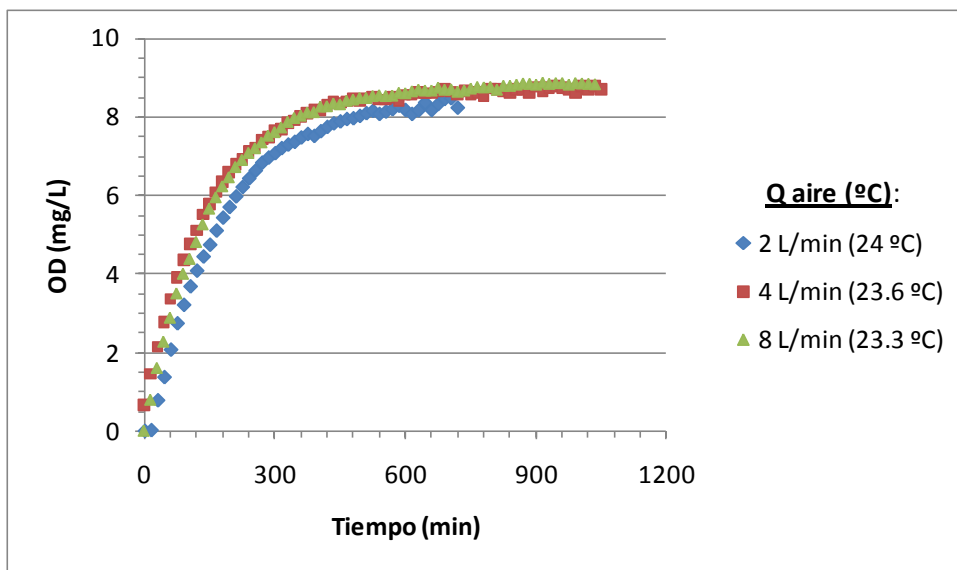


Figura 3.17.- Efecto del caudal de aire sobre la dinámica del OD en los ensayos de aireación “membrana aireada” con velocidad del agua ≈ 4 cm/min. En la leyenda, entre paréntesis la temperatura media del ensayo.

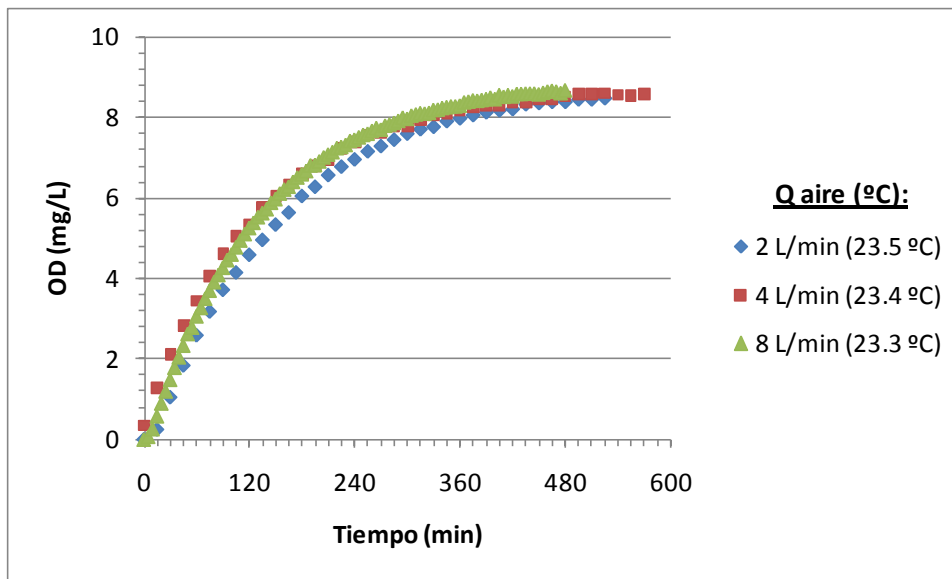


Figura 3.18.- Efecto del caudal de aire sobre la dinámica del OD en los ensayos de aireación “membrana aireada” con velocidad del agua ≈ 5.6 cm/min. En la leyenda, entre paréntesis la temperatura media del ensayo.

En los ensayos con “membrana aireada” el difusor se regula para que suministre aire a caudales de 2, 4 y 8 L/min. De las Fig. 3.16 – 3.18 se desprende que es poco significativo el efecto de aumentar el caudal de aire, en el rango ensayado (2 a 8 L/min), sobre la velocidad de la transferencia de oxígeno. Como se discutirá más adelante, es la velocidad del agua la que más influye sobre la tasa de transferencia de oxígeno a través de las membranas limpias aireadas.

La Tabla 3.2 contiene los valores observados de los coeficientes de transferencia de oxígeno y las características de los ensayos de aireación.

Los ensayos “sin membrana” y “membrana cerrada” se hacen con el objetivo de evaluar la aireación interfacial a través de la superficie libre del agua. Como se aprecia en la tabla 2, para estas tipologías de ensayo cuando la velocidad del agua es nula el coeficiente de transferencia global, $(K_{La})_G$, tiene prácticamente el mismo valor $9 \times 10^{-5} \text{ min}^{-1}$ (sin membrana) y $8.5 \times 10^{-5} \text{ min}^{-1}$ (membrana cerrada). Sin embargo, cuando la velocidad del agua es de entre 4.4 y 4.8 cm/min los resultados obtenidos para $(K_{La})_G$ difieren significativamente. En el caso “sin membrana” $(K_{La})_G$ alcanza un valor de $1.8 \times 10^{-3} \text{ min}^{-1}$, mientras que en el caso membrana cerrada su valor es de $4.7 \times 10^{-4} \text{ min}^{-1}$. Esta diferencia se

atribuye a que sin membrana la recirculación produce una mayor turbulencia o agitación de la superficie libre del agua. La presencia del módulo de membrana reduce este nivel de turbulencia, lo que se traduce en una menor transferencia de oxígeno por esta vía.

Tabla 3.2.- Resultados de los ensayos de aireación con las membranas limpias

Tipo de ensayo	n	Temp. (°C)	Velocidad (cm/min)	$(K_{La})_G$ (min ⁻¹)	$(K_{La})_M$ (min ⁻¹)	K_M (m/día)	Q aire (L/min)
Sin membrana 1	1	23,7	0,0	9,0E-05			0
Sin membrana 2	1	24,8	4,8	0,0018			0
Membrana cerrada 1	2	23,8	0,0	8,5E-05			0
Membrana cerrada 2	3	24,1	4,4	4,7E-04			0
Membrana pasiva 1	1	22,7	0,0	0,0010	0,0009	0,12	0
Membrana pasiva 2	2	23,6	3,8	0,0028	0,0023	0,30	0
Membrana pasiva 3	1	24,2	4,9	0,0034	0,0029	0,38	0
Membrana pasiva 4*	2	23,5	3,8	0,0067	0,0062	0,81	0
Membrana aireada 1	2	23,6	0,0	0,0017	0,0016	0,21	2
Membrana aireada 2	1	24,0	3,8	0,0063	0,0058	0,76	2
Membrana aireada 3	1	23,5	5,5	0,0079	0,0074	0,97	2
Membrana aireada 4	3	23,2	0,0	0,0020	0,0019	0,24	4
Membrana aireada 5	1	23,6	3,8	0,0074	0,0069	0,90	4
Membrana aireada 6	1	23,4	5,5	0,0082	0,0077	1,00	4
Membrana aireada 7	2	23,0	0,0	0,0022	0,0021	0,27	8
Membrana aireada 8	1	23,3	4,0	0,0079	0,0074	0,97	8
Membrana aireada 9	3	23,7	5,7	0,0084	0,0080	1,03	8

n = número de ensayos. Cuando n > 1, el valor mostrado es el promedio de las mediciones.

En la tabla, $(K_{La})_M$ es el coeficiente de transferencia de oxígeno a través de las membranas limpias corregido a la baja teniendo en cuenta la transferencia a través de la superficie libre del agua. Para la corrección del valor de $(K_{La})_M$ se ha utilizado los valores de $(K_{La})_G$ correspondientes a los ensayos con “membrana cerrada”.

Los ensayos “membrana pasiva” se hacen sin aireación forzada, simplemente dejando las membranas expuestas a la atmósfera, es decir, con un caudal de aire insuflado, “Q aire”, de 0 L/min. Los ensayos 1, 2 y 3 de esta tipología se hacen sin desconectar la conducción de aire del difusor. En los ensayos se varía la velocidad del agua. El efecto de la velocidad del agua sobre la transferencia de oxígeno es significativo, sobre todo cuando se compara con el caso de velocidad nula. A una velocidad de 3.8 cm/min el coeficiente de transferencia (0.0023 min^{-1}) multiplica por 2.56 el valor correspondiente a 0.0 cm/min (0.0009 min^{-1}). Posteriormente, el incremento de la velocidad en un 29 % (de 3.8 a 4.9 cm/min) produce un incremento de la transferencia de oxígeno de un 26 % (de 0.0023 a 0.0029 min^{-1}). El ensayo “membrana pasiva 4(*)” se hace con la misma velocidad de agua del ensayo “membrana pasiva 3”, pero desconectando la conducción de aire del difusor, es decir, dejando abierta dos vías para el flujo de aire. Esto produce un incremento del coeficiente de transferencia de oxígeno que puede multiplicar por 2.7 veces la tasa de aireación de una membrana pasiva. De hecho, la tasa de aireación del ensayo “membrana pasiva 4(*)” es muy similar a la del ensayo “membrana aireada 2”, en el cual la velocidad del fluido también fue de 3.8 cm/min, pero el “Q aire” no fue nulo sino de 2 L/min. Esto significaría, que es importante facilitar la circulación del aire cuando se trabaja con membranas pasivas, ya que puede hacer innecesaria o irrelevante una aireación forzada. Si se admite que la mejora observada en el ensayo “membrana pasiva 4(*)” cuando se facilita la circulación del aire (en este caso dejando abiertas dos vías para el flujo de aire) es extrapolable al caso “membrana pasiva 1” (con velocidad nula del fluido) el coeficiente de transferencia al menos se podría duplicar, es decir, pasar a 0.0018 min^{-1} , y este valor es comparable al observado en los ensayos “membrana aireada 1, 4 y 7” en los que la velocidad del agua también es nula. Esto puede llevar a una conclusión provisional en el sentido de que si se va a airear el interior de las membranas, simultáneamente debería provocarse el movimiento del agua, porque de lo contrario el incremento o mejora de la transferencia de oxígeno sería poco significativo, incluso podría ser nulo.

Los ensayos “membrana aireada” tienen como objetivo observar el efecto del “Q aire” insuflado así como el de la velocidad de circulación del agua. Los “Q aire” ensayados fueron 2, 4 y 8 L/min. El volumen estimado del interior de las membranas tubulares y del soporte de PVC es de $1.528,08 \text{ cm}^3$. De modo que, el “Q aire” de 2 L/min, el más bajo de la serie, podía renovar la atmósfera interior del módulo en menos de 1 minuto.

Tanto el incremento del “Q aire” como de la velocidad de circulación del agua producen un aumento del coeficiente de transferencia de oxígeno. No obstante, cuando la velocidad del agua llega a valores de 5.5 cm/min, el incremento del “Q aire” produce un incremento menos significativo de la transferencia de oxígeno. Así, cuando la velocidad es nula, pasar el “Q aire” de 2 a 4 L/min significa incrementar el coeficiente de aireación $(K_{La})_M$ en un 18.75 %; mientras que a una velocidad de 5.5 cm/min el incremento es sólo de un 4,05 % (Tabla 3.3).

Tabla 3.3.- Efecto del incremento del caudal de aire sobre el valor del coeficiente $(K_{La})_M$

Velocidad del agua (cm/min)	Incremento del Q aire	
	De 2 a 4 L/min	De 4 a 8 L/min
0,0	18,75 %	10,53 %
3,9	18,97 %	7,25 %
5,6	4,05 %	3,90 %

Nota: En el cuerpo central se presenta el incremento de $(K_{La})_M$ expresado en porcentaje.

También resulta claro que, para un mismo “Q aire” es muy significativo el incremento de la transferencia de oxígeno cuando la velocidad del agua pasa de 0.0 a ~ 4.0 cm/min, pues se puede multiplicar hasta por 3.6 el coeficiente de transferencia de oxígeno (Tabla 3.4). Sin embargo, cuando la velocidad del agua pasa de ~4.0 cm/min a 5.6 cm/min el coeficiente de aireación multiplica su valor por 1.28 veces. También, es destacable que a medida que aumenta el caudal de aire, para una misma velocidad del agua, la mejora de la transferencia de oxígeno resulta menos significativa.

Tabla 3.4.- Efecto del incremento de la velocidad del agua sobre el valor del coeficiente $(K_{La})_M$ (caso “membrana aireada”)

Q aire (L/min)	Incremento de la velocidad del agua	
	De 0.0 a 3.8 cm/min	De 3.8 a 5.5 cm/min
2	3.63	1.28
4	3.63	1.11
8	3.52	1.08

Nota: En el cuerpo central se presenta el factor por el que se multiplica $(K_{La})_M$.

El incremento del coeficiente de transferencia de oxígeno debido a un incremento de la velocidad del agua en reactores de membrana aireada ha sido observado por otros investigadores. Por ejemplo, Brindle y Stephenson (1996) observaron una relación lineal entre $(K_{La})_M$ y la velocidad de la fase líquida en ensayos de aireación por el método del sulfito, siendo la presión parcial relativa de oxígeno en el lumen de fibras huecas de polipropileno de 0.2 atm. Para un rango de velocidad del agua de 43 a 166 cm/min, el coeficiente de transferencia de oxígeno varió de 11.81 a 26.41 h⁻¹ (0.19 a 0.44 min⁻¹).

En nuestro caso, la mejora de la transferencia física de oxígeno a través de una membrana sin biopelícula, debido tanto al incremento del caudal de aire como al incremento de la velocidad del agua, parece presentar unos límites, que lleva a plantear la necesidad de realizar estudios experimentales amplios, o la aplicación de un modelo matemático como el de Esteban (2009), para establecer las mejores condiciones posibles de explotación de un reactor biopelícula de membrana con respecto a su aireación.

En cualquier caso, el máximo valor de K_M medido fue aproximadamente de 1 m/d, que representa una transferencia máxima de oxígeno a través de las membranas, $J_{O_2, \max}$, de 9 g/m²/d (a 20 °C y con gradiente máximo de OD), es decir: $J_{O_2, \max} = K_M (OD_{\text{sat}} - 0)$

3.3.1.1.- Efecto de una biopelícula sobre la transferencia de oxígeno a través de una membrana

En reactores biopelícula de membrana aireada los ensayos de aireación sin burbujeo, sin biopelícula, proporcionan un coeficiente de transferencia de oxígeno $(K_{La})_M$ que representa la sumatoria de una serie de resistencias al transporte de materia ofrecido por: la capa límite gas/membrana (capa estática de gas); la propia membrana y la capa líquida estática o interfase membrana/líquido (Fig. 3.19, izquierda). Sin embargo, cuando se desarrolla una biopelícula sobre la membrana, es decir en condiciones operacionales reales, la resistencia a la transferencia de oxígeno se deberá solo a la capa límite gas/membrana y a la membrana. Debido a su especial configuración (contra-difusión de nutrientes), en los RBMA es necesario determinar la transferencia de oxígeno hasta la interfase membrana/biopelícula. La transferencia de oxígeno hasta el seno líquido es menos relevante. El “punto de entrega” del oxígeno mediante la transferencia física es la interfase membrana/biopelícula. La resistencia al transporte de la ex–interfase membrana/líquido pasa ahora (o se transforma) a una nueva interfase: biopelícula/líquido (Fig. 3.19, derecha).

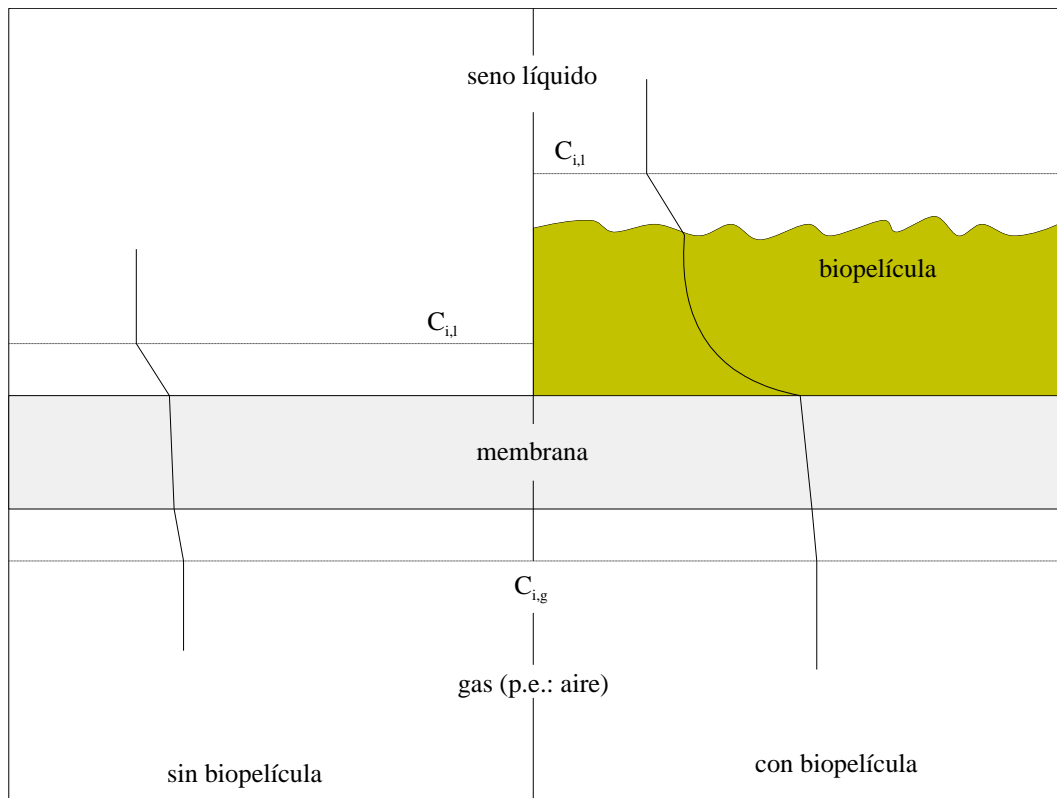


Figura 3.19.- Esquema de la transferencia de oxígeno a través de una membrana aireada, sin biopelícula (izda.) y con biopelícula (dcha.) (Adaptada de Lackner *et al.*, 2010).

Con la membrana limpia se tiene sobre esta una capa líquida estática cuyo espesor es inversamente proporcional a la velocidad del agua. Conforme a las hipótesis simplificadoras del proceso de transferencia de oxígeno desde la fase gas a la fase líquida a través de una membrana, K_M es el coeficiente de transferencia a través de la capa líquida estática. De las 3 resistencias al transporte de materia (Fig. 3.19, izda.), la resistencia en la capa líquida estática, o interfase membrana/líquido, es la de mayor peso sobre el valor del coeficiente K_M (Côté *et al.*, 1989; Casey *et al.*, 1999). Es decir, que si se minimiza el espesor de esa capa el coeficiente K_M sería mayor. Esto ha sido deducido y evaluado por Lackner *et al.*, (2010) en un RBMA de nitrificación, con membrana plana de silicona. Del mismo modo, otros investigadores (Osa *et al.*, 1997; Terada *et al.*, 2006; Walter *et al.*, 2005), observaron que los valores de las tasas experimentales de nitrificación fueron superiores a lo esperable en función del coeficiente de transferencia de oxígeno medido con las membranas limpias. Lackner *et al.*, (2010) para evaluar el coeficiente $K_{M,real}$ realizaron simulaciones de los ensayos de aireación con un modelo construido con el AQUASIM 2.1d (Reichert, 1998). En

las simulaciones el espesor de la capa estática líquida (L_L) se fue reduciendo hasta que el coeficiente K_M se estabilizó (Fig. 3.20). Así comprobaron, por ejemplo, que para una presión relativa de aire en el lumen de 1 kPa, el coeficiente K_M experimental resultó de 1.2 m/d, mientras que el mismo coeficiente, constriñendo L_L con el AQUASIM, se estabilizaba en un valor de 18 m/d (cuando $L_L = 1 \mu\text{m}$). Este valor estimado del coeficiente de transferencia de oxígeno fue consistente con el rendimiento experimental en eliminación de N-amoniaco mediante nitrificación. El rendimiento experimental fue del 47 %. Con $K_M = 1.2 \text{ m/d}$ el rendimiento simulado con el AQUASIM fue del 13 – 18 %, mientras que con 18 m/d, el rendimiento simulado fue del 50 – 59 %, es decir, más próximo al experimental.

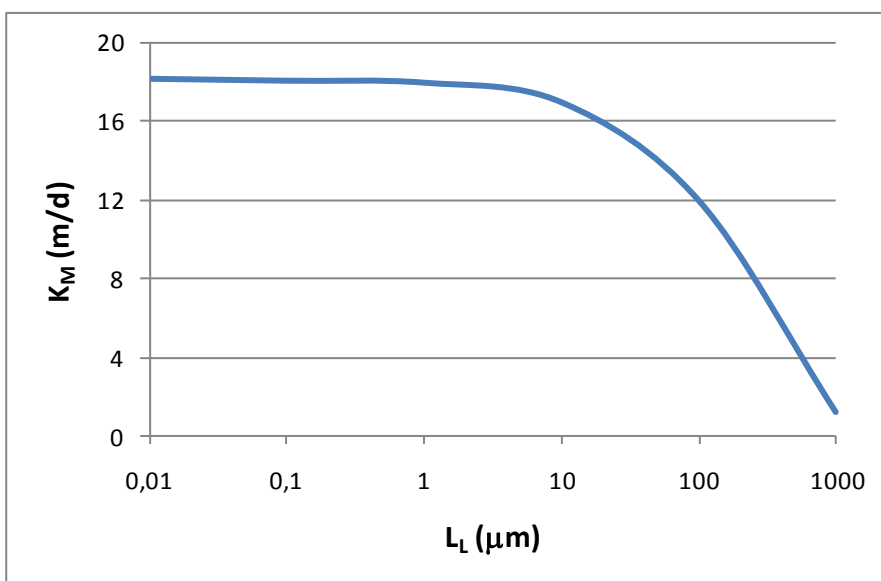


Figura 3.20.- Estimación con AQUASIM del valor real del coeficiente de transferencia de oxígeno a través de una membrana, K_M (Reconstruida con los datos de Lackner *et al.*, 2010).

3.3.2.- Colonización de las membranas

La concentración de amonio de puesta en marcha del proceso RBMA fue de 40 mg N/L, que corresponde a la de un agua residual doméstica de concentración fuerte (Metcalf & Eddy, 2003). La siembra del reactor con el cultivo de bacterias nitrificantes produjo una rápida colonización de las membranas tubulares. Después de 24 horas se observó una coloración marrón ligera en la superficie de las membranas. Esta coloración fue más intensa en la parte superior (lomo) de las membranas, debido a la sedimentación del cultivo en suspensión

utilizado. Con el tiempo la parte inferior (panza) de las membranas también adquirió una tenue coloración marrón.

Al cabo de poco más de 1 semana se observó que la biopelícula recubría homogéneamente las membranas (Fig. 3.21). Este periodo de colonización es similar al observado por otros autores que también han trabajado con reactores biopelícula de membrana micro-porosa aireada para nitrificación (Brindle *et al.*, 1998). Sin embargo, Terada *et al.* (2003) sembraron un reactor biopelícula de membrana microporosa aireada con un cultivo de nitrificantes; y la biopelícula se desarrolló en un plazo de 3 semanas dosificando una carga de 3.000 mg N-NH₄/L, que es superior en 2 órdenes de magnitud a la empleada en nuestro trabajo. Así, la velocidad de desarrollo de una biopelícula nitrificante es una variable que dependerá de varios factores y no únicamente de la carga inicial de amonio.



Figura 3.21.- Imagen de las membranas tubulares microporosas recubiertas de biopelícula nitrificante.

La colonización inicial condiciona el desarrollo futuro de la biopelícula sobre el soporte. La Motta (1976) demostró que arrancar los reactores biopelícula con una carga orgánica elevada favorece una colonización homogénea de la biopelícula evitando que crezca en forma de parches. En el presente trabajo, tratándose de un arranque con un cultivo de nitrificantes, no

era viable emplear una carga orgánica, ni alta ni baja. También, se ha observado en otras investigaciones (Hsieh *et al.*, 2002) que las biopelículas nitrificantes poseen mala o débil adherencia a membranas no porosas (p.e.: de silicona) lo cual podría favorecer que en un momento determinado se produzca un desprendimiento masivo de biopelícula nitrificante. Se sabe que la consistencia de una biopelícula es dependiente de la capacidad de sus bacterias integrantes para producir exopolímeros que forman la matriz de la biopelícula (Rittmann y McCarty, 2001). Esto quiere decir que a mayor producción de exopolímeros mayor adherencia. Además, la capacidad individual de producción de exopolímeros les permite a las bacterias abandonar el nicho original para propagarse por el soporte. Por lo tanto, es probable que la limitada colonización y expansión de una biopelícula nitrificante esté asociada a una baja producción de exopolímeros por sus bacterias individuales.

3.3.3.- Puesta en marcha del reactor en estado transitorio

La puesta en marcha del reactor se prolongó 44 días. La figura 3.22 representa las mediciones de las formas de nitrógeno y del oxígeno disuelto (OD) durante esta fase inicial. En este periodo de arranque la reposición de amonio y alcalinidad se realizó sin vaciado completo del reactor, por lo tanto, el amonio que se oxidaba se iba acumulando en el sistema en forma de nitrógeno oxidado (nitrito y nitrato). Una pequeña parte del amonio se acumuló en el nuevo material celular (biopelícula) aunque el consumo de amonio para este último menester es bajo, pues las bacterias nitrificantes, tanto las *Nitrosomonas* (bacterias que oxidan el amonio a nitrito, BOA) como las *Nitrobacter* (bacterias que oxidan el nitrito a nitrato, BON), tienen escasa producción celular. Durante una parte de ese periodo inicial, día 1 al día 36, la aireación de las membranas se fió a la demanda natural de oxígeno por las bacterias nitrificantes, es decir, no se insufló oxígeno artificialmente. Se aplicó el concepto de biopelícula autoaireada (Jácome *et al.*, 2006) según el cual, el consumo natural de oxígeno por las bacterias produce el gradiente de concentración necesario para la transferencia de oxígeno a través de las membranas microporosas. A esta vía de transferencia de oxígeno Osa *et al.* (1997) la denominaron “transferencia de oxígeno por vía biológica”. En la Fig. 5.4 se aprecia que la aireación natural sin insuflar artificialmente una corriente de aire no es suficiente para conseguir la oxidación del amonio a nitrato, sino que se produce una oxidación parcial a nitrito. En el sistema se acumula nitrito llegando a alcanzar una concentración máxima de 90 mg/L (primer pico de nitrito, día 34). El día 36 se pone a funcionar en continuo el difusor de aire e inmediatamente el sistema responde produciendo

la rápida oxidación hacia nitrato del amonio remanente y de los nitritos acumulados. Se observa que el arranque de la aireación produce un inmediato aumento de la concentración de OD en el seno del líquido alcanzando una meseta de unos 4.5 mg/L de OD, sin embargo cuando la demanda para nitrificación cae drásticamente, a partir del día 41, pues los niveles de amonio y nitrito son ya muy bajos, la aireación sirve solo para el aumento del nivel de OD en el seno del líquido.

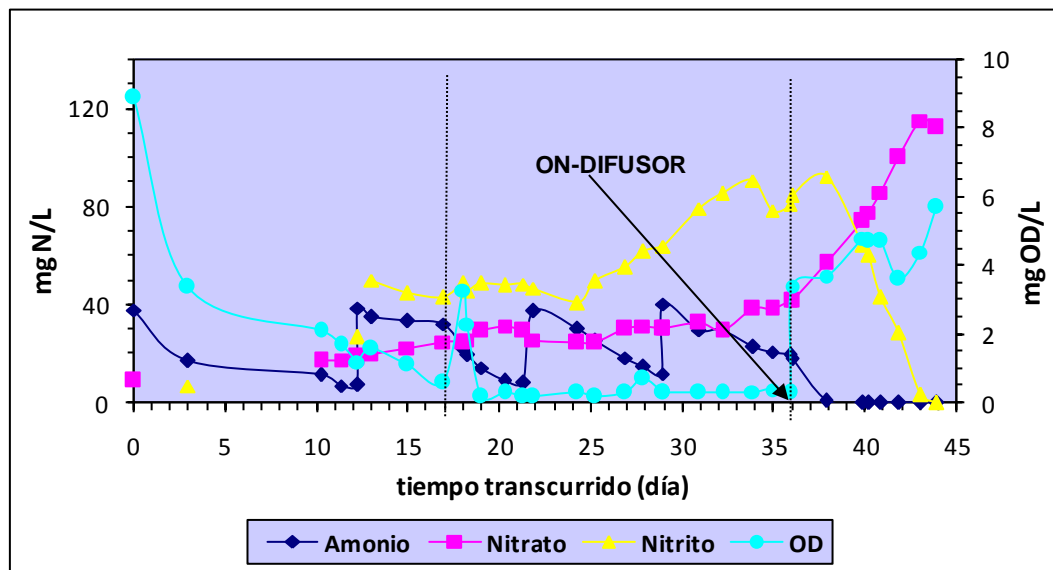


Figura 3.22.- Evolución de los sustratos en el seno líquido durante la fase inicial de arranque del reactor biopelícula. A los 36 días se pone a funcionar en continuo el difusor de aire.

Osa *et al.* (1997) observaron que la transferencia de oxígeno a través de membranas hidrófobas mejoraba con el desarrollo de una biopelícula, aunque este incremento de la transferencia no se mantenía si alguna de las características de la biopelícula, como el espesor o la concentración de materia seca (“density” en inglés), producía una mayor resistencia al transporte. En su trabajo, Osa *et al.* (1997) estudiaron biopelículas mixtas de nitrificación-desnitrificación alcanzando espesores de biopelícula de hasta 5 mm (rango: 1.5 a 5 mm). Suzuki *et al.* (1993) también observó mejora en la eficiencia de la transferencia de oxígeno en membranas microporosas permeables a gases autoaireadas cuando una biopelícula nitrificante se desarrolló sobre ellas. En el trabajo que aquí se presenta, las características de la biopelícula no han sido medidas. Sin embargo, es conocido que el espesor en biopelículas nitrificantes “puras” puede alcanzar solo unos cientos de micras, de

100 a 300 μm . En el caso de biopelículas mixtas de nitrificación – desnitrificación, el espesor de la capa nitrificante puede alcanzar hasta 400 – 600 μm (Walter et al., 2005).

Esta primera fase también permite observar que la demanda inicial de oxígeno fue satisfecha, hasta el día 17, tanto por el OD del seno del líquido como por la transferencia de oxígeno a través de las membranas tubulares. Ese día 17, después de la toma de muestra, se dejó encendido el difusor de aire, razón por la cual se observa un incremento brusco en la concentración de OD el día 18, cuando se vuelve a apagar el difusor, lo que produce una recaída del nivel de OD en el seno del líquido debido a la demanda para nitrificación. Desde el día 19 hasta el día 36, el nivel de OD en el seno del líquido osciló entre 0,2 (un solo valor) y 0,7 mg/L (un solo valor), siendo 0,3 mg/L el valor que se repite con mayor frecuencia. La temperatura del agua osciló entre 14 y 18 °C y el pH entre 6,86 y 7,76. En este periodo se produce una permanente acumulación de nitritos en el sistema que debe atribuirse a la baja disponibilidad de oxígeno tanto desde el lado del agua como desde el “lumen” (espacio interior) de las membranas microporosas por un enrarecimiento de la atmósfera, es decir, que la presión parcial de oxígeno en la atmósfera de aire al interior de las membranas se reduciría por debajo del 20 %. Según Bae *et al.* (2001) la acumulación de nitritos depende sensiblemente del pH, la temperatura y el nivel de OD del medio. Se ha observado elevadas concentraciones de nitritos a pH 8-9, o a temperaturas de 30 °C o con niveles de OD en torno a 1.5 mg/L. La concentración de amoníaco libre también influye sobre la acumulación de nitrito, inhibiendo la reacción de oxidación de los nitritos. Esta inhibición empieza a ser notoria a concentraciones de 4 mg/L o mayores de amoníaco libre. Sin embargo, no es significativa cuando la concentración de amoníaco libre es menor o igual que 1 mg/L. Las investigaciones sobre los efectos inhibitorios de los propios sustratos de la nitrificación, amonio y nitrito, han concluido que la inhibición se debe al amoníaco libre no ionizado (NH_3) y al ácido nitroso no ionizado (HNO_2) (Anthonisen *et al.*, 1976). Por lo tanto, también influyen el pH y la temperatura del sistema. El equilibrio entre el amoníaco y los iones amonio en solución se desplaza para producir más amoníaco libre en la medida que aumente el pH y/o la temperatura. Por otra parte, se forma más ácido nitroso no ionizado a partir de los iones nitrito según baja el pH. Anthonisen *et al.* señalaron que la inhibición por nitrito se iniciaba a concentraciones de ácido nitroso no ionizado de 0.22 mg/L. A 20 °C, esta concentración se alcanzaría en una solución que contenga 200 mg/L de N-NO_2^- a pH 7, pero a pH 6 solo sería necesario 20 mg/L de N-NO_2^- . De igual forma, a pH 9 un nivel inhibitorio de 10 mg/L de NH_3 se presentaría en una solución que contenga 30 mg/L de nitrógeno

amoniaco, pero a pH 7 se necesitaría aproximadamente 2.000 mg/L de nitrógeno amoniacal para formar dicha cantidad. Por lo tanto, nuestros datos experimentales apuntan a que la acumulación de nitrito, o inhibición de la reacción de oxidación de nitrito, se debió a una baja disponibilidad de oxígeno, tal como se apuntaba al inicio de este párrafo. Más adelante, en el análisis de los 2 últimos ensayos transitorios se comprobará que, aunque el nivel de OD en el seno del líquido sea muy bajo (incluso nulo) si el “lumen” de las membranas tiene una atmósfera con buena renovación de aire, manteniendo la presión parcial de oxígeno en un 20 %, no se produce acumulación de nitrito siendo la nitrificación completa hasta nitrato.

Esta fase experimental de arranque de proceso en la que durante un periodo prolongado, 36 días, se estuvo acumulando nitrito evidencia la viabilidad de los reactores biopelícula de membrana aireada para la eliminación biológica de nitrógeno por la vía rápida (en inglés *shortcut biological nitrogen removal*, SBNR). La SBNR tiene 2 objetivos: 1) Ahorro de oxígeno en la nitrificación: para pasar a nitrito desde amonio hacen falta 1.5 moles de oxígeno por cada mol de NH_4 , mientras que para pasar a nitrato hacen falta 2 moles de oxígeno, y 2) disminuir las necesidades de carbono orgánico al reducir nitrito, y no nitrato, a nitrógeno gas. A la vez, que se ahorran consumos de sustratos, se reduce el tiempo de las reacciones. Los procesos híbridos (que combinan biopelícula con biomasa en suspensión) constituyen una tecnología innovadora que busca nitrificar el amonio sólo hasta nitrito y desnitrificar nitrito a nitrógeno gas. En estos procesos híbridos la oxidación de amonio y nitrito es más sensible a la concentración de OD en la biopelícula que en la biomasa en suspensión. En cambio la biopelícula es menos afectada por la concentración de amoníaco libre. Chun *et al.* (2005) observaron que para conseguir una elevada acumulación de nitrito en estos procesos híbridos es necesario una concentración de OD menor o igual que 1.5 mg/L conjuntamente con una concentración de amoníaco libre de 10 a 20 mg/L. En nuestro trabajo se confirma la primera hipótesis de Chun *et al.*, es decir, que un bajo nivel de OD produce acumulación de nitrito. Sin embargo, no hicieron falta los niveles de amoníaco libre señalados, puesto que la máxima concentración estimada de amoníaco libre fue de 1,15 mg/L.

A partir del día 36 se puso en funcionamiento discontinuo una estufa temporizada para calentar el ambiente. Hasta antes de la puesta en marcha de la estufa la temperatura del agua osciló entre 12 y 18 °C. Una vez estuvo funcionando la estufa la temperatura osciló entre 18 y 25 °C. El efecto de la temperatura tiene al menos dos aspectos importantes. Por un lado,

las bacterias nitrificantes, como la mayoría de las bacterias, tienen una mayor velocidad de síntesis a mayor temperatura con un máximo en torno a los 30 °C, y así mismo su velocidad de síntesis se reduce cuando la temperatura baja, admitiéndose en la práctica que una temperatura de 13 °C llega a inhibir el crecimiento de las bacterias nitrificantes, aunque hay que insistir que se trata de un valor “práctico” cuyo objetivo es no sobredimensionar excesivamente los reactores, ya que las bacterias siguen funcionando aun por debajo de esa temperatura de 13 °C. Por otra parte, el nivel de disolución de oxígeno en agua es inversamente proporcional a la temperatura.

3.3.4.- Nitrificación en régimen transitorio con flujo bidireccional de oxígeno hacia la biopelícula

En la tabla 3.5 se presentan los resultados de los ensayos en régimen transitorio con flujo bidireccional de oxígeno, es decir sin desoxigenar completamente el agua de llenado del reactor. Las concentraciones iniciales de amonio de los ensayos fueron 30 y 60 mg N/L. Los ensayos (excepto el número 4) arrancan con un nivel de OD en el seno líquido entre 3 y 5,7 mg/L. La temperatura media del agua fue de $23,1 \pm 2,4$ °C. La repetición de los ensayos da resultados reproducibles, sin que se observen desviaciones significativas.

Durante estos ensayos el rango de concentración de OD en el seno del líquido fue de 1,2 a 5,7 mg/L (número mediciones = 29; promedio = $2,8 \pm 1,0$ mg/L). En todos estos ensayos (excepto el número 4) el OD en el seno líquido tiende inicialmente a disminuir. Esto obedece a que la demanda nitrogenada de oxígeno depende de la concentración existente de amonio, la cual es máxima al inicio de cada ensayo batch. Una vez que la demanda de oxígeno declina, porque el amonio se ha oxidado a nitrato y/o nitrito, la transferencia de oxígeno a través de la biomembrana (membrana + biopelícula) produce un incremento del OD en el seno líquido. En el ensayo 4, la concentración inicial de OD en el seno líquido resultó baja (1,9 mg/L) lo cual sería la razón de que tuviera un comportamiento diferente, ya que el nivel de OD en la propia biopelícula habría sido mayor que 1,9 mg/L.

Tabla 3.5.- Nitrificación en estado transitorio con flujo bi-direccional de oxígeno

	pH	OD (mg/L)	Turbidez (UFT)	CE (μ S/cm)	TAC(*) (mg/L)	N-NH ₄ (mg/L)	N-NO ₃ (mg/L)	N-NO ₂ (mg/L)	N _T (**) (mg/L)
Ensayo 1	7,41	3,0	0,35	1929	262	28	0,7	0,93	28,9
	6,99	1,2	0,69	1874	176	14,9	9,0	4,83	28,7
	7,22	1,3	1,27	1899	140	9,79	13,9	5,66	29,4
	6,97	3,0	0,80	1874	112	2,22	21,1	3,2	26,5
Ensayo 2	7,56	4,1	0,66	2579	432	56,7	0,6	3,14	59,8
	7,36	1,6	0,68	2426	280	33,0	8,0	19,0	60,0
	6,93	1,8	0,70	2401	140	12,8	20,6	24,58	58,0
	6,75	2,2	0,75	2395	78	5,04	37,0	20,74	62,8
	6,62	3,0	0,76	2364	36	0,62	49,0	8,06	57,7
	6,41	4,7	0,18	2377	28	0,82	56,0	0,11	56,9
Ensayo 3	7,57	4,0	0,92	1599	420	62,2	4,6	1,05	67,8
	7,13	1,7	0,49	1464	228	28,4	24,7	13,71	66,8
	7,04	2,6	0,78	1366	104	9,97	48,4	8,56	66,9
	6,63	2,3	0,93	1348	60	5,09	55,8	4,03	64,9
	6,45	2,6	0,90	1335	34	1,15	62,3	0,13	63,6
Ensayo 4	7,77	1,9	1,12	1733	422	62,2	6,8	0,52	69,5
	7,27	2,7	0,97	1617	272	38,6	23,4	6,04	68,0
	6,98	2,4	1,11	1562	188	27,4	38,1	4,79	70,2
	6,76	2,6	0,95	1531	120	15,3	50,6	1,59	67,5
	6,55	3,7	1,15	1488	74	9,04	57,5	0,20	66,7
Ensayo 5	7,65	5,7	0,79	956	228	32,4	2,4	0,08	34,9
	7,16	2,3	0,91	916	168	21,9	10,4	1,30	33,6
	6,80	2,7	1,37	865	100	10,5	21,3	1,08	32,9
	6,27	3,0	0,77	824	48	3,63	30,2	0,3	34,1
	6,15	3,3	0,67	819	24	0,4	33,1	0,15	33,7
Ensayo 6	7,15	3,7	1,13	994	226	27,9	2,0	0,18	30,1
	6,84	2,8	1,50	929	156	19,3	12,5	1,13	32,9
	6,36	2,2	1,18	845	72	6,29	23,3	1,31	30,9
	6,14	2,0	1,43	838	28	0,25	31,5	0,99	32,7

(*) Alcalinidad expresada en CaCO₃.

(**) N_T = N-NH₄ + N-NO₃ + N-NO₂

En la figura 3.23 se presenta la evolución de las formas de nitrógeno durante los 6 ensayos. Los 4 primeros ensayos muestran una tendencia a la acumulación de nitrito. Esta acumulación va disminuyendo a medida que la biopelícula tiene más edad. Esto indicaría una paulatina adaptación de la biopelícula nitrificante al sustrato y a las condiciones experimentales. Los ensayos 5 y 6, señalan que para alcanzar una concentración residual de 15 mg N-NH₄⁺/L haría falta algo más de 24 horas de reacción batch, partiendo de una concentración inicial de 30 mg/L.

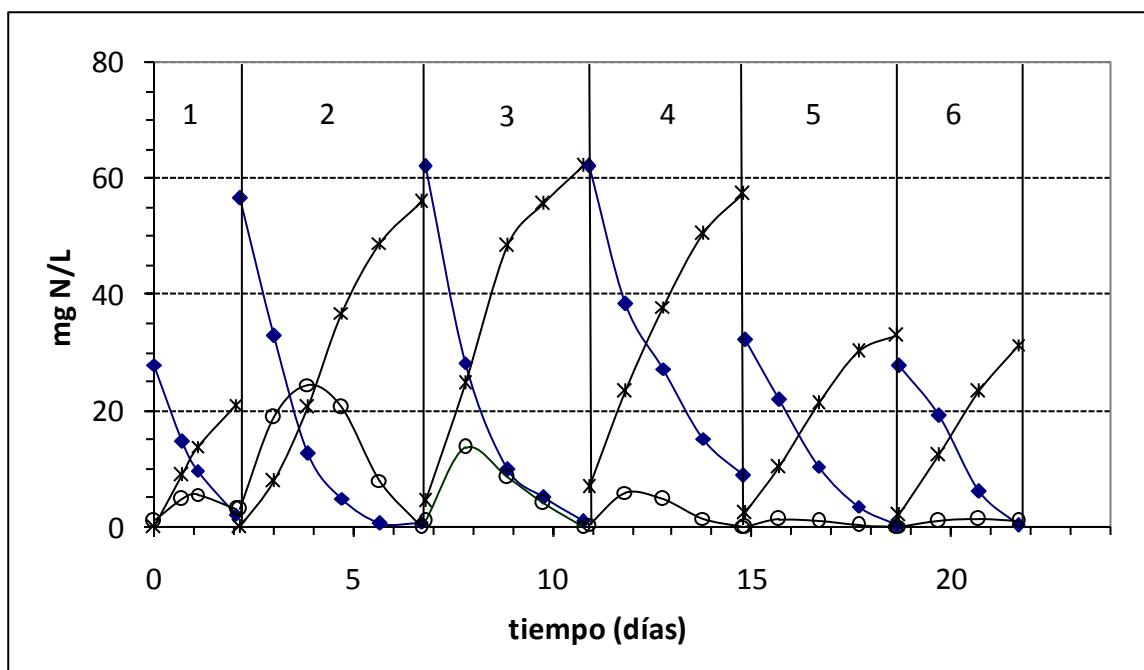


Figura 3.23.- Evolución de amonio (◆), nitrato (*) y nitrito (o) durante los 6 ensayos batch con flujo bi-direccional de oxígeno.

Aguas de Galicia (2007), en sus Directrices de Saneamiento en el Medio Rural para aglomeraciones de menos de 2000 habitantes, establece para ciertos casos (que no haya afectación grave para el medio receptor que impida el uso del recurso), un límite de 15 mg N/L de amonio en el efluente de una EDAR, por eso el interés en destacar esta particularidad.

En estos ensayos el flujo de oxígeno sería bi-direccional, ya que se disponía de OD tanto en la interfase membrana-biopelícula como en la interfaz biopelícula-seno del agua. Sin embargo, al aplicar el modelo propuesto por Williamson y McCarty (1976) se determina que el OD fue el nutriente limitante del flujo difusivo desde el seno del agua hacia la biopelícula. Williamson y McCarty demostraron que el aceptor de electrones (el oxígeno en procesos de nitrificación) será el limitante del flujo difusivo si se cumple que:

$$S_{ba} < \frac{D_{fd} v_a MW_a}{D_{fa} v_d MW_d} S_{bd}$$

Donde:

S_{ba}, S_{bd} = conc. en el seno líquido del receptor y dador de e^- , respectivamente.

ν_a, ν_d = coeficientes estequiométricos de la reacción de interés

MW_a, MW_d = pesos moleculares del receptor y dador de electrones.

D_{fa}, D_{fd} = difusividad en biopelícula del aceptor y dador de e^- , respectivamente

Siendo la demanda estequiométrica de oxígeno para nitrificación completa de 2 moles $O_2/mol\ N-NH_4$, los pesos moleculares de oxígeno y nitrógeno 32 y 14, respectivamente, y suponiendo una ratio D_{fd}/D_{fa} en biopelícula de 0,6 (igual que en agua); se obtiene, según el modelo propuesto, que la concentración de OD tendría que ser 2,7 veces la de nitrógeno amoniacal para evitar limitación del flujo difusivo de oxígeno hacia la biopelícula desde el seno líquido. Prácticamente, en todos los ensayos el nivel de OD en el seno del líquido limitó el flujo difusivo de oxígeno hacia la biopelícula, solo al final de los ensayos 2, 5 y 6, cuando la concentración de amonio era muy baja ($< 0,8\ mg\ N/L$), el OD dejó de ser el limitante del flujo difusivo (Fig. 3.24).

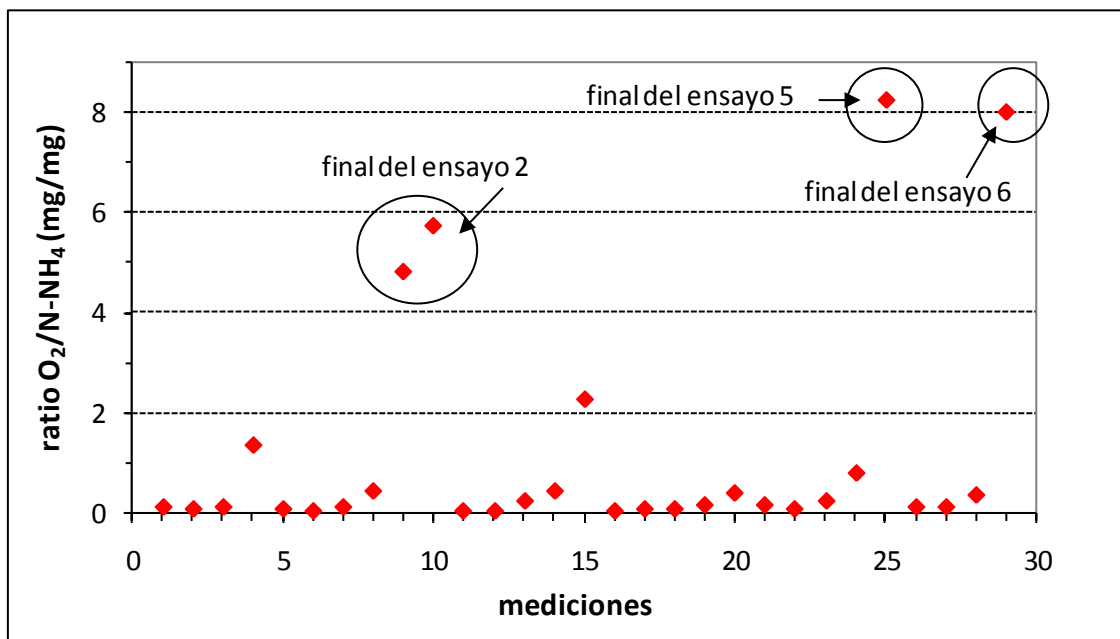


Figura 3.24.- Ratio de concentración en el seno del agua $O_2/N-NH_4$, durante los ensayos con cargas iniciales de 30 y 60 mg/L (ensayos 1 – 6)

3.3.5.- Nitrificación en régimen transitorio con flujo de oxígeno uni-direccional hacia la biopelícula

La carga de 90 mg/L fue ensayada por duplicado. Se procuró la desoxigenación completa del agua de llenado del reactor. Los resultados de estos ensayos, 7 y 8, se presentan en la tabla 3.6. Durante esta fase experimental la temperatura media del agua fue de $25,3 \pm 1,8$ °C. El OD promedio en el seno líquido fue de $0,4 \pm 0,2$ mg/L. El ensayo 7 empezó con un nivel “alto” de OD (1 mg/L) lo que produjo que durante el primer día de este ensayo el flujo de oxígeno fuera todavía bi-direccional. No obstante, la caída de la concentración de OD fue rápida debido a la alta carga de amonio inicial (83 mg N/L). A partir de ahí, el seno líquido es prácticamente anóxico durante el resto de este ensayo.

Tabla 3.6.- Nitrificación en estado transitorio con flujo uni-direccional de oxígeno

	pH	OD (mg/L)	Turbidez (UFT)	CE (μ S/cm)	TAC ^(*) (mg/L)	N-NH ₄ (mg/L)	N-NO ₃ (mg/L)	N-NO ₂ (mg/L)	N _T ^(*) (mg/L)
Ensayo 7	7,63	1,0	1,72	2220	588	83,0	3,2	1,09	87,3
	7,43	0,4	1,98	2129	468	61,5	15,2	9,91	86,6
	7,38	0,7	2,51	2098	420	54,0	21,7	9,11	84,8
	7,22	0,1	1,23	2037	352	45,5	31,8	9,11	86,4
	7,09	0,3	0,00	2001	280	37,5	41,8	7,07	86,4
	6,85	0,3	1,10	1976	262	32,9	47,3	6,70	86,9
	6,80	0,3	1,62	1934	190	21,7	58,4	5,09	85,1
	6,63	0,5	0,88	1903	150	15,7	65,0	3,47	84,2
	6,53	0,4	1,43	1879	108	9,9	72,7	2,08	84,7
	6,35	0,4	1,13	1848	72	4,42	78,9	0,92	84,2
	6,27	0,3	1,48	1848	54	1,94	79,8	0,59	82,3
Ensayo 8	7,69	0,2	1,18	2336	630	96,3	2,5	0,22	99,0
	7,44	0,6	1,09	2275	580	90,4	8,7	2,48	101,5
	7,35	0,6	1,16	2239	512	77,5	17,2	3,50	98,2
	7,27	0,4	1,31	2196	464	61,5	25,0	3,93	90,4
	7,20	0,5	2,08	2159	404	55,5	32,1	3,7	91,3
	7,11	0,4	0,63	2129	342	46,7	41,3	3,39	91,4
	7,07	0,3	1,36	2080	280	39,2	48,9	3,02	91,1
	7,01	0,3	1,29	2044	236	29,8	56,8	2,41	89,0
	6,78	0,2	1,36	2001	182	21,0	65,8	2,03	88,8
	6,72	0,1	1,27	1958	130	14,7	71,9	1,52	88,1
	6,54	0,1	2,97	1922	96	8,66	77,0	1,26	86,9
6,39	0,1	0,84	1891	68	4,11	80,2	0,92	85,2	
6,29	0,8	0,43	1867	44	1,25	84,0	0,39	85,6	

(*) NT = N-NH₄ + N-NO₃ + N-NO₂

En la figura 3.25 se presenta la evolución del nitrógeno durante la nitrificación con flujo unidireccional de oxígeno a través de las membranas tubulares microporosas. Se observa que la oxidación de amonio es completa hasta nitrato. La acumulación de nitrito se produce durante el primer día de funcionamiento en cada uno de los dos ensayos, después la tendencia es a oxidarse a nitrato. La baja concentración de OD en el seno del líquido no inhibe la oxidación de nitrito, se deduce por tanto que la aireación exclusivamente a través de la biomembrana produce la oxidación completa del amonio. Como la aireación se realizó a muy baja presión, se deduce que mantener una atmósfera no viciada al interior de las membranas es suficiente para que la biopelícula, mediante aireación pasiva sin presurización, logre la nitrificación completa del nitrógeno amoniacal. Esto confirma lo que se observó durante la fase de arranque, que cuando entró en funcionamiento el difusor, la biopelícula inmediatamente produjo oxidación a nitrato del nitrito que se había acumulado debido al enrarecimiento de la atmósfera. Sin embargo, la velocidad de la nitrificación se reduce, y ahora son necesarios casi 2 días para pasar de 30 a 15 mg N/L de amonio (límite de las DSMRG, antes citado).

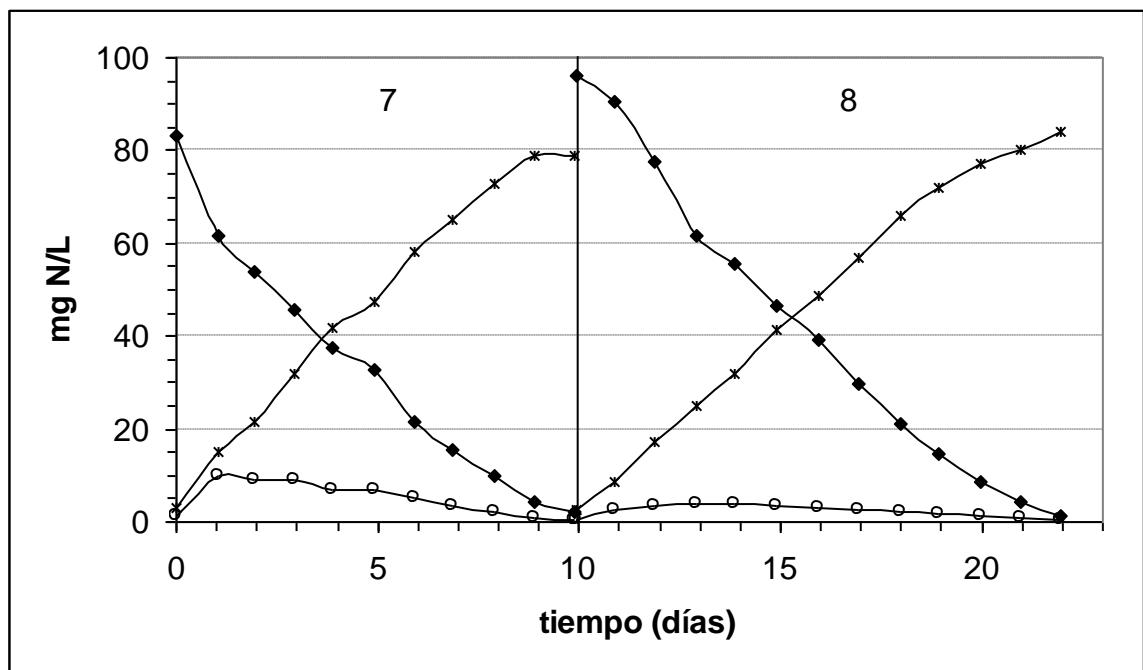


Figura 3.25.- Evolución de amonio (◆), nitrato (×) y nitrito (o) durante los ensayos batch con flujo uni-direccional de oxígeno.

Hay otra diferencia destacable con el periodo inicial de arranque del reactor. Durante el arranque se acumuló nitrito debido a la falta de aireación artificial. Sin embargo, cuando se puso en marcha la aireación el nitrito se oxidó a nitrato, y a partir de ahí la aireación elevó inmediata y drásticamente el nivel de OD en el seno líquido. Mientras que en estos ensayos, una vez realizada la nitrificación completa, la aireación artificial no eleva significativamente el nivel de OD en el seno líquido. Esto sería indicativo de un incremento del espesor y/o concentración de la biopelícula nitrificante lo cual implicaría un aumento en la resistencia al transporte. Esto estaría en la línea de lo que señalaban otros autores ya citados, que la mejora en la transferencia de oxígeno debido a la biopelícula dependería entre otros factores de las características de la propia biopelícula (Suzuki *et al.*, 1993; Osa *et al.*, 1997; Brindle *et al.*, 1998; Walter *et al.*, 2005; Shanahan *et al.*, 2006; Hu *et al.*, 2008).

La aireación durante estos ensayos fue continua, de modo que podría estudiarse la viabilidad de una aireación intermitente con el objetivo de reducir el consumo energético.

3.3.6.- Consumo de alcalinidad y pérdidas de nitrógeno

La estequiometría de la nitrificación establece que por cada gramo de nitrógeno amoniacal oxidado se consumirán 7,14 g de alcalinidad (como CaCO_3). Otra vía de consumo de amonio es la asimilación microbiana, proceso que consume muy poca alcalinidad donde sirve de fuente de carbono para las bacterias nitrificantes autótrofas (Benfield and Randall, 1980). Además, parte del amonio puede volatizarse al pasar a amoníaco libre, este fenómeno no consume alcalinidad. La figura siguiente presenta el consumo de alcalinidad observado en relación con el amonio eliminado.

En procesos aerobios se ha reportado pérdidas de nitrógeno del 5 % al 60 %. En los ensayos vaciado - llenado de este trabajo la ratio consumo alcalinidad / amonio tuvo un rango de 5,8 a 7,2 (peso/peso) (Fig. 3.26). Esto demuestra que la mayor parte de la eliminación del amonio se realizó por nitrificación, pero también que algo de amonio se pierde por asimilación bacteriana, y en algún caso por volatilización de amoníaco. Basada en la sumatoria de las formas de nitrógeno medidas, la recuperación de materia fue del 86 % al 109 % (media = 95 ± 6 %). El nitrógeno orgánico no fue medido.

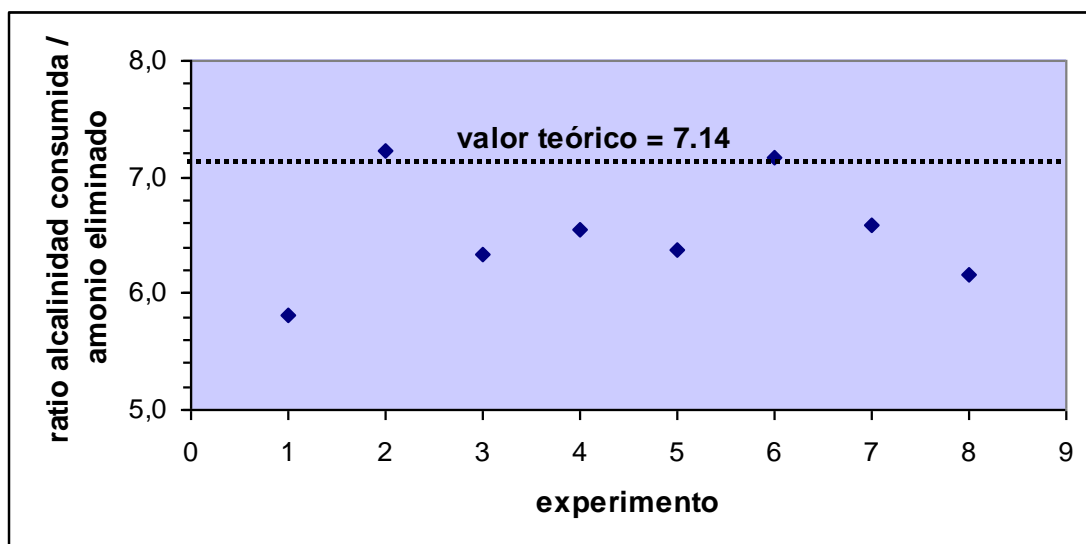


Figura 3.26.- Ratio de alcalinidad consumida / amonio eliminado (peso/peso) por experimento

3.3.7.- Cambios de pH y conductividad

La reducción permanente y sostenida del pH es una consecuencia del proceso de nitrificación debido al consumo de alcalinidad. En todos los experimentos se observó dicha reducción del pH asociada al consumo de alcalinidad. También, se observó una sostenida reducción de la conductividad a lo largo de cada experimento. La fuente de carbono de las nitrificantes es el $\text{CO}_2(\text{g})$. Durante el proceso los carbonatos y/o bicarbonatos del agua (aniones) pasan a CO_2 para ser consumidos de esa forma por las bacterias nitrificantes autótrofas. Ya que el agua debe mantener la electroneutralidad, el descenso en la concentración de un anión debe compensarse con el descenso en la concentración de uno o más cationes. En consecuencia, se reduce la concentración de componentes químicos iónicos y por lo tanto la conductividad del agua. En la siguiente figura se presenta como ejemplo la evolución del pH y de la conductividad a lo largo de los experimentos 7 y 8.

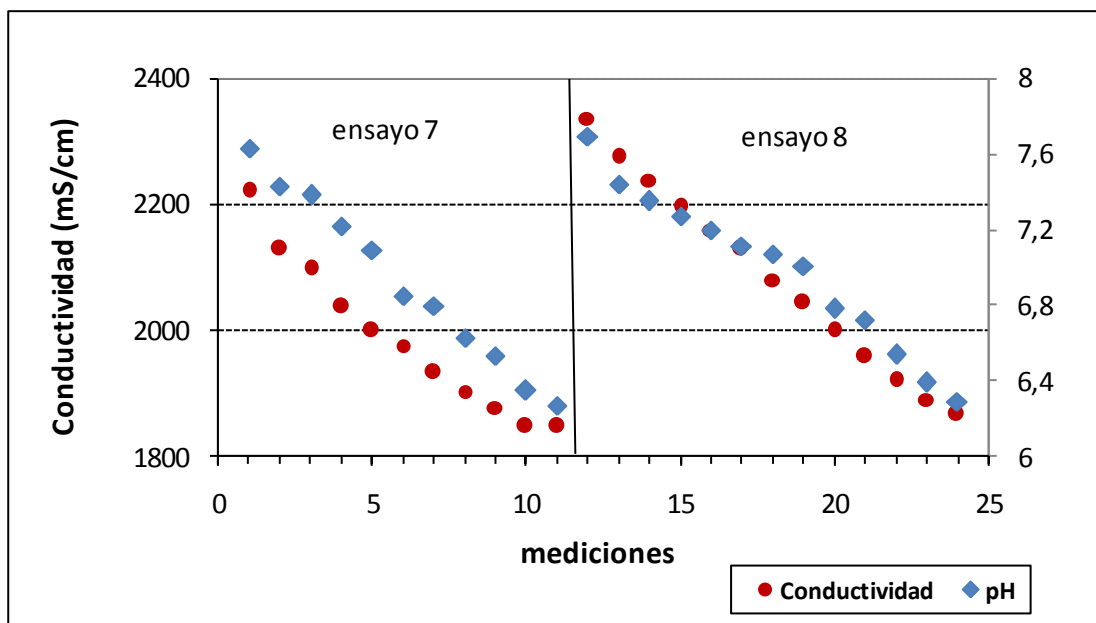


Figura 3.27.- Evolución del pH y la conductividad en los experimentos 7 y 8.

El comportamiento de la conductividad en la nitrificación haría de este parámetro, de fácil y rápida medición, una herramienta útil para el control o seguimiento de un proceso de nitrificación terciaria. Al menos podría ser uno de los “síntomas” a controlar del proceso.

3.3.8.- Producción de fangos

En la figura 3.28 se presenta la evolución de la turbidez a lo largo de toda la experimentación, incluida la fase de arranque. La turbidez va asociada a los sólidos en suspensión y sirve para controlar indirectamente la producción de fangos. El valor medio de turbidez fue de $1,16 \pm 0,56$ UFT, que refleja la escasa o nula producción de fangos del reactor biopelícula nitrificante de membrana aireada. Hay que destacar que la velocidad del fluido era nula, exceptuando el periodo de mezcla mediante recirculación interna previo a la toma de muestra. Así, la biopelícula no estuvo sometida a esfuerzos cortantes hidrodinámicos, por lo que el desprendimiento erosivo fue prácticamente nulo, y tampoco se produjo desprendimiento masivo de biopelícula.

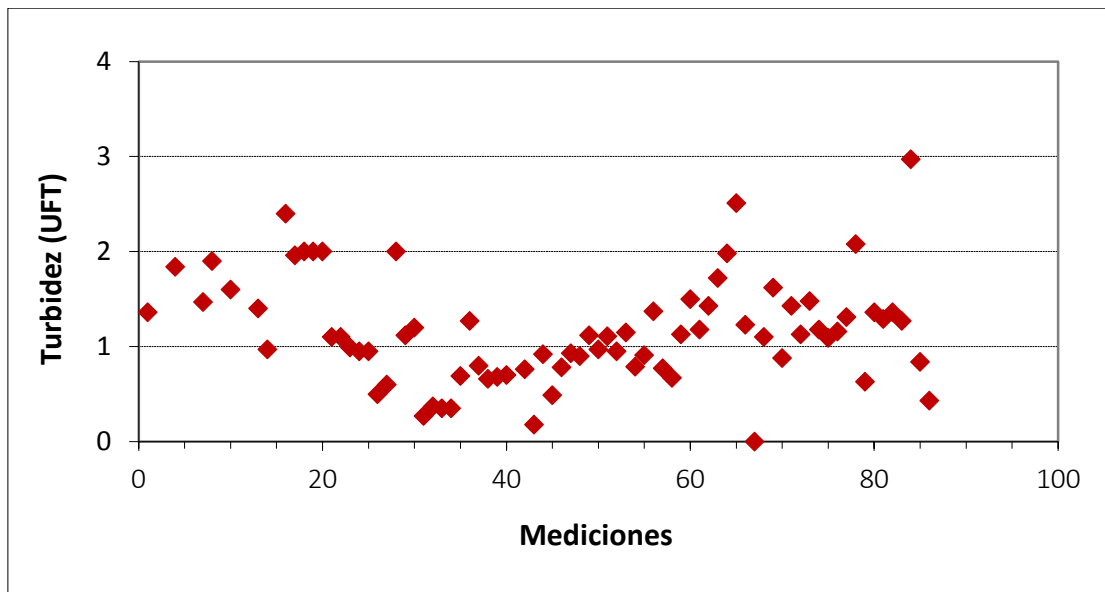


Figura 3.28.- Evolución de la turbidez a lo largo de toda la experimentación

Brindle *et al.* (1998) observaron una escasa producción de fangos en un reactor biopelícula nitrificante de membrana aireada (fibras huecas micro-porosas de polietileno). Estos autores señalan que las biopelículas nitrificantes se destacan por ser más compactas y fuertemente adheridas al soporte que su contraparte heterótrofa. Pero también se ha observado escasa producción de fangos en reactores de membrana aireada (fibras huecas microporosas de polipropileno) con biopelículas mixtas de nitrificación/desnitrificación, a pesar de grandes espesores de biopelícula, llegando a postularse que podría ser innecesario clarificar el efluente (Jácome, 1999). Sin embargo, Hsieh *et al.* (2002) observaron que las biopelículas nitrificantes “puras” poseen mala o débil adherencia a membranas no porosas de silicona, lo cual provocó su desprendimiento masivo en un determinado momento. Así, el material de fabricación de las membranas también podría ser un factor determinante para el grado de adherencia de las biopelículas y la inherente producción de fangos.

3.3.9.- Cinética de la nitrificación en biopelícula de membrana aireada

Las figuras 3.29 y 3.30 muestran la correlación entre la concentración de amonio y la carga superficial eliminada de amonio para los casos de aireación uni y bi-direccional, respectivamente. La concentración de amonio representa el promedio entre S_i y S_{i-1} . La carga eliminada superficial también es una media diaria. En régimen transitorio, a diferencia de lo

que sucede en un sistema estacionario de flujo continuo, la concentración estable sólo se consigue al final del ensayo cuando el proceso se detiene por el agotamiento del sustrato.

La figura 3.29 comprende los resultados de los experimentos 1 a 6 realizados con cargas iniciales de amonio de 30 y/o 60 mg N/L y flujo bi-direccional de oxígeno. El nivel de OD en el seno líquido tuvo un valor medio de $2,8 \pm 1,0$ mg/L. Para la nitrificación en reactores convencionales se recomienda un nivel mínimo de OD de 2 a 3 mg/L (Benfield y Randall, 1980). La velocidad de eliminación superficial de amonio presenta una dependencia de la concentración de amonio tipo Monod, con un valor máximo en torno a 1.2 g N/m²/d. Este valor se da en el primer día de los ensayos con una carga inicial de amonio de 60 mg N/L. Por otra parte, la máxima tasa de oxidación de amonio observada representa un 57% de la máxima tasa de nitrificación alcanzable según sugieren los resultados de transferencia de oxígeno (2.1 g N/m²/d). Ya que la biopelícula fue de escaso espesor, y que las membranas todavía eran bastante nuevas, nos lleva a pensar que la limitación de la velocidad de nitrificación se debe tanto al modo de operación batch como a la no agitación del seno líquido que con mucha probabilidad favoreció el desarrollo de una capa líquida estática de gran espesor junto a la biopelícula limitando el flujo de amonio. Osa *et al.* (1997) midieron la transferencia física de oxígeno de membranas tubulares a presión atmosférica, limpias sin biopelícula, similares a las aquí utilizadas obteniendo un valor de 19 g/m²/d (multiplica por 2 nuestra transferencia máxima) con un reactor de mezcla completa fuertemente agitado para reducir al mínimo la capa estática de agua que se forma adyacente a las membranas, y que supone la principal resistencia a la transferencia de materia (Côté *et al.* 1989).

No obstante, la máxima tasa de nitrificación que hemos observado (1.2 g N/m²/d) es un valor próximo a 1.5 g N/m²/d que se puede alcanzar con biodiscos de nitrificación terciaria de efluente secundario urbano considerando que un proceso de biodiscos puede lograr tasas de aireación de 7 g O₂/m²/d (U.S. EPA 1993). En función de las concentraciones de amonio inicial y final de cada uno de los 6 ensayos batch de esta fase, la velocidad media global de eliminación de amonio fue de $0,52$ g N/m²/d.

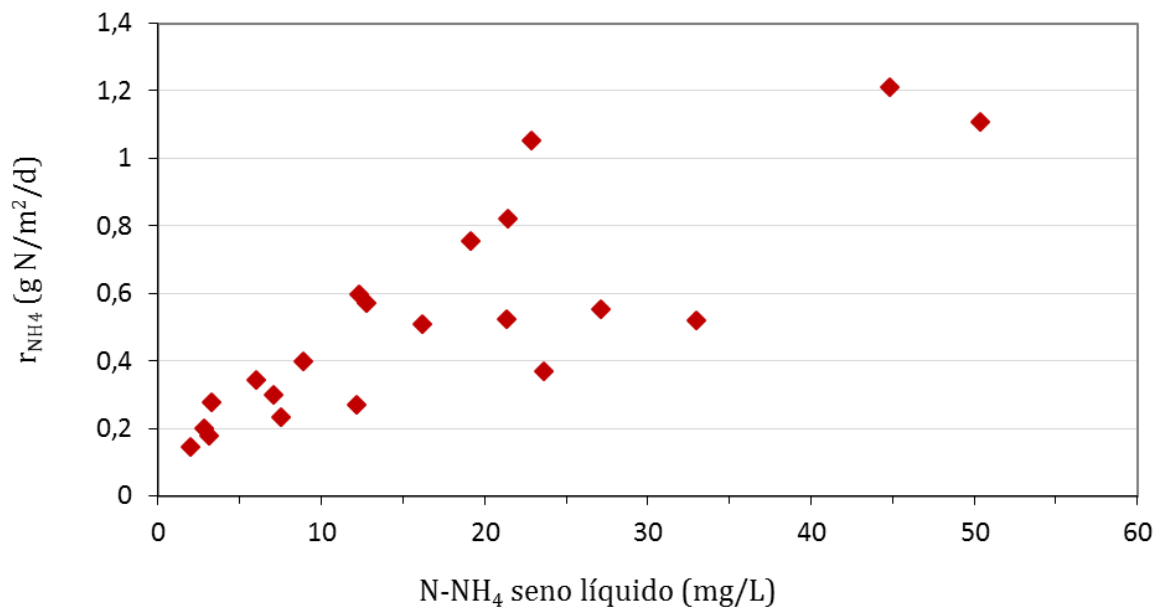


Figura 3.29.- Cinética de nitrificación en la biopelícula aireada bi-direccionalmente, desde el seno del líquido y a través de la membrana micro-porosa tubular.

En la figura 3.30 se representa los resultados de los ensayos 7 y 8 realizados con una carga inicial de amonio de 90 mg N/L y con flujo uni-direccional de oxígeno a través de las membranas. La concentración promedio de OD en el seno líquido fue de $0,4 \pm 0,2$ mg/L. Por lo tanto, el flujo de oxígeno a través de las membranas fue consumido por la biopelícula, sin que se produzca aireación del seno líquido.

La figura 3.30 muestra que la velocidad de eliminación de amonio en una biopelícula auto-aireada a presión atmosférica depende de la concentración de amonio, que puede ser representada con una curva tipo Monod o de semi-saturación. La velocidad máxima de eliminación superficial de amonio tiende a un valor de $0,7$ g N/m²/d (33% de la nitrificación máxima posible, $2,1$ g N/m²/d). La velocidad máxima de nitrificación observada es menor que en el caso de aireación bi-direccional de la biopelícula, síntoma de que la disponibilidad de oxígeno es una condicionante de la cinética observada. Asimismo, la velocidad media de eliminación de amonio fue de $0,36$ g N/m²/d, menor que la observada en el caso de flujo bi-direccional de oxígeno ($0,52$ g N/m²/d).

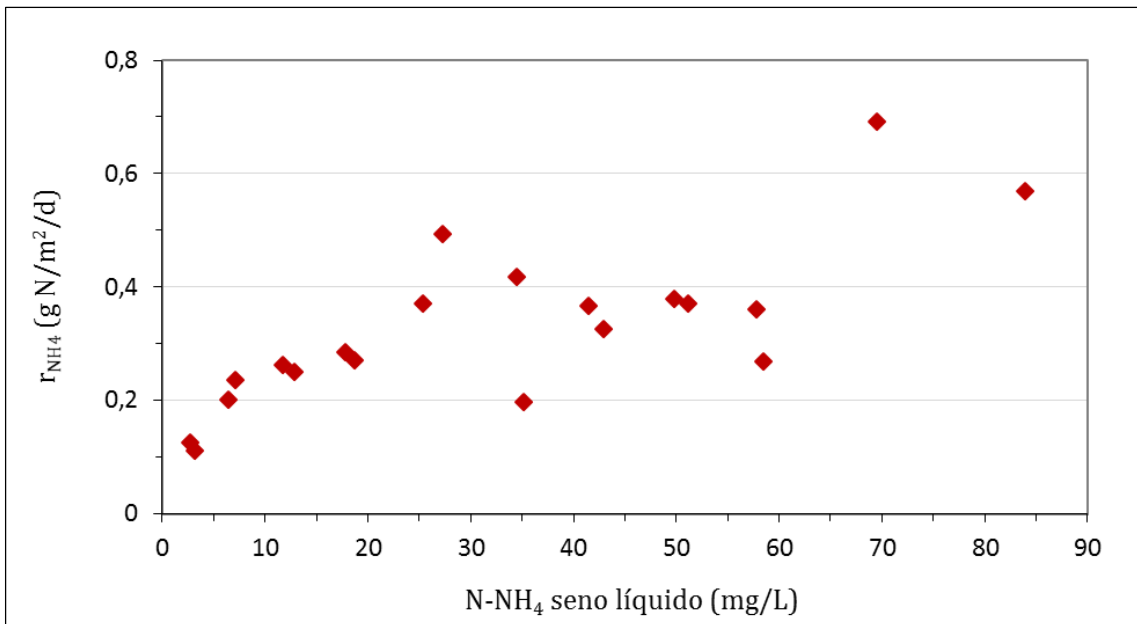


Figura 3.30.- Cinética de nitrificación en la biopelícula aireada uni-direccionalmente a través de la membrana micro-porosa tubular.

En ambos casos, flujo de oxígeno uni- y bi-direccional, las tasas medias de nitrificación observadas son bajas si se comparan con las que se pueden conseguir con procesos de biopelícula convencional.

La nitrificación alcanzó mayores cotas con el flujo de oxígeno bi-direccional, y esto a pesar de que el flujo difusivo de oxígeno desde el seno del agua fue el factor limitante de la nitrificación tal como se vio al aplicar el modelo de Williamson y McCarty (1976). Así, una mayor disponibilidad de OD en el interior de la biopelícula aumenta la velocidad de nitrificación. Cabría esperar que con mayor velocidad del fluido se consiga una mejor transferencia de sustratos desde el seno líquido hacia la biopelícula, lo cual intensificaría la cinética del proceso de nitrificación, en cualquiera de los dos casos (aireación uni- y bi-direccional). Otra alternativa sería incrementar la presión intra-membrana de aire para conseguir una mayor penetración y transferencia de oxígeno.

El consumo o transferencia de oxígeno uni-direccional a través de las membranas tubulares, bajo las condiciones aquí ensayadas, resultó inferior al consumo de oxígeno bi-direccional, esto a pesar de que el flujo difusivo de oxígeno desde el seno del agua estaría en condiciones limitadas conforme se demostró aplicando el modelo de Williamson y McCarty (1976). Por

lo tanto, parece evidente que una mayor concentración de OD en el interior de la biopelícula aumenta la velocidad de reacción de oxidación. Otros investigadores han evaluado el efecto de la presión parcial intra-membrana de oxígeno sobre la transferencia de oxígeno, el rendimiento del proceso y el desarrollo de la biopelícula (p. ej.: Casey *et al.*, 1999; Rishell *et al.*, 2004), y han llegado a la conclusión de que, en reactores biopelícula de membrana aireada (membrana de silicona), con un aumento en la presión parcial intra-membrana de oxígeno se consigue una mayor transferencia de oxígeno junto con un aumento en la velocidad de reacción, a pesar del desarrollo de un espesor elevado de biopelícula. En reactores biopelícula convencionales (biodiscos, lechos bacterianos) las biopelículas de gran espesor terminan por limitar la transferencia de oxígeno, y por lo tanto la velocidad de las reacciones, y en consecuencia los rendimientos de eliminación. Otro factor que coadyuvó para que la tasa de nitrificación fuera baja fue la gran barrera difusional que supuso la capa líquida estática adosada a la biopelícula cuyo espesor era de 7.5 mm aproximadamente.

3.4.- CONCLUSIONES

En este capítulo se ha estudiado la aplicación de un reactor biopelícula de membrana micro-porosa aireada para nitrificación mediante ensayos *batch*. Los resultados se resumen en lo siguiente.

La colonización de una membrana micro-porosa permeable a gases sin aireación artificial por una biopelícula nitrificante es viable, y en este caso tomó entre 10-12 días. Sin embargo, la biopelícula que se formó básicamente realizó una nitrificación parcial de amonio a nitrito. Las bacterias oxidantes de nitrito se inhibieron por déficit de oxígeno. Cuando el interior de la membrana empezó a ser aireado artificialmente a baja presión, la biopelícula produjo la nitrificación completa a nitrato.

La tasa de aireación física de las membranas limpias a presión atmosférica depende de la velocidad del fluido. Cuando la velocidad del fluido es nula la tasa de aireación se reduce drásticamente porque la resistencia al transporte de materia en la capa líquida estática adyacente a la membrana se torna máxima. Por lo tanto, será necesario reducir el espesor de esa capa líquida mediante la velocidad del fluido, para facilitar el transporte de materia de todos los sustratos desde el seno líquido hacia la biopelícula.

La velocidad de nitrificación depende del suministro de oxígeno. Cuando la biopelícula es bi-direccionalmente aireada, desde el seno líquido y a través de las membranas, la velocidad máxima de nitrificación es más elevada (1.2 g N/m²/d) que cuando la aireación se realiza solo a través de las membranas (0.7 g N/m²/d).

El desarrollo de la biopelícula no mejoró la transferencia de oxígeno. Para reducir la resistencia a la transferencia de amonio desde el seno líquido sería necesario incrementar el esfuerzo cortante sobre la biopelícula mediante el aumento de la velocidad del fluido. Si aumenta el flujo de amonio hacia la biopelícula es de esperar un consiguiente aumento del flujo de oxígeno para nitrificación debido a través de las membranas.

La biopelícula nitrificante no presentó desprendimientos masivos de biopelícula. Como tampoco se produjo desprendimiento erosivo, al ser nula la velocidad del fluido, la producción de fangos resultó nula. Así, la clarificación del efluente de un reactor biopelícula de membrana aireada para nitrificación funcionando en modo batch podría ser innecesaria.

3.5.- REFERENCIAS

- Anthonisen, A.C., Loehr, R. C., Prakasam, T. B. S., y Srinath, E. G. (1976). "Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid". *Journal of WPCF*, 48 (5): 835-852.
- APHA-AWWA-WPCF. (1998). *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*. 20th edn, American Public Health Association / American Water Works Association / Water Environment Federation, Washington DC, USA.
- ASCE/EWRI (2007). *Measurement of Oxygen Transfer in Clean Water* (Standard No. 002-06), Michael Stenstrom, (ed.). Reston, VA: ASCE. pp. 32.
- Bae, W., Baek, S., Chung, J., Lee, Y. (2001) "Optimal operational factors for nitrite accumulation in batch reactors". *Biodegradation*, 12(5): 359 - 366.
- Benfield, L.D., Randall, C.W. (1980). "Biological Process Design for Wastewater Treatment". Prentice-Hall, New York.
- Brindle, K. y Stephenson, T. (1996). Nitrification in a bubbleless oxygen mass transfer membrane bioreactor. *Wat. Sci. Tech.*, 34(9): 261 – 267.

- Brindle, K., Stephenson, T., Semmens, M. (1998) "Nitrification and oxygen utilisation in a membrane aeration bioreactor". *J. Membrane Science*, 144: 197 – 209.
- Casey, E., Glennon, B., Hamer, G. (1999). "Oxygen mass transfer characteristics in a membrane-aerated biofilm reactor". *Biotech. Bioeng.*, 62(2): 183 – 192.
- Côté, P., Bersillon, J-L., Huyard, A. (1989). "Bubble-free aeration using membranes: mass transfer analysis". *J. of Membrane Science*, 47: 91 – 106.
- Chun, J., Shim, H., Lee, YW., Bae, W. (2005). "Comparison of influence of free ammonia and dissolved oxygen on nitrite accumulation between suspended and attached cells". *Environ Technol.*, 26(1): 21 – 33.
- Cussler, E. L. (1984). Diffusion. University of Cambridge. Press, London.
- Eguía E. (1991). Desarrollo de la biopelícula en medio soporte permeable. Tesis Doctoral. Universidad de Cantabria, Santander.
- Esteban A. L. (2009). "Modelización de reactores de biopelícula soportada y oxigenada por membranas (RBSOM) para la depuración de aguas residuales". Tesis Doctoral. Dpto. Ciencias y Técnicas del Agua y del Medio Ambiente. Universidad de Cantabria (Santander, España).
- Hibiya, K., Terada, A., Tsuneda, S., Hirata, A. (2003). "Simultaneous nitrification and denitrification by controlling vertical and horizontal microenvironment in a membrane-aerated biofilm reactor". *Journal of Biotechnology*, 100: 23 –32.
- Hsieh, Y-L., Tseng, S-K., and Chang, Y-J. (2002). "Nitrification using polyvinyl alcohol-immobilized nitrifying biofilm on an O₂-enriching membrane". *Biotechnology Letters*, 24: 315 – 319.
- Jácome A. (1999). Modelización y cinética de oxidación de materia orgánica y nitrificación simultáneas en biopelículas autoaireadas. Tesis doctoral. Universidad de Cantabria, Santander.
- Jácome, A., Molina, J., Suárez, J., Tejero, I. (2006). "Simultaneous removal of organic matter and nitrogen compounds in autoaerated biofilms". *J.Env. Eng., ASCE*, 132(10): 1.255 – 1.263.
- Lackner, S., Terada, A., Horn, H., Henze, M., Smets, B.F. (2010). Nitritation performance in membrane-aerated biofilm reactors differs from conventional biofilm systems. *Water Research*, 44: 6073-6084.
- LaMotta, E.J. (1976). "Kinetics of growth and substrate uptake in a biological film system". *Appl. Envir. Microb.*, 31(2): 286 – 293.

- Metcalf & Eddy, (2003). *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse*, 4th edition. Prepared by: Tchobanoglous, G.; Burton, F.L.; Stensel, H.D. McGraw-Hill: Boston.
- Osa, J.J., Eguía, E., Vidart, T., Jácome, A., Lorda, I., Amieva, J.J., Tejero, I. (1997). “Wastewater treatment with Biofilm Membrane Reactors”. *Int. Conf. on Advanced Wastewater Treatment Processes*, University of Leeds, UK, September 1-11.
- Shanahan, J.W., Semmens, M.J. (2006). “Influence of a nitrifying biofilm on local oxygen fluxes across a micro-porous flat sheet membrane”. *J. Memb Sci*, 277: 65 – 74.
- Suzuki, Y., Miyahara, S., and Takeishi, K. (1993). “Oxygen supply method using gas permeable film for wastewater treatment”. *Wat. Sci. Tech.*, 28(7): 243-250.
- Suzuki, Y., Hatano, N., Ikeda, H. (2000). “Performance of nitrogen removal and biofilm structure of porous gas permeable membrane reactor”. *Wat. Sci. Tech.*, 41(4-5): 211-217.
- Terada, A., Hibiya, K., Nagai, J., Tsuneda, S., Hirata, A. (2003). “Nitrogen removal characteristics and biofilm analysis of a membrane-aerated biofilm reactor applicable to high-strength nitrogenous wastewater treatment”. *J. Bioscience and Bioengineering*, 95 (2): 170 – 178.
- Terada, A., Yamamoto, T., Igarashi, R., Tsuneda, S., Hirata, A. (2006). “Feasibility of a membrane-aerated biofilm reactor to achieve controllable nitrification”. *Biochemical Engineering Journal*, 28: 123 – 130.
- Timberlake, D.L., Strand, S.E., Williamson, K.J. (1988). “Combined aerobic heterotrophic oxidation, nitrification and denitrification in a permeable support biofilm”. *Wat. Res.*, 22(12): 1.513 – 1.517.
- Vidart T., Eguía E., Jácome A., Tejero I. (1993). Biofilm process with a support permeable to gases using air. *2nd. Int. Spec. Conference on Biofilm Reactors*, París. 821 – 826.
- Walter, B., Haase, C., Rábiger, N. (2005). “Combined nitrification/denitrification in a membrane reactor”. *Wat. Res.*, 39: 2781 – 2788.
- Williamson, K., McCarty, P.L. (1976). “A model of substrate utilization by bacterial films”. *Journal WPCF*, 48(1): 9 – 24.

Capítulo 4

Estudio de la eliminación conjunta de materia orgánica y nitrógeno en RBMA en modo batch

4.1.- INTRODUCCIÓN

La aplicación de la Directiva 91/271, sobre tratamiento de aguas residuales urbanas, hace que la eliminación de nitrógeno total (NT) pueda ser un objetivo de las nuevas estaciones de depuración de aguas residuales (EDAR). En el caso de EDAR antiguas que requieran ampliarse para alcanzar este objetivo, se necesita de tecnologías efectivas que demanden poca superficie para adaptar su vertido. En general, la eliminación de NT se logra mediante nitrificación y desnitrificación. La nitrificación requiere de bacterias nitrificantes de lento crecimiento por lo que los reactores biológicos deben diseñarse y explotarse con elevados tiempos de retención celular (TRC). Las plantas convencionales de fangos activos no pueden adaptarse a este requisito. Una alternativa consiste en añadir soportes fijos, o móviles en suspensión, para el desarrollo de una biopelícula. Esta es la base del proceso de fangos activos integrado con biopelícula (proceso *IFAS* por sus siglas en inglés) o procesos híbridos. Estos procesos pueden adaptarse eficazmente en los reactores de fangos activos convencionales para conseguir la nitrificación (Sen *et al.*, 2000), sin embargo la desnitrificación es limitada o mínima.

Para la desnitrificación se necesitan condiciones anóxicas y un dador de electrones. Entre los procesos comunes de nitrificación/desnitrificación conjunta se tiene: el proceso modificado de Ludzack-Ettinger, el proceso UCT o el proceso Banderpho (U.S. EPA 1993, Rittmann y McCarty, 2001). Estos procesos emplean predesnitrificación, donde una fracción del efluente nitrificado se recicla a una zona anóxica en cabecera del reactor donde la DBO afluente sirve como dador de electrones. Las desventajas de esta alternativa incluyen: la necesidad de elevadas tasas de recirculación de efluente nitrificado (de 3 a 4 veces el caudal

de tratamiento), posible inhibición de la desnitrificación debido al oxígeno recirculado desde las zonas aerobias y la necesidad de elevados tiempos de retención (Tchobanoglous *et al.*, 2001). No obstante, se alcanzan rendimientos de eliminación del NT de hasta un 75-80 %.

Una tecnología todavía en investigación para eliminar NT son los reactores biopelícula de membrana aireada (RBMA), que como ya ha quedado descrito previamente, utilizan una membrana permeable a gases como soporte y para la oxigenación de la biopelícula. Esteban y Tejero (2007) llaman a estos reactores RBSOM por “Reactor de Biopelícula Soportada y Oxigenada con Membranas”. En estas biopelículas de membrana aireada (BMA), la zona más profunda (interfase membrana – biopelícula) es aerobia, mientras que la zona más externa (interfase biopelícula – agua) suele ser anóxica. Las bacterias nitrificantes crecen en la zona profunda y aerobia de la biopelícula donde la concentración de DBO es baja, mientras que las heterótrofas desnitrificantes crecen en la parte más externa, anóxica, donde usan nitrato y/o nitrito como aceptor de electrones. Los RBMA permiten que la oxidación de la DBO, nitrificación y desnitrificación ocurran en una sola biopelícula con poco o nada de crecimiento en suspensión en el sistema (Timberlake *et al.*, 1988), y se ha mostrado como una tecnología prometedora para el tratamiento de aguas residuales domésticas reales (Jácome *et al.*, 2002; Suzuki *et al.*, 2000), sintéticas (Eguía, 1991; Hibiya *et al.*, 2003; Satoh *et al.*, 2004; Semmens *et al.*, 2003; Vidart, 1992; Yamagiwa *et al.*, 1994) e industriales (Terada *et al.*, 2003).

Entre las ventajas de los RBMA se tiene: la aireación pasiva (sin equipos de aireación) que permite un importante ahorro de energía (Osa *et al.*, 1997; Jácome *et al.*, 2006) que puede ser de más del 70 % (Semmens, 2005), menores volúmenes de tanque, eliminación de recirculación interna, y el máximo uso de la DBO afluente para la desnitrificación.

Otro beneficio potencial de un RBMA es la eliminación de NT vía nitrito (Hibiya *et al.*, 2003; Terada *et al.*, 2003, 2006). La desnitrificación vía nitrito puede reducir las necesidades de carbono en más de un 40 %. La acumulación de nitrito se basa en el crecimiento selectivo de las bacterias oxidantes de amonio (BOA) sobre las oxidantes de nitrito (BON), limitando así la cantidad de nitrito oxidado a nitrato. Las condiciones que favorecen esta selección de las BOA sobre las BON incluyen: altas temperaturas (Hellinga *et al.*, 1998), elevada concentración de amoníaco libre (Anthonisen *et al.*, 1976), pH elevados (Villaverde *et al.*, 1997) y baja concentración de oxígeno disuelto (OD) (Munich *et al.*, 1996). La inhibición

de las BON por baja concentración de OD puede suceder cuando la BMA opera en ambientes anóxicos, donde las capas más externas de la biopelícula tienen baja o nula concentración de OD (Molina *et al.*, 2009). Las BOA pueden superar la competencia con las BON a concentraciones bajas de OD, porque tienen un valor menor del coeficiente de saturación para el oxígeno (K_O) en el modelo de Monod (Schramm *et al.*, 1998). En un RBMA nitrificante, análisis con microsensores indicaron que el nitrito fue el principal producto de la nitrificación (Schramm *et al.*, 2000). Los RBMA que alcanzan eliminación de NT han demostrado tener bajos niveles de nitrato en la biopelícula (Hibiya *et al.*, 2003). También, un balance de materia demostró que la mayoría del oxígeno transferido a un RBMA se utilizó en la oxidación del amonio, con poco oxígeno remanente para la oxidación del nitrito (Terada *et al.*, 2003).

Los objetivos de esta parte experimental fueron, por un lado evaluar la nitrificación y desnitrificación simultáneas en un RBMA batch, alimentado con agua residual urbana decantada; y por otro realizar una evaluación comparativa con la nitrificación terciaria, sobre todo observar los efectos del desarrollo de un espesor o capa heterótrofa sobre la biopelícula nitrificante.

4.2.- MATERIALES Y MÉTODOS

4.2.1.- Reactor Biopelícula de Membrana Aireada (RBMA)

Las características del RBMA, tanque y módulo de membranas, ya fueron descritas en el capítulo 3 apartado 3.2. En esta parte experimental el reactor fue explotado mediante el sistema de llenado – vaciado. La aireación del interior de las membranas se realizó permanentemente con un caudal de aire de 8 L/min. Para mantener el seno líquido mezclado se realizó recirculación continua del agua con una bomba peristáltica Rumo 100 (Heidolph, Alemania). El caudal de recirculación fue aproximadamente de 300 L/h. Considerando la luz efectiva de la sección transversal, la velocidad media del fluido fue de 2.6 m/h. Con esta velocidad se conseguía una mezcla adecuada, sin turbulencias en la superficie libre del agua y que podría dificultar la sedimentación tanto de los sólidos en suspensión que aportaría el agua residual decantada al inicio de cada carga batch como de la biopelícula que se pudiera desprender. En esta parte se recurrió a la recirculación interna porque los resultados de la

fase experimental anterior sobre nitrificación terciaria (capítulo 3) llevaron a pensar que uno de los factores limitantes del rendimiento del proceso fue la resistencia a la transferencia de materia desde el seno líquido hacia la biopelícula.

4.2.2.- Analíticas

Para el control del proceso durante cada ensayo batch se tomaron muestras simples diarias. La DQOT, el fósforo total y todas las formas de nitrógeno, excepto el nitrito, se midieron mediante las técnicas Dr. Lange (Fotómetro Lasa 50, Alemania). El nitrito, los sólidos y la alcalinidad se midieron mediante los métodos normalizados (APHA, 1998). El pH con electrodo Sension (Hach-Lange, Alemania), la conductividad con electrodo CD-401 (Hach-Lange, Alemania) y el oxígeno disuelto con electrodo luminiscente LDO-101 (Hach-Lange, Alemania). La turbidez con turbidímetro LP 2000 (Hanna Instruments, Portugal). La fracción soluble de la DQO (DQOS), amonio, nitrato y nitrito se midieron en la muestra filtrada a través de filtro de fibra de vidrio MFV2 con un poro medio de 1.0 μm (Filter-lab[®], España).

4.2.3.- Agua residual

Mediante una bomba sumergible de achique de sótanos instalada en la cámara de salida del desarenado se captó el agua pretratada (desbaste + desarenado aireado) de la antigua EDAR de Bens, y después de someterla a decantación (efluente primario), se utilizó como carga de alimentación del RBMA. Las características del agua problema al inicio de cada uno de los ensayos se presenta en la siguiente tabla.

El agua residual urbana que llega a la EDAR de Bens se genera por la ciudad de Coruña y su área metropolitana (parte de los Concellos limítrofes de Arteixo, Cambre, Culleredo y Oleiros). Incluye las aguas residuales de dos polígonos con actividad industrial y de servicios, uno es el de “La Grela” (Coruña) y el otro el de “Sabón” (Concello de Arteixo). Se trata de un agua que posee buenas características de biodegradabilidad tal como se demostró en un estudio cinético llevado a cabo por el Grupo de Ingeniería Sanitaria y Ambiental por encargo de la antigua Confederación Hidrográfica del Norte (Molina *et al.*, 2003) (Tabla 4.2).

Tabla 4.1.- Composición del agua residual urbana decantada en el arranque de cada ensayo batch

Parámetro	Unidad	Ensayo 1	Ensayo 2	Ensayo 3
pH		7.67	8.19	7.78
Conductividad	μS/cm	670	1705	3460
Turbidez	UFT	34	79	88
OD	mg O ₂ /L	1.36	0.00	0.00
TAC	mg CaCO ₃ /L	184	244	260
SS	mg/L	57	118	112
SSV	mg/L	36	88	98
DQOT	mg O ₂ /L	131	360	340
DQOS	mg O ₂ /L	34	162	84
NT	mg/L	22.0	60.1	49.1
NH ₄ ⁺	mg N/L	13.9	43.1	46.4
NO ₂ ⁻	mg N/L	0.44	0.00	0.01
NO ₃ ⁻	mg N/L	2.00	0.37	0.26
PT	mg/L	8.24	7.74	7.87

Tabla 4.2.- Fracciones biodegradables e inertes (como DQO) del agua residual urbana de A Coruña decantada (Fuente: Molina *et al.*, 2003)

f _{ss}	f _{xs}	f _{si}	f _{xi}
0.47	0.37	0.13	0.03

Nota: La ratio DBO₅/DQO presentó un valor promedio de 0.84.

f_{ss}: rápidamente biodegradable; f_{xs}: lentamente biodegradable; f_{si}: inerte soluble; f_{xi}: inerte en suspensión.

4.2.4.- Biopelícula

La biopelícula de nitrificación terciaria desarrollada en la fase experimental anterior sirvió como material de siembra del RBMA en esta parte. Para el arranque del proceso se procedió al llenado del reactor con el agua residual problema, y se puso en marcha la aireación y la recirculación interna.

4.3.- RESULTADOS Y DISCUSIÓN

4.3.1.- Parámetros de control

Los resultados generales se presentan en las tablas 4.3(a) y (b) siguientes:

Tabla 4.3 (a).- Resultados analíticos del proceso RBMA en modo batch

Ensayo	tiempo (d)	pH	OD mg/L	Turbidez UFT	DQOT mg/L	DQOS mg/L	PT mg/L
1	0,00	7,67	1,36	34	131	34	8,24
	0,96	7,81	0,13	9,6	58	33	6,26
	2,11	7,90	0,13	4,6	41	38	5,75
	2,99	7,87	0,06	3,6	38	28	2,47
	3,88	7,68	0,00	3,0	34	30	3,62
	4,98	7,58	0,16	1,6	29	27	2,07
	5,83	7,34	0,54	1,8	27	22	1,89
	9,90	7,35	2,62	1,2	21	18	2,04
2	0,00	8,19	0,00	79	360	162	7,74
	0,98	7,84	0,01	36	238	123	8,22
	1,97	7,62	0,00	28	181	111	6,47
	2,89	7,44	0,05	25	155	113	6,58
	4,89	7,62	5,29	15	90	55	5,19
	5,95	7,33	0,00	11	76	48	4,61
	6,86	7,19	0,00	9,5	69	55	5,00
	7,87	7,26	0,00	5,2	64	59	5,32
	8,87	7,30	0,00	4,3	54	42	4,49
	9,82	7,22	0,00	4,0	45	40	6,76
	10,90	7,31	2,05	3,7	42	40	4,31
	11,87	6,95	0,13	3,4	38	35	4,06
3	0,00	7,78	0,00	88	340	84	7,87
	0,97	7,82	0,00	39	208	110	7,83
	1,93	7,59	0,00	39	185	112	7,82
	3,22	7,67	0,00	38	138	108	7,31
	3,94	7,78	0,00	35	127	96	7,38
	4,95	7,60	0,00	39	113	81	7,52
	6,89	7,67	0,54	30	86	50	7,08
	7,88	7,69	0,00	6,2	64	50	6,87
	8,84	7,55	0,00	6,5	57	44	6,80
	9,85	7,54	0,00	5,0	51	41	7,11
	10,84	7,55	0,00	4,0	47	37	6,98
	11,85	7,66	0,00	3,5	43	36	6,57
	13,10	7,36	5,27	3,5	37	26	5,65
	14,10	7,47	0,00	3,6	33	28	4,45
15,13	7,57	0,00	2,1	29	27	4,31	
16,87	7,40	0,09	1,3	28	22	3,7	

DQOT: DQO total; DQOS: DQO soluble; PT: fósforo total

Tabla 4.3 (b).- Resultados analíticos del proceso RBMA en modo batch

Ensayo	tiempo (d)	NT mg/L	Amonio mg N/L	Nitrato mg N/L	Nitrito mg N/L	TAC mg/L	CE μ S/cm
1	0,00	22,0	13,9	2,00	0,44	184	670
	0,96	18,8	11,7	2,75	0,43	178	666
	2,11	14,3	8,88	4,54	0,06	164	648
	2,99	14,2	6,82	4,94	0,01	156	636
	3,88	13,2	5,65	6,16	0,03	142	630
	4,98	11,8	3,56	6,84	0,02	140	620
	5,83	11,2	2,20	8,03	0,02	124	613
	9,90	10,1	0,02	10,0	0,00	108	602
	2	0,00	60,1	43,1	0,37	0,00	244
0,98		53,8	40,0	0,38	0,00	230	1693
1,97		45,4	34,6	0,47	0,00	222	1670
2,89		41,8	32,1	0,47	0,00	206	1634
4,89		26,3	18,3	3,35	0,13	152	1491
5,95		24,4	14,0	3,79	0,24	128	1424
6,86		22,2	10,9	4,14	0,20	120	1405
7,87		21,3	7,79	5,78	0,07	100	1386
8,87		18,8	5,14	6,14	0,06	84	1372
9,82		16,1	3,39	7,53	0,07	78	1360
10,90		15,4	3,43	8,71	0,08	64	1352
11,87		14,5	1,45	8,76	0,04	52	1349
3		0,00	49,1	46,4	0,26	0,01	260
	0,97	46,6	43,7	0,26	0,01	244	3,44
	1,93	41,6	39,0	0,27	0,00	228	3,41
	3,22	39,5	33,9	0,20	0,00	232	3,38
	3,94	37,2	31,9	0,21	0,00	224	3,36
	4,95	33,8	25,9	0,21	0,00	212	3,33
	6,89	25,9	18,3	0,35	0,08	176	3,27
	7,88	19,5	15,9	0,38	0,08	160	3,26
	8,84	17,4	13,7	0,40	0,12	142	3,26
	9,85	16,8	13,2	0,57	0,14	140	3,25
	10,84	15,8	12,2	0,60	0,08	144	3,24
	11,85	15,1	10,0	0,70	0,11	136	3,23
	13,10	14,1	6,28	2,37	0,08	113	3,15
	14,10	13,2	4,16	3,54	0,08	96	3,07
	15,13	12,3	3,11	3,98	0,09	90	3,07
16,87	11,9	1,88	4,89	0,09	86	3,06	

NT: nitrógeno total; TAC: alcalinidad total como CaCO₃; CE: Conductividad, en el ensayo 3 en mS/cm.

Durante la explotación batch del RBMA se controlaron, entre otros parámetros generales, el oxígeno disuelto (OD) y la temperatura. Durante el ensayo 1, y los 5 primeros días del ensayo 2, el control de estos parámetros se realizaba al momento de la toma de muestra. Sin

embargo, el quinto día del ensayo 2 el tubo de recirculación (de silicona) sufrió una rotura que provocó la aireación del seno líquido (en el instante de la toma de muestra, OD = 5 mg/L). Para un mejor control se decidió instalar y dejar en funcionamiento continuo una sonda de OD (midiendo cada media hora) para que, en caso de repetición de esta incidencia se pudiera detectar el instante del suceso. En la siguiente tabla se presenta los valores promediados de las mediciones de estos parámetros.

Tabla 4.4.- Promedio de las mediciones de OD y temperatura en cada ensayo batch

Ensayo	Nº mediciones	OD (mg/L)	Temp. (°C)
1	8	0.63 ± 0.92	20.0 ± 0.9
2	263	0.42 ± 1.17	22.7 ± 1.4
3	778	0.13 ± 0.63	22.3 ± 0.6

4.3.2.- Dinámica de la DQO y la turbidez

La Figura 4.1 presenta los resultados de la dinámica de la DQO total (DQOT) durante cada uno de los 3 ensayos realizados. El primer ensayo arranca con la biopelícula nitrificante desarrollada en la etapa experimental anterior, en la cual se estudió la nitrificación terciaria. El ensayo 1 arrancó con una baja concentración de DQOT (131 mg/L), esto minimizó los posibles efectos de un brusco cambio ambiental sobre la biopelícula nitrificante desarrollada hasta ese momento. Así, la biopelícula se adaptó con facilidad a la composición del agua residual urbana “decantada” (efluente primario). Se observó una rápida caída inicial de la concentración de DQOT que es atribuible, sobre todo, al fenómeno de atrapamiento /adsorción de sólidos en suspensión (SS) en la superficie de la biopelícula, más que al consumo celular de materia orgánica disuelta. El fenómeno de adsorción de DQO en suspensión (DQOP) se produce en cualquier proceso biopelícula, siendo un gran contribuidor al rendimiento global del proceso. Los lechos bacterianos, en gran medida, basan su eficiencia en el grado de adsorción superficial de la DQOP, pues, sus TRH son de escasos minutos (Metcalf & Eddy 2003). La DQO en suspensión (DQOP) atrapada sería hidrolizada para utilizarse como sustrato orgánico. La hidrólisis es un fenómeno biológico relativamente rápido. El fenómeno de atrapamiento depende en gran medida de las condiciones operacionales del reactor, y en este caso los resultados indican que el grado de mezcla inducido por la velocidad del fluido fue adecuado para favorecer el atrapamiento. De

un 42 a 74% de la DQOP se elimina en el primer día de cada ensayo. El último día de cada ensayo el rango de DQOP es de 3 a 6 mg/L. Si consideramos que la fracción en suspensión es material celular, la concentración equivalente de SSV sería de 2 a 4 mg/L (ratio típica: 1.5 g DQO/g SSV celular).

Los ensayos 2 y 3 se inician con concentraciones de DQOT de 360 y 340 mg O₂/L, respectivamente. Estos valores de DQOT tampoco son muy elevados, si se tiene en cuenta que el estudio de caracterización biocinética de esta misma agua residual decantada, mediante el análisis de muestras compuestas diarias se obtuvo una concentración media de DQOT de 298 mg/L (Molina *et al.*, 2003). En estos ensayos también se observa un rápido declive inicial de la DQOT, pero con una pendiente más pronunciada, lo que implicaría que el fenómeno de atrapamiento de SS es más significativo durante el arranque de estos ensayos.

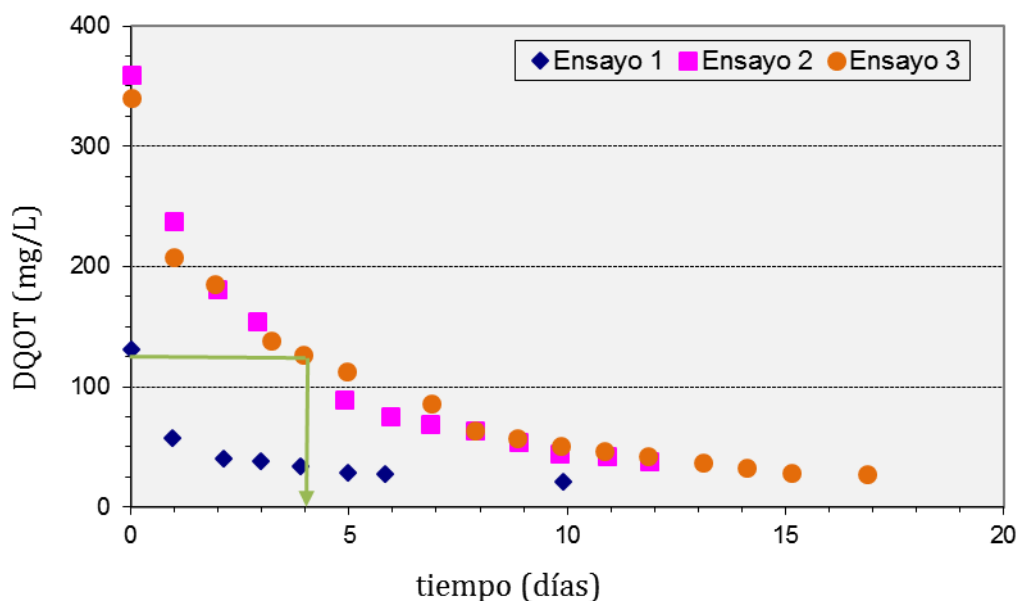


Figura 4.1.- Dinámica observada de la DQOT en el RBMA batch

La Figura 4.2 presenta la evolución de la DQO soluble (DQOS). La dinámica de la DQOS presenta diferencias significativas con respecto a la DQOT. No hay una caída brusca inicial de la DQOS, lo que abunda en la hipótesis de que al arrancar cada ensayo la eliminación de DQOP por atrapamiento es el fenómeno predominante. También, se observa que la DQOS evoluciona de una manera diferente respecto a los cambios de la DQOT. No tiende a disminuir permanentemente de concentración como la DQOT. Especialmente en el ensayo

número 3, los cuatro primeros días la DQOS tiende a aumentar sugiriendo estos resultados que la tasa de hidrólisis de DQOP fue mayor que la tasa de consumo de DQOS por la biopelícula. Algo parecido sucedió durante los dos primeros días del primer ensayo, pero en menor medida. Entre estos dos ensayos se produce la coincidencia de que aproximadamente un 75% de la DQOT fue DQOP.

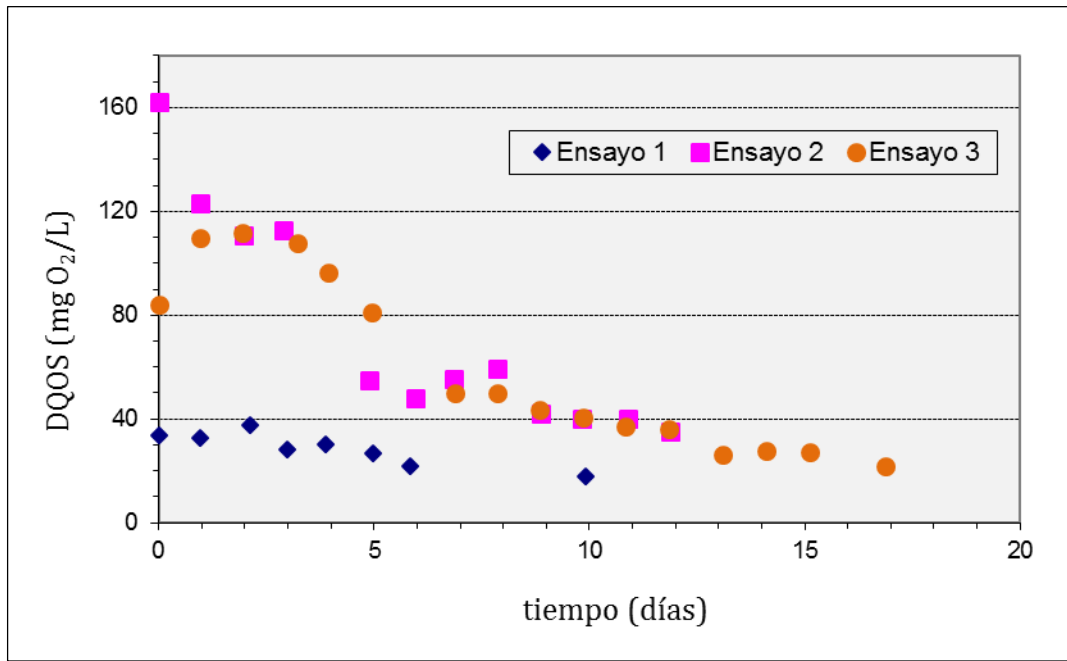


Figura 4.2.- Dinámica observada de la DQOS en el RBMA batch

La hidrólisis de la DQOP es un proceso que se da tanto en medio anaerobio como aerobio, y prácticamente a la misma velocidad (Henze et al., 2000). El consumo de DQOS como sustrato para el crecimiento heterótrofo, asimismo se puede dar en condiciones: aerobia, anaerobia/anóxica. Las condiciones aerobias y anóxicas demandan oxígeno y nitrato o nitrito, respectivamente. En esta parte experimental, la vía de oxigenación fue la membrana, pues, el seno líquido era anóxico (OD promedio = 0.6; 0.4 y 0.1 mg/L, en los ensayos 1, 2 y 3, respectivamente). De modo que, en el arranque de todos los ensayos el consumo de sustrato orgánico soluble para un crecimiento aerobio fue limitado, o inhibido por la baja concentración de OD. Por otra parte, en el agua residual decantada las concentraciones de nitrato fueron: 2.0; 0.37 y 0.26 mg N/L (Tabla 4.1). En los ensayos 2 y 3, estas concentraciones son muy bajas para estimular un crecimiento heterótrofo anóxico a alta velocidad en el inicio de las cargas batch. Mientras, en la primera carga batch la concentración inicial de nitrato (2 mg N/L) podría haber estimulado el crecimiento anóxico,

pero en ese ensayo la biopelícula heterótrofa era todavía incipiente, tanto que incluso la biopelícula nitrificante produjo un exceso de concentración de nitrato que no se consumió (Fig. 4.4a). En definitiva, los datos sugieren que en el ensayo 3 durante los cuatro primeros días predominó la hidrólisis de DQOP sobre el consumo de sustrato orgánico soluble, lo cual produjo una subida de la concentración de DQOS en el seno líquido. Esto implica que la biopelícula superficial, la heterótrofa, presentó baja actividad oxidante. Por un lado, porque el OD escaseó, concentración muy baja en el seno líquido y el que penetraba por la membrana se agotaba en la zona nitrificante, y por otro lado, la propia capa heterótrofa generada en los dos primeros ensayos batch se convirtió en una barrera difusional para el amonio que debía alcanzar la zona nitrificante para producir nitrato y/o nitrito los otros aceptores de electrones para oxidar la DQOS.

Los resultados sugieren que no fue necesario un período de aclimatación para que se desarrolle una capa superficial heterótrofa sobre el cultivo nitrificante, pues, en el primer ensayo batch y desde el primer día se produce un aceptable consumo de DQOS (Fig. 4.2) a la vez que la producción de nitrato es notable (Fig. 4.4a). Es decir, también la biopelícula nitrificante se adaptó a las nuevas condiciones ambientales. Otros investigadores (Suzuki *et al.*, 2000; Terada *et al.*, 2003; Walter *et al.*, 2005) también han utilizado la estrategia de colonizar las membranas con un cultivo nitrificante para después desarrollar la capa heterótrofa, habiendo observado que es una buena alternativa para estudiar la eliminación conjunta de materia orgánica y nitrógeno. Terada *et al.* (2003) observaron mediante análisis de *fluorescencia con hibridación in situ* que la capa nitrificante se mantuvo estable durante 150 días, adosada a la membrana (fibra hueca de PET), con un espesor de 300 μm , sin que fuera desplazada por el crecimiento heterótrofo. Por su parte, Suzuki *et al.* (2000) observaron que la biopelícula mixta mantuvo intacta su capacidad de nitrificación durante 260 días (membrana tubular de PTFE), a pesar de que la biopelícula fue expuesta a cargas orgánicas relativamente elevadas (hasta 10 g $\text{DBO}_5\text{soluble}/\text{m}^2/\text{día}$), indicando que, una vez formada, la capa nitrificante se mantiene estable siempre que el espesor desnitrificante sea debidamente controlado. Walter *et al.* (2005) no explican el método de arranque del reactor de membrana de silicona que utilizaron, sin embargo se deduce que primero realizaron nitrificación terciaria y después nitrificación – desnitrificación simultánea. Mediante el uso de micro-sensores para medir los perfiles de amonio, nitrato y oxígeno, demostraron que la capa nitrificante se mantuvo estable, adherida a la membrana, con un espesor aproximado de 600 μm , uno de los espesores nitrificantes más grandes que se han observado. Por lo

tanto, podría aceptarse que en nuestro trabajo la biopelícula nitrificante también se mantuvo estable, no solo por los antecedentes experimentales citados, sino porque no fue sometida a condiciones estresantes para su mantenimiento y desarrollo, y a que no se observó un excesivo crecimiento del “nuevo” espesor heterótrofo.

La degradación orgánica presenta un comportamiento muy similar en los ensayos 2 y 3. La diferencia de temperatura promedio entre estos ensayos fue 0.4 °C (tabla 4.4), por lo tanto, y bajo la hipótesis de que el ritmo de cambio de la biopelícula era ya estable en cuanto a espesor y concentración (al tratarse de un sistema batch, todo es transitorio: concentraciones de los contaminantes y características de la biopelícula, lo que se espera es que el ritmo de los cambios sea similar de una carga a otra) se puede deducir que la cinética de oxidación orgánica también era estable. De modo que, con una DQO de partida de 350 mg/L sería necesario un tiempo de reacción de cuatro días para alcanzar el límite de 125 mg/L para la DQO establecido en la UE para un efluente secundario urbano (Directiva 91/271). Las Directrices de Saneamiento en el Medio Rural de Galicia (DSMRG) establecen diversos objetivos de vertido (hasta 6) para las aglomeraciones de hasta 2.000 habitantes equivalentes (h-e) (Aguas de Galicia 2007). Uno de esos objetivos marca un límite de DQO de 160 mg/L para un “tratamiento secundario menos exigente”, que puede ser aplicado siempre que un análisis ambiental determine que no se producirá una afectación tal, que impida el uso de las aguas del medio receptor. Para alcanzar ese límite sería necesario 3 días, que es un tiempo competitivo con el TRH de humedales de flujo horizontal sub-superficial (> 5 días).

Los tiempos de reacción pueden ser drásticamente reducidos incrementando la superficie de soporte y de aireación. Aunque, la relación no es lineal entre incremento de superficie de membrana y reducción del tiempo de reacción, se puede estimar con poco margen de error que, si se duplica la superficie de membrana casi se reduce a la mitad el tiempo necesario de reacción. Esta aproximación simple tiene menos margen de error tratándose de un RBMA en modo de funcionamiento batch. Nuestro módulo de membranas ofreció una superficie específica de 23 m²/m³, y por lo tanto, tiene mucho margen de mejora, con solo duplicar el número de membranas, y manteniendo el volumen de agua (reponiendo el volumen que desalojarían las nuevas membranas, el volumen de agua pasaría de 136 a 143 litros, aproximadamente) se alcanzaría una ratio de 46 m²/m³, superficie específica que es muy conservadora, similar a lo que ofrece una grava típica en un lecho bacteriano, y el porcentaje de empaquetamiento o de relleno sería de un 13%, es decir, un índice de huecos del 87%,

con lo que el riesgo de atascamiento, o apelmazamiento, sería insignificante. Por la observación visual que se hizo de la biopelícula durante los ensayos, y sobre todo al rematar la última carga batch, hay margen para aproximar las membranas tubulares de una misma fila, y en altura se puede duplicar el número de filas, quedando todavía mucho espacio vacío entre membranas.

La medición de la turbidez sirvió para controlar la dinámica de los sólidos en suspensión (SS) (Fig. 4.3). Los SS también fueron medidos, pero su medición solo resultó fiable durante los primeros días de cada ensayo, es decir cuando su concentración era mayor o igual que 40 mg/L, para valores menores se requería analizar un volumen de muestra relativamente elevado, siendo esto inviable porque afectaría al volumen de agua en el reactor.

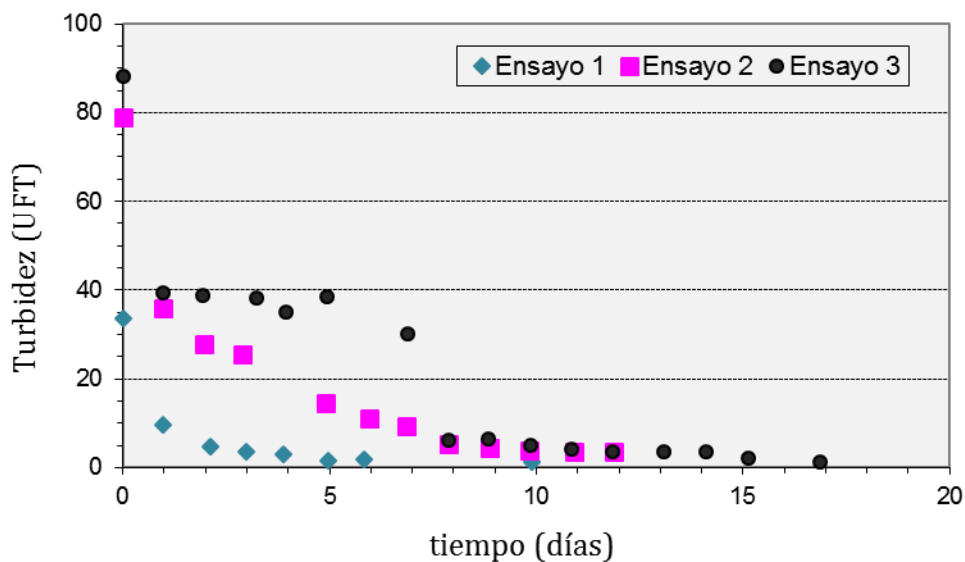


Figura 4.3.- Evolución de la turbidez

La turbidez en el reactor va disminuyendo permanentemente en el tiempo. También presenta una reducción fuerte en el periodo inicial de cada ensayo asociada a la reducción de la DQOP por adsorción superficial en la biopelícula. Debido a la agitación mediante bombeo de recirculación interna, el reactor no funcionaría como decantador, además el agua problema consiste en un efluente primario cuyos SS presentan bajas velocidades de sedimentación, aunque la recirculación podría favorecer su floculación física. Por lo tanto, la eliminación de la turbidez del agua se debe al proceso de atrapamiento de SS por la biopelícula. La consecuencia final es un agua muy bien clarificada (turbidez residual de 1.2 a 3.4 UFT), con

buen brillo y con olor típico a tierra mojada. Si se considera que la ratio “SS/Turbidez”, basada en 18 mediciones de SS consideradas fiables, tiene un valor medio de 2.16 ± 0.77 mg/L/UFT, el rango de la concentración residual de SS sería de 4 a 10 mg/L. Por su parte, la concentración de SS de partida en cada uno de los 3 ensayos fue: 57, 118 y 112 mg/L, respectivamente.

4.3.3.- Dinámica del nitrógeno

En la Figura 4.4 (a), (b) y (c), se presenta los resultados de las fracciones de nitrógeno medidas: total, amoniacal, nitrito y nitrato. En el primer ensayo (Fig. 4.4a) se observa una inmediata formación de nitrato. Ya que el OD promedio en este ensayo fue de 0.6 mg/L, los resultados sugieren que la inmediata nitrificación se debe a la técnica de arranque, es decir, a que las membranas estaban colonizadas por una biopelícula “inóculo” nitrificante. Adicionalmente, la débil concentración orgánica del agua residual (DQOT = 131 mg O₂/L, para una ratio DQOT/DBO₅ = 1.2 se tendría una DBO₅ de 110 mg O₂/L) no facilitó la inhibición de la nitrificación en el arranque del primer ensayo. A pesar de que esta DBO₅ de 110 mg/L de partida se considere baja, varios autores señalan que para que la nitrificación arranque en sistemas de nitrificación conjunta, la DBO₅ debe ser inferior a 30 mg/L o la DBO₅ soluble inferior a 15 mg/L (Harremoës, 1982; Parker y Richards, 1986; US-EPA, 1993). Así, los resultados sugieren que, la principal causa de que la nitrificación no haya sido inhibida es la presencia de una biopelícula inicial nitrificante. El amonio pudo acceder, por difusión molecular y por advección debido a la recirculación interna, a la zona más profunda y mejor oxigenada de la biopelícula nitrificante. El espesor inicial de la biopelícula nitrificante sería pequeño, de 100 a 300 µm según han observado varios autores (Terada *et al.*, 2003; 2006; Downing y Nerenberg, 2007; 2008).

En los ensayos 2 y 3, los iones de nitrato tardan más en aparecer (OD promedio: 0.42 y 0.13, respectivamente). A esto contribuirían varios factores. Uno sería la concentración orgánica del agua residual, que es 2.7 veces más concentrada que en el primer ensayo (en términos de DQOT). Esta mayor carga de sustrato orgánico haría que la actividad heterótrofa predomine sobre la nitrificación. Y además, a partir del segundo ensayo ya estaría disponible un espesor heterótrofo significativo que habría crecido sobre la capa nitrificante. Así, el amonio debería superar una mayor longitud difusional para alcanzar la zona más aireada y profunda de la biopelícula, es decir, se encontraría con una mayor resistencia a la transferencia de materia.

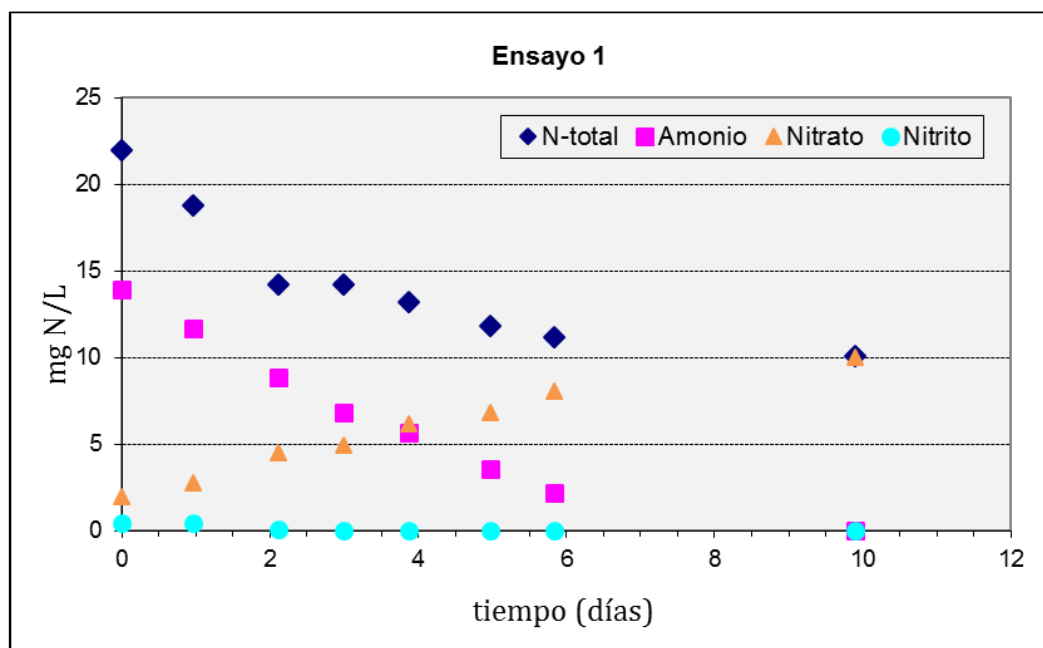
De forma simultánea en la biopelícula se dan reacciones de nitrificación y desnitrificación, incluso desde el primer ensayo, tal como se demostrará más adelante cuando se presenten los balances de materia, de modo que a la vez que se produce nitrato se consume parcialmente en desnitrificación. Las concentraciones residuales de nitrato al final de cada uno de los 3 ensayos fueron de 10.0; 8.9 y 4.9 mg N/L. Sobre la concentración residual de nitrato influye la tasa de desnitrificación, la cual es afectada por la ratio instantánea $DQOT/N-NO_3^-$, el grado de biodegradabilidad de la DQO y el espesor de biopelícula. Los resultados sugieren que en el primer ensayo todavía el espesor desnitrificante fue escaso. Se ha visto que con grandes espesores de biopelícula mixta (1 – 5 mm) la tasa de desnitrificación es muy elevada (Eguía, 1991; Vidart, 1992; Cole *et al.*, 2004; LaPara *et al.*, 2006). Pero, también se ha observado que hay que limitar el espesor desnitrificante para que la nitrificación no se vea limitada por la resistencia al transporte de materia (Suzuki *et al.*, 2000; Cole *et al.*, 2002). Terada *et al.* (2003) han postulado que el espesor óptimo para nitrificar - desnitrificar es de 1600 μm .

En el presente trabajo, es admisible que la biopelícula habría aumentado de espesor, ensayo tras ensayo, como consecuencia de la asimilación de materia orgánica, lo que llevaría a contar cada vez con una mayor capa desnitrificante, aunque sin alcanzar un espesor muy grande. El modo batch es un sistema transitorio para todas las variables de estado del sistema, incluyendo el espesor de la biopelícula. Al inicio de las cargas de ensayo el espesor crecería rápidamente pero al ir descendiendo la concentración de materia orgánica el espesor también decrecería, en definitiva estaría sometido a un estira-encoge. Esta peculiaridad afectará a la transferencia de materia. También, parece razonable que sea el espesor heterótrofo el más inestable, el más afectado por el régimen transitorio del funcionamiento del reactor. La zona nitrificante, profunda, sería menos afectada por los cambios de carga, y por lo tanto, podría tener un espesor más estable. La actividad de la zona nitrificante dependería del transporte de materia de amonio hacia la biopelícula: cuando la biopelícula se estira (inicio de las cargas batch) menor flujo de amonio y menor actividad, y viceversa: cuando la biopelícula se encoge la actividad nitrificante mejora, pero la desnitrificante se vería afectada negativamente. En los 3 ensayos las concentraciones de nitrito no fueron significativas. La máxima concentración alcanzada fue de 0.44 mg N/L. En la fase experimental anterior destinada al estudio de la nitrificación terciaria se vio que cuando hay suficiente

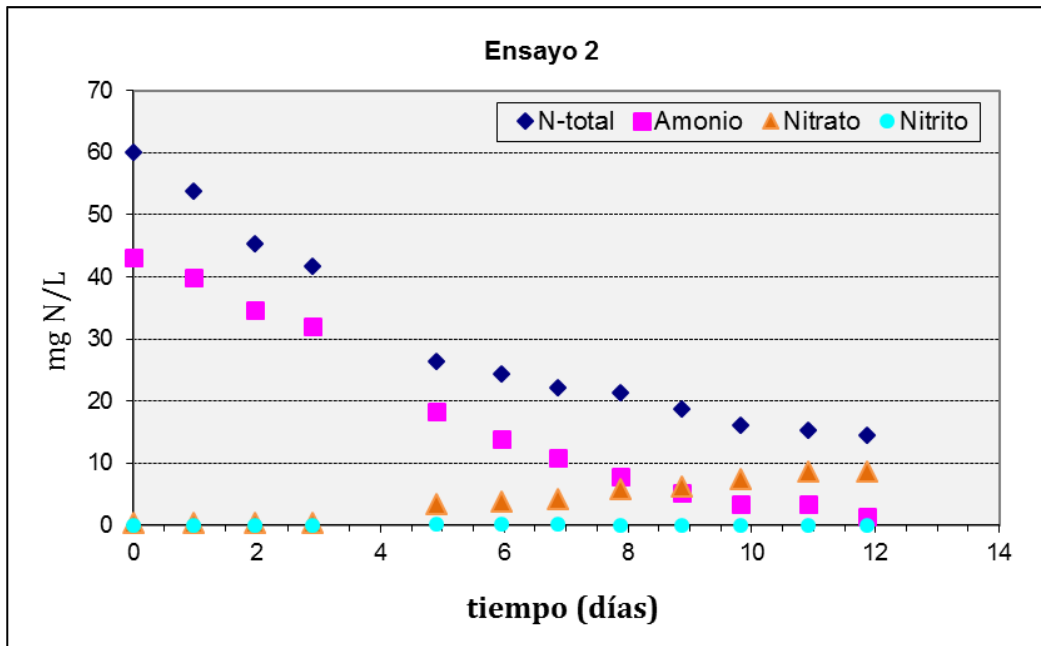
disponibilidad de oxígeno vía intra-membrana, la nitrificación es total hasta nitrato sin acumulación de nitrito, a pesar de que el seno del líquido se mantenga anóxico.

El nitrógeno orgánico (N-Org) mediante hidrólisis se transformaría en amonio, proceso de amonificación, y por lo tanto se aprovecharía para el crecimiento celular como fuente de nitrógeno, y en parte también sería nitrificado. El N-Org residual al final de los ensayos corresponde a la fracción no biodegradada de la materia orgánica. La media observada de concentración de N-Org residual es de 2.2 mg N/L, que es un valor muy próximo al comúnmente asumido (2.0 mg/L) para los balances de materia en el diseño de procesos de eliminación biológica de nitrógeno (US-EPA, 1993).

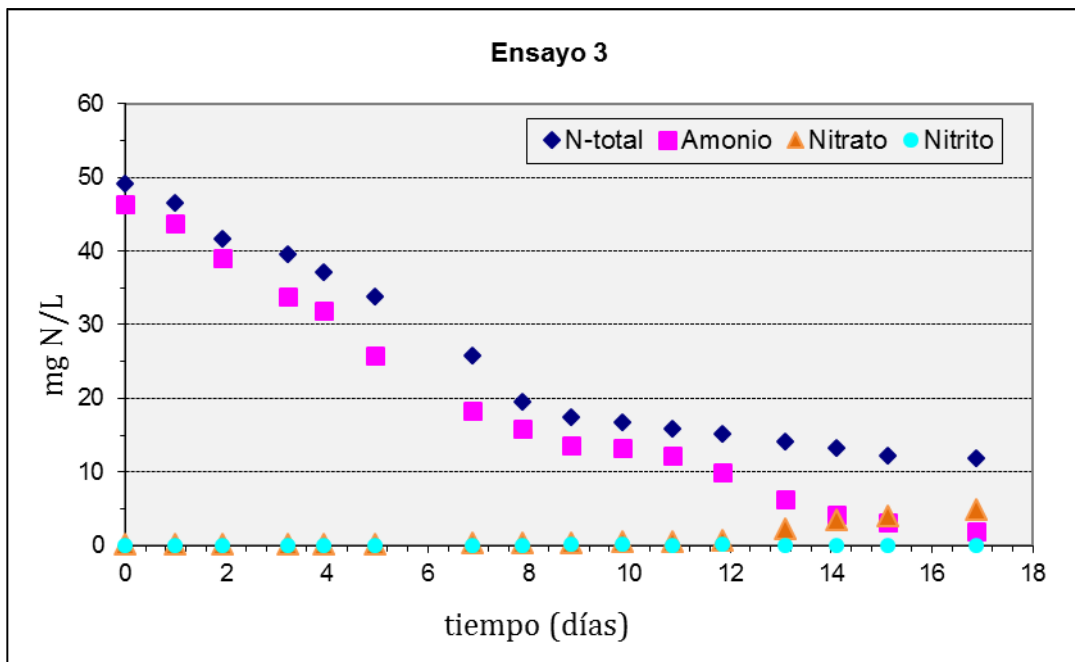
La eliminación de Nitrógeno Total (NT) en los 3 ensayos es de 54.5 %; 75.8 % y 81.1 %, respectivamente. Los balances de materia demostrarán que una gran fracción del nitrógeno se pierde por desnitrificación. El resto se debe a la asimilación para el crecimiento celular heterótrofo. La producción de lodos fue despreciable en la experimentación global. Los valores de la turbidez siempre fueron bajos. Tampoco, se observó desprendimiento masivo de biopelícula. Por lo tanto, la pérdida de nitrógeno por asimilación en el crecimiento celular heterótrofo puede considerarse no significativa. Otros estudios con RBMA para nitrificar y desnitrificar también han observado bajas producciones de lodos (Timberlake et al., 1988; Abdel-Warith et al., 1990; Hu et al., 2008).



(a)



(b)



(c)

Figura 4.4 (a), (b), (c).- Dinámica de las formas de nitrógeno en cada ensayo batch.

Las DSMRG antes citadas, entre otros de sus objetivos de vertido fija un límite de amonio de 15 mg N/L para un tratamiento secundario convencional (DQO < 125 mg/L) al que se le

exige una nitrificación parcial. Para alcanzar este doble objetivo se requiere un tiempo de reacción de 6-8.5 días, tal como se observa en siguiente figura que presenta la evolución del amonio durante los ensayos 2 y 3. Como en el caso de la DQOT, un incremento de la superficie de membrana reduciría el tiempo de reacción. Volviendo a la comparación con lechos bacterianos, la superficie específica utilizada cuando se busca la eliminación conjunta de amonio y materia orgánica (nitrificación conjunta) suele ser de $100 \text{ m}^2/\text{m}^3$, es decir, 4 veces aproximadamente la superficie específica de nuestro módulo.

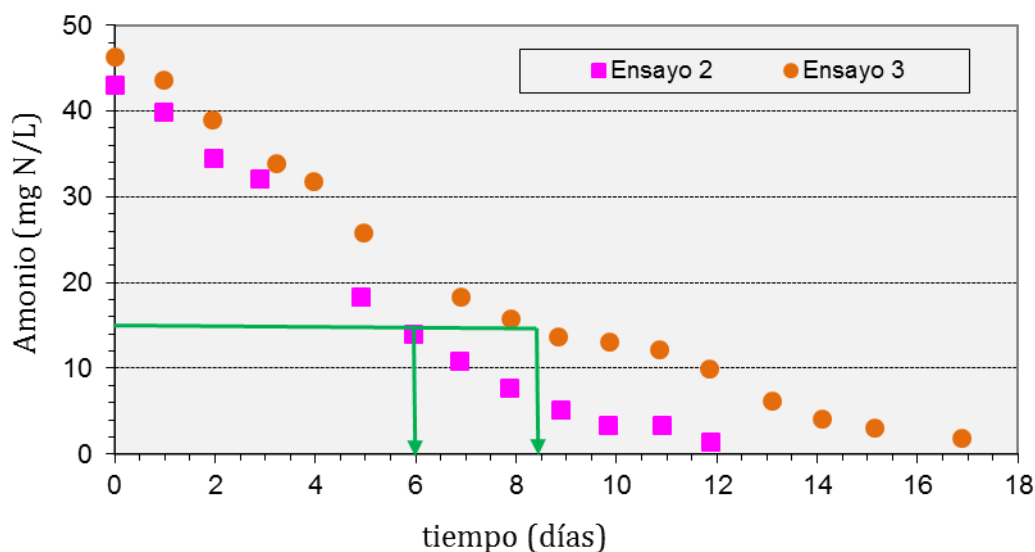


Figura 4.5.- Dinámica del amonio en los ensayos 2 y 3.

4.3.4.- Biopelícula

En la Figura 4.6 se presenta una imagen de la biopelícula mixta una vez finalizada toda la experimentación, junto a la imagen ya vista en el capítulo anterior de la biopelícula nitrificante. Se puede observar una notoria diferencia de aspecto (color, morfología). No se midió el espesor de biopelícula, pero con frecuencia se realizaban observaciones organolépticas de su aspecto (color, grosor aparente, olor, etc.). El color fue sufriendo un cambio notable desde amarillento o crema pálido de la biopelícula nitrificante hasta el marrón brillante de la biopelícula de población mixta. El olor del agua cambiaba de séptico, al inicio de cada carga batch, a uno similar al de un efluente secundario de un proceso biológico de baja carga, en el último o últimos días de cada ensayo. El grosor aparente también evolucionó desde una finísima y lisa capa nitrificante a una biopelícula mixta más

rugosa y de mayor grosor. No obstante, no se desarrolló una biopelícula que se pueda calificar de gruesa. La separación entre membranas de una misma fila seguía siendo notable, sin que se produjera adosamiento de membranas en ninguna de las filas. El crecimiento en las paredes del tanque, así como en los tubos de PVC fue despreciable, tal como se aprecia en las imágenes. Incluso, en unas láminas de espuma blanca rugosa que se insertaron en unas oquedades del tanque, para eliminar zonas muertas, apenas presentaron crecimiento adherido. Es decir, las membranas aireadas fueron el soporte elegido por las bacterias para su desarrollo no solo por su facilidad para la adherencia, sino también por ser la fuente de suministro de oxígeno.

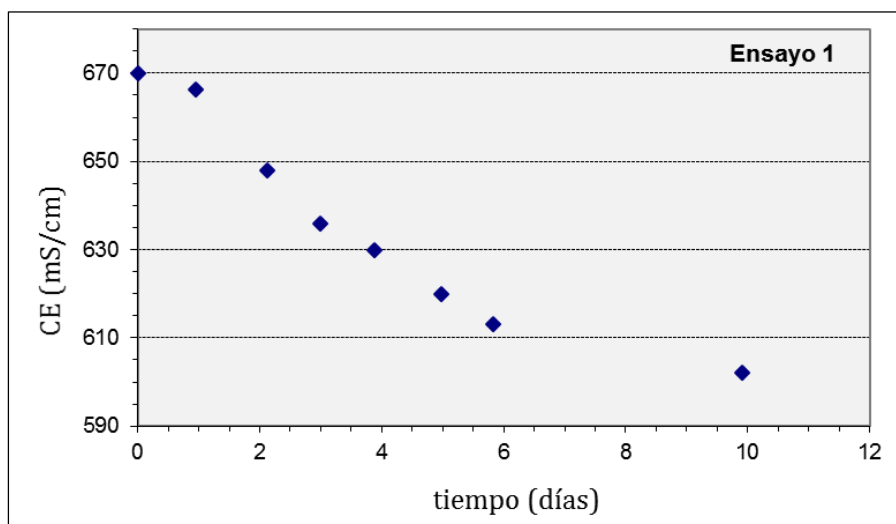


Figura 4.6.- Imágenes de las biopelículas desarrolladas sobre las membranas tubulares aireadas: nitrificante (izda.) y mixta de nitrificación/desnitrificación (dcha.).

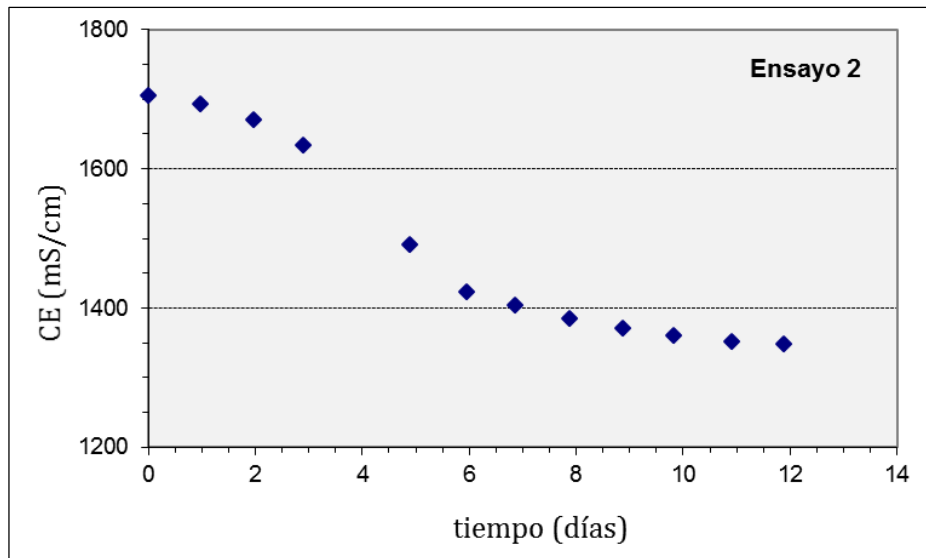
4.3.5.- Dinámica y efectos de la conductividad

La Figura 4.7 (a) - (c), presenta los resultados de las mediciones de la conductividad. En la fase experimental dedicada a la nitrificación terciaria se observó que, en cada ensayo, la conductividad disminuía sostenidamente en el tiempo. Por ello, se decidió mantener un control continuo de este parámetro como síntoma de la evolución del proceso. Los resultados demuestran que se repite el patrón de comportamiento, es decir, un permanente descenso de la conductividad conforme transcurre el proceso de eliminación simultánea de DQO y nitrógeno total. En el sistema se está permanentemente reduciendo la fuerza iónica (amonio, bicarbonato, nitrato, etc). Hay que destacar las significativas diferencias en los valores de partida de la conductividad. Esto se debe al efecto de la pleamar que produce intrusiones salinas a la red de alcantarillado alterando la composición de las aguas residuales que llegan

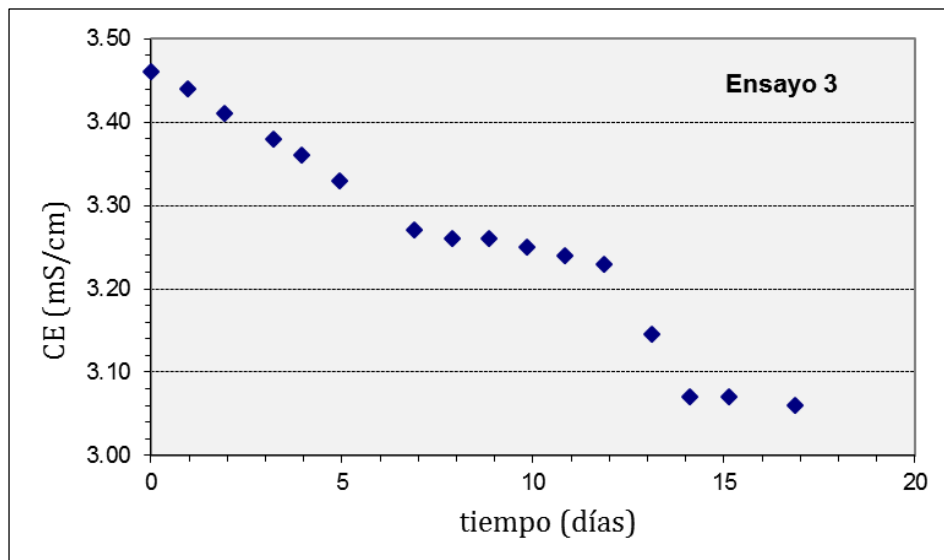
a la EDAR de Bens (Coruña). De allí que se arranque los ensayos con valores de conductividad muy diferentes: 670 $\mu\text{S}/\text{cm}$, 1.705 $\mu\text{S}/\text{cm}$ y 3,46 mS/cm. Aunque no fue buscado, se pudo observar el efecto de los cambios bruscos de salinidad. Una de las características de los procesos funcionando en batch es que los cambios ambientales, en general, son abruptos. En el inicio del ensayo 2, la salinidad se incrementó por un factor de 2.8 respecto al valor remanente de CE del ensayo 1 (CE remanente ensayo 1 = 600 $\mu\text{S}/\text{cm}$). En el tercer ensayo, el incremento de la salinidad multiplicó por 2.6 el valor final del ensayo número 2 (CE remanente ensayo 2 = 1350 $\mu\text{S}/\text{cm}$). Esto abunda en la ya reconocida capacidad de las biopelículas para adaptarse bien a cambios abruptos de concentración (en este caso muy abruptos, porque el llenado del reactor tomaba unos 20 minutos). También, hay que decir que ni el máximo valor de CE, 3.46 mS/cm, es especialmente crítico para un proceso biológico.



(a)



(b)



(c)

Figura 4.7 (a) - (c).- Evolución de la conductividad específica en cada ensayo.

4.3.6.- Efectos de la alcalinidad y el pH

La figura 4.8 presenta la evolución de la alcalinidad (TAC) en cada ensayo. La alcalinidad (en forma de bicarbonato, carbonato) constituye la fuente de carbono de las nitrificantes. Teóricamente, por cada mg de N-amoniaco oxidado se consume 7.14 mg de alcalinidad expresada en términos de carbonato cálcico (sin tener en cuenta la demanda de nitrógeno por el crecimiento celular). Los valores iniciales de esta ratio en cada uno de los 3 ensayos fue de 13.2; 5.7 y 5.6 mg TAC/mg N-amonio, respectivamente. Con estos datos, *a priori* los

ensayos 2 y 3 habrían estado limitados para la nitrificación por déficit de alcalinidad. Si se tiene en cuenta el Nitrógeno Total Kjeldahl (NTK) los correspondientes valores de esta ratio disminuyen a: 9.4; 4.1 y 5.3 mg TAC/mg NTK, con lo cual aumentaría la limitación o inhibición de la nitrificación por déficit de alcalinidad.

Cuando de nitrificación terciaria se trata es sencillo comprobar que la evolución de la ratio TAC/N se cumple, sobre todo porque el amonio asimilado representa una pequeña fracción. En este caso, hay más variables que van a afectar a la dinámica de la alcalinidad. Por un lado, en el agua residual urbana se tiene presencia de N-Org que en gran medida se transformará en amonio mediante el proceso de amonificación, no obstante este factor es evaluable si se considera el NTK en lugar de solo el amonio como demandante de alcalinidad. Por otro, está el hecho de que la simultaneidad del crecimiento heterótrofo, aerobio y anóxico (desnitrificación), da lugar a generación de alcalinidad. En concreto, se ha establecido que en la desnitrificación por cada mg N-nitrato reducido se “devuelve” 3.6 mg de alcalinidad (U.S. EPA 1993). Otro factor a considerar es que el $\text{CO}_{2(g)}$ producido tendría como posibles sumideros el seno líquido y el interior de las membranas tubulares. De alguna forma, este factor también afectaría al equilibrio de carbonato en el seno líquido.

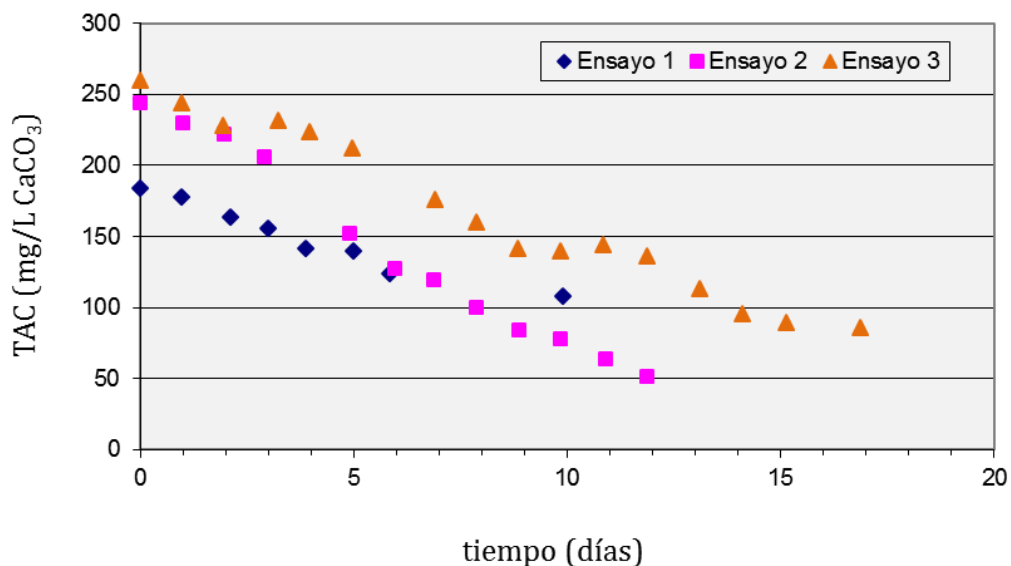


Figura 4.8.- Evolución de la alcalinidad durante los ensayos.

Tal como se aprecia en la Fig. 4.8, la evolución de la alcalinidad es la esperada en un caso de nitrificación, es decir, disminuye permanentemente. La ratio de consumo de alcalinidad

para nitrificación se calculó dividiendo la tasa superficial de alcalinidad consumida a lo largo de cada ensayo ($\text{g TAC/m}^2/\text{d}$) entre la tasa de nitrificación estimada mediante balance materia ($\text{g N/m}^2/\text{d}$). Así, las ratios fueron: 4.3; 3.9 y 4.7 g TAC/g N oxidado, para los ensayos 1, 2 y 3, respectivamente. Por lo tanto, el déficit inicial de alcalinidad para los ensayos 2 y 3 solo fue aparente. Además, la alcalinidad residual al final de cada uno de los ensayos fue: 108, 52 y 86 mg/L CaCO_3 . En la bibliografía se recomienda que la alcalinidad no descienda por debajo de 50 mg/L CaCO_3 , para que el desarrollo de la nitrificación no se inhiba por este motivo (US-EPA, 1993).

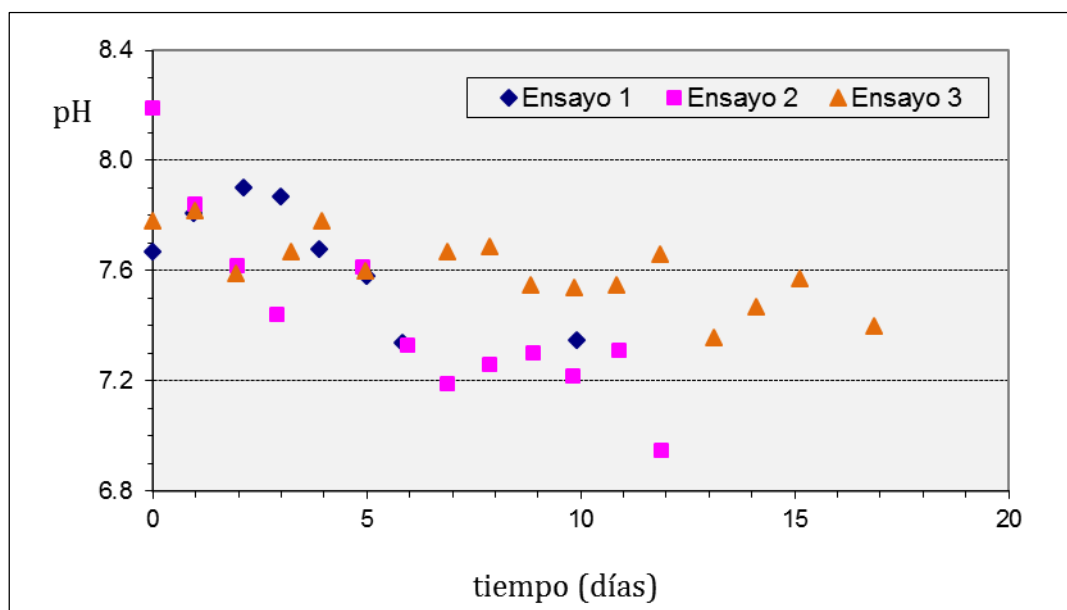


Figura 4.9.- Evolución del pH en los ensayos.

El pH es otro parámetro de control típico de los procesos de nitrificación – desnitrificación. Los resultados de las mediciones del pH se presentan en la Figura 4.9. Para la nitrificación suele recomendarse un valor óptimo de pH en torno a 7.2. La mayoría de los valores que se midieron de pH se enmarcan en una franja de 7.2 a 7.6. En definitiva, que tanto el pH como la alcalinidad fueron idóneos para el funcionamiento adecuado de la nitrificación. No obstante, hay que destacar que lo verdaderamente importante es la disponibilidad de alcalinidad, sobre todo en forma de bicarbonato. Cuando el agua tiene suficiente alcalinidad, es decir, cuando tiene un cierto grado de regulación (suele decirse que el agua está “tamponada”), un ingente consumo de alcalinidad no produce una caída del pH significativa (Sawyer et al. 2000). En esos casos el solo control del pH no es suficiente. En el caso de

Coruña y su área metropolitana esto se refleja en la práctica. El agua potable tiene un pH en torno a 6.5, con una alcalinidad total en torno a 20 mg/L CaCO₃ (datos no publicados), mientras que el agua residual decantada tiene un valor promedio de pH en torno a 7.1 y de alcalinidad de 211 mg/L CaCO₃ (Molina *et al.*, 2003). Con el solo dato del pH del agua residual se podría llegar a la conclusión de que un proceso de nitrificación estaría al borde de la inhibición desde el arranque. Pero si se tiene en cuenta la concentración media de amonio de esta misma agua, 33 mg N/L, la ratio TAC/N-amoniaco resulta de 4.9 (descontando ya los 50 mg/L de TAC que se recomienda dejar de residual); es decir, que tras una nitrificación se podría alcanzar una concentración de amonio de 6.7 mg/L N, sin considerar el amonio que podría asimilarse en el crecimiento celular, asimilación que sería más importante si de nitrificación conjunta se tratara.

4.3.7.- Balances de materia

El nitrógeno total que ingresa al reactor saldrá en forma orgánica e inorgánica en el efluente. Las “pérdidas” de nitrógeno corresponderían al nitrógeno asimilado por la biopelícula y al desnitrificado en forma de gas nitrógeno (N₂) sin considerar otras formas gaseosas intermedias. Estas pérdidas, en nuestro caso, introducen incertidumbre al balance, pues, no han sido medidas. En el caso de la materia orgánica, la DQO que entra al reactor se oxida tanto por vía aerobia como anóxica y se asimila por la biopelícula. No se considera que se produzca volatilización de compuestos orgánicos volátiles. Asimismo, no se ha medido la DQO asimilada por la biopelícula. También, consideramos que el carbono y nitrógeno purgado con los SS fue despreciable porque la concentración estimada de SS varió entre 4 y 10 mg/L.

El siguiente desarrollo de balances de materia fue planteado por Timberlake et al. (1988) para un reactor biopelícula de membrana plana aireada. El flujo de nitrógeno empleado en crecimiento heterótrofo anóxico, $F_{d(2)}$, y aerobio, $F_{h(2)}$, se calcula mediante:

$$F_{d(2)} + F_{h(2)} = \frac{V}{tA} (DQO_a - DQO_e) \times \frac{R_{h(2)} + R_{d(2)}}{2} \quad \text{Ec. (4.1)}$$

Donde, V es el volumen útil de reactor (m³); A es el área de membranas (m²); t es el tiempo de reacción (días), DQO_a y DQO_e , son las concentraciones afluente y efluente (mg/L); y

$R_{h(2)}$ y $R_{d(2)}$ son las proporciones estequiométricas entre el N y la DQO asimilados para el crecimiento celular (g/g). Estas proporciones estequiométricas tienen en cuenta la fracción de nitrógeno que va a la biomasa celular (i_B) y el coeficiente de producción heterótrofa (Y_H). El valor de ambos coeficientes depende de las condiciones experimentales. El parámetro i_{XB} representa el contenido de nitrógeno de la fracción activa de biomasa expresado en g N/g DQO celular. A partir de $C_5H_7NO_2$ esta aproximación produce para i_{XB} un valor de 0.0875 g N/g DQO celular (0.124 g N/g MSV). El valor de Y_H para cultivos basados en agua residual doméstica presenta un rango de 0.5 a 0.7 g DQOcél/g DQOsustrato (Henze et al. 2000). La caracterización cinética del agua residual de Bens produjo un rango de 0.46 a 0.84 g DQO/g DQO (valor promedio = 0.7) (Molina et al., 2003). Así, la combinación ($i_B \times Y_H$) produce un rango de valores para $R_h \approx R_d$ entre 0.04 y 0.07. Jansen *et al.* (1995) recomiendan una combinación ($i_B \times Y_H$) = 0.06 g N/g DQO. Según Eckenfelder y Grau (1992) en fangos activos, el valor de $R_h \approx R_d$ decrece con la edad del fango hasta 0.07 g N/g SSV, que corresponde a 0.05 g N/g DQO. Los valores en la bibliografía señalan un rango de 0.01 a 0.07 g N/g DQO (Henze et al., 2000).

El flujo de nitrógeno consumido en la desnitrificación, $F_{d(5)}$, será la diferencia entre la carga de nitrógeno total afluente menos el flujo de nitrógeno asimilado en el crecimiento heterótrofo:

$$F_{d(5)} = \frac{V}{tA} (NH4,a + NOrg,a + NOx,a - NH4,e - NOrgS,e - NOx,e) - [F_{d(2)} + F_{h(2)}] \quad \text{Ec. (4.2)}$$

El flujo de DQO asimilado en el crecimiento heterótrofo, ($F_{h(1)} + F_{d(1)}$):

$$F_{d(1)} = R_{d(5)} \times F_{d(5)} \quad \text{Ec. (4.3)}$$

$$F_{h(1)} = \frac{V}{tA} (DQO_a - DQO_e) - F_{d(1)} \quad \text{Ec. (4.4)}$$

Donde, $R_{d(5)}$ es la relación estequiométrica de consumo de DQO para desnitrificar. Cuando se trabaja con aguas residuales muy biodegradables el rango óptimo de la ratio de consumo DQO/N va de 5 a 8 g/g (Trulear y Characklis, 1982; Strickler et al., 2011). Varios autores

han observado que la ratio óptima DQO/N-NO₃⁻ en RBMA es de 4 a 6 (LaPara et al., 2006; Semmens et al., 2003).

Durante la asimilación de la materia orgánica el nitrógeno orgánico es hidrolizado a nitrógeno amoniacal (amonificación). El alcance de la amonificación depende de la estructura química del nitrógeno orgánico. Timberlake et al. (1988) plantean que el flujo de nitrógeno debido a la amonificación, ($F_{d(3)} + F_{h(3)}$), sea proporcional al flujo de DQO asimilado:

$$F_{d(3)} = R_d \times F_{d(1)} \quad \text{Ec. (4.5)}$$

$$F_{h(3)} = R_h \times F_{h(1)} \quad \text{Ec. (4.6)}$$

Donde, R_d y R_h en g N-NH₄⁺/g DQO. Estos coeficientes son los que más incertidumbre presentan, y de los que menos información experimental se dispone. Henze et al. (2000) plantean que la hidrólisis de NOrgS sigue una cinética de orden 1, y así lo implementan en el modelo ASM1 (fangos activos). Si se realiza la ratio entre la cinética de hidrólisis del NOrgS y las cinéticas de consumo de DQO, aerobia y anóxica, calculadas con los valores de las constantes propuestos en el propio manual del modelo ASM1 y las concentraciones de OD, NOrgS, NOx⁻ y DQOS observadas en cada uno de nuestros ensayos en estado estacionario se obtiene un valor promedio de $R_d = 0.005$ g N-NH₄⁺/g DQO. Es decir, no se trata de un valor constante, sino de una ratio entre cinéticas que dependen de las concentraciones de las variables de proceso.

Finalmente, el flujo de amonio nitrificado, $F_{n(4)}$, se estima mediante:

$$F_{n(4)} = \frac{V}{tA} (NOx_{,a} - NOx_{,e}) - F_{d(5)} \quad \text{Ec. (4.7)}$$

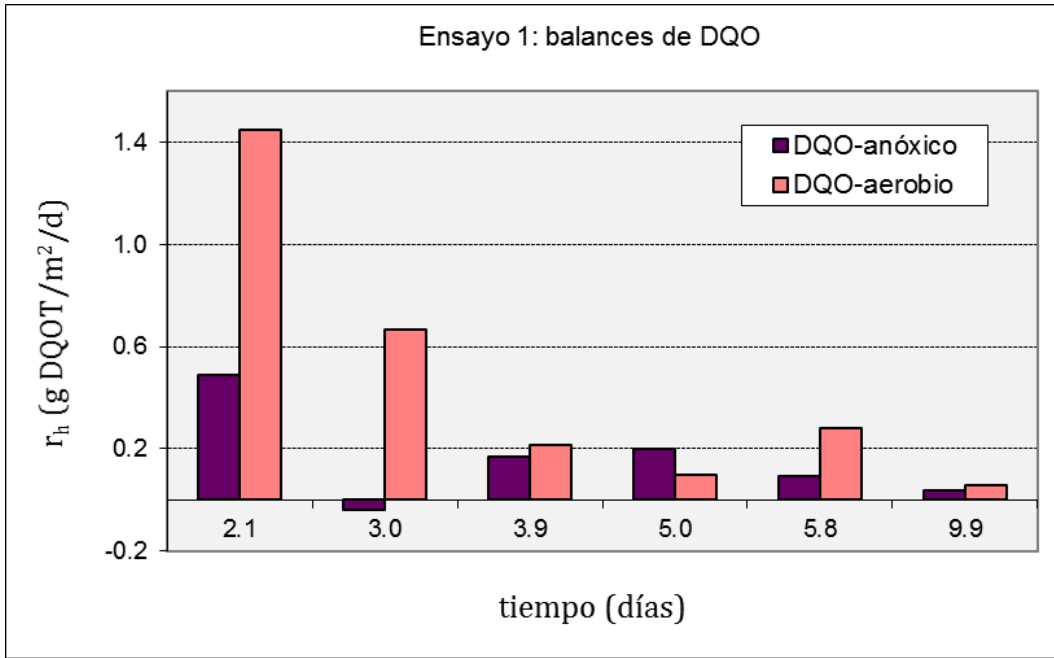
4.3.7.1.- Eliminación de materia orgánica

Los balances de materia orgánica se representan en la Figura 4.10 (a) - (c), en términos de carga orgánica eliminada, r_h (g DQOT/m²/d). Las estimaciones de r_h durante los ensayos sirven para comprobar la simultaneidad de las reacciones aerobia y anóxica de oxidación de materia orgánica. En el caso de la reacción aerobia, además se puede estimar el consumo de

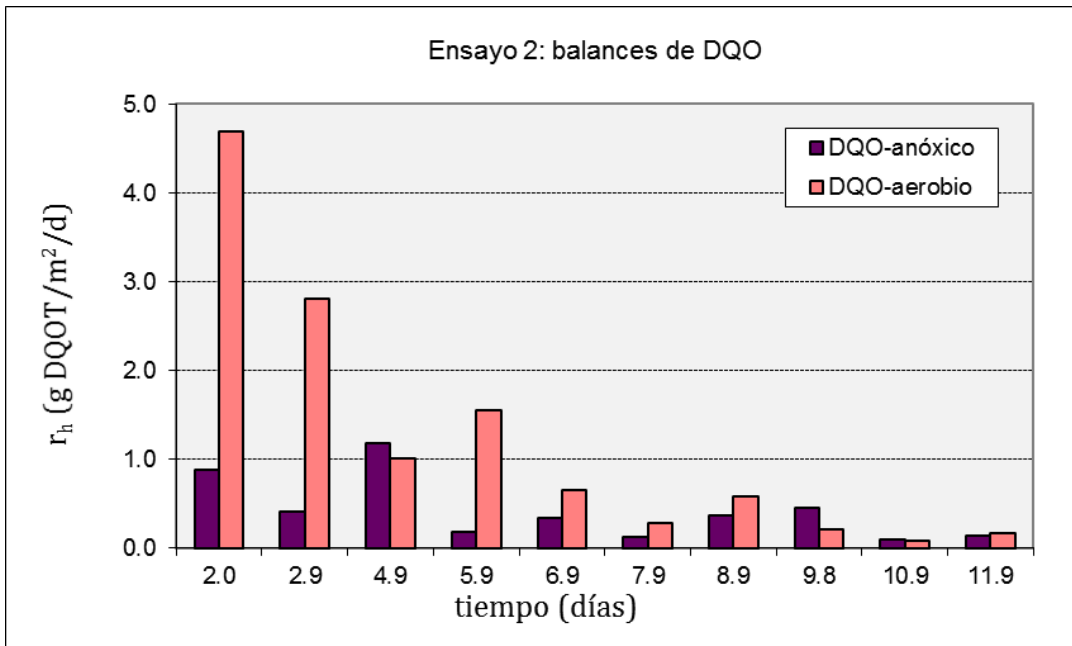
oxígeno asociado, y por ende la transferencia de oxígeno a través de las membranas. Con el fin de mitigar el efecto del atrapamiento de la DQOP (fenómeno físico que no consume oxígeno), que sobre todo ocurre durante el primer día de cada ensayo, la estimación del primer valor de r_h de cada ensayo se ha basado en un periodo de 2 días, con lo cual la estimación queda en cierto grado minorada.

Las mediciones fueron diarias, excepto en el tramo final del primer ensayo, donde entre las dos últimas mediciones median 4 días. Los balances estimados reflejan que el crecimiento heterótrofo aerobio tiene predominio durante los tres primeros días de cada ensayo. También reflejan que la vía anóxica contribuye a la eliminación desde el inicio de cada ensayo. En el primer ensayo el crecimiento heterótrofo anóxico es significativo desde el inicio, lo cual converge con la producción de nitrato observada desde el primer día en ese ensayo 1, sugiriendo nuevamente que el flujo de amonio difundió rápidamente hacia la biopelícula nitrificante, y que el nitrato producido difundió hacia la zona anóxica donde solo fue parcialmente nitrificado, pues, su concentración en el seno líquido incrementó a lo largo de todo el ensayo 1 (Fig. 4.4a). Esto sugiere que todavía el espesor de biopelícula desnitrificante era insuficiente. Siguiendo el orden de ejecución de los ensayos las cargas orgánicas máximas eliminadas, sin considerar el atrapamiento de SS, solo basadas en la diferencia entre DQOT y DQOS, fueron:

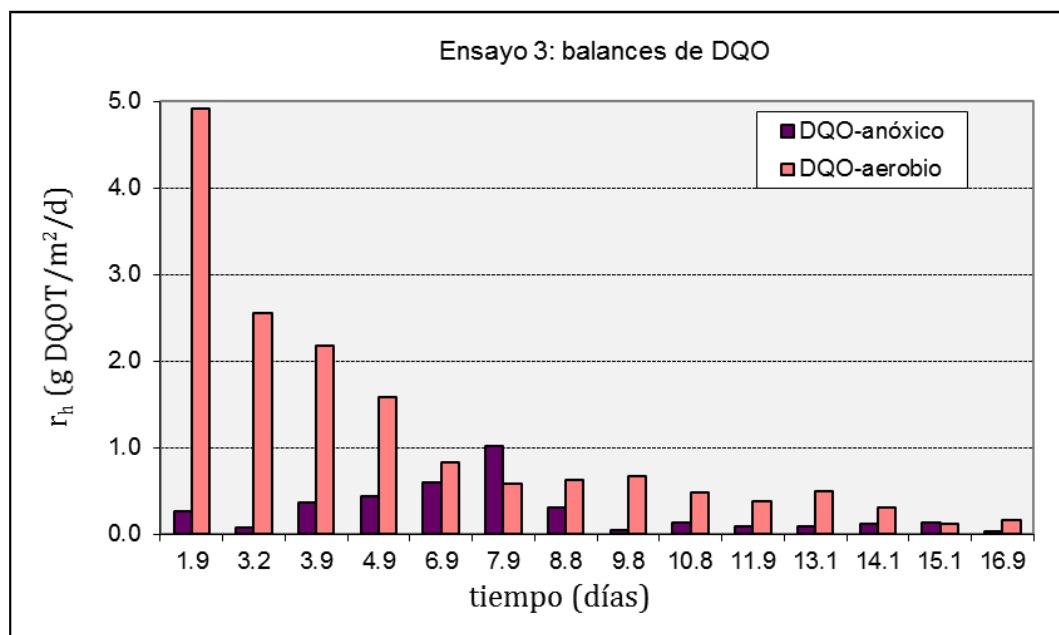
- por vía aerobia: 1.45; 4.69; y 4.91 g DQOT/m²/d
- por vía anóxica: 0.49; 1.19; y 1.01 g DQOT/m²/d



(a)



(b)



(c)

Figura 4.10 (a) - (c).- Balances de DQO

En la Tabla 4.5 se presentan las estimaciones de la carga orgánica eliminada por vía aerobia, $r_{h,ox}$, y por vía anóxica, $r_{h,an}$, considerando el periodo global de cada ensayo, es decir, mediante la diferencia entre las concentraciones iniciales de DQOT y finales de DQOS.

Tabla 4.5.- Carga orgánica eliminada considerando cada ensayo de modo global

Ensayo	r_h (g DQOT/m ² /d)	$r_{h,ox}$ (g DQOT/m ² /d)	$r_{h,an}$ (g DQOT/m ² /d)	$r_{h,ox}/r_h$
1	0.50	0.33	0.17	0.66
2	1.20	0.62	0.58	0.52
3	0.83	0.51	0.32	0.61

La ratio $r_{h,ox}/r_{h,an}$ sucesivamente en cada ensayo fue de: 1.94; 1.07 y 1.59. De modo que, el mecanismo aerobio fue el predominante en la eliminación de materia orgánica. Pero, hay que recordar que en el arranque de los ensayos 1 y 3 predomina la DQOP (hasta un 75%, Tabla 4.1, Fig. 4.1), es decir, la DQO en esos ensayos fue mayoritariamente de lenta degradación lo cual no favorece su oxidación con nitrato como aceptor de electrones. Parece coherente que haya un predominio de la oxidación heterótrofa aerobia. Otra razón,

complementaria, sería la reducida tasa de nitrificación observada (esta se presenta y discute en un apartado posterior). No obstante, haría falta prolongar el estudio en el tiempo para predecir con mayor seguridad el alcance de cada reacción de oxidación orgánica.

A efectos comparativos con otros procesos biopelícula, p.e.: biodiscos, no hay que descartar el efecto del atrapamiento en la estimación de r_h en el reactor biopelícula de membrana aireada (RBMA). Todos los procesos biopelícula que trabajan con agua residual doméstica presentan fenómenos de adsorción superficial de la DQOP, y esta es contabilizada en los informes que se publican. Durante el primer día de cada ensayo se presentaron los valores máximos de tasa de eliminación de DQO:

Ensayo 1: $r_h = 3.4 \text{ g DQOT/m}^2/\text{d}$ (entre $t = 0$ y $t = 0.96$ días)

Ensayo 2: $r_h = 5.5 \text{ g DQOT/m}^2/\text{d}$ (entre $t = 0$ y $t = 0.98$ días)

Ensayo 3: $r_h = 6.0 \text{ g DQOT/m}^2/\text{d}$ (entre $t = 0$ y $t = 0.97$ días)

En procesos de biodiscos aplicados al tratamiento de aguas residuales urbanas (efluente primario) se puede alcanzar tasas de eliminación orgánica, incluyendo atrapamiento de la DQOP, de $15 - 20 \text{ g DQO/m}^2/\text{d}$ en la 1ª etapa del sistema (U.S. EPA 1993).

Las tasas de eliminación orgánica observadas en este trabajo son bajas. Entre otros factores, esto puede deberse a una escasa energía de mezcla en el reactor y a las bajas concentraciones de DQO observadas en el agua problema. Estos dos factores conjuntamente, y también por separado, disminuyen la tasa de transferencia de materia desde el seno líquido hacia la biopelícula. Por otra parte, una mayor superficie específica de membrana (en este trabajo fue de $23 \text{ m}^2/\text{m}^3$) sería necesaria para incrementar la transferencia neta de oxígeno. Además, debe considerarse que sobre las estimaciones de carga en un sistema batch o discontinuo pesa el lapso de medición (en este caso un día), siendo posible que con mediciones más seguidas (utilizando algún tipo de medidor en continuo: sonda de materia orgánica, analizador de COT) se detecten cargas instantáneas eliminadas más elevadas.

En el campo de los estudios sobre eliminación conjunta de materia orgánica y nitrógeno aplicando RBMA los resultados publicados son de amplio espectro. Así, Brindle *et al.* (1999) con un reactor de $447 \text{ m}^2/\text{m}^3$ de superficie específica de membrana alcanzaron tasas de eliminación de $60 \text{ g DQO/m}^2/\text{d}$. Otro estudio, de Terada *et al.* (2003), observó tasas de

eliminación orgánica con un valor “medio” de 5.76 g COT/m²/d (aprox. 13.2 g DQOT/m²/d), empleando fibra hueca de polietileno (50 m²/m³), aire y una concentración muy elevada del agua sintética problema de 4.500 mg COT/L y 3.000 mg N-NH₄⁺/L (carga aplicada = 1.92 kg C/m³/d). Liu *et al.* (2007) con membranas tubulares microporosas, con una disposición similar a la usada en este trabajo (filas horizontales), con 45 m²/m³ de superficie específica, y agua residual sintética (DQO = 170 a 650 mg/L) obtuvieron una tasa de eliminación orgánica de 35.6 ± 3.8 g DQOT/m²/d. Por otra parte, el estudio de Timberlake *et al.* (1988) constató bajas tasas de eliminación orgánica, 2 a 3 g COT/m²/d (aprox. 4.7 a 7.1 g DQOT/m²/d), empleando membrana plana de teflón (19 m²/m³), insuflando aire u oxígeno y empleando un agua residual sintética de baja concentración orgánica, 69.5 – 91.5 mg COT/L (aprox. 163 – 215 mg DQO/L).

Las estrategias que se han propuesto como mejoras para incrementar la tasa de eliminación orgánica en biopelículas mixtas de reactores de membrana aireada son diversas. Eguía (1991); Vidart (1992) y más recientemente Semmens *et al.* (2003) establecieron que es necesario el desarrollo de biopelículas de gran espesor (mínimo 1 mm) para optimizar la eliminación conjunta de materia orgánica y nitrógeno. Este gran espesor sería necesario para que se desarrollen suficientemente los cultivos bacterianos requeridos (aerobios y anóxicos). No obstante, siempre será necesario limitar el espesor máximo para reducir los problemas de transporte difusivo asociados. En nuestro trabajo no se midió el espesor de la biopelícula, y aunque se observó un claro incremento del espesor al pasar de biopelícula de nitrificación terciaria a biopelícula mixta, no se observó una película de gran espesor.

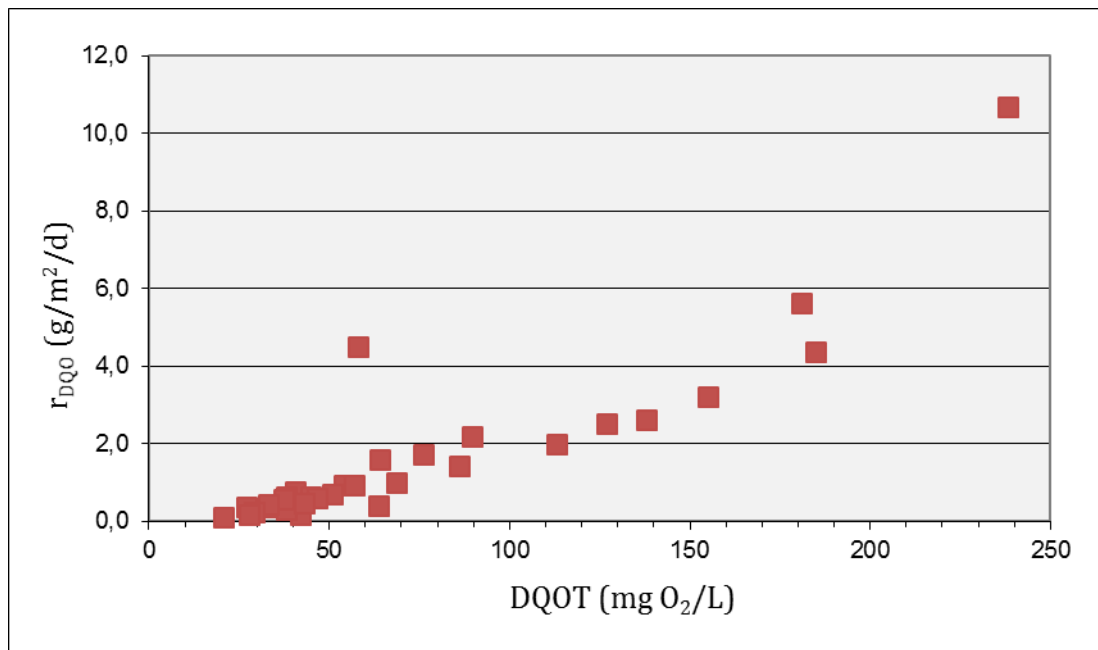
Otra estrategia de más reciente análisis consiste en el uso de flujo advectivo a través de la biopelícula para incrementar la transferencia de materia y por ende la tasa de reacción (Motlagh *et al.*, 2006). Motlagh *et al.* modelizaron esta estrategia, para lo cual estructuraron un módulo de membrana de fibra hueca similar en geometría al utilizado en nuestro trabajo, es decir, con las fibras huecas dispuestas horizontalmente en el reactor, con una separación muy próxima entre ellas que no impide su contacto o unión cuando la biopelícula se desarrolla. Así, cada fila del módulo es como una capa de “membrana – biopelícula” sin casi luz de paso, de modo que el agua necesariamente se “filtra” a través de la biopelícula. Bajo la hipótesis de una concentración de oxígeno de 9 mg/L en la superficie de la membrana (suministro de aire a presión atmosférica), DQO en el seno líquido de 250 mg/L, luz de paso entre fibras huecas limpias de 300 µm (espesor de biopelícula de 150 µm) y una tasa de

filtración de 25 L/m²/h, Motlagh *et al.* calcularon una tasa de eliminación orgánica de 70 g DQO/m²_{biopelícula}/d. También predijeron un incremento del flujo de oxígeno de 22 g/m²_{membrana}/d a 35 g/m²_{biopelícula}/d (ratio estequiométrica 1:2 de oxígeno:sustrato). Este modelo recientemente fue comprobado con una biopelícula nitrificante (Motlagh *et al.*, 2008).

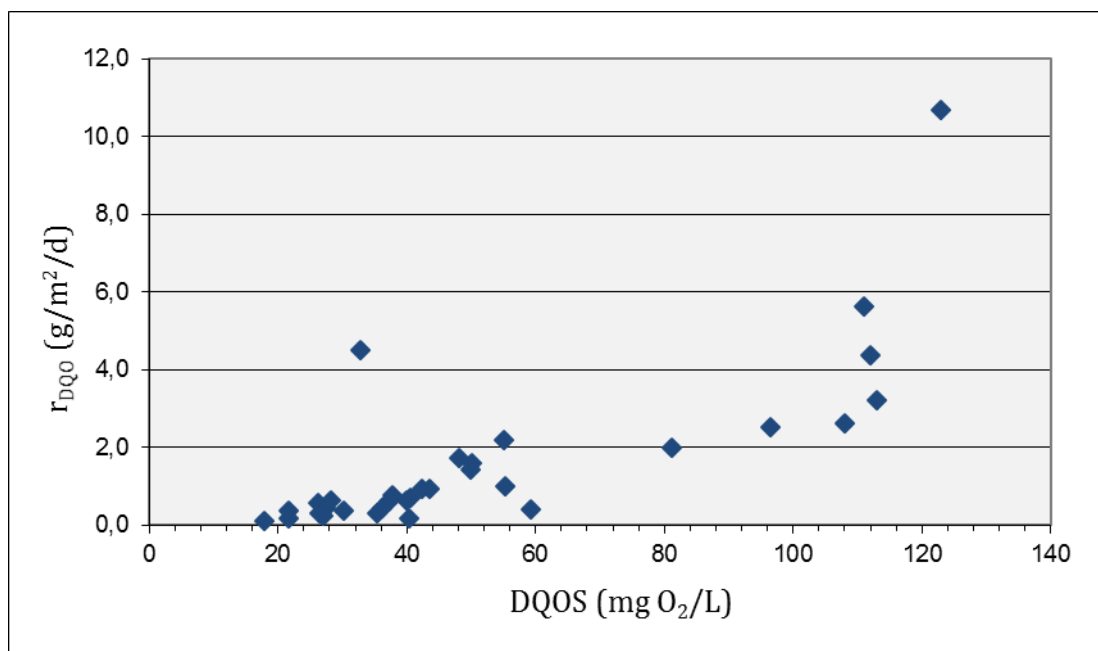
4.3.7.2.- Cinética de la DQO

En las Figuras 4.11(a)-(b) se presentan las relaciones cinéticas entre las concentraciones de DQOT y DQOS con la carga orgánica superficial eliminada. Para esta gráfica no se tiene en cuenta el fenómeno de atrapamiento de sólidos orgánicos en suspensión, es decir, el cálculo de la carga eliminada se hace desde el segundo día de cada ensayo. La curva DQOS vs. tasa de eliminación de DQO (Fig. 4.11b) no muestra una correlación definida. Por lo tanto, se usa la otra curva para comprender la cinética.

En el caso de la DQOT se observa con algo más de claridad una cierta tendencia hacia la saturación (Fig. 4.11a). En todo caso, la curva de esta relación no queda bien definida. Descartando el valor más extremo, la carga eliminada de saturación se aproximaría a 6 g DQO/m²/d. En el caso de crecimiento heterótrofo la constante de semi-saturación de DQO varía de 5 a 30 mg/L (Metcalf & Eddy, 2003). Por lo tanto, en este reactor cuando la concentración de DQOT fue elevada la velocidad de reacción fue limitada por la resistencia a la transferencia de materia, debido a la baja energía de mezcla que se utilizó. Pankhania *et al.*, (1999) también observaron este tipo de limitación al transporte de materia con un reactor de fibra hueca de polipropileno ($\approx 500 \text{ m}^2/\text{m}^3$) funcionando con flujo pistón, y con concentraciones de DQOT en el efluente entre 24 y 384 mg/L.



(a)



(b)

Figura 4.11.- Cinética de la eliminación de materia orgánica

4.3.7.3.- Eliminación de nitrógeno

La Figura 4.12(a)-(c) presenta los resultados de los balances de nitrógeno en términos de carga superficial eliminada (g N/m²/d). Las tasas se estimaron conforme a los balances de materia propuestos por Timberlake *et al.* (1988). Se ha representado gráficamente los flujos de nitrógeno para asimilación, nitrificación y desnitrificación.

Los balances reflejan la simultaneidad de las reacciones de nitrificación y desnitrificación. La explotación en modo “batch” implica que los balances de materia reflejen estas condiciones transitorias observándose fluctuaciones en las tasas de nitrificación y desnitrificación. En la casi totalidad de los balances, la nitrificación es mayor que la desnitrificación, lo cual también quedó reflejado en los valores residuales de nitrato al final de cada uno de los ensayos: 10.0, 8.8 y 4.9 mg N/L (la DQOS residual correspondiente fue de 18, 35 y 22 mg O₂/L, respectivamente). Con estos valores de la DQO tan bajos y difícilmente biodegradables, la desnitrificación se torna muy lenta. Si se tiene en cuenta la globalidad de cada uno de los 3 ensayos, la ratio “carga desnitrificada / carga nitrificada” (eficiencia de la desnitrificación) fue de 0.57, 0.83 y 0.87, respectivamente. Se produce un incremento de esta ratio ensayo a ensayo, lo cual converge con la hipótesis enunciada anteriormente de que la biopelícula se va estructurando en el tiempo con las capas necesarias para las reacciones de nitrificación y desnitrificación. Los resultados sugieren que con el tiempo el rendimiento de la desnitrificación se aproximaría al 100%.

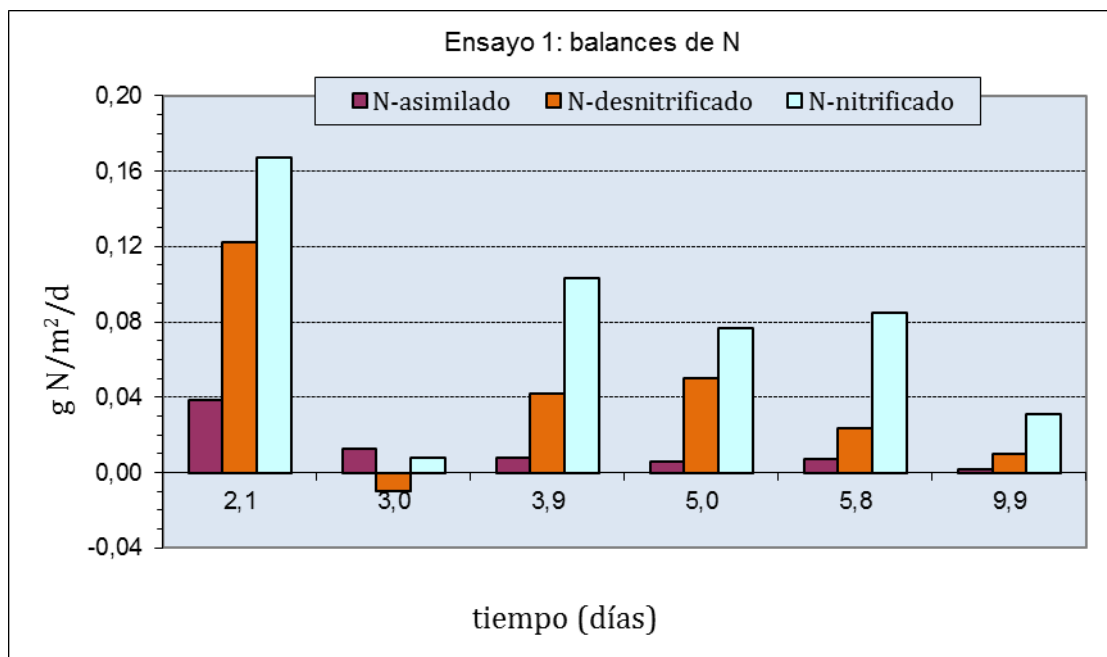
La tasa de nitrificación observada es baja. Los valores máximos de cada uno de los ensayos fueron: 0.17; 0.36 y 0.26 g N/m²/d. Con procesos de biodiscos en estado estacionario se llega a tasas máximas de nitrificación de 1.4 g N/m²/d a partir de concentraciones de amonio en el seno líquido de 5 mg N/L (US-EPA, 1993). La tasa de nitrificación conjunta resultó más baja que la de nitrificación terciaria. Esto también ha sido observado en otros trabajos con RBMA en los cuales se ha ensayado los dos tipos de nitrificación (Suzuki *et al.*, 2000; Walter *et al.*, 2005). En esos casos la reducción de la tasa de nitrificación se achacó principalmente al desarrollo de la capa desnitrificante que produjo un incremento en la resistencia a la transferencia de materia a través de la biopelícula. En nuestro trabajo otras razones adicionales que podrían explicar la baja tasa de nitrificación observada son la reducida energía de mezcla en el reactor que dificultaría la transferencia de materia hacia la biopelícula y también un espesor insuficiente de biopelícula nitrificante. La metodología experimental también influye porque la estimación de la carga se hace, en el caso más favorable, sobre una base de tiempo de alrededor de 1 día. Un medidor en continuo permitiría una estima de tasa de nitrificación instantánea que podría dar resultados algo más elevados.

La ratio “carga desnitrificada con respecto a la tasa de nitrificación”, r_{dn}/r_{nit} , es variable a lo largo de los ensayos. Pero es destacable que en el ensayo n° 3 la mayoría de las estimaciones

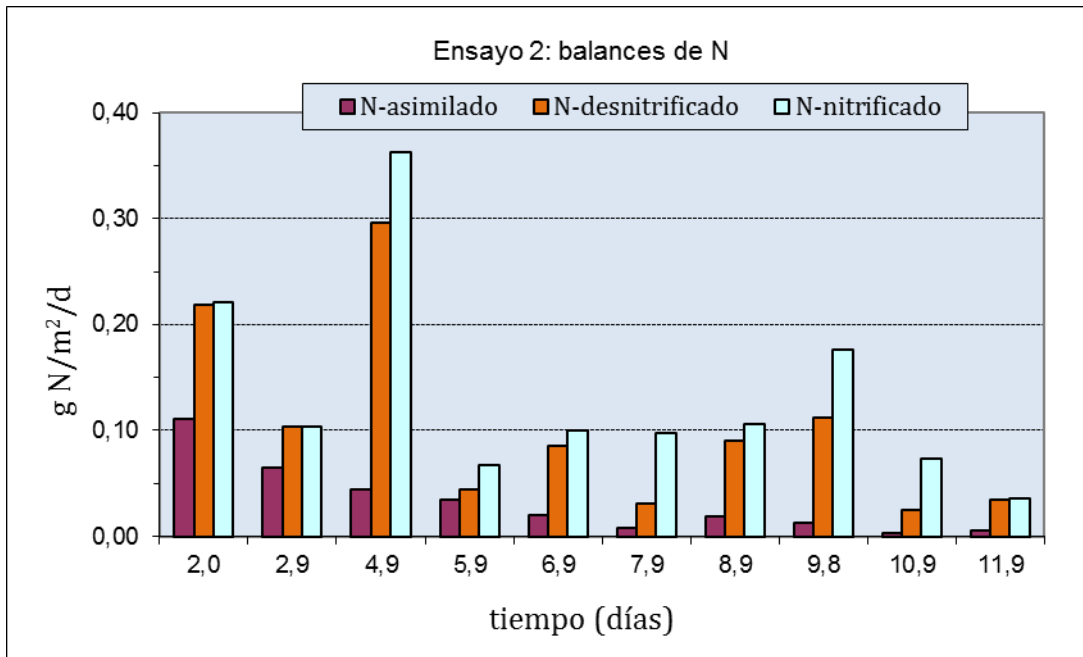
(8 de 14) de r_{dn}/r_{nit} es prácticamente igual a 1 (Fig. 4.12c). Esto abunda en la observación del desarrollo sostenido de una capa desnitrificante en la biopelícula. En la siguiente tabla se presenta los valores de r_{nit} y r_{dn} observados en cada ensayo de forma global. La ratio global r_{dn}/r_{nit} es muy similar en los ensayos 2 y 3, y claramente mayor que en el ensayo 1. También, a partir de este dato se puede deducir que el espesor desnitrificante alcanza un valor estable a partir del ensayo 2.

Tabla 4.6.- Tasas de nitrificación y desnitrificación globales por ensayo

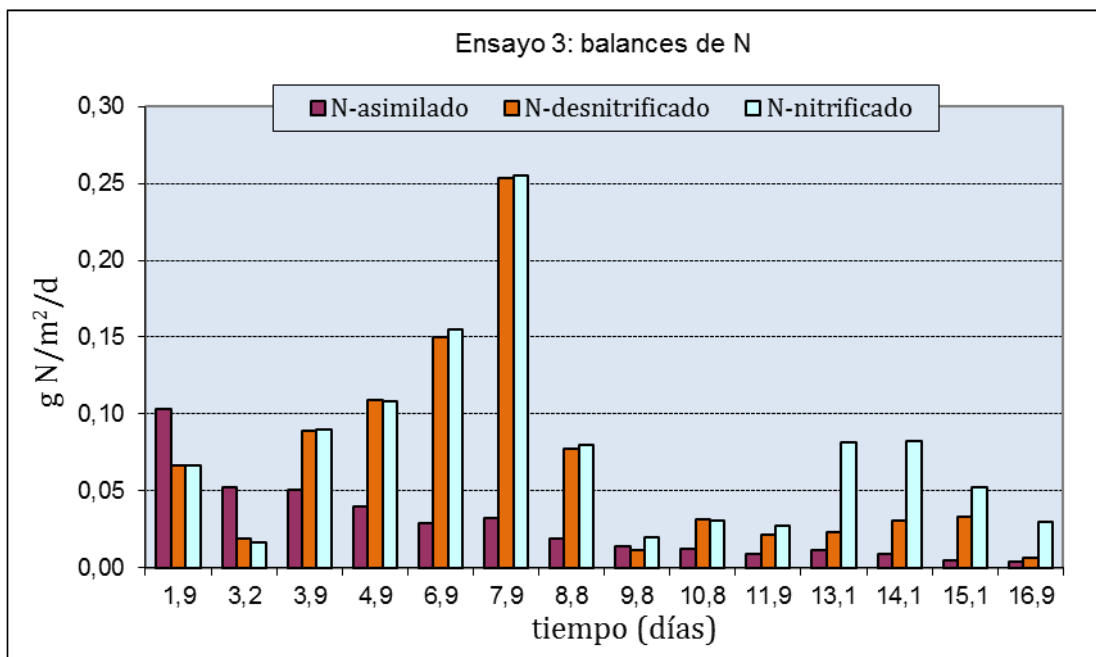
Ensayo	r_{nit} (g N/m ² /d)	r_{dn} (g N/m ² /d)	r_{dn} / r_{nit}
1	0.076	0.043	0.57
2	0.176	0.145	0.82
3	0.093	0.080	0.86



(a)



(b)

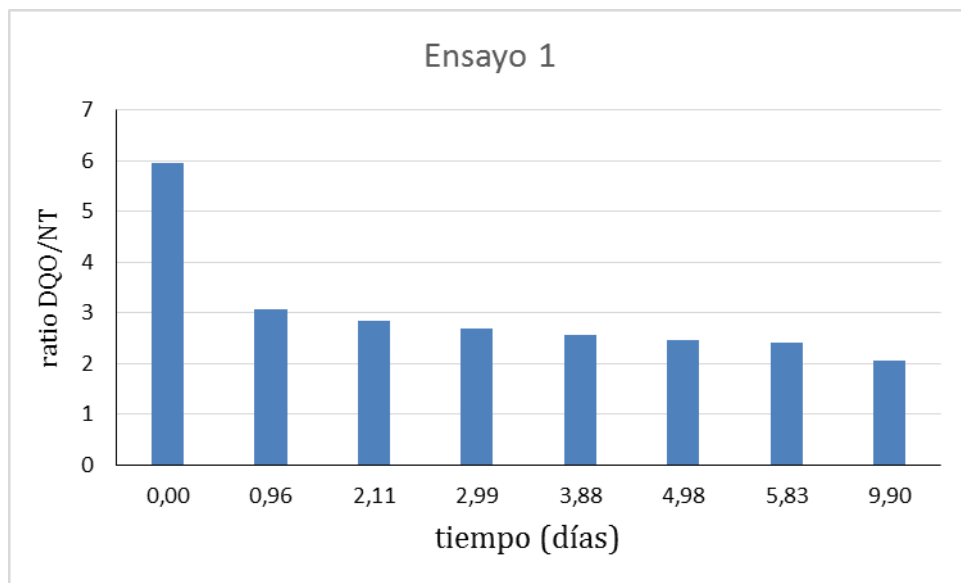


(c)

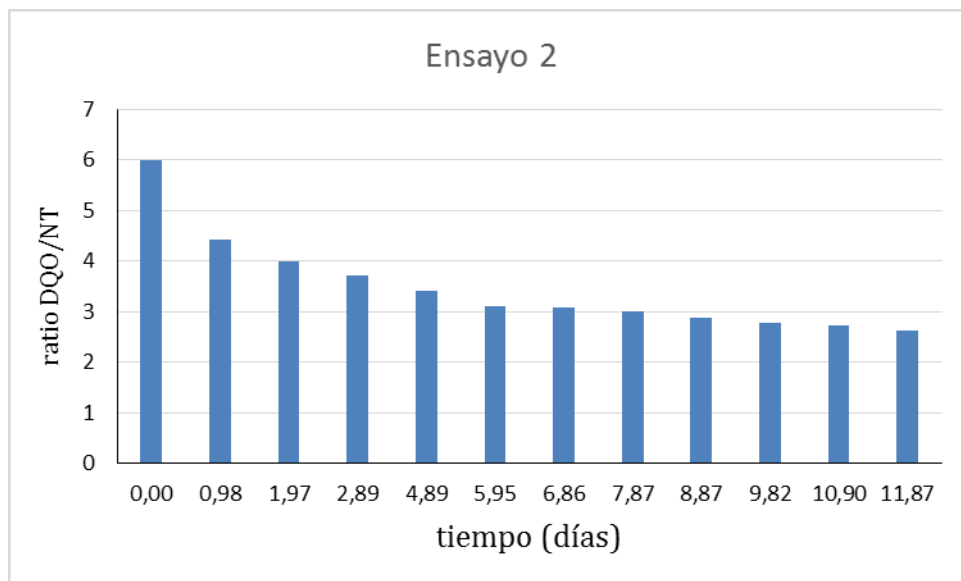
Figura 4.12 (a) - (c).- Balances de nitrógeno.

Sobre la eficiencia de la desnitrificación también influye la ratio DQO/N disponible en cada momento. La explotación en modo batch promueve que esta ratio sea un factor que limita la velocidad de la desnitrificación. La eliminación de materia orgánica es más rápida que la nitrificación, y desequilibra la ratio inicial DQO/NT, tal como se aprecia en las siguientes

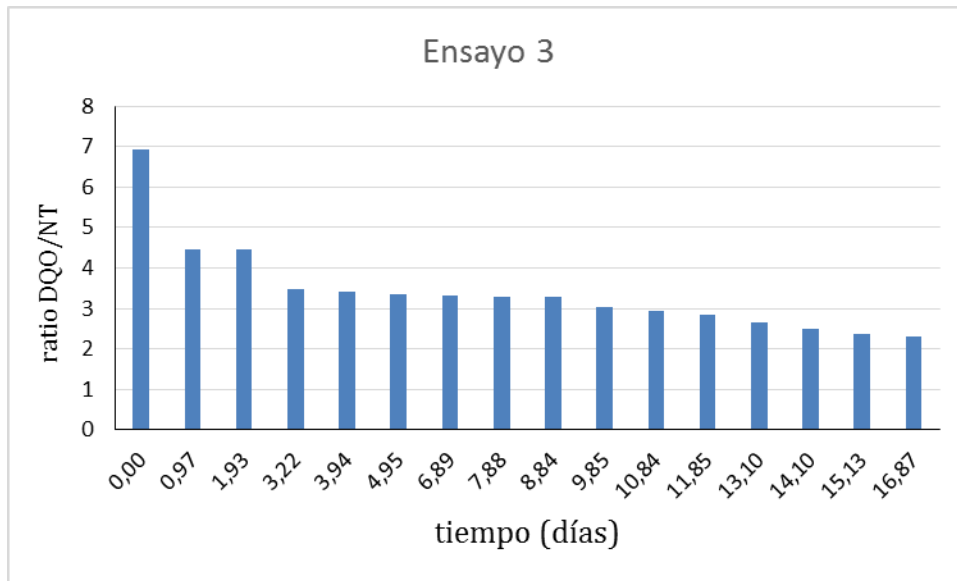
figuras que presentan la dinámica de cambio de la ratio DQO/NT en cada ensayo. En los ensayos 2 y 3, los más relevantes porque la biopelícula sería más estable en espesor y concentración, al tercer día la ratio es menor que 4, valor este que muchos postulan que es el óptimo para una desnitrificación eficiente, es decir, para que el nitrato formado pase en un 100% a nitrógeno gas. En modo continuo de funcionamiento, esta ratio depende de la composición del afluente. En un agua residual doméstica decantada suele ser de entre 5 y 8 (Metcalf & Eddy, 2003). En este caso, la ratio de partida presentó valores entre 5.95 y 6.92, es decir, dentro de lo esperado para este tipo de agua.



(a)



(b)



(c)

Figura 4.13(a)-(c).- Dinámica del cambio de la ratio DQO/NT en cada ensayo.

Las tasas de nitrificación observadas en estudios con RBMA se mueven en un amplio rango. Vidart *et al.* (1993) informaron tasas elevadas de nitrificación conjunta, de 2.1 a 47.3 g N/m²/d, usando membrana plana microporosa de PTFE ($\approx 40 \text{ m}^2/\text{m}^3$) y aire a presión atmosférica. Shin *et al.* (2005) observaron tasas de nitrificación entre 0.49 y 1.43 g N/m²/d, con membrana de fibra hueca de polisulfona ($< 129 \text{ m}^2/\text{m}^3$) alimentada con oxígeno y concentraciones de amonio de 50 a 100 mg N/L. En otro estudio de Shin *et al.* (2008) con membrana de fibra hueca compuesta de poliuretano recubierto de polietileno ($148 \text{ m}^2/\text{m}^3$) observaron tasas de nitrificación de 0.92 a 1.89 g N/m²/d, también alimentando oxígeno. Satoh *et al.* (2004) observaron una tasa de nitrificación de 0.5 g N/m²/d, con aire presurizado (presión intra-membrana de 0.1 a 0.4 atm.), fibra hueca de poliuretano ($56 \text{ m}^2/\text{m}^3$), con cargas aplicadas de 1.2 -1.5 g DQO/m²/d y 1.0 – 1.2 g NT/m²/d. Suzuki *et al.* (2000) con membrana tubular de PTFE ($19.6 \text{ m}^2/\text{m}^3$), agua residual doméstica, aire a presión atmosférica, observaron una tasa de nitrificación conjunta de 1.1 g N/m²/d y de nitrificación terciaria de 3.1 g N/m²/d. La Tabla 4.7 contiene una comparativa de tasas de eliminación de amonio observadas con una selección de procesos RBMA de los cuales se tiene suficiente información con respecto a las características del reactor y condiciones operacionales. Un número significativo de estudios a nivel de laboratorio han utilizado bajos valores de superficie específica (As) de membrana.

Las razones esgrimidas para justificar las tasas de nitrificación observadas pasan por la concentración del agua residual, la hidrodinámica de los reactores, la tasa de transferencia de oxígeno, el desarrollo adecuado de una capa de nitrificación en la biopelícula, la carga aplicada de nitrógeno, la ratio C/N (en el caso de nitrificación conjunta), el material y superficie específica de la membrana, el espesor de la biopelícula (en el caso de biopelícula mixta, el espesor de la capa desnitrificante), la facilidad para la adherencia bacteriana que ofrezca el material de las membranas, etc. Como ya se comentó antes, Motlagh *et al.* (2008) desarrollaron un RBMA de fibra hueca de poliolefina con flujo advectivo de sustrato a través de la biopelícula (la biopelícula al desarrollarse forma un lecho por el que se filtra el agua), con el objetivo de comprobar si la eliminación de la resistencia al transporte difusivo de sustrato en el interior de la biopelícula mejora la tasa de nitrificación. Aplicado este RBMA a nitrificación terciaria observaron valores elevados de 10 a 24 g N/m²/d. El valor máximo del rango se obtuvo con una presión parcial de oxígeno de 0.6 atm en la corriente de aire alimentada al interior de las fibras, mientras que el valor más bajo con una presión parcial de oxígeno de 0.2 atm. Walter *et al.* (2005) con membrana de silicona han observado tasas elevadas de nitrificación terciaria, 5 a 25 g N/m²/d, con una presión parcial de oxígeno, pO₂, de 0.63 bar, pero con flujo difusivo siendo el número de Reynolds, Re, de 400. Cuando el sistema pasó a nitrificación conjunta (idem Re y pO₂) la tasa de nitrificación fue de 1 a 10 g N/m²/d. Este resultado permitió concluir que, cuando se desarrolla un espesor desnitrificante la nitrificación se reduce a consecuencia de una mayor barrera difusiva. Por lo tanto, el control del espesor máximo desnitrificante sería un factor importante que afecta la tasa de nitrificación en biopelículas mixtas.

En el presente trabajo el flujo de sustrato, hacia y en la biopelícula, fue de tipo difusivo, con baja agitación del seno líquido y con demasiada separación entre las membranas tubulares, lo cual condujo a la generación de una gran longitud difusiva de capa líquida estática en la interfase biopelícula - agua. Parece razonable pensar que, mejorando la mezcla, y aproximando más las membranas (incrementando el número de membranas, y por ende la superficie específica de material soporte y de aireación) las tasas de nitrificación, así como las de eliminación de nitrógeno total, podrían incrementarse.

Tabla 4.7.- Comparativa de tasas de nitrificación observadas en RBMA (Modificada de Jácome et al. 2006)

Material	As (m ² /m ³)	Nitrificación (tipo)	Eliminación (g N/m ² /d)	Agua residual	Referencia
RBMA alimentados con oxígeno					
MP-PTFE	19	Conjunta	0.12 - 0.62	Sintética	Timberlake <i>et al.</i> (1988)
MP-Goretex TM	4.3	Conjunta	3.5	Sintética	Abdel-Warith <i>et al.</i> (1990)
MP-PTFE	4.1	Conjunta	3.0	Sintética	Egúfa (1991)
FH-PP	185	Terciaria	1.1	Sintética	Brindle <i>et al.</i> (1996)
FH-PE	185	Terciaria	5.4	Sintética	Brindle <i>et al.</i> (1998)
FH-PS	1733	Terciaria	0.49 – 1.43	Sintética	Shin <i>et al.</i> (2005)
MT-Silicona	200	Conjunta/Terciaria	10 / 25	Sintética	Walter <i>et al.</i> (2005)
FH-PO	23	Terciaria	3 - 24	Sintética	Ahmadi <i>et al.</i> (2008)
RBMA con inyección forzada de aire					
MP-PTFE	4.1	Conjunta	7.4	Sintética	Vidart (1992)
MP-PTFE	41	Conjunta	47	Sintética	Vidart <i>et al.</i> (1993)
FH-Silicona	---	Conjunta	1.9	Sintética	Yamagiwa <i>et al.</i> (1998)
MT-PTFE	19.6	Conjunta/Terciaria	1.1 / 3.1	Urbana	Suzuki <i>et al.</i> (2000)
FH-PE	57	Conjunta	0.77	Sintética	Hibiya <i>et al.</i> (2003)
FH-PE	422	Conjunta	2.0	Sintética	Semmens <i>et al.</i> (2003)
FH-PU	55.6	Conjunta	0.5	Sintética	Satoh <i>et al.</i> , (2004)
FH-Silicona	34.8	Terciaria	2-8	Sintética	Yamagiwa <i>et al.</i> (2004)
MT-CM	45	Conjunta	9.3 ± 0.6	Sintética	Liu <i>et al.</i> (2007)
HF-Silicona ^(b)	---	Terciaria	6.5	Sintética	Wu <i>et al.</i> (2006)
HF-PE ^(b)	32	Terciaria	1.0 – 1.9	Sintética	Downing <i>et al.</i> (2008)
MT-PP	23	Conjunta/Terciaria	0.38 / 0.60	Urbana (Ef. 1°)/ Sintética	Este trabajo
RBMA con aireación pasiva atmosférica (sin equipo de aireación)					
MP-PVDF	7.2	Conjunta	4.4	Urbana Efluente 1°	Jácome <i>et al.</i> (2002)
FH-PP	26	Conjunta	0.9 – 2.6	Sintética	Jácome <i>et al.</i> (2006)

MP: Membrana Plana; FH: Fibra Hueca; MT: Membrana Tubular.

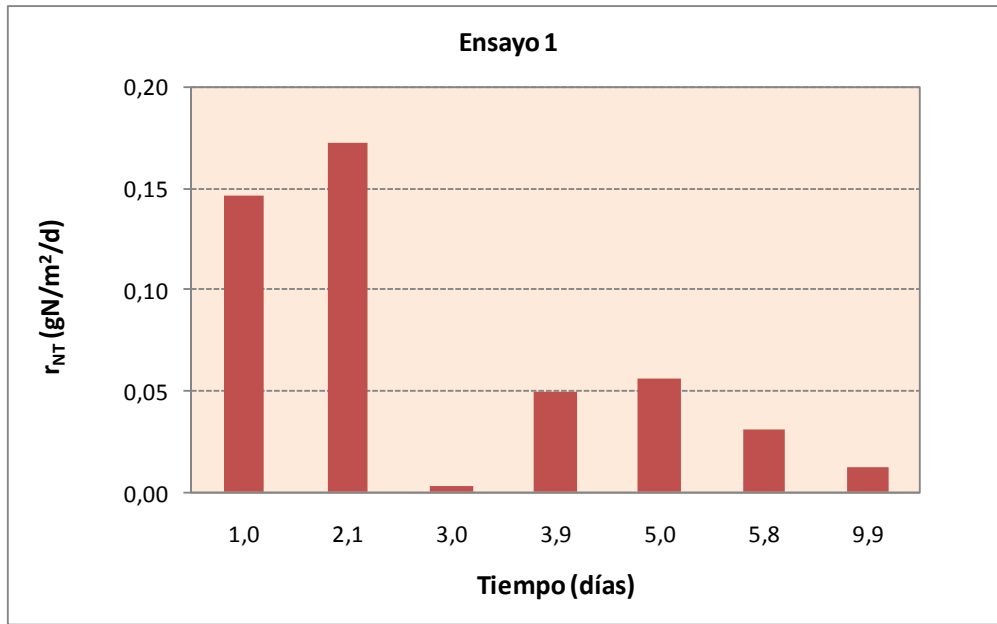
PTFE: Politetrafluoretileno; PE: Polietileno; PS: Polisulfona; PO: Poliolefina; PVDF: Polivinilideno fluoruro; PP: Polipropileno; CM: Carbón mineral.

En la Figura 4.14 (a)-(c), se presenta las cargas eliminadas de nitrógeno total. El NT se elimina del seno líquido mediante: asimilación en el crecimiento celular, desnitrificación en forma de gas nitrógeno, y también mediante atrapamiento de nitrógeno orgánico en suspensión, que tras hidrólisis y amonificación, también sería asimilado. En cada ensayo la

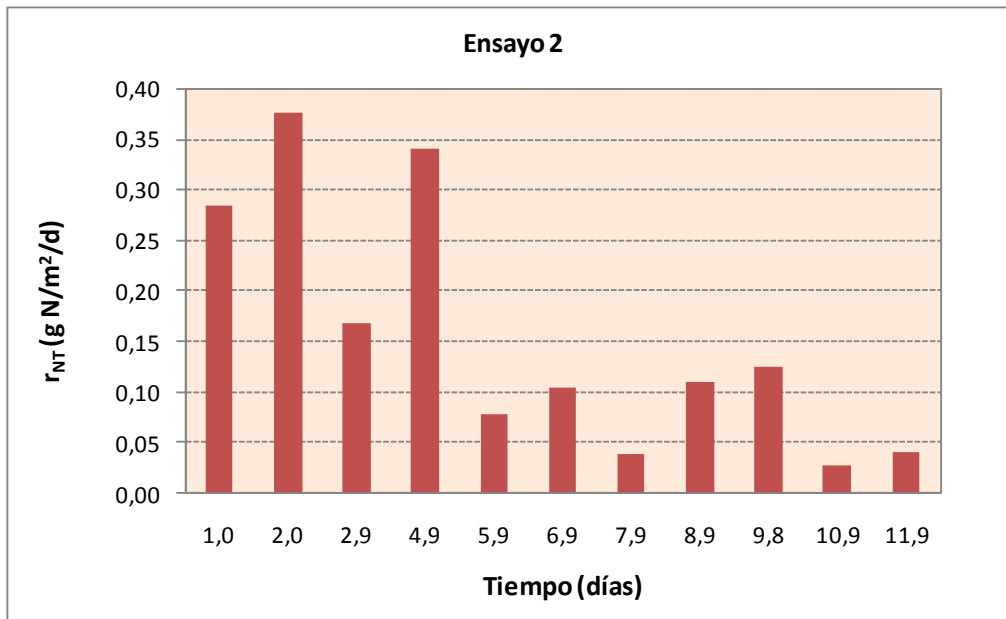
curva de la evolución de este parámetro presenta una forma específica. En el primer día de los ensayos es de suponer que una fracción importante de la carga eliminada lo habrá sido por atrapamiento. El segundo día sería significativa la asimilación celular de nitrógeno. Los balances de nitrógeno demostraron que la desnitrificación empieza a aportar de forma significativa a la eliminación global de nitrógeno desde el tercer o cuarto día.

Las cargas eliminadas de nitrógeno total han sido bajas. La tasa máxima fue de 0.38 g NT/m²/d. En otros estudios con RBMA para la eliminación simultánea de DQO y nitrógeno, la carga eliminada de nitrógeno total observada ha sido muy variable. Así, se tienen valores de 0.12 a 0.33 g NT/m²/d con membranas de fibra hueca de poliuretano (56 m²/m³) alimentadas con aire a una presión intra-membrana de 0.1 a 0.4 atm (Sato *et al.*, 2004); de 1 g NT/m²/d con membrana de fibra hueca no porosa de poliuretano recubierta por ambas caras de polietileno microporoso (148 m²/m³) alimentada con oxígeno (Shin *et al.*, 2008); hasta 40 g NT/m²/d con membrana plana microporosa de teflón (40 m²/m³) alimentada con aire a presión atmosférica (Vidart, 1992).

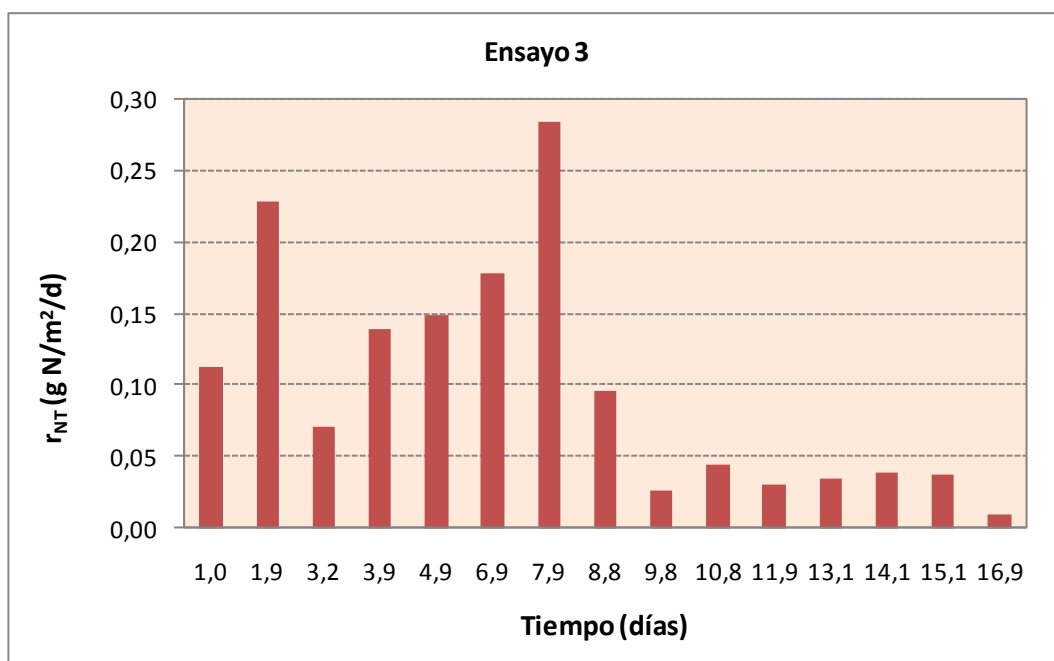
Varios factores afectan los rendimientos observados, entre otros: material y permeabilidad de la membrana, configuraciones de los reactores, cargas de trabajo, espesor de biopelícula, hidrodinámica, ratio C/N, etc. En particular la ratio C/N tiene un efecto significativo sobre la eliminación de nitrógeno total mediante nitrificación / desnitrificación simultáneas. Cuando esta ratio es muy elevada las bacterias heterótrofas aerobias impedirían el crecimiento de las nitrificantes, pero si es muy baja la desnitrificación podría estar limitada por la disponibilidad de materia orgánica biodegradable. Varios autores, mediante modelización (Shanahan y Semmens, 2004), y sobre la base de resultados experimentales y estequiometría (LaPara *et al.*, 2006) han llegado a la conclusión que la ratio DQO/N óptima es de 4:1. Matsumoto *et al.* (2007) mediante modelación matemática determinaron que la ratio DQO/N óptima varía de 3.0 a 5.25, y los espesores de biopelícula entre 600 y 1200 µm. Suzuki *et al.* (2000) establecieron que 2 g DBO₅ soluble se consumen para la desnitrificación de 1 g N-NO₃⁻. En cuanto al espesor de biopelícula, se ha observado que se requiere una película gruesa, > 1 mm, para el desarrollo de las poblaciones bacterianas requeridas: bacterias que oxidan el amonio y desnitrificantes. En cuanto al efecto de la hidrodinámica, se ha observado con membrana plana microporosa que una velocidad del fluido muy baja (2 cm/s) no permite la coexistencia de las dos especies bacterianas de interés, debido a la resistencia a la transferencia de amonio hacia la biopelícula (Cole *et al.*, 2004).



(a)



(b)



(c)

Figura 4.14 (a)-(c).- Evolución de la carga eliminada de nitrógeno total.

4.3.7.4.- Cinética de la nitrificación

En la Figura 4.15 se presenta la tasa de nitrificación observada respecto de la concentración de amonio. Cuando en el mismo reactor se oxida amonio y materia orgánica el proceso suele recibir el nombre de nitrificación conjunta (WEF 2010). Por ejemplo, se tienen lechos bacterianos y biodiscos de nitrificación conjunta, pero en esos casos, aunque se trata del mismo reactor, la oxidación no se realiza por una misma biopelícula, pues, se trata de reactores con perfil longitudinal (biodiscos) o en altura (lechos bacterianos) de las concentraciones tanto de amonio como de materia orgánica. Y tales perfiles generan un perfil de poblaciones bacterianas, un perfil de biopelículas distintas. Por el contrario, en el RBMA la oxidación conjunta de amonio y materia orgánica se produce por una misma biopelícula. Esta es una de las ventajas tecnológicas de los RBMA, uno de los hitos que despertó el interés de los investigadores: poder concentrar en una misma unidad y biopelícula varias reacciones microbianas. Pero así como es interesante, también vuelve complejo el análisis de estas reacciones.

La teoría establece que la cinética de la nitrificación depende tanto de la concentración de oxígeno disuelto como de la de amonio (WEF 2000). En el proceso biopelícula de membrana

tubular aireada a presión atmosférica es aceptable suponer que en la interfase membrana – biopelícula la concentración de OD corresponde a la de saturación a una presión parcial de 0.21 atmósferas, sobre todo porque la renovación del lumen era rápida (< 1 minuto). De modo que, la reacción sería de orden 0 con respecto al OD y solo dependería de la concentración de amonio. Tal como se observó en el estudio de la nitrificación terciaria presentado en el capítulo anterior, y como está recogido ampliamente en la bibliografía, cuando la tasa superficial de nitrificación solo depende de la concentración de amonio suele seguir un modelo de saturación. Sin embargo, cuando se tiene dos procesos de oxidación conjunta, en este caso heterótrofa y nitrificante, inicialmente predomina el proceso asociado a la especie de más rápido crecimiento. Por esto, no resulta contradictorio que a concentraciones elevadas de amonio (inicio de las cargas batch) se produzca una baja tasa de nitrificación. Al inicio de cada ensayo, la nitrificación está limitada por la oxidación heterótrofa aerobia que consume preferentemente el OD disponible. Cuando se agota el sustrato orgánico aún hay disponible suficiente nitrógeno amoniacal produciéndose una inmediata elevación de la tasa de nitrificación. Después, cuando la concentración de amonio disminuye la cinética de la nitrificación se tornaría de orden 1. La tasa máxima superficial de nitrificación observada (tasa de saturación) tiende a $0.30 \text{ g N/m}^2/\text{d}$, muy baja en comparación con la observada en biodiscos depurando aguas residuales domésticas decantadas que es de $1.5 \text{ g N/m}^2/\text{d}$ (U.S. EPA 1993).

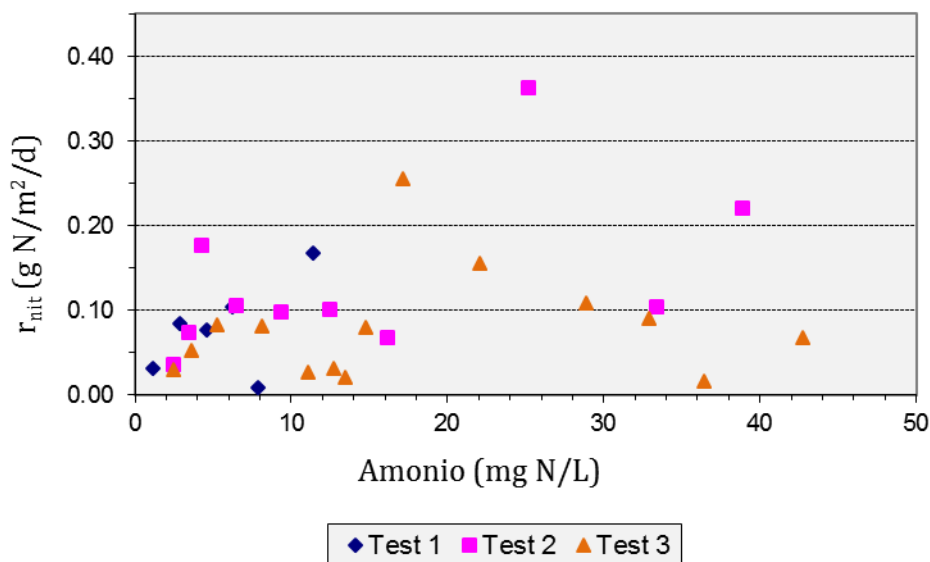


Figura 4.15.- Tasa de nitrificación conjunta observada.

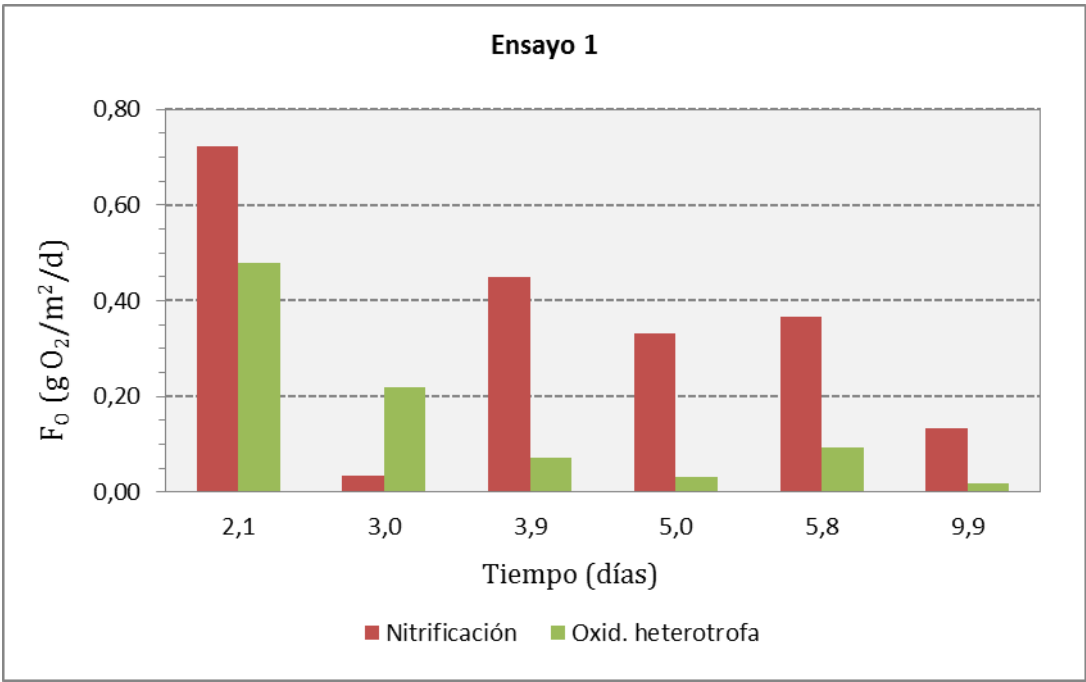
4.3.7.5.- Transferencia de oxígeno a través de biopelícula-membrana aireada (BMA)

Mediante estequiometría se ha estimado el consumo de oxígeno asociado a la nitrificación y a la oxidación heterótrofa. Se multiplicó la tasa de nitrificación por 4.33 g O/g N para obtener el oxígeno consumido en ese proceso. Asimismo, se multiplicó por 0.33 g O/g DQO la tasa de oxidación orgánica aerobia para estimar el oxígeno consumido en el crecimiento heterótrofo aerobio ($Y_H = 0.67$ g DQO/g DQO, se usó en los balances de materia). Por lo tanto, el flujo de oxígeno, F_O , resulta:

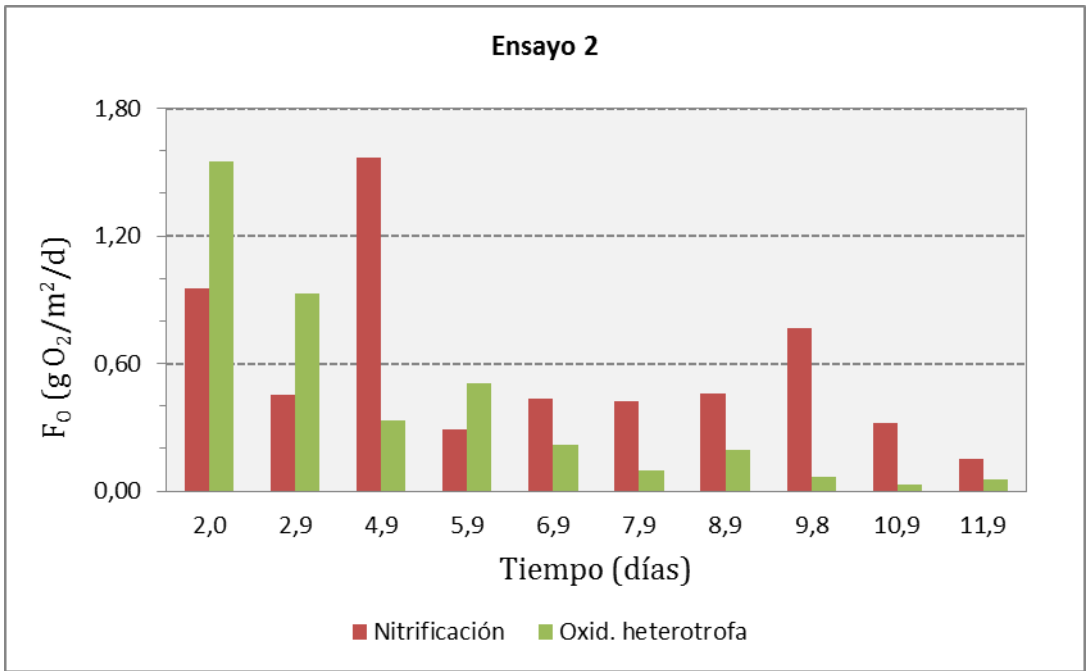
$$F_O = r_{nit} \times 4.33 + r_h \times 0.33 \quad (\text{Ec. 4.8})$$

La figura 4.16 presenta los consumos estimados de oxígeno. La primera barra de cada ensayo (igual que se hizo con las tasas de eliminación) corresponde al consumo medio de los dos primeros días, para descartar que la eliminación de DQOP por adsorción superficial nos incremente la DQO realmente oxidada. El primer ensayo vuelve a evidenciar que la biopelícula nitrificante inóculo fue activa desde el inicio de esta fase experimental porque su competidora, la biopelícula heterótrofa, recién se desarrollaría en ese primer ensayo. Pero, a partir del segundo ensayo, cuando ya existe la biopelícula orgánica superficial, la oxidación heterótrofa aerobia tiene predominio sobre el consumo de oxígeno en los primeros días de los ensayos 2 y 3. Esto sugiere que el espesor heterótrofo no fue muy grueso y que comprendió una fracción aerobia y otra anóxica, ubicándose la zona aerobia heterótrofa sobre la nitrificante, compitiendo por el oxígeno a la vez que toda la capa heterótrofa fue una barrera de resistencia al transporte de amonio hacia la biopelícula nitrificante.

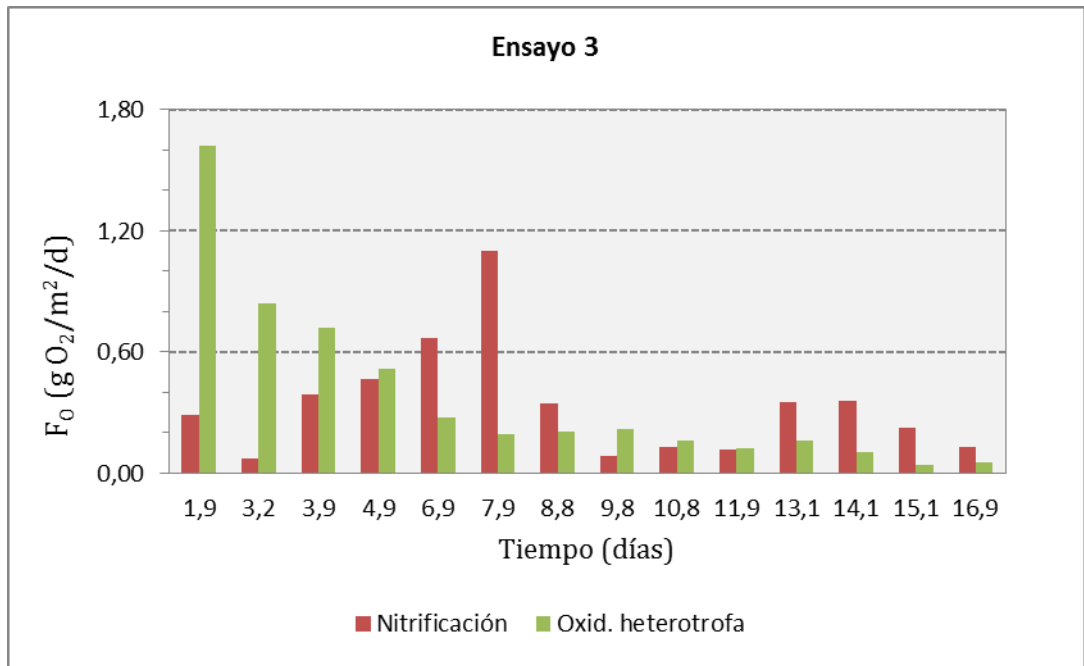
El consumo máximo estimado de oxígeno fue de 2.5 g/m²/d. Por no tratarse de consumos instantáneos, es una tasa minorada, y representa el 56% de la transferencia máxima de oxígeno medida con las membranas limpias. Los resultados sugieren que un aumento de la carga aplicada llevaría a un mejor aprovechamiento de la capacidad de oxigenación de las membranas.



(a)



(b)



(c)

Figura 4.16 (a) - (c).- Evolución de los flujos de oxígeno debido a las cargas oxidadas (por nitrificación y crecimiento heterotrofo aerobio)

4.4.- CONCLUSIONES

Para optimizar la aplicación de biopelículas desarrolladas sobre membranas aireadas (BMA) en el tratamiento biológico de las aguas residuales se requiere un mayor entendimiento de los factores que controlan la estratificación de la estructura y fisiología bacteriana. En este trabajo se ha comprobado la viabilidad de un RBMA a escala piloto funcionando en modo batch para eliminar simultáneamente materia orgánica y nitrógeno de agua residual doméstica decantada mediante nitrificación conjunta y desnitrificación.

El desarrollo de la biopelícula mixta se realizó sobre la superficie de una biopelícula nitrificante que en un estudio previo habíamos desarrollado para realizar la nitrificación terciaria de un agua residual sintética. El objetivo era disponer en capas secuenciales, una biopelícula nitrificante adherida a la membrana rica en oxígeno atmosférico y otra biopelícula heterótrofa (aerobia y anóxica) adyacente o en contacto directo con el seno líquido. Los resultados indicaron que este objetivo se consiguió porque en ningún momento se produjo inhibición de la biopelícula nitrificante por la actividad aerobia heterótrofa.

A pesar de que el reactor trabajó con recirculación interna de agua, las tasas de nitrificación y de oxidación de materia orgánica resultaron bajas. Los resultados y observaciones del proceso sugieren que las bajas tasas se debieron, entre otros factores a: baja velocidad del fluido, reducida superficie específica de las membranas, el propio modo de funcionamiento batch, reducido espesor global de la biopelícula. En el caso concreto de la nitrificación, el espesor heterótrofo fue una barrera difusional significativa.

El proceso RBMA en modo batch obtiene un efluente de alta calidad en cuanto a DQO, N y SS. A diferencia de lo que sucede en los reactores secuenciales batch de cultivo en suspensión (SBR por sus siglas en inglés), el proceso RBMA sin fase de clarificación produce un agua tratada inmediatamente descargable porque la concentración estimada de SS (basada en mediciones de la turbidez) fue despreciable, en general, menor que 10 mg/L. Este resultado es un indicador de que el atrapamiento superficial por la biopelícula e hidrólisis de la DQOP fueron eficientes. Sin embargo, los tiempos de reacción requeridos para cumplir con varias normativas de vertido, europea y regional, son muy elevados. Sin embargo, una simple re-configuración del módulo de membrana serviría para incrementar drásticamente la superficie específica de membrana y así reducir en gran medida el tiempo de reacción necesario.

Al realizar este estudio con agua residual doméstica se evidenció la falta de estudios a escala piloto del proceso RBMA con aguas residuales reales que comparen el rendimiento frente a los procesos convencionales usando condiciones operacionales homologables. Los estudios a escala piloto podrían enfocarse sobre eliminación de biopelícula en exceso, efecto de sobrecargas, o centrarse en factores que afectan a la durabilidad de las membranas. También, se necesita valorar económicamente las necesidades energéticas, la producción de lodos y los pre-tratamientos que hacen falta.

El objetivo a largo plazo de nuestras investigaciones es disponer de suficientes observaciones válidas para optimizar la eliminación simultánea de materia orgánica y nitrógeno en RBMA. La gran ventaja de estos reactores es su capacidad para conseguir que en una misma biopelícula se desarrolle una biocenosis integrada por bacterias nitrificantes y desnitrificantes. Sin embargo, constituye un duro reto técnico lograr la estratificación óptima de estas poblaciones bacterianas. En este estudio, consideramos que hemos dado un paso

importante demostrando que se puede estratificar adecuadamente la biopelícula si se empieza colonizando las membranas con un cultivo de nitrificantes alimentado con un agua residual rica en amonio y sin sustrato orgánico. Hay que reconocer que esta estrategia es viable a escala piloto. A escala real esto sería más complejo, y quizá la mejor alternativa sería la puesta en marcha de un RBMA con el efluente secundario de una EDAR municipal, pero esto también requiere de una logística compleja, que en el caso de la puesta en marcha de una EDAR grande seguramente sería inviable, pero que en el de pequeñas poblaciones podría lograrse.

4.5.- REFERENCIAS

- Abdel-Warith A. S., Williamson K. J., Strand S. E. (1990). Substratum-aerated-biofilm reactor. En: *Proceedings of the Specialty Conference on Environmental Engineering. Arlington, VA (USA)*, p. 360.
- Anthonisen, A. C., Loehr, R. C., Prakasam, T. B. S., Srinat, E. G. (1976). Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid. *J. WPCF*, 48 (5): 835-852.
- APHA (1998). *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*. 20th edn, American Public Health Association / American Water Works Association / Water Environment Federation, Washington DC, USA.
- Augas de Galicia (2007) “Directrices de saneamiento en el medio rural de Galicia”. Documento técnico elaborado por el GEAMA-UDC. Santiago de Compostela (España).
- Brindle K., Stephenson T. (1996). Nitrification in a bubbleless oxygen supply mass transfer membrane bioreactor. *Wat. Sci. Technol.*, 34 (9): 261- 267.
- Brindle K., Stephenson T., Semmens M. J. (1998). Nitrification and oxygen utilization in a membrane aeration bioreactor. *J. Membr. Sci.*, 144: 197 - 209.
- Brindle K., Stephenson T., Semmens M. J. (1999). Pilot-plant treatment of a high-strength brewery wastewater using a membrane-aeration bioreactor. *Water Environ. Res.*, 71: 1197 – 1204.
- Cole A. C., Shanahan J. W., Semmens M. J., LaPara T. M. (2002). Preliminary studies on the microbial community structure of membrane-aerated biofilms treating municipal wastewater. *Desalination*, 146: 421 – 426.

- Cole A. C., Semmens M. J., LaPara T. M. (2004). Stratification of activity and bacterial community structure in biofilms grown on membranes transferring oxygen. *Applied and Environmental Microbiology*, 70 (4): 1982 – 1989.
- Directiva del Consejo de 21 de mayo de 1991, sobre tratamiento de aguas residuales urbanas (91/271/CEE).
- Downing L. S., Nerenberg R. (2007). Performance and microbial ecology of the hybrid membrane biofilm process for concurrent nitrification and denitrification of wastewater. *Water Science and Technology*, 55 (8-9): 355 – 362.
- Downing L. S., Nerenberg R. (2008). Total nitrogen removal in a hybrid, membrane-aerated activated sludge process. *Water Research* 42: 3697 – 3708.
- Eckenfelder W. W., Grau, P. (1992). “Activated sludge process design and control. Theory and practice”. Technomic Publishing Co., Inc.: Lancaster, PA (USA).
- Eguía E. (1991). Desarrollo de la biopelícula en medio soporte permeable. Tesis Doctoral. Universidad de Cantabria, Santander.
- Esteban A., Tejero I. (2007). Una revisión de las investigaciones sobre el tratamiento de aguas residuales con RBSOM (reactores de biopelícula que emplean membranas como material soporte y medio de oxigenación). *Tecnología del Agua*, **281**: 44-57.
- Esteban A. (2009). Modelización de reactores de biopelícula soportada y oxigenada por membranas (RBSOM) para la depuración de aguas residuales. Tesis doctoral. Universidad de Cantabria (Santander – España).
- Harremoës P. (1982). “Criteria for nitrification in fixed-film reactors”. *Water Sci. Technol.*, **14**: 167.
- Hellinga, C., Schellen, A., Mulder, J., van Loosdrecht, M.C.M., Heijnen, J.J. (1998). The SHARON process: an innovative method for nitrogen removal from ammonium-rich wastewater. *Water Science and Technology*, **37 (9)**: 135-142.
- Henze M., Gujer W., Mino T., van Loosdrecht M. (2000). Activated sludge models ASM1, ASM2 and ASM3. Edited by: IWA task group on mathematical modelling for design and operation of biological wastewater treatment. IWA Publishing: London, pp. 121.
- Hibiya K., Terada A., Tsuneda S., Hirata A. (2003). Simultaneous nitrification and denitrification by controlling vertical and horizontal microenvironment in a membrane-aerated biofilm reactor. *J. Biotechnology*, 100: 23 – 32.

- Hu S., Yang F., Sun C., Zhang J., Wang T. (2008). Simultaneous removal of COD and nitrogen using a novel carbon-membrane aerated biofilm reactor. *Journal of Environmental Sciences*, 20: 142 – 148.
- Jácome A., Suárez J., Martín M., Sánchez J., Perdomo L. (2002). Viabilidad de un reactor biomembrana autoaireado como tratamiento biológico de agua residual doméstica. En: Avances en Ingeniería Ambiental. Universidad Politécnica de Cartagena, España, 91-100.
- Jácome A., Molina J., Suárez J., Tejero I. (2006). Simultaneous removal of organic matter and nitrogen compounds in autoaerated biofilms. *J. Environ. Eng.*, 132 (10): 1255-
- Jansen J., Harremoës P., Henze M. (1995). “Treatment Plants for Nitrification”. In: Wastewater Treatment. Springer – Verlag: Berlin, pp. 383.
- LaPara, T.M., Cole, A. C., Shanahan, J. W., Semmens, M. J. (2006). The effects of organic carbon, ammoniacal-nitrogen, and oxygen partial pressure of the stratification of membrane-aerated biofilms. *J. Industrial Microbiology and Biotechnology*, 33 (4): 315-323.
- Matsumoto Sh., Terada A., Tsuneda S. (2007). Modeling of membrane-aerated biofilm: effects of C/N ratio, biofilm thickness and surface loading of oxygen on feasibility of simultaneous nitrification and denitrification. *Biochemical Engineering Journal*, 37: 98 – 107.
- Metcalf & Eddy (2003). (2003). Wastewater Engineering Treatment and Reuse. Tchobanoglous, G., Burton, F. L., Stensel, H. D. (Eds.), McGraw-Hill, Boston.
- Molina J., Jácome A., Justo E., Suárez J., Cagiao J., Rodríguez J., González C. (2003). Evaluación de la tratabilidad biológica de las aguas residuales urbanas de Coruña y municipios limítrofes. *Ingeniería del Agua*, 10 (4): 527 – 538.
- Molina J., Yáñez A., Jácome A., Suárez J. (2009). Nitrificación en reactores biopelícula de membrana tubular permeable a gases. *Ingeniería del Agua*, 16 (2): 129 – 144.
- Motlagh A.R., Voller V. R., Semmens M. J. (2006). Advective flow through membrane-aerated biofilms: modeling results. *J. Membr. Sci.*, 273: 143 - 151.
- Motlagh A.R., LaPara T. M., Semmens M. J. (2008). Ammonium removal in advective-flow membrane-aerated biofilm reactors (AF-MABRs). *J. Membr. Sci.*, 319: 76 – 81.

- Munich, E.V., Lant, P., Keller, J. (1996). Simultaneous nitrification and denitrification in bench-scale sequencing batch reactors. *Water Research*, 30 (2): 277-284.
- Osa J. J., Eguía E., Vidart T., Jácome A., Lorda I., Amieva J. J., Tejero I. (1997). Wastewater treatment with biofilm membrane reactors. En: Int. Conf. on Advanced Wastewater Treatment Process. Leeds University, UK.
- Pankhania M., Brindle K., Stephenson T. (1999). Membrane aeration bioreactors for wastewater treatment: completely mixed and plug-flow operation. *Chem. Eng. Journal*, 73: 131 – 136.
- Parker D.S., Richards T. (1986). “Nitrification in trickling filters”. *J. Water Pollut. Control Fed.*, 58: 896.
- Randall, C., Sen, D. (1996). Full-scale evaluation of an integrated fixed-film activated sludge (IFAS) process for enhanced nitrogen removal. *Water Science Technology*, 33 (12): 155-162.
- Rittmann, B. E., McCarty, P. L. (2001). *Environmental Biotechnology: Principles and Applications*. Edit. McGraw-Hill, New York.
- Satoh H., Ono H., Rulin B., Kamo J., Okabe S., Fukushi K-I. (2004). Macroscale and microscale analyses of nitrification and denitrification in biofilms attached on membrane aerated biofilm reactors. *Water Research*, 38: 1633 – 1641.
- Sawyer, C.N., McCarty, P.L., Parkin, G.F. (2000). *Química para Ingeniería Ambiental*. McGraw-Hill Interamericana, S.A., Bogotá (Colombia), pp.713.
- Schramm, A., DeBeer, D., Wagner, M., Amann, R. (1998). Identification and activities in situ of *Nitrosospira* and *Nitrospira* spp. as dominant populations in a nitrifying fluidized bed reactor. *Applied and Environmental Microbiology*, **64** (9): 3480-3485.
- Schramm, A., DeBeer, D., Gieseke, A., Amann, R. (2000). Microenvironments and distribution of nitrifying bacteria in a membrane-bound biofilm. *Environmental Microbiology*, 2 (6): 680-686.
- Semmens M. J., Dahm K., Shanahan J., Christianson A. (2003). COD and nitrogen removal by biofilms growing on gas permeable membranes. *Wat. Res.*, 37: 4343 – 4350.
- Semmens M.J. (2005). Membrane technology: pilot studies of membrane-aerated bioreactors. *Water Environment Research Foundation*. Alexandria (VA). USA.

- Sen, D., Copithorn, R., Randall, C., Jones, R. Phago, D., Rusten, B. (2000). Investigation of Hybrid Systems for Enhanced Nutrient Control. *Water Environment Research Foundation*.
- Shanahan J. W., Semmens M. J. (2004). Multi-population model of membrane-aerated biofilms. *Environ Sci Technol*, 38: 3176 – 3183.
- Shin J. H., Sang B. I., Chung Y. C., Choung Y. K. (2005). The removal of nitrogen using an autotrophic hybrid hollow-fiber membrane biofilm reactor. *Desalination*, 183: 447-454.
- Shin J. H., Sang B. I., Chung Y. C., Choung Y. K. (2008). A novel CSTR-type of hollow fiber membrane biofilm reactor for consecutive nitrification and denitrification. *Desalination*, 221: 526 – 533.
- Sriwiriyarat, T., Randall, C. W. (2005). Evaluation of integrated fixed film activated sludge wastewater treatment processes at high mean cells residence time and low temperatures. *Environmental Engineering*, 131 (11): 1550-1556.
- Stricker, A.E.; Lossing, H.; Gibson, J.H., Hong, Y., Urbanic, J.C. (2011). Pilot scale testing of a new configuration of the membrane aerated biofilm reactor (MABR) to treat high-strength industrial sewage. *Water Environment Research*, 83(1): 3-14.
- Suzuki Y., Hatano N., Ito S., Ikeda H. (2000). Performance of nitrogen removal and biofilm structure of porous gas permeable membrane reactor. *Wat. Sci. Tech.*, 41 (4-5): 211 -217.
- Syron E., Casey E. (2008). Membrane-aerated biofilms for high rate biotreatment: performance appraisal, engineering principles, scale up, and development requirements. *Environ. Sci. Tech.*, 42 (6): 1833 – 1844.
- Terada A., Hibiya K., Nagai J., Tsuneda S., Hirata A. (2003). Nitrogen removal characteristics and biofilm análisis of a membrana-aerated biofilm reactor applicable to high-strength nitrogenous wastewater treatment. *J. Biosci.Bioeng.*, 95 (2): 170 – 178.
- Terada A., Yamamoto T., Igarashi R., Tsuneda S., Hirata A. (2006). Feasibility of a membrana-aerated biofilm reactor to achieve controllable nitrification. *Biochemical Engineering Journal*, 28 (2): 123 – 130.
- Timberlake D. L., Strand S. E., Williamson K. J. (1988). Combined aerobic heterotrophic oxidation, nitrification and denitrification in a permeable-support biofilm. *Wat. Res.*, 22 (12): 1513 – 1517.

- Trulear, M.G., Characklis, W. (1982). Dynamics of biofilm processes. *J. WPCF*, 54(9): 1288-1301.
- US-EPA. (1993). Nitrogen Control. EPA/625/R-93/010. U.S. Environmental Protection Agency. Cincinnati, Ohio.
- van Benthum, W. A.J., van Loosdrecht, M.C.M., Heijnen, J.J. (1997). Control of heterotrophic layer formation on nitrifying biofilms in a biofilm airlift suspension reactor. *Biotechnology and Bioengineering*, **53** (4): 397-405.
- Vidart T. (1992). Biopelícula en medio soporte permeable con aportación de aire. Tesis Doctoral. Universidad de Cantabria. España.
- Vidart T., Eguía E., Jácome A., Tejero I. (1993). Biofilm process with a support permeable to gases, using air. Proceedings of Second International Specialized Conference on Biofilm Reactors. París, Francia, pp. 821.
- Villaverde, S., García-Encina, P. A., Fernández-Polanco, F. (1997). Influence of pH over nitrifying biofilm activity in submerged biofilters. *Wat. Res.*, 31 (5): 1180-1186.
- Walter B., Haase C., Rübiger N. (2005). Combined nitrification/denitrification in a membrane reactor. *Wat. Res.*, 39: 2781 – 2788.
- WEF (2000). “Aerobic fixed-growth reactors”. Water Environment Federation: Alexandria VA (USA).
- WEF, ASCE-EWRI. (2010). “Design of municipal wastewater treatment plants”, fifth edition. Volume 2: Liquid treatment processes. McGraw-Hill: New York.
- Wu C. Y., Ushiwaka H. H., Yamagiwa K. (2006). Boosting nitrification by membrane-attached biofilm. *Wat. Sci. Technol.*, 54 (9): 121 - 128.
- Yamagiwa K., Ohkawa A., Hirasu O. (1994). Simultaneous organic carbon removal and nitrification by biofilm formed on oxygen enriched membrane. *J. Chem. Eng. Jpn.*, 27 (5): 638 - 643.
- Yamagiwa K., Yoshida M., Ito A., Ohkawa A. (1998). A new oxygen supply method for simultaneous organic carbon removal and nitrification by a one-stage biofilm process. *Wat. Sci. Technol.*, 37 (4-5): 117 - 124.
- Yamagiwa K., Abe M., Shibai M., Yoshida M., Ohkawa A., Furusawa M. (2004). Nitrification performance of membrane-attached nitrifying biofilm. *J. Chem. Eng. Jpn.*, 37 (11): 1423 –

Capítulo 5

Estudio de la nitrificación terciaria y de la eliminación simultánea de materia orgánica y nitrógeno en el proceso RBMA en continuo

5.1.- OBJETIVOS

Con estos estudios se busca evaluar la viabilidad y el alcance de una biopelícula de membrana aireada (BMA) para nitrificación terciaria y eliminación simultánea de materia orgánica y nitrógeno de un agua residual sintética. A diferencia de los estudios explicados en los dos capítulos anteriores, el RBMA funcionará en modo continuo bajo diferentes cargas de trabajo, con velocidad muy baja del fluido y sin agitación.

La estrategia es que la explotación sea lo más simple posible, con el mínimo de equipos mecánicos, porque otro objetivo es evaluar la viabilidad de esta tecnología, todavía emergente, para la depuración de aguas residuales de aglomeraciones de hasta 2.000 habitantes equivalentes. De allí, que no se utilice ningún tipo de agitación. Esta estrategia de explotación, produce un objetivo adicional que es la evaluación de la pérdida de rendimiento del proceso debido a la resistencia a la transferencia de materia desde el seno líquido hacia la biopelícula ocasionada por la pasividad del seno líquido.

El estudio comenzará con la fase de nitrificación terciaria, para lo cual se colonizará las membranas con una biopelícula nitrificante. Se busca evaluar si la biopelícula nitrificante en la subsiguiente fase experimental, cuando el RBMA se someta a carga simultánea de materia orgánica y de nitrógeno, será capaz de mantenerse activa, y en caso afirmativo, en qué grado se verá afectada su capacidad nitrificante. En los estudios en modo batch anteriores, informados en los dos capítulos anteriores, se comprobó que la biopelícula nitrificante fue viable cuando el sistema pasó a recibir carga orgánica y que su tasa de nitrificación se redujo. Por lo tanto, con este estudio se comprobará si esto es factible con funcionamiento en modo continuo.

5.2.- INTRODUCCIÓN

En las biopelículas convencionales, p.e.: lechos bacterianos o biodiscos, resulta complejo eliminar simultáneamente DQO y N mediante nitrificación – desnitrificación (Grady et al. 1999). En estos procesos los nutrientes deben difundir hacia la biopelícula desde el seno líquido. Estas biopelículas, si son gruesas, pueden ser aerobias en superficie, anóxicas en el centro y anaerobias al fondo junto al soporte. El gradiente de concentraciones de OD y del sustrato orgánico es similar, siendo máxima la concentración en la superficie y mínima en el fondo de la biopelícula. La velocidad específica de crecimiento de las nitrificantes es de 0.6/día y la de las heterótrofas aerobias de 7.3/día, en consecuencia las nitrificantes tienen muy difícil competir con las heterótrofas por el OD en la superficie de una biopelícula convencional (Wanner y Gujer 1986). Por estas razones, en lechos bacterianos y biodiscos la nitrificación suele producirse a partir del momento en que la concentración de DQO es menor que 20 mg/L (Harremoës 1982). Sin embargo, si la DQO llega a ser muy baja, y la nitrificación se produjera, la desnitrificación quedaría limitada por el déficit de materia orgánica en la biopelícula (Abdel-Warith et al., 1990).

Cuando uno de los objetivos es la desnitrificación, los sistemas convencionales tienen que modificarse en diseño y explotación, de modo que el agua residual nitrificada entre en contacto con una fuente de carbono bajo condiciones anóxicas. Esto puede hacerse de varias formas, por ejemplo: aireación intermitente, reactores de dos etapas anóxica/aerobia con recirculación interna de caudal, y reactores de dos etapas aerobia/anóxica con suministro externo de carbono (U.S. EPA 1993). Estas modificaciones añaden complejidad y costes al proceso de tratamiento y cada alternativa o modificación tiene sus desventajas.

En este estudio nos centramos en el uso de membranas para aportar oxígeno al agua residual, pero a la vez sirven de soporte para el crecimiento de la biopelícula. De esta manera el oxígeno es liberado a la biopelícula en la zona donde es más necesario. En estas biopelículas de membrana aireada (BMA), los perfiles de concentración de los nutrientes es muy diferente (Fig. 2.4). La zona junto a la membrana es rica en oxígeno pero tiene baja concentración de materia orgánica (DQO); lo cual favorece el crecimiento de las nitrificantes y la producción de nitrato/nitrito. En el centro de la biopelícula, todavía puede haber OD y una concentración suficiente de materia orgánica que estimula el crecimiento de heterótrofas

aerobias. En la zona más superficial de la biopelícula, la elevada concentración de sustrato orgánico y la falta de OD favorecen la desnitrificación y el crecimiento de organismos anaerobios.

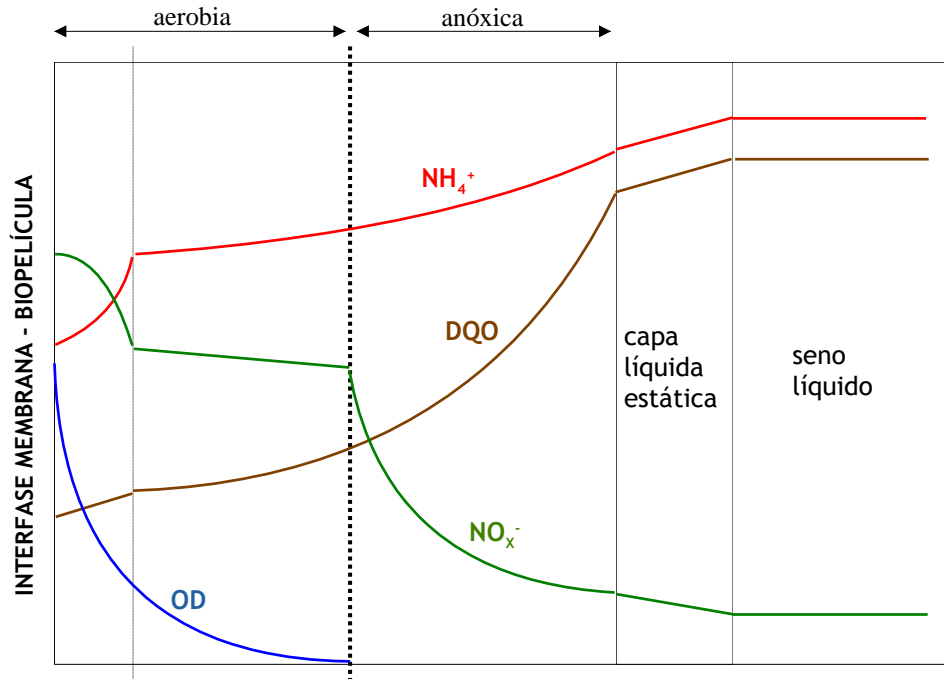


Figura 2.4.- Perfiles de nutrientes en una biopelícula de membrana aireada (BMA) tratando agua residual con DQO y amonio como principales contaminantes. La BMA presenta una zona aerobia que forma interfase con la membrana, y otra anóxica que presenta una interfase con la capa líquida estática.

Los primeros sistemas experimentales desarrollados para investigar la nitrificación-desnitrificación en BMA fueron realizados hace 25-27 años. Timberlake et al. (1988) y Eguía (1991) investigaron con membrana plana de polietileno con una superficie específica (A_s) de $19 \text{ m}^2/\text{m}^3$, insuflando oxígeno puro al lumen de la membrana, comprobando la viabilidad de la simultaneidad de las reacciones de nitrificación y desnitrificación en una misma biopelícula. En esos primeros años, en Europa y los EE.UU. se realizaron varios trabajos con BMA para evaluar la viabilidad y el alcance de la nitrificación y desnitrificación de forma simultánea en una misma biopelícula de membrana aireada. Aquí en España el grupo liderado por el profesor Iñaki Tejero de la Universidad de Cantabria fue pionero en la investigación de esta tecnología (Osa et al., 1997).

5.3.- MATERIALES Y MÉTODOS

5.3.1.- RBMA

El RBMA a escala de laboratorio utilizado es el mismo que se empleó para los ensayos de aireación cuya descripción se hizo en el capítulo 3, pero que para esta experimentación se le hicieron ligeras modificaciones. Concretamente, se eliminó el volumen de algunas zonas muertas o poco activas del reactor, y así se redujo el volumen útil del modelo a 14.20 litros. Como la superficie de membrana se mantuvo en 2.720,68 cm²; la superficie específica de membrana del módulo modificado resultó de 19.2 m²/m³. El reactor fue cubierto para asegurar que no habría otra entrada de oxígeno aparte de las membranas. Una sonda de OD por luminiscencia (Modelo LDO101, Hach, USA), con medición de la temperatura incluida, se introdujo a través de la superficie libre del agua para medir en continuo cada 15 minutos la concentración de OD durante toda la experimentación. En toda la fase experimental, el reactor se explotó sin agitación de ningún tipo y con entrada de aire forzado a través del módulo de membranas. El caudal de aire suministrado fue constante con un valor de 8 L/min, lo cual produjo una muy rápida renovación del lumen de las membranas, con un tiempo de retención de aire en el módulo menor de 10 segundos. La presión máxima de trabajo del compresor es < 35 kPa, con lo que la presión intra-membrana fue siempre muy inferior al punto de burbuja del material (1 bar). Así, la aireación se realizó sin burbujeo en la superficie de la membrana.

En la figura 5.1 se presenta dos imágenes del RBMA experimental antes de ponerse en marcha, es decir, con las membranas limpias sin biopelícula.



Figura 5.1.- El RBMA experimental usado en esta etapa investigación.

5.3.2.- Ensayos de aireación

La parte experimental narrada en este capítulo se llevó a cabo después de algo más de 5 años del uso del RBMA a escala de laboratorio para las pruebas de aireación que caracterizaron la transferencia de oxígeno de las membranas tubulares limpias explicadas en el capítulo 3. Aunque este módulo de membranas, tras dejarlo fuera de uso, se almacenó con cuidado no fue óbice para que se depositara algo de polvo sobre el material. Así que, previo a su nuevo uso, se procedió a lavar las membranas. En ese proceso de lavado se rompieron algunas membranas que hubo que reponer. En vista de esto, se decidió realizar nuevas pruebas de aireación para re-evaluar la transferencia de oxígeno a través de las membranas limpias. Para estos ensayos, el RBMA se equipó con una bomba peristáltica Rumo 100 (Heidolph, Alemania) con un caudal nominal de 330 L/h. Con esta bomba se hizo recirculación del líquido para evaluar el efecto de la velocidad del fluido sobre la capacidad de transferencia de oxígeno de las membranas limpias (de forma similar a lo explicado en el capítulo 3). Para aportar aire forzado se utilizó un compresor de aire para pecera con una presión máxima de 5 psi (Rena 301, Francia). El caudal de aire se reguló y controló mediante un rotámetro (STAG, ST-C-100-15, España).

Doce pruebas se hicieron para re-evaluar la capacidad de transferencia de oxígeno de las membranas limpias, bajo cinco configuraciones operacionales:

- a) Reactor abierto (sin la tapa) con recirculación interna del agua y suministro forzado de aire;
Con esta configuración se evaluó todas las vías posibles de aireación, incluso a través de la superficie libre del agua expuesta a la atmósfera.
- b) Reactor cerrado, con recirculación interna y suministro forzado de aire;
Con esta configuración se evalúa la máxima transferencia de oxígeno a través de las membranas limpias.
- c) Reactor cerrado, con recirculación interna y sin suministro forzado de aire;
Con esta configuración se evalúa la aportación de la recirculación por sí sola a la capacidad de transferencia de oxígeno de las membranas limpias. El aire penetra por la membrana de forma natural (algunos autores denominan a esto “aireación pasiva”, Semmens et al. 2003).
- d) Reactor cerrado, sin recirculación interna y con suministro forzado de aire;

Para evaluar la capacidad de aireación de las membranas cuando la capa líquida estática es la máxima posible, pues, la velocidad del líquido es nula. El transporte de oxígeno en el seno líquido solo es por difusión molecular.

- e) Reactor cerrado, sin recirculación interna y sin suministro forzado de aire;

Es una situación extrema, totalmente pasiva que produciría la mínima capacidad de transferencia de oxígeno de las membranas limpias.

Los datos de OD se registraban cada cinco minutos en un medidor HQ40d (Hach, Alemania). Los ensayos se daban por finalizados cuando la concentración de OD alcanzaba un 70-75% de su valor a saturación. Los datos se procesaron con una hoja de cálculo para determinar el coeficiente de transferencia de oxígeno de las membranas (K_M). Basado en estos ensayos, se encuentra en preparación un artículo sobre el efecto de la velocidad del fluido sobre la eficiencia de la transferencia de oxígeno (Matsumoto et al. 2015).

5.3.3.- Agua residual

En esta investigación se evaluó la capacidad del RBMA para nitrificación terciaria y para eliminación simultánea de materia orgánica y nitrógeno. Para cada una de estas fases se fabricó un agua residual sintética. En el caso del estudio de nitrificación el sustrato de interés fue el amonio, de modo que el agua sintética se fabricó sin adición de ningún producto orgánico. Para el segundo caso, nitrificación-desnitrificación, el agua residual sintética además de amonio incorporó productos orgánicos (glucosa, almidón soluble de patata y ácido glutámico). En ambos casos, se adicionó bicarbonato de sodio para complementar la alcalinidad necesaria para la nitrificación. También, se incluyeron otros productos inorgánicos para aportar oligoelementos.

Durante el estudio global, el agua residual sintética se fabricó día a día con el fin de minimizar los cambios de concentración producibles durante almacenamientos prolongados. Las siguientes tablas presentan la composición de cada agua residual fabricada.

Durante las fases experimentales de nitrificación terciaria y de eliminación simultánea de DQO y NT, el RBMA funcionó en modo continuo. En cada fase, el reactor fue sometido a diferentes cargas de contaminación. Para variar las cargas aplicadas ($\text{g contaminante/m}^2/\text{d}$)

se recurrió a cambios del caudal aplicado de agua residual, ya que la concentración de cada agua residual se mantuvo constante a lo largo de cada fase experimental.

La evaluación del rendimiento del reactor se hizo durante el estado estacionario correspondiente a cada una de las cargas operacionales aplicadas. Tal como señala Levenspiel (1971) se consideró que, realizado el cambio de caudal, el estado estacionario se alcanzaba una vez transcurrido un periodo equivalente a cuatro veces el TRH teórico. Durante el estado estacionario se tomaba muestras de afluente y efluente durante tres días consecutivos. Para determinar las cargas, aplicada y eliminada, o evaluar el rendimiento, se empleó el promedio de las tres mediciones de caudal y concentración. Para determinar cada caudal diario alimentado se registraba cada día el nivel en el tanque de alimentación.

Tabla 5.1.- Composición del agua residual sintética para el estudio de nitrificación

Compuesto	Fórmula comercial	g/L
Sulfato de amonio	$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	0,1090
Fosfato de amonio	$(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$	0,0384
Sulfato de magnesio	$\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	0,0054
Fosfato de sodio	Na_2HPO_4	0,00001
Fosfato de potasio	KH_2PO_4	0,00545
Cloruro de potasio	KCl	0,01362
Sulfato de hierro	$\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	0,00027
Bicarbonato de sodio	NaHCO_3	0,35422

Tabla 5.2.- Composición del agua residual sintética para el estudio de nitrificación-desnitrificación

Compuesto	Fórmula comercial	g/L
Almidón de patata	$\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5$	0,025
Glucosa	$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$	0,2
Ácido glutámico	$\text{C}_5\text{H}_9\text{NO}_4$	0,05
Bicarbonato de amonio	NH_4HCO_3	0,18
Sulfato de magnesio	$\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	0,02
Fosfato de potasio	KH_2PO_4	0,04
Cloruro de potasio	KCl	0,03
Sulfato de hierro	$\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	0,001
Bicarbonato de sodio	NaHCO_3	0,2
Cloruro de cobalto	$\text{CoCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	0,000004

5.3.4.- Inoculación bacteriana

El día de la puesta en marcha de la fase de nitrificación terciaria (21-nov-2014), el RBMA se rellenó con el agua residual problema correspondiente (Tabla 5.1) más 140 mL de agua residual doméstica previamente decantada, y se puso a funcionar en modo batch con recirculación interna, siendo 30 mg N/L la concentración inicial de amonio. Cuatro días después, no se observó recubrimiento bacteriano de las membranas y se decide sustituir 140 mL del seno líquido por agua residual doméstica (es decir, se mantuvo constante el volumen efectivo de 14.2 litros). El quinto y sexto día se realiza la misma operación, sustitución de 140 mL de agua del seno líquido por agua residual doméstica decantada (140 mL representa 1% del volumen efectivo del reactor). A los 13 días del arranque, se presenta una fuga en el punto de conexión del tubo del efluente del reactor con la pared del mismo. Esto requiere vaciar el reactor para hacer la reparación. Se continúa el día 14, pero rellenando el reactor con una concentración de amonio de 57 mg N/L, es decir 1.9 veces más concentrada que el día 1 para forzar el desarrollo de la población nitrificante, a todas luces todavía insuficiente. Durante el proceso de colonización se midió con frecuencia el nivel de amonio en el seno líquido, y además al finalizar cada carga batch, se medía nitrito y nitrato. De este modo batch, funcionó el reactor durante 59 días, hasta que se observó una aceptable colonización de las membranas aireadas, dándose por terminada en ese momento la inoculación del cultivo de nitrificantes.

5.3.5.- Analíticas

Para el control analítico de varios parámetros se recurrió a los métodos “cubeta-test Dr. Lange”, concretamente para medir: DQO (LCK 314, LCK 514), nitrógeno total (LCK 302), amonio (LCK 303), nitrato (LCK 339), y nitrito (LCK 341). El espectrofotómetro empleado con estos métodos fue el modelo DR 2800 (Hach, Alemania). Mientras, parámetros como la alcalinidad, conductividad, y pH se analizaron con métodos normalizados (APHA 1998). Para la conductividad se empleó un electrodo CDC 401 (Hach, USA). El pH se midió con electrodo Crison 50-10T (Crison, España). Para medir el OD se empleó una sonda por luminiscencia (LDO Hach-Lange, Alemania). En el RBMA la medición de OD se hizo en continuo registrando la concentración cada 15 minutos. Los electrodos de OD por luminiscencia son recomendados para medir en masas líquidas no mezcladas porque evitan el sesgo de las sondas de membrana (Stricker et al. 2011).

Las muestras del efluente del estudio de nitrificación antes de analizarse se filtraron a través de filtro de microfibra de vidrio con un poro medio de 1.0 μm (MFV2, Filter-lab[®], España). En el estudio de eliminación simultánea de DQO y NT, las muestras del efluente se analizaron con y sin filtración. La DQO y el NT se midieron tanto en la fracción total (DQOT y NT) como filtrada (DQOS y NTS).

5.3.6.- Espesor y concentración de biopelícula

Al finalizar el estudio de eliminación simultánea de materia orgánica y nitrógeno, una muestra de la biopelícula fue ensayada para determinar sus parámetros físicos: espesor y concentración de materia seca. Para medir el espesor de biopelícula se emplearon dos métodos. Uno, consistió en retirar el módulo de membranas dejando escurrir el exceso de humedad retenido en la superficie de la biopelícula. A continuación se midió el volumen de agua remanente en el reactor, incluyendo el escurrido anterior. La diferencia entre el volumen líquido útil cuando las membranas estaban limpias y el volumen remanente final se asumió como el volumen de biopelícula. La división del volumen medido de biopelícula entre la superficie total de membrana proporciona el espesor estimado de biopelícula. El método alternativo consiste en aplicar la expresión empírica de Namkung et al. (1983):

$$L_f = 10 \frac{w}{\rho_w A} \quad \text{Ec. (5.1)}$$

Donde, L_f es el espesor (mm); w el peso húmedo de biopelícula escurrida (g), ρ_w es la densidad del agua (1 g/cm^3) y A es área de biopelícula analizada (cm^2). Con la ayuda de una espátula y un cepillo de dientes se desprendió la biopelícula desarrollada sobre la superficie de cinco de las membranas tubulares, el 10% del número total de membranas. El peso de materia seca a 103-105 $^{\circ}\text{C}$ y de materia seca volátil a 550 $^{\circ}\text{C}$ de la biopelícula desprendida se determinó conforme al método normalizado de la APHA (APHA 1998). La concentración de biopelícula, X_{biop} se obtiene mediante:

$$X_{biop} = \frac{\text{Peso seco de biopelícula (g)}}{\text{Volumen de biopelícula (L)}} \quad \text{Ec. (5.2)}$$

También, se evaluó el peso de la biomasa sedimentada en el reactor, para lo cual se mezcló bien el seno líquido y se analizó el contenido de sólidos en suspensión mediante método normalizado de la APHA (APHA 1998).

En el caso del estudio de nitrificación terciaria, solo se realizó una observación visual de la biopelícula cuando remataron los ensayos de esa fase.

5.4.- RESULTADOS Y DISCUSIÓN

5.4.1.- Capacidad de aireación de las membranas tubulares

El valor del coeficiente de transferencia de oxígeno de interés para este estudio es el correspondiente al caso letra “b” (reactor cerrado, con recirculación interna y con suministro forzado de aire) porque es la configuración que más reduce la capa estática líquida, y por lo tanto, cuando más nos aproximamos a la interfase membrana-líquido.

La siguiente figura presenta la variación lineal respecto al tiempo de $\ln(C_s - C)$ de uno de los dos ensayos que se hicieron con la configuración antes indicada. A partir de la pendiente de las rectas se obtuvo un rango del coeficiente K_{La} de 0.0205 a 0.0213 min^{-1} a 20°C (30.09 d^{-1}) y se calcula un $K_M = 1.53 \text{ m/d}$ (0.064 m/h). El correspondiente flujo superficial máximo de oxígeno a través de las membranas a 20 °C, $J_{O_2, \text{max}}$, sería de 13.77 $\text{g/m}^2/\text{d}$.

El valor de K_M observado queda próximo a la parte baja del rango de 0.071 m/h (membrana de silicona) a 0.18 m/h (fibra hueca compuesta) informado por Casey et al. (1999) y Ahmed et al. (2004), respectivamente. Incluso hay valores informados de 0.36 m/h (membrana inorgánica microporosa de carbono) (Liu et al., 2007). En los casos citados, la evaluación de la transferencia de oxígeno se hace con agitación del seno líquido, y variando la presión de trabajo al interior de las membranas (lumen). En nuestro caso, la permeabilidad de la membrana es muy reducida, y esto afectará al alcance de los procesos de oxidación aerobia de amonio y materia orgánica, tal como ya se ha visto en los estudios batch de nitrificación terciaria de un agua residual sintética y de nitrificación – desnitrificación de un agua residual doméstica decantada (capítulos 3 y 4, respectivamente).

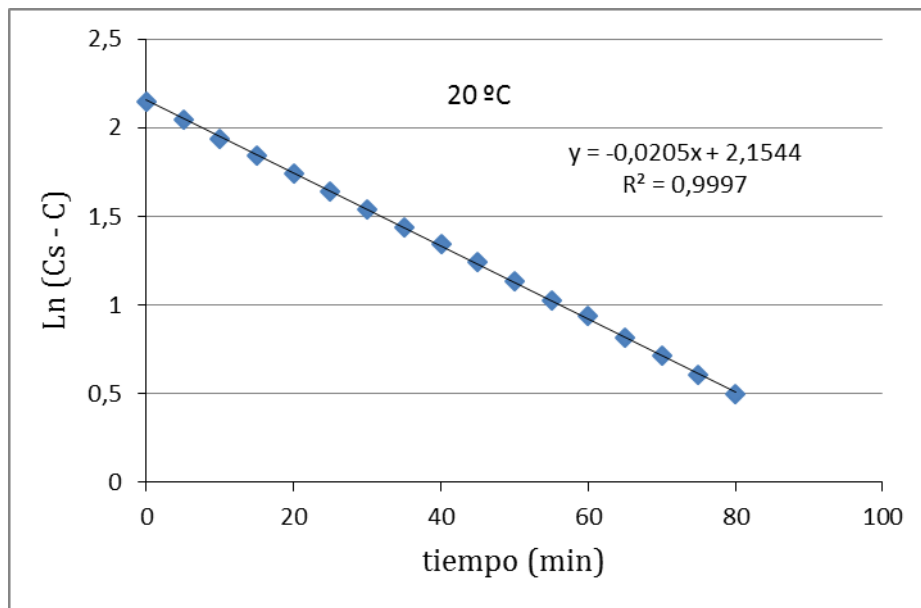


Figura 5.2.- Evaluación del coeficiente de transferencia de oxígeno de las membranas limpias, con velocidad del agua de 5 cm/min.

En el capítulo 3, el valor medido de K_M para esta configuración fue de 1.03 m/d, es decir, se produjo un incremento del 48% del coeficiente de transferencia de O_2 , que se debe a las mejoras que se le hicieron al RBMA: menos zonas muertas, mayor superficie específica de membrana, sustitución de algunas membranas viejas que se rompieron (6 membranas de un total de 53).

El ensayo clásico de aireación es muy poco preciso para esta tipología de reactor (Esteban y Tejero 2007; Esteban 2009). Solo nos permite disponer de una estimación *grosso modo* de la capacidad de aireación del sistema. La utilización de herramientas más finas mejorarían las mediciones. En especial con microelectrodo se podría medir la concentración de OD en puntos más próximos a la superficie de la membrana, es decir, en la propia interfase membrana-líquido que es donde la membrana entrega el oxígeno al agua. Con la técnica convencional la capacidad de aireación del sistema RBMA queda infravalorada. En el capítulo 3 se vio que el incremento de la velocidad del fluido favorecía la transferencia de oxígeno.

5.4.2.- Puesta en marcha

En la siguiente figura se presenta la dinámica del amonio durante las 5 cargas batch usadas para la colonización y puesta en marcha del RBMA para nitrificación terciaria. El periodo total de inoculación fue de 59 días. Durante las dos primeras cargas batch de esta fase se empleó permanentemente un caudal de recirculación interna para mejorar la transferencia de materia desde el seno líquido hacia la biopelícula. Las cargas 3ª a 5ª se explotaron sin recirculación interna, tal como se había planificado para el funcionamiento en continuo del reactor.

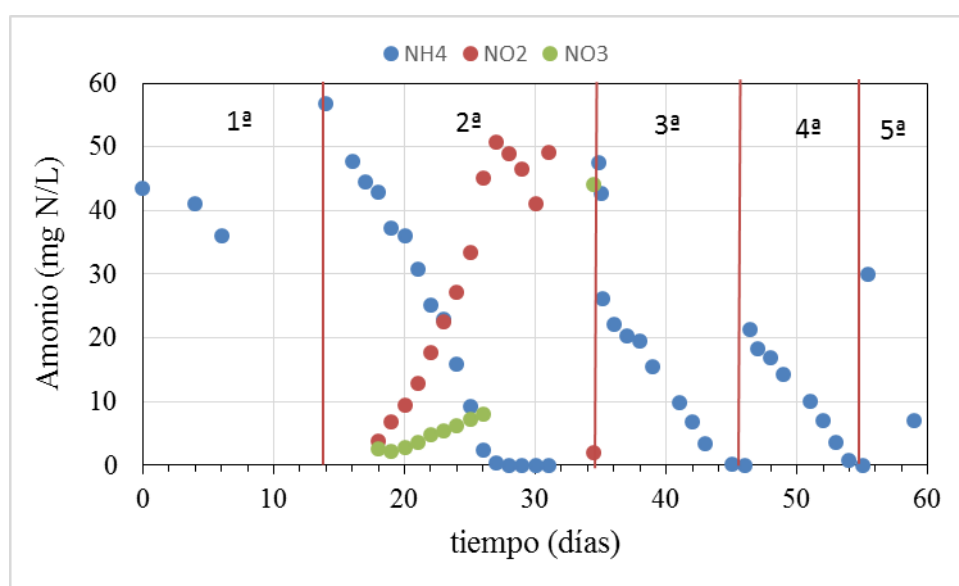


Figura 5.3.- Dinámica del amonio durante las cargas batch empleadas para la puesta en marcha del RBMA para nitrificación terciaria.

Durante el transcurso de la 2ª carga (5 al 26-dic-2014) también se controló con una cierta periodicidad las concentraciones de nitrito y nitrato. Esto evidenció una fuerte acumulación de nitrito. Durante el periodo en que se midió nitrito y nitrato el OD promedio fue de 8.45 ± 0.45 mg/L, y la temperatura promedio fue de 24.0 ± 1.1 °C (número de mediciones, N = 1270). Es decir, desde el seno líquido no hubo limitación por OD para que la reacción de nitrificación avanzara hasta nitrato. También, es notorio que entre los días 31 y 34 (23 al 26-dic-14) la oxidación de nitrito a nitrato fue relativamente rápida, alcanzándose una oxidación casi total de nitrito (N-NO₂ residual = 1.9 mg/L). El nitrato residual fue de 44.1 mg N/L, es decir, la suma de las fracciones oxidadas fue de 46 mg N/L. La concentración de amonio de

partida fue de 56 mg N/L. La diferencia, 10 mg/L, en parte habría ido a crecimiento celular, y también es probable, sobre todo al inicio de la carga batch, que una fracción del amonio se haya perdido en forma de amoníaco, pues, el pH de inicio de la 2ª carga fue de 8.11.

Al término de las cargas 2ª, 3ª y 4ª, además de amonio se midió nitrito y nitrato, para comprobar si se producía nitrificación completa una vez que el amonio se consumía (Tabla 5.3). En la carga 4, prácticamente todo el amonio eliminado se convirtió a las formas oxidadas.

Tabla 5.3.- Condiciones operacionales de las cargas batch de la puesta en marcha

Carga	Período	NH _{4,i}	NH _{4,f}	NO _{2,f}	NO _{3,f}	OD	T	pH _i	pH _f
(nº)	(días)	(mg N/L)	(mg N/L)	(mg N/L)	(mg N/L)	(mg/L)	(°C)		
1	1-13	43.5	NM	NM	NM	8.46 ± 0.24	25.0 ± 1.0	NM	8.65
2	14-34	56.8	<0.005	1.9	44.1	8.45 ± 0.45	24.0 ± 1.1	8.11	NM
3	35-46	47.6	0.036	0.44	NM	7.56 ± 0.94	18.8 ± 2.8	7.95	6.79
4	47-55	21.4	0.036	2.12	20.3	7.33 ± 0.91	20.9 ± 1.2	7.89	6.80
5	56-59	30.0	7.12	NM	NM	5.45 ± 1.83	20.6 ± 1.2	7.74	7.18

Subíndices; i: inicial; f: final

La falta de recirculación durante las cargas 3 a 5, produce que el nivel de OD en el seno líquido disminuya paulatinamente. Otro efecto de la recirculación interna es un cierto calentamiento del agua debido al rozamiento entre el rodete de la bomba peristáltica y el tubo de silicona. El modelo de bomba peristáltica empleada en la recirculación era de alta velocidad (máx. 5000 rpm). Las temperaturas promedio observadas durante las cargas batch 1 y 2 fueron significativamente más elevadas.

La biopelícula que se desarrolló durante la colonización fue de muy escaso crecimiento, lo cual se corresponde con la baja producción celular de las nitrificantes. Pero, fue un crecimiento mal distribuido, en parches (Figuras siguientes). Esto no obedece a una lógica hidrodinámica, ya que el cultivo fue de tipo batch, sin gradiente de concentración del sustrato en el seno líquido, pues, al inicio de cada carga el contenido del reactor está perfectamente mezclado. No obstante, las mediciones de amonio indicaban que la velocidad de eliminación de amonio tendía hacia un valor estable. En la carga 1ª la tasa de reducción de la concentración de amonio en el seno líquido fue de 0.048 mg/L/h, mientras que entre la 2ª y

5ª carga esta tasa varió de 0.108 a 0.264 mg/L/h. Se decide cambiar a funcionamiento en continuo una vez acabada la carga n° 5 de la puesta en marcha y colonización. También, se constató que no había acumulación de agua al interior del módulo, lo cual es un síntoma de que el cuerpo de la membrana no se humedeció.

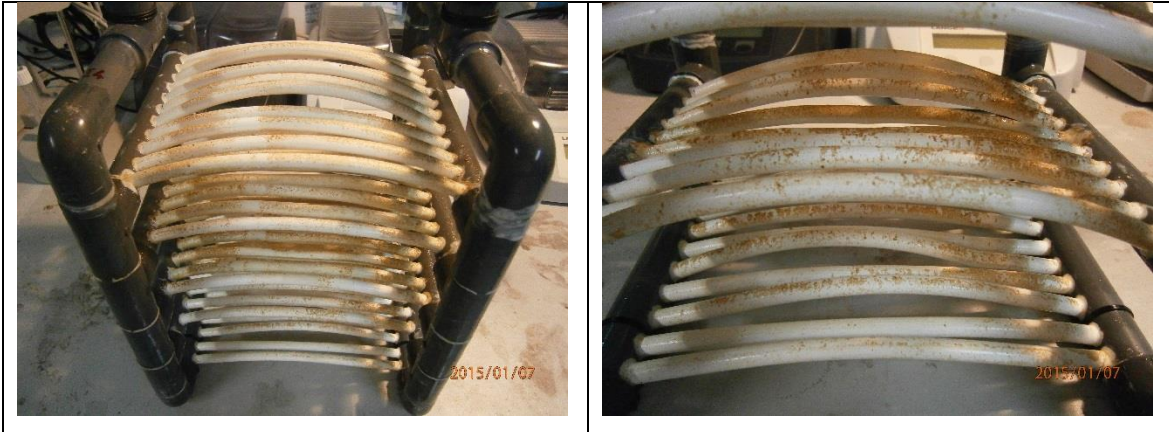


Figura 5.4.- Aspecto de la biopelícula-membrana-aireada nitrificante al término de la 3ª carga batch de la puesta en marcha (7-ene-2015). Se observa un crecimiento disperso, escaso y por parches.



Figura 5.5.- Aspecto de la biopelícula-membrana-aireada (BMA) nitrificante al término de la 4ª carga batch de la puesta en marcha (16-ene-2015). Igual que en el caso 3, se sigue observando un crecimiento disperso, escaso y por parches.

5.4.3.- Nitrificación terciaria en continuo

El estudio de nitrificación terciaria se realizó durante 92 días (20-ene al 19-abril, 2015). En ese periodo se ensayaron siete caudales y sus correspondientes cargas aplicadas. El rango de caudal medio fue de 6 a 60 L/d (TRH: 5.8 a 58 horas). En la tabla siguiente se presenta las condiciones operacionales y la calidad del afluente durante cada estado estacionario. En la tabla se ha omitido la concentración afluente de nitrato porque fue despreciable, normalmente inferior al límite de detección del método (0.23 mg N/L). La concentración promedio de amonio afluente presentó un rango de 23.4 a 27.3 mg N/L y la alcalinidad total de 178 a 207 mg/L, es decir, con una ratio promedio TAC/N-NH₄⁺ de 7.56 mg/mg. Mientras que respecto a la suma de amonio y nitrito la ratio promedio TAC/N fue de 7.12 mg/mg. Con lo cual, el aporte de alcalinidad presentó un pequeño exceso para cubrir su potencial demanda total por el proceso de nitrificación.

Tabla 5.4.- Condiciones operacionales y composición media afluente durante la nitrificación en estado estacionario

Q (L/d)	TRH (h)	pH-a	CE-a (μ S/cm)	NH ₄ -a (mg N/L)	NO ₂ -a (mg N/L)	TAC-a (mg/L)
5.9± 0.2	58.2 ±1.6	7.39 ±0.11	695 ±22	23.4 ±1.3	2.66 ±2.05	178 ±11
8.1± 0.6	41.2 ±1.9	7.44 ±0.29	700 ±28	25.7 ±1.6	1.85 ±1.41	197 ±12
13.4± 0.6	25.4 ±1.1	7.65 ±0.19	688 ±25	26.5 ±1.3	1.17 ±0.76	201 ±13
17.8± 0.9	19.2 ±1.0	7.43 ±0.25	725 ±30	26.3 ±2.9	1.31 ±1.16	190 ±4
27.5± 1.4	12.4 ±0.7	7.33 ±0.07	708 ±21	25.2 ±1.2	1.31 ±0.67	190 ±8
42.9± 0.1	7.9 ±0.02	7.21 ±0.07	745 ±12	26.3 ±0.6	1.30 ±0.05	205 ±5
60.2± 0.6	5.7 ±0.1	7.43 ±0.05	749 ±14	27.3 ±0.2	1.30 ±0.20	207 ±3

Índice a: afluente.

Nomenclatura: TAC: Alcalinidad total en mg CaCO₃/L; CE: Conductividad específica; NH₄, NO₂ y NO₃: concentración de amonio, nitrito y nitrato, respectivamente.

La siguiente tabla presenta las características del efluente en estado estacionario. Se incluye nuevamente el caudal (aunque solo se midió en la entrada), para facilitar la lectura y comparación con los valores de entrada. El anexo A contiene cada una de las mediciones analíticas del proceso RBMA en estado estacionario de la nitrificación terciaria.

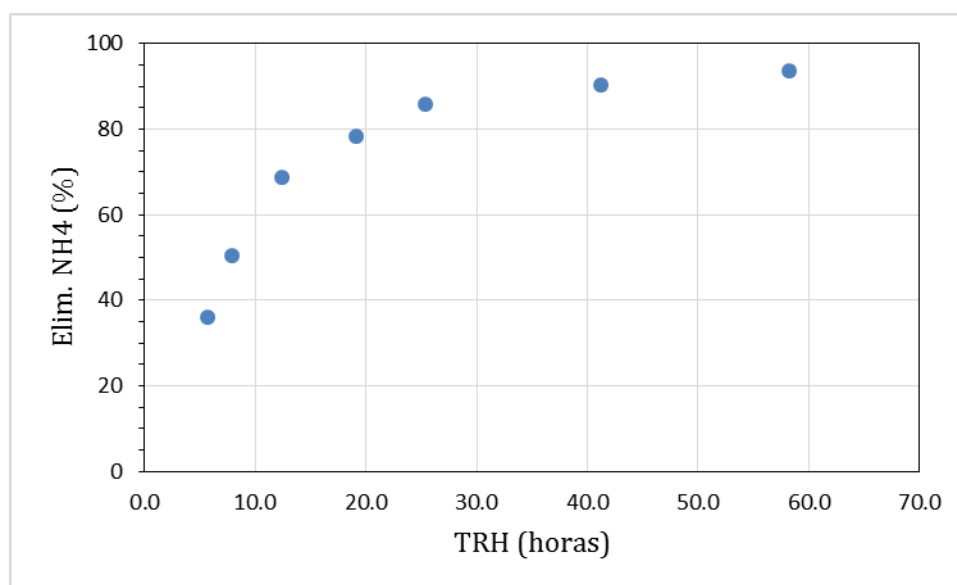
Tabla 5.5.- Composición media del efluente durante la nitrificación en estado estacionario

Q (L/d)	pHe	CE-e	NH4-e (mg N/L)	NO2-e (mg N/L)	NO3-e (mg N/L)	TACe (mg/L)
5.9± 0.2	6.12 ±0.17	562 ±25	1.5 ±0.3	2.72 ±1.42	26.6 ±2.3	24 ±2
8.1± 0.6	6.24 ±0.11	556 ±24	2.5 ±0.5	4.40 ±2.2	22.2 ±1.8	32 ±7
13.4± 0.6	6.48 ±0.31	561 ±22	3.7 ±0.6	5.66 ±3.51	18.5 ±6.8	35 ±7
17.8± 0.9	6.41 ±0.22	587 ±25	5.7 ±2.2	5.41 ±3.28	16.9 ±7.4	30 ±2
27.5± 1.4	6.69 ±0.05	600 ±18	7.9 ±0.9	7.07 ±3.24	13.3 ±5.6	62 ±4
42.9± 0.1	6.77 ±0.11	660 ±19	13.0 ±2.2	1.33 ±0.06	18.2 ±2.0	104 ±14
60.2± 0.6	7.03 ±0.04	680 ±10	17.4 ±0.7	5.89 ±0.44	9.6 ±1.0	128 ±2

Índice e: efluente

5.4.3.1.- Efecto del TRH

El TRH se ensayó en un rango de 5.8 a 58 horas. En la siguiente figura se representa el efecto del TRH sobre el rendimiento del proceso en cuanto a eliminación de amonio, siempre teniendo en cuenta que la concentración afluente de amonio es del orden de 25 mg N/L. Como en los procesos biopelícula convencionales, la tendencia es hacia una meseta (saturación), cuyo valor medio es de 90% aproximadamente, que se alcanza con un TRH de 24 horas.

**Figura 5.6.-** Relación entre el TRH y el rendimiento del proceso de nitrificación

En la siguiente figura se observa el efecto del TRH sobre la calidad del efluente en cuanto a las formas de nitrógeno evaluadas. Para alcanzar una concentración de amonio efluente inferior a 15 mg/L, se requiere una retención aproximada de 6 a 8 horas. Se hace referencia a este valor de 15 mg N/L de amonio, porque es uno de los límites establecidos en las Directrices de Saneamiento en el Medio Rural (DSMR) para aglomeraciones de menos de 2.000 habitantes equivalentes (h-e) (*Augas de Galicia* 2007) para los tratamientos secundarios convencionales con nitrificación parcial. Los resultados sugieren que un RBMA, con un diseño y funcionamiento similares al aquí presentado, podría complementar bien a un tratamiento secundario convencional (con DBO₅ efluente < 25 mg/L o DQO efluente < 125 mg/L) para alcanzar una nitrificación parcial suficiente.

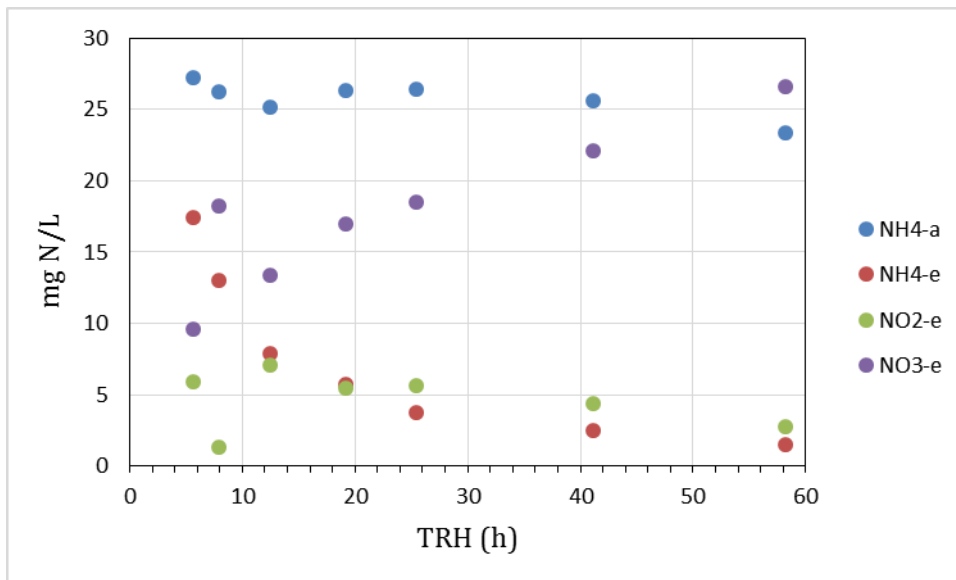


Figura 5.7.- Variación de la calidad del efluente en función del TRH

El TRH presenta una relación inversa con la velocidad o tasa de eliminación superficial de amonio (en g N/m²/d), tal como se observa en la siguiente figura. Hasta las 20-24 horas de TRH el descenso en la tasa de nitrificación es lineal (de 2.2 a 1.1 g N/m²/d). A partir de ese TRH se presenta una inflexión que suaviza la caída de la velocidad superficial de eliminación de amonio. Aunque, en general, los estudios publicados muestran una buena correlación entre TRH y la tasa de eliminación, hay que decir, y esto vale también para nuestro estudio, que el TRH forma parte de una variable compleja y compuesta como es la carga aplicada, sobre todo, la carga volumétrica. No obstante a modo comparativo con otros RBMA, se

puede decir que con TRH entre 21 y 25.5 horas, la tasa de eliminación de amonio presenta un rango de 0.09 a 0.5 g N/m²/d (rango de carga aplicada: 0.10 a 0.62 g N-NH₄⁺/m²/d) (Semmens 2005; Downing et al. 2010; Stricker et al. 2011).

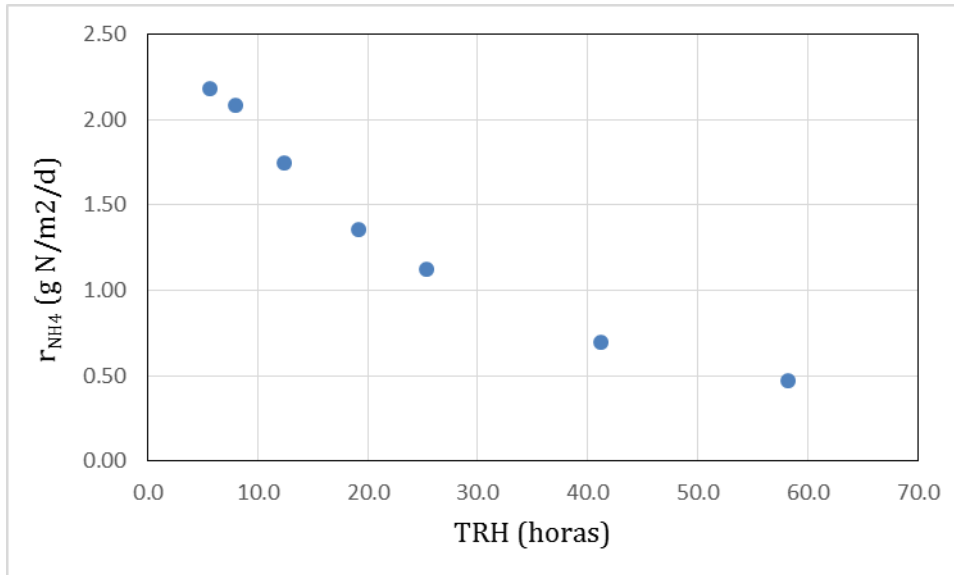


Figura 5.8.- Relación observada entre TRH y la carga eliminada de amonio

5.4.3.2.- Efecto de la carga aplicada de amonio

La carga aplicada de amonio se calcula mediante:

$$B_{NH_4} = \frac{Q C_{NH_4,a}}{A} \quad Ec. (2)$$

Donde:

B_{NH_4} = carga superficial aplicada de amonio (g N/m²/d)

Q = caudal de tratamiento (m³/d)

$C_{NH_4,a}$ = con. afluente de amonio (mg/L)

A = área superficial de membrana (m²)

La carga de amonio aplicada fue de 0.5 a 6.0 g N/m²/d. La concentración efluente de amonio presentó una correlación lineal con la carga aplicada (Fig. 5.9), observándose un rango de amonio efluente de 1.5 a 17.4 mg N/L. Para alcanzar una concentración efluente de 15 mg N-NH₄⁺/L la carga aplicada debe ser menor o igual que 5 g N-NH₄⁺/m²/d. La nitrificación

se produce en medio casi anóxico, pues, la concentración promedio de OD en el seno líquido fue de 0.42 ± 0.78 mg/L (8737 mediciones en continuo).

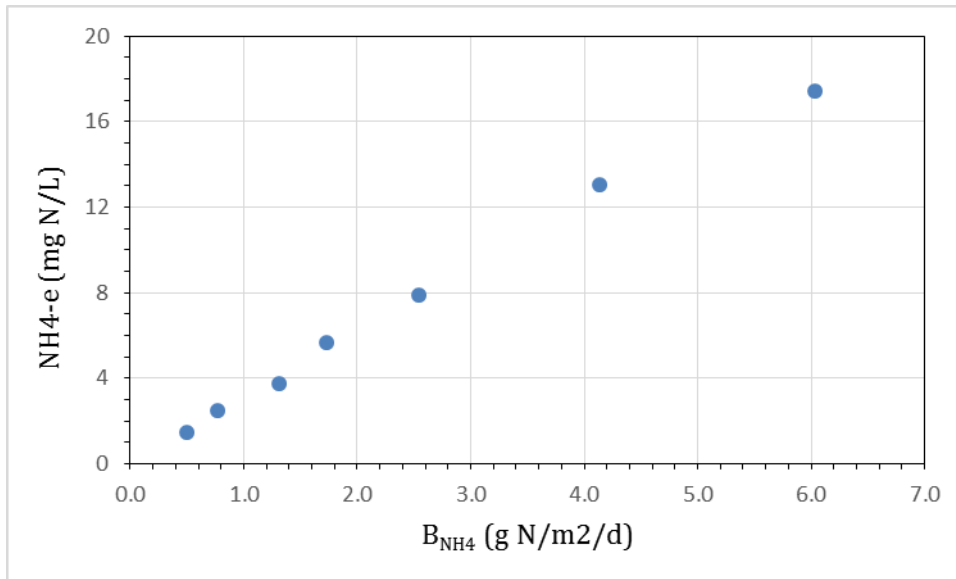


Figura 5.9.- Efecto de la carga aplicada de amonio sobre la concentración efluente

Otros estudios de nitrificación terciaria con RBMA también han observado que la concentración efluente de amonio guarda relación con la carga aplicada (Brindle et al., 1996, 1998). Pero las condiciones ambientales deben ser tenidas en cuenta para que las comparaciones sean más rigurosas. Esto no se pretende aquí, porque la oferta de estudios comparativos es muy heterogénea en cuanto a condiciones ambientales, y otros factores propios del diseño de las unidades como el tipo de flujo hidráulico, alimentación de aire atmosférico o enriquecido en oxígeno, material de la membrana, etc. Aquí presentamos resultados de otros estudios con una cierta semejanza con el nuestro. Brindle y Stephenson (1996), con un RBMA de fibra hueca microporosa de $185 \text{ m}^2/\text{m}^3$, mezcla completa, temperatura de $21 \text{ }^\circ\text{C}$, con un rango de cargas aplicadas de 0.43 a $1.10 \text{ g N-NH}_4^+/\text{m}^2/\text{d}$, alcanzaron valores de amonio efluente entre 0.08 y 1.5 mg N/L , pero con un nivel de OD en el seno líquido de 6 mg/L . Hwang et al. (2009) en un RBMA de fibra hueca no porosa, mezcla completa, superficie específica de $75.6 \text{ m}^2/\text{m}^3$, temperatura de $21 \text{ }^\circ\text{C}$ y concentración afluente de amonio de 30 mg N/L para un rango de cargas de 1.92 a $5.53 \text{ g N/m}^2/\text{d}$, obtuvieron valores de amonio efluente de 6 a 16.9 mg N/L , pero con OD en el seno líquido $> 7 \text{ mg/L}$; cuando la concentración de OD fue menor que 0.5 mg/L , el amonio efluente fue de 7.9 a 19.8 mg N/L . Motlagh et al. (2008) con un reactor de fibras huecas compuestas, de

23 m²/m³, flujo advectivo, con OD > 1 a 3.5 mg/L, temperatura de 23 °C, y con cargas de amonio de 2.7 a 26.2 g N/m²/d alcanzaron rendimientos de hasta el 89% de eliminación de amonio, con una concentración efluente de 5 mg/L. Yamagiwa et al. (2004) con RBMA de fibras huecas de silicona, As = 34.8 m²/m³, mezcla completa, OD > 2 mg/L, temperatura de 23.5-25.5 °C y cargas de 2.3 a 9.3 g N-NH₄⁺/m²/d, alcanzaron efluentes con concentraciones de amonio entre 1 y 3 mg N/L.

El porcentaje de eliminación de amonio presentó una relación cuasi-lineal con la carga de amonio aplicada (Fig. 5.10). La eficiencia en eliminación de amonio presentó un rango de 36 al 94%. En general, los estudios de nitrificación terciaria con RBMA y con agua residual sintética en concentración de amonio similar a un agua residual doméstica han presentado resultados dispares respecto al efecto de la carga aplicada sobre la eficiencia en eliminación de amonio. Por ejemplo, Brindle et al. (1996; 1998) con un RBMA de fibra hueca microporosa, 185 m²/m³, insuflando oxígeno puro al interior de las membranas (lumen), y con un rango de cargas entre 0.43 y 6.49 g N-NH₄⁺/m²/d observaron una eficiencia en nitrificación de 98 al 99%, (con OD > 6 mg/L) es decir, el rendimiento fue independiente de la carga aplicada. Mientras que, Hwang et al. (2009) con un RBMA de fibra hueca no porosa, 75.6 m²/m³, insuflando oxígeno puro a las membranas y con cargas de amonio entre 1.92 y 5.53 g N/m²/d observaron eficiencias de eliminación de amonio entre 47.2 y 80.5%, con OD > 7 mg/L, siendo la correlación entre carga y eficiencia de tipo lineal, similar a la que hemos observado en este trabajo.

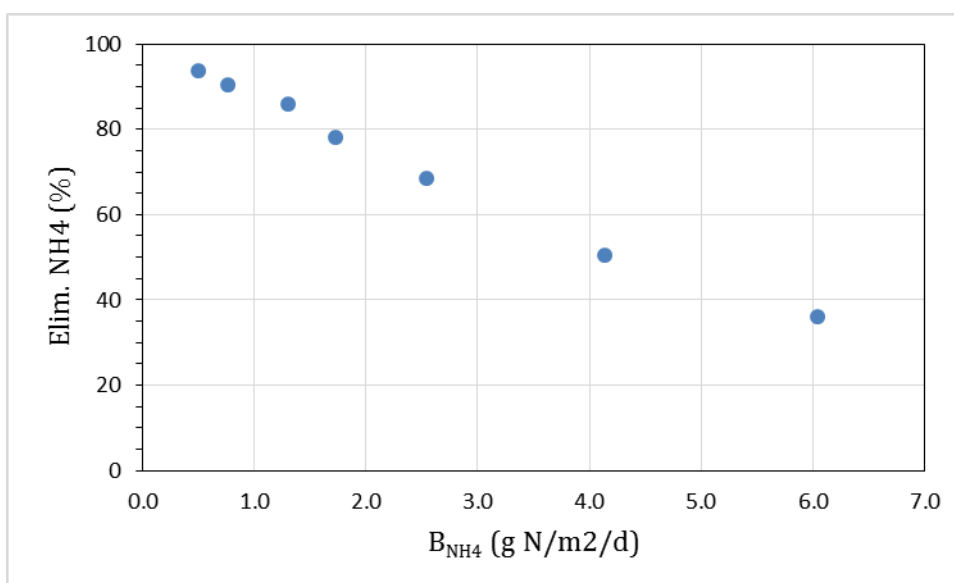


Figura 5.10.- Efecto de la carga aplicada sobre el rendimiento en eliminación de amonio

5.4.3.3.- Cinética observada de la nitrificación

La tasa superficial de eliminación (amonio) o producción (nitrito y/o nitrato) de un contaminante se calcula mediante:

$$r_i = \frac{Q (C_{i,a} - C_{i,e})}{A} \quad \text{Ec. (5.3)}$$

Donde:

r_i = tasa de eliminación o producción del contaminante i (g/m²/d)

$C_{i,a}$; $C_{i,e}$ = conc. afluente y efluente del contaminante i , respectivamente (mg/L).

En la tabla siguiente se presenta los valores promedio de las cargas superficiales en cada estado estacionario.

Tabla 5.6.- Cargas operacionales en estado estacionario del proceso RBMA de nitrificación

B_{NH4} (g N/m ² /d)	B_{nitble} (g N/m ² /d)	$- r_{NH4}$ (g N/m ² /d)	r_{NO2} (g N/m ² /d)	r_{NO3} (g N/m ² /d)
0.50 ±0.03	0.56 ±0.05	0.47 ±0.02	0.00 ±0.04	0.57 ±0.06
0.77 ±0.10	0.82 ±0.14	0.69 ±0.10	0.08 ±0.03	0.66 ±0.04
1.31 ±0.09	1.35 ±0.13	1.12 ±0.06	0.23 ±0.15	0.86 ±0.21
1.73 ±0.25	1.78 ±0.21	1.35 ±0.20	0.27 ±0.14	1.10 ±0.44
2.54 ±0.23	2.68 ±0.28	1.75 ±0.13	0.57 ±0.38	1.36 ±0.61
4.14 ±0.10	4.14 ±0.10	2.09 ±0.26	0.01 ±0.00	2.87 ±0.30
6.04 ±0.10	6.32 ±0.12	2.18 ±0.20	1.02 ±0.07	2.12 ±0.24

B_{nitble} : carga aplicada nitrificable = carga amonio + carga de nitrito.

El efecto de la carga superficial de amonio sobre la velocidad de la eliminación de amonio se asemeja a un modelo tipo Stover y Kincannon como en los procesos de biodiscos (U.S. EPA 1993) (Fig. siguiente), es decir:

$$r_{NH4} = r_{NH4,max} \frac{B_{NH4}}{K_{NH4} + B_{NH4}} \quad \text{Ec. (5.4)}$$

Donde:

r_{NH4} = carga superficial eliminada de amonio (g N/m²/d)

$r_{\text{NH}_4, \text{max}}$ = carga superficial máxima eliminada de amonio (g N/m²/d)

B_{NH_4} = carga superficial aplicada de amonio (g N/m²/d)

K_{NH_4} = valor de B_{NH_4} para el que $r_{\text{NH}_4} = 0.5 r_{\text{NH}_4, \text{max}}$ (g N/m²/d)

La tasa máxima de eliminación de amonio resultó de 2.2 g N/m²/d. Se trata de un valor ligeramente mayor que el observado en sistemas de biodiscos de nitrificación terciaria aplicados al tratamiento de aguas residuales domésticas (1.45 g/m²/d) (U.S. EPA 1993). En ambos casos, es decir, tanto en el resultado aquí presentado como en el informado en el manual de control de nitrógeno de la U.S. EPA (1993), la tasa de eliminación de amonio observada incluye la fracción destinada al crecimiento celular. Quizá los sistemas de biodiscos y los RBMA de membrana plana o tubular de escasa superficie específica sean los procesos biopelícula que mejor se prestan para evaluarlos mediante las cargas superficiales. En otros sistemas convencionales (p.e.: lechos bacterianos, lechos aireables sumergidos, etc) o de membrana de elevada superficie específica (p.e.: fibra hueca de alta densidad de empaquetamiento) es muy complejo determinar la superficie colonizada por la biopelícula, y en general se opta por evaluarlos respecto de las cargas volumétricas. En la figura 5.11 también se representa la tasa de nitrificación en términos de producción de nitrato (r_{NO_3}). El valor máximo de esta tasa es de 2.4 g N/m²/d. Las dos curvas son muy próximas, lo que sugiere que la mayor parte del amonio fue oxidado y no asimilado en crecimiento celular.

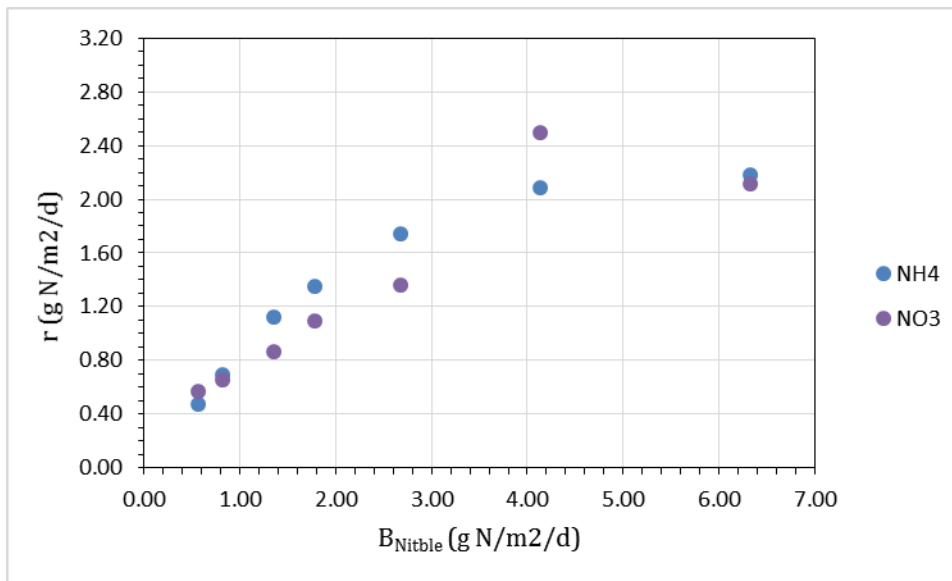


Figura 5.11.- Relación entre carga aplicada nitrificable y tasa de nitrificación

Las curvas experimentales también reflejan que si la carga aplicada es menor o igual que 1.6 g N/m²/d, hay una relación lineal con la tasa de nitrificación, observándose una ratio r_N/B_N entre 0.87 a 0.92 (es decir, un rendimiento del 87 al 92%). Algunos estudios con RBMA presentan resultados similares. Por ejemplo, los trabajos de Brindle y Stephenson (1996), observaron un 99% de tasa de nitrificación cuando el rango de cargas aplicadas de amonio fue de 1.10 a 0.43 g N/m²/d. Satoh et al. (2004) con fibras huecas de extremo abierto, 55.6 m⁻¹, insuflando aire a muy baja presión (0.1 a 0.4 atm), con un rango de carga aplicada de amonio de 0.47 a 0.59 g N/m²/d alcanzaron una tasa media de nitrificación superior a 0.50 g N/m²/d (nitrificación > 90%). Asimismo, Shin et al. (2005), con fibra hueca microporosa, 1730 m⁻¹ y con oxígeno, para un rango de cargas aplicadas de amonio entre 0.12 y 1.38 g N/m²/d, observaron tasas de nitrificación entre 0.11 y 1.35 g N/m²/d (nitrificación > 95%).

En nuestro estudio, a partir de una carga aplicada de 1.4 g N/m²/d, el rendimiento empezaría a decaer, se produce un cambio de la pendiente. La parte saturada de nuestras curvas experimentales señala una tasa máxima de nitrificación de 2.2 g N/m²/d, tanto en términos de amonio como de nitrato. A este tramo de la curva, que en cierta medida es indicativo de la capacidad del sistema, es más difícil encontrarle semejanzas con otros estudios, entre otras razones, porque pocos estudios evalúan esta relación de cargas. Uno de ellos, es el estudio de Terada et al. (2006), que evaluaron tres RBMA de fibra hueca simultáneamente con diferentes superficies específicas: 290, 660 y 1190 m²/m³, de extremo sellado. Claramente, son superficies específicas muy elevadas comparadas con la nuestra que es de 19 m²/m³. Por esa razón, en realidad ellos evaluaron la relación de cargas volumétricas porque, con superficies específicas muy elevadas y con alto grado de empaquetamiento, lo que se conoce a ciencia cierta es el volumen de reacción y no la superficie de biopelícula ya que las fibras huecas suelen apilonarse. A efectos comparativos hemos seleccionado el caso de Terada et al. (2003) con superficie específica de 290 m⁻¹. Ellos probaron tres presiones de aire intra-membrana: 23, 45 y 100 kPa. En los tres casos, observaron una función de saturación entre la carga aplicada y la tasa de nitrificación. Con 23 kPa de presión intra-membrana (lo más similar a nuestro caso), el valor de saturación de la tasa de nitrificación fue de 0.34 g N/m²/d, para una carga aplicada de 0.41 g N/m²/d (el rango ensayado de B_{NH_4} fue de 0.14 a 2.07 g N/m²/d). Con 45 y 100 kPa, a partir de una carga aplicada de 1.0 g N/m²/d, la tasa máxima de nitrificación fue de 0.90 g N/m²/d (el rango ensayado de B_{NH_4} fue de 0.20 a 5.17 g N/m²/d). Otros estudios que han evaluado la relación entre carga y tasa de nitrificación han comprobado también el desarrollo de una curva de saturación. Vidart et al. (1993) con un

RBMA de membrana plana, de extremo sellado, insuflando aire presurizado, observó tasas de nitrificación entre 2.11 y 47.3 g N/m²/d, siendo este último el valor máximo de saturación informado hasta la fecha. Jácome et al. (2006) con un RBMA de fibra hueca, con aireación pasiva de extremo abierto, observaron una tasa máxima de nitrificación de 2.6 g N/m²/d. Motlagh et al. (2008), con membrana de fibra hueca, 23 m⁻¹, insuflando aire a presión atmosférica y con extremo abierto, observaron una tasa máxima de nitrificación de 16 g N/m²/d para un rango de carga aplicada de amonio de 9.6 a 24 g N/m²/d.

La cinética de eliminación de amonio en función de la concentración efluente de amonio presentó un modelo tipo Monod (Fig. 5.12). También, en este aspecto la cinética observada es similar a la de biodiscos de nitrificación terciaria (U.S. EPA 1993). Incluso, en ambos casos la concentración frontera entre cinética de orden 1 y 0 se aproxima a 5 mg N/L. Una diferencia significativa es que en nuestro caso la temperatura promedio durante toda la experimentación fue de 22.2 ± 1.4 °C (8737 mediciones), mientras que la cinética de biodiscos presentada por la U.S. EPA (1993) se evaluó a 13 °C.

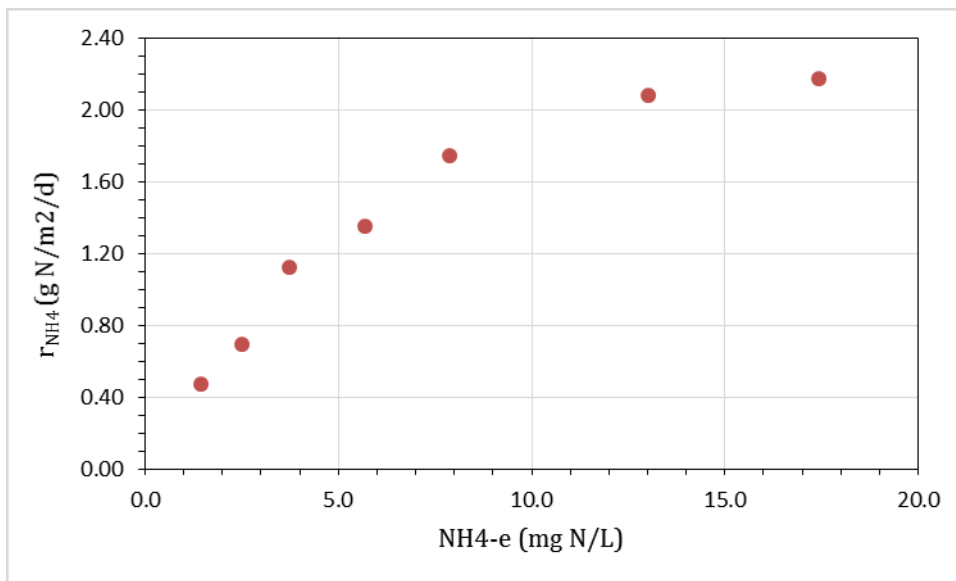


Figura 5.12.- Tasa de nitrificación del proceso RBMA en continuo en función de la concentración efluente de amonio.

5.4.3.4.- Características de la biopelícula

Al rematar el estudio de nitrificación terciaria con el RBMA en continuo, no se retiró el módulo de membranas, por lo tanto, no se realizaron analíticas de caracterización de la biopelícula para determinar espesor y/o concentración.

Una particularidad del módulo de membranas tubulares microporosas es su fragilidad, es decir, las membranas presentan facilidad de rotura, tal como ya se comentó en apartados anteriores cuando relatamos la puesta en marcha del RBMA. Por esta razón, se prefirió continuar sin pausa con el estudio de eliminación simultánea de DQO y NT.

Se hicieron fotos desde el exterior del reactor, dos de las cuales se presentan a continuación.



Figura 5.13.- Aspecto de la biopelícula nitrificante del estudio de nitrificación terciaria. Todavía se puede apreciar el color propio de las membranas, es decir, que el espesor es fino y la concentración escasa. Se aprecia que el espaciamiento entre las membranas sigue muy similar al de las membranas limpias.

5.4.3.5.- Consumo de oxígeno

El consumo específico de oxígeno (OUR por sus siglas en inglés) por la BMA nitrificante se puede calcular mediante:

$$OUR = \frac{Q}{A} (3.25 \times (NO_{2,e} - NO_{2,a}) + 4.33 NO_{3,e}) \quad Ec. (5.5)$$

Donde, $NO_{2,a}$; $NO_{2,e}$ es la concentración de nitrito afluente y efluente, respectivamente (mg N/L), y $NO_{3,e}$ es la concentración efluente de nitrato (mg N/L). La aireación de la biopelícula se realizó por dos vías desde el seno líquido y a través de la membrana. El flujo de oxígeno desde el seno líquido, $F_{O,L}$, se calcula mediante:

$$F_{O,L} = \frac{Q}{A} (ODa - ODe) \quad Ec. (5.6)$$

Donde, ODa y ODe son las concentraciones de OD afluente y efluente, respectivamente. Las concentraciones promedio de estas variables fueron: 2.7 ± 0.4 mg/L y 0.4 ± 0.7 mg/L.

Los resultados señalan que la presencia de la biopelícula no mejoró la transferencia específica de oxígeno respecto a lo observado con las membranas limpias. Sin biopelícula la tasa específica de transferencia de oxígeno fue de 13.77 g/m²/d, mientras que con la biopelícula el consumo específico a través de las membranas presentó un rango de 2.4 a 12.0 g O/m²/d.

En nuestro estudio no se pretendió optimizar la eficiencia en el consumo de oxígeno, es decir, la relación entre oxígeno consumido y oxígeno insuflado con la corriente de aire. El diseño del caudal de aire insuflado solo buscó una rápida renovación del aire al interior de las membranas. Así, desde el lado de la membrana no se produciría limitación de la nitrificación por disponibilidad de oxígeno. Sin embargo, es evidente que para aplicaciones reales es necesario estudiar la optimización de la aireación para insuflar de forma ajustada la cantidad de oxígeno demandada por los procesos oxidativos: nitrificación y, en su caso, oxidación simultánea de amonio y DQO. No obstante, en la mayoría de los estudios con RBMA en los que uno de los extremos de las membranas permanece abierto, la eficiencia en el consumo de oxígeno suele rondar de un 25 a 40% (Stricker et al. 2011).

La relación entre la carga nitrificable ($NH_4^+ + NO_2^-$ afluente) y el consumo específico de oxígeno va hacia un modelo típico de saturación (Fig. 5.14), es decir, responde a la pérdida de eficiencia de la nitrificación a medida que la carga aplicada aumenta.

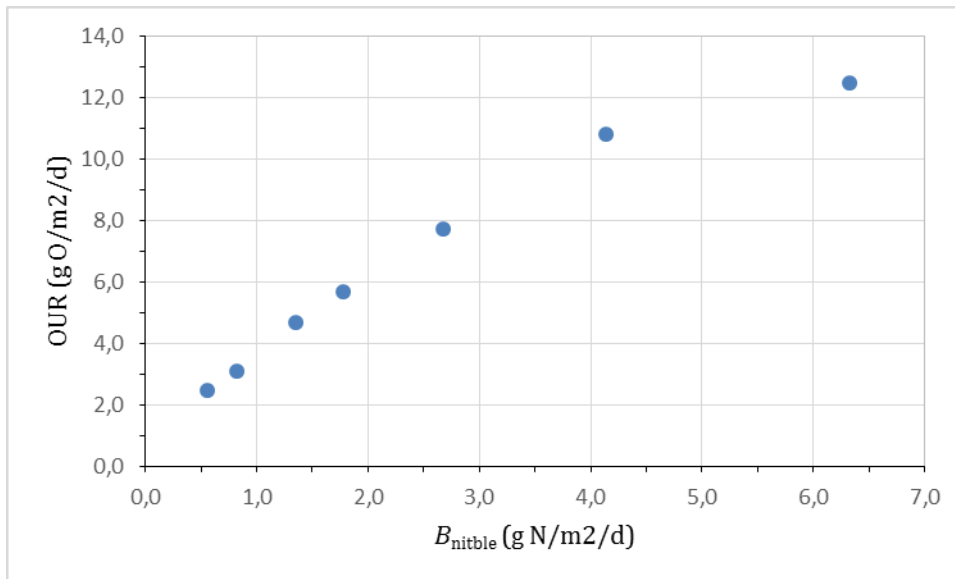


Figura 5.14.- Efecto de la carga nitrificable sobre el consumo específico de oxígeno por la BMA nitrificante.

5.4.4.- Eliminación simultánea de materia orgánica y nitrógeno

El estudio de la eliminación simultánea de materia orgánica (como DQO) y NT se realizó durante 63 días. En este periodo se ensayaron cinco cargas aplicadas de DQO y NT en un rango de 6.66 a 38.40 g DQO/m²/d y de 0.83 a 4.69 g NT/m²/d, respectivamente (Tabla 5.7). El anexo B contiene los resultados de cada una de las mediciones analíticas del proceso RBMA en estado estacionario durante esta parte experimental. El NT se aportó en forma de amonio (a partir de bicarbonato de amonio) y de nitrógeno orgánico (ácido glutámico). La DQO fue aportada a partir de una mezcla de compuestos solubles fácilmente degradables: glucosa, almidón de patata y ácido glutámico. La ratio promedio DQO/NT afluente fue de 7.95. En agua residual doméstica, en general, el valor de esta ratio es de 5-8. La DQO del sustrato orgánico es aproximadamente igual a la demanda de oxígeno para nitrificación cuando la ratio DQO/NT tiene un valor de 5 (Metcalf & Eddy, 2003).

Para el arranque se recurrió a una carga orgánica elevada (35.6 g DQO/m²/d) con el objetivo de minimizar la posibilidad de un crecimiento no uniforme de la biopelícula heterótrofa. También, se buscaba “sepultar” fehacientemente a la biopelícula nitrificante que ya se había desarrollado. Se quería comprobar, en funcionamiento continuo, que la biopelícula nitrificante, si se la deja que ella colonice primero las membranas, es capaz de funcionar con

eficacia a pesar de las altas cargas orgánicas que pueda sufrir, tal como ya habíamos observado en el estudio en modo batch con agua residual doméstica decantada que hemos narrado en el capítulo 4. Otros investigadores también han observado que si se procede de esta manera, colonización inicial por nitrificantes, la nitrificación es viable durante periodo prolongados aunque el sistema reciba fuertes cargas orgánicas (Suzuki et al. 2000).

Otra estrategia fue que las variaciones de carga no fueron regulares en el tiempo, sino que se sometió a la biopelícula a cambios bruscos de descenso y/o ascenso de la carga aplicada. En comparación con los procesos biopelícula convencionales (biodiscos, lechos bacterianos de relleno plástico), el rango de carga orgánica ensayado barre desde lo que se considera baja carga (6.6 g/m²/d) hasta media-alta carga (38 g DQO/m²/d).

La puesta en marcha se la mantuvo durante dos semanas. Desde el inicio de ese periodo se observó que, sobre la biopelícula nitrificante de un color pálido casi amarillento, se desarrolló una capa heterótrofa blancuzca, translúcida, poco consistente (en inglés se habla de *fluffy biofilm*, Satoh et al. 2004). También, se empezó a ver que la biopelícula de algunas membranas se pegaba a la de su vecina, aunque en esto también influyó la construcción manual del módulo, donde las membranas no quedaron estrictamente a equidistancia. Sobre todo en el proceso de pegado de las membranas a la estructura de PVC, algunas membranas quedaron más tensas y rectilíneas que otras. Esa apariencia de la biopelícula descrita se mantuvo hasta el final de los ensayos de eliminación simultánea de DQO y NT, cuando se abrió el reactor y se fotografió directamente la biopelícula (Fig. siguiente)

Tabla 5.7.- Valores medios de las cargas aplicadas durante los ensayos de eliminación simultánea de DQO y NT del proceso RBMA en continuo

Ensayo	Periodo (días)	TRH (h)	B _{DQOT} (g/m ² /d)	B _{NT} (g/m ² /d)	B _{NH4} (g N/m ² /d)	DQO/NT
0 ^a	1-16 ^a	9.0	35.65	5.22	3.62	6.8
1	17-25	21.6	16.59	2.05	1.63	8.1
2	26-34	37.9	9.76	1.30	1.00	7.5
3	35-40	14.4	25.15	3.15	2.56	8.0
4	41-47	9.0	38.40	4.69	4.05	8.2
5	48-63	49.4	6.66	0.83	0.79	8.0

^a Período de puesta en marcha.



Figura 5.15.- Módulo de membranas fuera del reactor. Se observa con bastante claridad el aspecto de la biopelícula mixta, nitrificantes (fondo, amarillento) y heterótrofa (superficial, *fluffy*). Los tramos de membranas que se observan pelados, hasta 6, corresponden a los puntos donde la membrana contactó con los tubos superiores de salida de agua tratada, ya que el flujo fue ascendente. El empuje del agua hacía flotar al módulo, quedando así pegado a las tuberías indicadas.

5.4.4.1.- Rendimiento del tratamiento

En las siguientes tablas se presenta los rendimientos en eliminación de DQO, NT y amonio alcanzados por el RBMA en estado estacionario. La eficiencia en eliminación de DQO fue dependiente de la carga aplicada, y presentó un rango de 21.8 a 74.5%. En el caso del NT el rango de porcentaje de eliminación fue del 22.7 al 64.9%, mientras que la eliminación de amonio fue del 20.6 al 68%. Los porcentajes de eliminación de amonio y de NT guardan buena aproximación. La eliminación de NT (pérdidas de nitrógeno) se debe a asimilación por la biopelícula y en la reducción de nitrato y/o nitrito a gas nitrógeno. En un apartado

posterior mediante balances de materia se evaluará que una fracción importante del NT se eliminó mediante un proceso simultáneo de nitrificación y desnitrificación.

Tabla 5.8.- Rendimiento en eliminación de DQO (valores promedio) del proceso RBMA en estado estacionario

Ensayo	DQOT-a (mg/L)	DQOT-e (mg/L)	DQOS-e (mg/L)	Elim. DQOT (%)
1	286 ±4.0	109 ±9.2	70 ±5.1	61.9
2	295 ±9.2	75 ±4.3	62 ±3.2	74.5
3	289 ±6.1	193 ±16.5	163 ±11.0	33.4
4	276 ±13.5	216 ±10.0	187 ±8.0	21.8
5	263 ±17.6	89 ±17.0	74 ±12.8	66.0

Tabla 5.9.- Rendimiento en eliminación de NT y amonio (valores promedio) del proceso RBMA en estado estacionario

Ensayo	NT-a (mg/L)	NT-e (mg/L)	NTS-e (mg/L)	Elim. NT (%)	NH4-a (mg N/L)	NH4-e (mg N/L)	Elim. NH4 (%)
1	35.4 ±5.1	15.9 ±2.2	13.7 ±2.2	55.2	28.1 ±0.5	10.8 ±0.4	61.7
2	39.2 ±2.8	13.8 ±1.8	12.5 ±1.5	64.9	30.1 ±0.2	9.7 ±0.6	68.0
3	36.3 ±2.8	23.0 ±2.4	18.7 ±3.0	36.7	29.4 ±0.5	18.4 ±1.0	37.5
4	33.7 ±3.5	26.0 ±0.4	22.5 ±2.3	22.7	29.1 ±1.6	23.1 ±0.9	20.6
5	32.9 ±0.4	12.4 ±1.4	11.2 ±2.6	62.4	31.3 ±2.0	10.4 ±0.1	66.8

En la siguiente tabla se presenta los resultados de otras formas de nitrógeno: nitrito (NO₂), nitrato (NO₃) y nitrógeno orgánico (NOrg). El NOrg se calculó como la diferencia entre NT y las especies inorgánicas de nitrógeno. La presencia de NOrg en el afluente (NOrg-a) es aportado por el ácido glutámico (aminoácido no esencial simple de bajo peso molecular). El grupo amino del ácido glutámico con cierta facilidad pasa a forma amoniacal (APHA 1998). La diferencia entre el NOrg-a y el nitrógeno orgánico soluble efluente (NOrgS-e) se considera que se habrá amonificado. Las formas oxidadas presentaron baja concentración en el afluente. La diferencia neta entre las formas oxidadas (conc. afluente – conc. efluente) presenta un rango de -0.020 a 0.061 mg N/L.

Tabla 5.10.- Funcionamiento del proceso RBMA en estado estacionario respecto de las formas oxidadas de nitrógeno y del N-Orgánico (valores promedio)

Ensayo	NOrg-a (mg/L)	NOrgS-e (mg/L)	NO2-a (mg N/L)	NO2-e (mg N/L)	NO3-a (mg N/L)	NO3-e (mg N/L)
1	7.1	2.8	0.008	0.009	0.205	0.185
2	8.8	2.6	0.007	0.010	0.182	0.240
3	6.7	0.1	0.009	0.011	0.195	0.213
4	4.5	0.0	0.008	0.008	0.174	0.155
5	1.4	0.7	0.008	0.014	0.111	0.128

En la siguiente tabla se presenta los resultados promedio de las mediciones de otras variables de control: pH, alcalinidad (TAC) y conductividad (CE). En todos los ensayos se observa una reducción del pH y de la alcalinidad. El consumo de alcalinidad es un requisito de la nitrificación, concretamente de la oxidación de amonio a nitrito. Teóricamente, se consumiría 7.1 g/g (alcalinidad (como CaCO₃)/amonio (como N)), mientras que la desnitrificación devuelve alcalinidad (CO₂) en la oxidación de la materia orgánica, en una ratio aproximada de 3.57 g TAC/g N-NO₃⁻ (U.S. EPA 1993). Si se diera nitrificación-desnitrificación simultáneamente habría un consumo neto de alcalinidad en torno a 3.5 g/g. Otra característica de la nitrificación es la caída de la CE que produce. Esto ya se observó en los estudios de nitrificación terciaria, en continuo y batch (este capítulo y el 4, respectivamente). Además de estos macro-indicadores químicos de la simultaneidad de las reacciones de nitrificación y desnitrificación, en el siguiente apartado se presenta un balance de materia respecto al nitrógeno, que evaluará las vías de transformación de este contaminante.

Tabla 5.11.- Parámetros analíticos de control del proceso RBMA en estado estacionario (pH, TAC y CE).

Ensayo	pH-a	pH-e	TAC-a (mg/L) ^a	TAC-e (mg/L) ^a	CE-a (µS/cm)	CE-e (µS/cm)
1	7.46	6.66	208	143	564	419
2	7.35	6.58	209	141	578	407
3	7.44	6.43	212	166	571	482
4	7.42	6.44	207	174	563	508
5	7.21	6.48	189	139	584	417

^aComo CaCO₃.

5.4.4.2.- Balances de materia

El nitrógeno total que ingresa al reactor saldrá en forma orgánica e inorgánica en el efluente. Las “pérdidas” de nitrógeno corresponderían al nitrógeno asimilado por la biopelícula y al desnitrificado en forma de gas nitrógeno (N_2) sin considerar otras formas gaseosas intermedias. Estas pérdidas, en nuestro caso, introducen incertidumbre al balance, pues, no han sido medidas. De modo que, el balance de nitrógeno presentará una recuperación del 100%. En el caso de la materia orgánica, la DQO que entra al reactor se oxida tanto por vía aerobia como anóxica y se asimila por la biopelícula. No se considera que se produzca volatilización de compuestos orgánicos volátiles. Asimismo, la recuperación del balance será del 100% porque no se ha medido la DQO asimilada por la biomasa.

El cálculo de los flujos de nitrógeno y de DQO se realiza conforme al sistema de ecuaciones propuesto por Timberlake et al. (1988) y que fue desarrollado en el capítulo 4 (Ecs. 4.1 a 4.7). Los valores de las proporciones estequiométricas se modificaron teniendo en cuenta la composición del agua residual sintética:

$$R_{h(2)} \text{ y } R_{d(2)} = 0.06 \text{ g N celular /g DQO sustrato}$$

$$R_{d(5)} = 7.2 \text{ g DQO/g N-NO}_3^-$$

Para $R_{d(5)}$ se adoptó 7.2 g DQO/g N- NO_3^- , como propuso Timberlake, debido a la similitud de la composición molecular de su agua sintética ($C_{5.79}H_{10.13}O_{3.46}N_{1.5}$; PM = 156 g/mol) con la nuestra ($C_{5.77}H_{11.2}O_{5.82}N_{0.21}$; PM = 177 g/mol).

El balance de DQO se presenta en la siguiente figura. Bajo las hipótesis del modelo de balance, entre un 29 y 57% de la DQO fue eliminada mediante oxidación anóxica empleando nitrato como aceptor de electrones. Los flujos eliminados de DQO presentaron un rango de 5 a 12 g DQO/m²/d. Este rango representa de un 20 al 50% de lo que se puede alcanzar con un sistema de biodiscos (Strand, 1986; U.S. EPA 1993). Una razón que puede explicar este resultado es el bajo nivel de mezcla del seno líquido que limitó la transferencia de materia hacia la biopelícula. La baja intensidad de mezcla forma parte de la estrategia experimental, ya que se trata de evaluar el grado de eliminación de DQO alcanzable bajo esta condición operacional, que sería una situación potencial en la depuración de aguas residuales en pequeños núcleos, hacia quienes esta tecnología podría ser dirigida.

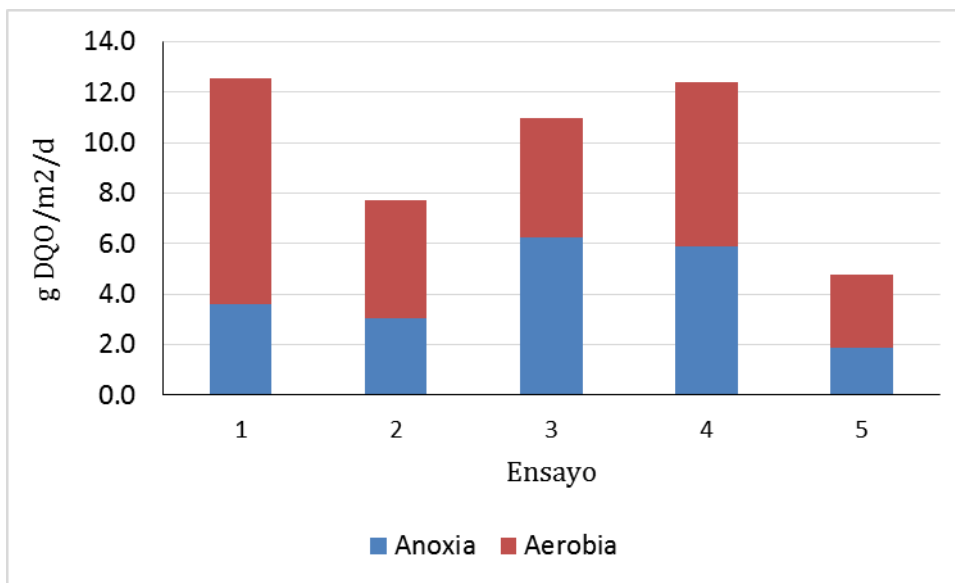


Figura 5.16.- Flujos de DQO calculados mediante el balance de materia

Otros investigadores han observado similares tasas de eliminación de DQO con RBMA de nitrificación - desnitrificación. Timberlake et al. (1988) con membrana plana oxigenada ($A_s = 19 \text{ m}^2/\text{m}^3$) observó un rango de eliminación orgánica de 2 a 3 g COT/ m^2/d (5 a 7.5 g DQO/ m^2/d), mientras que Semmens et al. (2003) informaron de una tasa de 10 g DQO/ m^2/d con un RBMA de fibra hueca empleando aire ($A_s = 422 \text{ m}^2/\text{m}^3$). También, han sido observadas tasas de eliminación de DQO muy bajas, por ejemplo Satoh et al. (2004) observaron una tasa de 1.8 g DQO/ m^2/d , con fibras huecas de extremo abierto ($A_s = 55.6 \text{ m}^2/\text{m}^3$), insuflando aire a muy baja presión (0.1 a 0.4 atm). Así como tasas muy elevadas, por ejemplo Liu et al. (2007) observaron una tasa de 35.6 g DQO/ m^2/d con membranas tubulares de carbono ($A_s = 45 \text{ m}^2/\text{m}^3$) alimentadas con aire a 0.2 atm, lo que representó un 90% de eficiencia en eliminación de materia orgánica. Es decir, el rango es muy amplio y responde a diversos factores, siendo los principales la hidrodinámica (mezcla), el espesor y la presión de aire intra-membrana.

Los flujos de nitrógeno calculados se presentan en la siguiente figura. Las estimaciones señalan que se produjo nitrificación a pesar de que el líquido fue anóxico. El rango de la tasa de nitrificación fue de 0.26 a 0.87 g N/ m^2/d . La tasa de eliminación de NTK medida fue de 0.55 a 1.53 g N/ m^2/d . Es decir, que de un 40 a 57% del NTK eliminado fue nitrificado. Timberlake et al. (1988) con membrana plana y oxígeno puro, con agua residual sintética

muy biodegradable, observaron un rango de nitrificación de 0.1 a 0.62 g N/m²/d. Algunos estudios han observado que la alternativa del oxígeno puro no resulta la más adecuada para mejorar o estimular la velocidad de la nitrificación, incluso han observado que al cambiar de aire atmosférico a oxígeno puro la tasa de nitrificación se redujo drásticamente (Osa et al. 1997; Liu et al. 2007). También, pudo influir en nuestros mejores resultados la dirección del flujo respecto a las membranas tubulares, que fue ascendente perpendicular a las mismas. Otros estudios han demostrado que, en el caso de membranas tubulares o de fibra hueca, si el flujo es perpendicular a las membranas se incrementa el transporte advectivo de materia “en/hacia” la biopelícula (Motlagh et al. 2008).

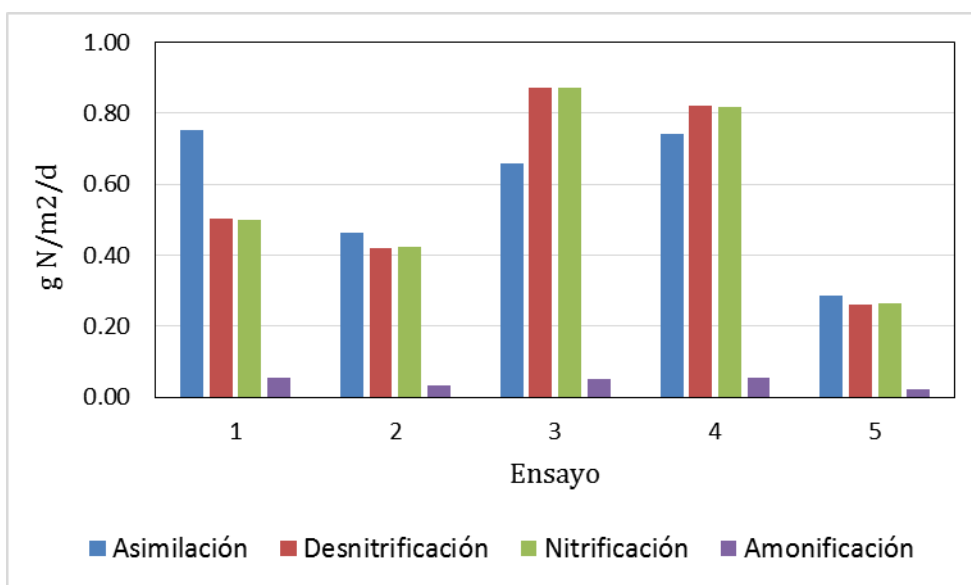


Figura 5.17.- Flujos de nitrógeno calculados mediante balance de materia.

Por otra parte, en nuestro estudio la tasa observada de nitrificación está en el rango bajo-medio informado para biodiscos. La tasa máxima de nitrificación observada en biodiscos está en torno a 1.45 g N-NH₄⁺/m²/d (U.S. EPA 1993). El factor hidrodinámico, como en el caso anterior de la eliminación de DQO, se apunta como el principal debido a la baja transferencia de materia desde el seno líquido hacia la biopelícula.

Los balances demuestran que se produjo nitrificación – desnitrificación simultáneas. La concentración efluente de las formas oxidadas de nitrógeno fue insignificante, sugiriendo que la desnitrificación fue tan rápida como la nitrificación. Los balances estiman que del 98 al 100% del NTK nitrificado fue inmediatamente desnitrificado.

5.4.4.3.- Efectos de la carga de DQO

La carga orgánica aplicada (como DQO) se relaciona con la tasa de oxidación de DQO conforme a un modelo tipo Stover y Kincannon, similar a lo observado en sistemas de biodiscos (U.S. EPA 1993). En la figura 5.18 se observa una relación lineal entre B_{DQO} y r_{DQO} hasta una carga aplicada de 15 g DQO/m²/d. A partir de ese valor se presenta una meseta de un valor máximo de r_{DQO} de aproximadamente 11 g DQO/m²/d.

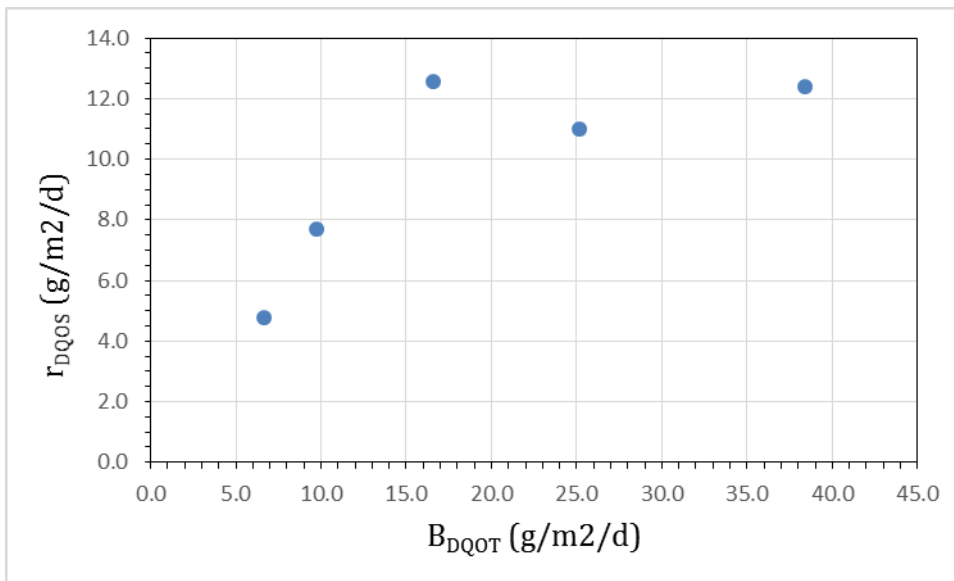


Figura 5.18.- Relación entre la carga aplicada y eliminada de DQO

En la siguiente figura se representa el efecto de la carga orgánica sobre la eliminación de NTK. En particular es de interés el efecto de la carga orgánica sobre la fracción nitrificada del NTK. La tasa de nitrificación fue regularmente estable entre 40 y 57%, con un valor medio del 50%. Los porcentajes más elevados, 57 y 56%, se observa con las cargas orgánicas más elevadas, 25.1 y 38.4 g DQO/m²/d, respectivamente. Los resultados sugieren que el incremento de la carga orgánica no produce inhibición o reducción de la tasa de NTK nitrificado por el RBMA. En los procesos biopelícula convencionales sucede justamente lo contrario, es decir, a medida que aumenta la carga orgánica mengua la tasa de nitrificación (Metcalf & Eddy, 2003). En biodiscos se ha informado que a partir de una carga de 26 g DQO/m²/d se produce una drástica reducción de la nitrificación (Gullicks et al. 2011). Otros investigadores, trabajando con RBMA, también han observado este efecto (Timberlake et al., 1988; Vidart et al., 1993; Semmens et al. 2003).

Los resultados también inducen que la BMA presentó estratificación de las poblaciones bacterianas, con un estrato de nitrificantes sepultado al fondo de la biopelícula adherido a la membrana, la zona aerobia, donde dispuso de suficiente oxígeno para nitrificar el flujo de NTK que accedió hasta allí por difusión molecular y en cierta medida por advección debido al sentido normal de la dirección del fluido respecto de la BMA como ya se indicó previamente. Otros autores también han deducido lo mismo a partir de resultados experimentales o de modelación matemática (Hibiya et al. 2003; Shanahan y Semmens 2004; LaPara et al., 2006; Hu et al., 2008; Lackner et al., 2010). Cole et al. (2004) demostraron por primera vez, analizando el ADN de la comunidad y midiendo la actividad microbiana, la coexistencia de nitrificantes y desnitrificantes en BMA, con la estratificación antes indicada. Sin embargo, estos investigadores determinaron que la velocidad del fluido, es decir, la transferencia de materia desde el seno líquido era crucial para la coexistencia de nitrificantes y desnitrificantes. Básicamente, sus comprobaciones las hicieron con dos velocidades de fluido, 2 y 14 cm/s, y en ambos casos con aire (21% O₂) y con aire enriquecido con oxígeno (75% O₂). Mientras que con la velocidad de 14 cm/s la coexistencia fue viable y observada (tanto con aire como con oxígeno), con la velocidad de 2 cm/s la población de nitrificantes no fue viable, y no fue detectada con los análisis de ADN. Nosotros consideramos que la velocidad del fluido no es la única razón del fenómeno observado por Cole et al., sino que la metodología de colonización de las membranas tiene un efecto significativo sobre la coexistencia de los dos tipos de poblaciones. En nuestro caso, la BMA fue colonizada con un cultivo de nitrificantes pseudo-puro, y los resultados señalan que esa biopelícula nitrificante inicial se mantuvo en actividad durante los ensayos de nitrificación – desnitrificación. Nosotros no medimos la velocidad del fluido, pero haciendo una estimación clásica, dividiendo el caudal entre la sección transversal al flujo, obtendríamos un rango de velocidades mínimas entre 1×10^{-4} y 7×10^{-4} cm/s (las velocidades locales, es decir, entre las BMA serían algo mayores porque la sección útil se reduce, pero ni de lejos se aproximarían a 2 cm/s). Por lo tanto, la nitrificación resultó viable a pesar de las grandes limitaciones a la transferencia de materia debido a las velocidades de fluido tan bajas. Pensamos que la biopelícula nitrificante inicial, siguió generando un gradiente de concentración de amonio en la BMA suficiente para favorecer el transporte de materia al interior de la biopelícula. También hay que tener en cuenta el tiempo de funcionamiento, aunque entre el estudio de Cole et al. (2004) y el nuestro no hay diferencia significativa en esa variable. Ellos estudiaron cada ensayo durante 50 días, mientras que nuestro estudio se

extendió a 62 días. Pero, si habría que prolongar más este estudio para observar si el tiempo de funcionamiento, bajo condiciones de alta carga orgánica, termina por inhibir a la población nitrificante, porque las heterótrofas les vayan comiendo terreno y así el transporte de amonio hacia la zona nitrificante vaya menguando.

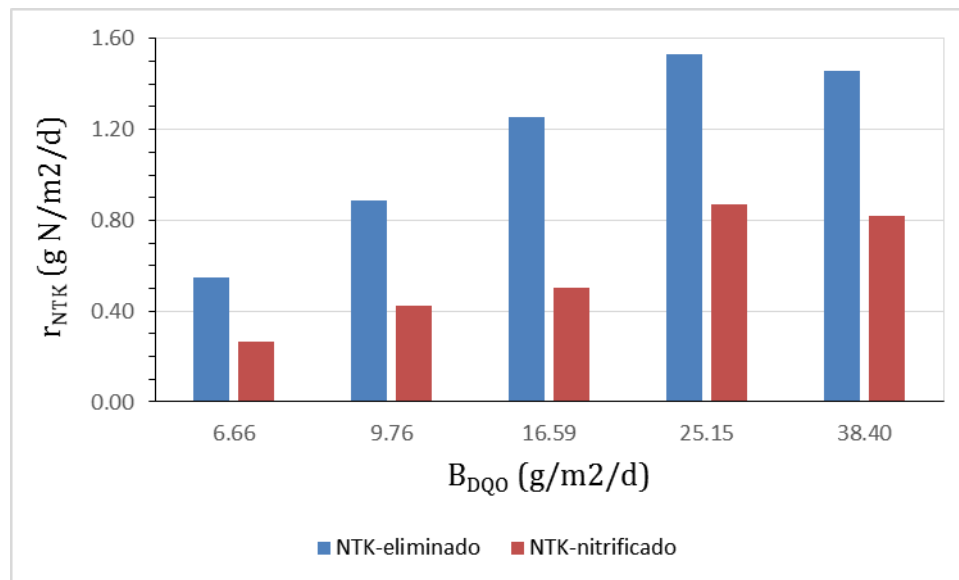


Figura 5.19.- Efecto de la carga orgánica sobre la tasa de eliminación de NTK

Otro criterio común en el caso de biopelículas convencionales es que la DQOS en el seno líquido debe ser menor o igual que 20 mg/L para que se pueda dar la nitrificación (Harremoës 1982). En nuestro estudio, la DQOS presentó un rango de 62 a 187 mg/L, y no fue óbice para que se produjera nitrificación, aunque sea a baja tasa. Nuevamente, esto es imputable a la estratificación bacteriana en la BMA, con una población nitrificante adyacente a la zona “rica” en oxígeno, es decir, la interfase membrana-biopelícula. Aunque nosotros no hemos medido espesor de forma continua, solo se hizo una medición después de haber concluido la experimentación global (y con ciertas particularidades que se explican en un apartado posterior), la mayoría de los investigadores señalan que el espesor de nitrificantes suele presentar un rango de 150 a 350 μm en RBMA, tanto con cultivos mixtos como puros de nitrificantes (Brindle et al., 1998; Schramm et al., 2000; Terada et al., 2006). Cuando de biopelículas nitrificantes se trata, los procesos convencionales y los RBMA observan espesores similares. Williamson y McCarty (1976) midieron espesores de 150 a 580 μm en biopelícula nitrificante convencional en estado estacionario.

En la siguiente figura se presenta el efecto de la carga orgánica sobre la magnitud del flujo de oxígeno hacia la biopelícula desde el seno líquido y a través de las membranas. Ya que la concentración de SS fue insignificante durante el estudio, se asume que el oxígeno que aportó el afluente fue consumido por la biopelícula. También, se considera que la nitrificación llegó hasta nitrato, y que se consume 4.33 g O₂/g de nitrato (como N) formado. Con estas hipótesis, el oxígeno aportado por el afluente representó de un 7 a 15% del consumo global de oxígeno. El consumo específico de oxígeno fue menor en comparación con el estudio de nitrificación terciaria (apartado 5.3). Los resultados sugieren que el desarrollo de la biopelícula heterótrofa presentó una resistencia significativa a la transferencia de amonio hacia la biopelícula, disminuyendo la tasa de nitrificación y reduciendo el consumo específico de oxígeno. Con la biopelícula nitrificante el consumo máximo de oxígeno satisfecho a través de las membranas alcanzó un valor de 12 g/m²/d, mientras que no pasó de 5.3 g/m²/d con la biopelícula mixta.

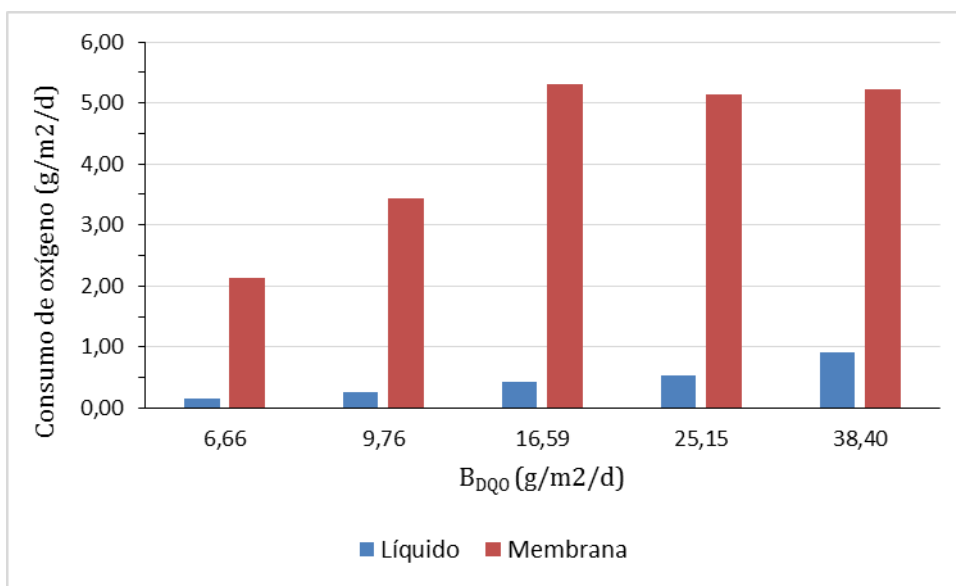


Figura 5.20.- Efecto de la carga orgánica sobre la vía de transferencia de oxígeno hacia la biopelícula.

En las dos figuras siguientes se presenta el efecto de la carga orgánica sobre el rendimiento en eliminación de DQO. Una carga superior a 15 g DQO/m²/d produce una drástica caída del rendimiento. Asimismo, si la concentración afluente es menor o igual que 300 mg/L una carga mayor que 16 g DQO/m²/d produciría un efluente con DQO ≥ 125 mg/L (límite máximo exigido a un tratamiento secundario en la UE). Las DSMR de Galicia (*Augas de*

Galicia 2007) contemplan las posibilidad de un tratamiento secundario de bajo rendimiento aplicable a poblaciones de hasta 2.000 h-e (siempre que no se afecte el uso de las aguas receptoras) cuyo límite de DQOT es de 160 mg/L. El RBMA podría alcanzar ese objetivo (160 ppm) si la carga no supera 20 g DQO/m²/d. Ya que un RBMA puede funcionar con un bajo consumo de energía, sin agitación, y que su operación puede ser muy simple (esto último es una cuestión propia del diseño) sería una alternativa a estudiar para casos de pequeños núcleos.

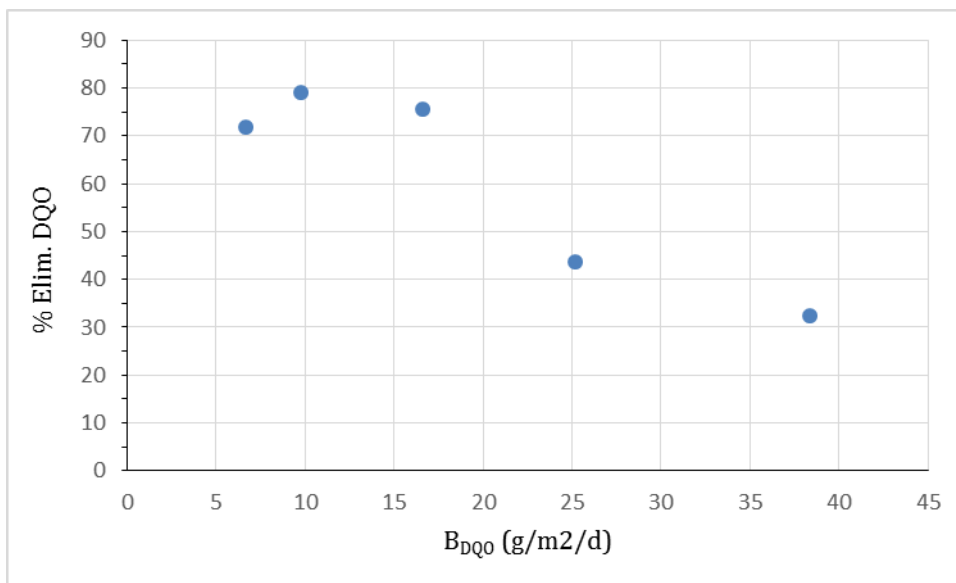


Figura 5.21.- Porcentaje de eliminación de DQO en función de la carga orgánica aplicada.

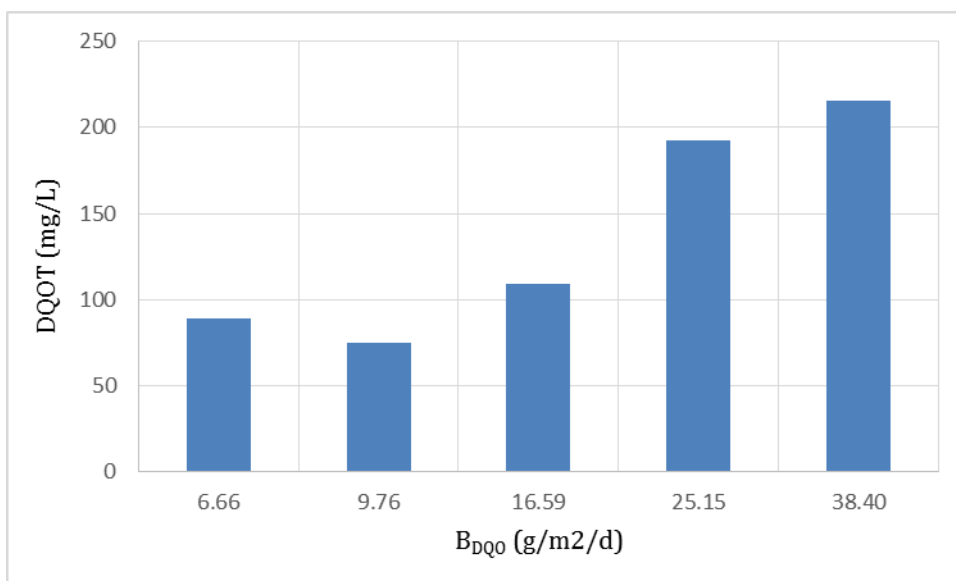


Figura 5.22.- Efecto de la carga orgánica sobre la DQO efluente del RBMA.

5.4.4.4.- Efecto de la carga de nitrógeno

La tasa de eliminación de NT sigue una función tipo Stover y Kincannon con respecto a la carga aplicada de NT. La tasa máxima de eliminación de NT es de 1.6 g N/m²/d, similar a lo alcanzado por procesos biopelícula de lecho aireable sumergido fijo (Jácome et al. 2014). El valor de la carga de semi-saturación es de aproximadamente 1.1 g NT/m²/d. Este tipo de relación ha sido observada también por Walter et al. (2005) con un RBMA de membrana tubular con aire presurizado, mezcla completa (Re entre 400 y 800), con nitrificación y desnitrificación simultáneas, alcanzando un valor máximo de eliminación de NT de 10 g N/m²/d, siendo la carga de semi-saturación de 30 g NT/m²/d.

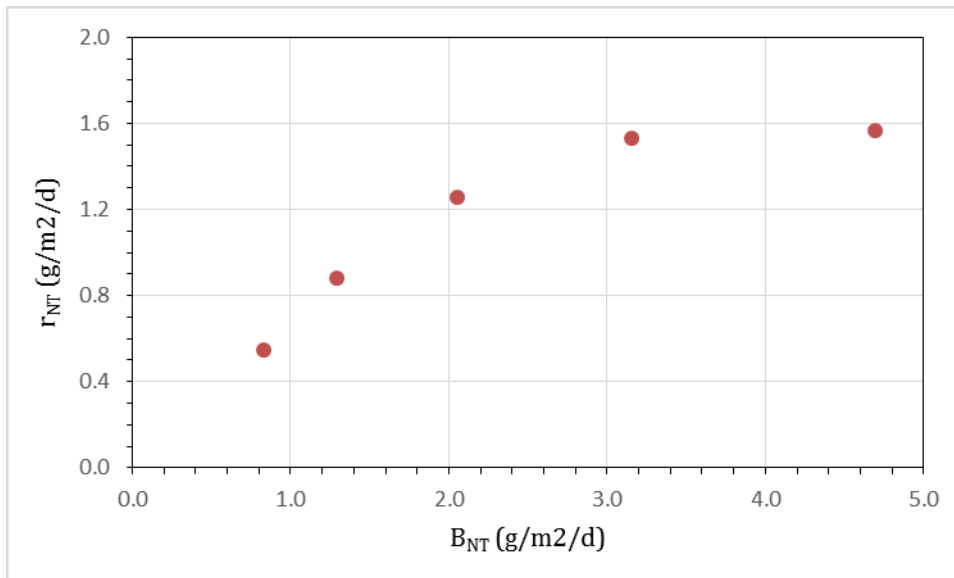


Figura 5.23.- Relación entre carga aplicada de NT y su tasa de eliminación

En la siguiente figura se presenta la correlación entre la carga de NTK y la tasa de eliminación de amonio, esta última ha sido calculada teniendo en cuenta las concentraciones de amonio y de nitrógeno orgánico soluble en el efluente (NOrgS-e). Hemos considerado que el NOrgS-e, dada la composición del agua residual sintética, es amonificable y que por lo tanto terminará generando una demanda de oxígeno nitrogenada, es decir, nos quedamos del lado de la seguridad. Entonces, la tasa de eliminación de amonio, r_{NH_4} , resulta de:

$$r_{NH_4} = \frac{Q}{A} (NTK, a - NH_4, e - NOrgS, e) \quad Ec. (5.7)$$

En la tasa de eliminación está considerada la fracción de amonio que se asimila en crecimiento celular. Se observa nuevamente una curva de correlación tipo Stover y Kincannon. En la práctica, se puede hablar de un tramo de correlación lineal y otro en el que ya se ha alcanzado el valor máximo o de saturación de carga eliminada. Este tipo de correlación es común observar en casi todos los procesos biológicos aplicados a la depuración de aguas. En el caso de los biopelícula, solo aquellos en los que la superficie de biopelícula está bien delimitada, p.e.: biodiscos o RBMA, la correlación de Stover y Kincannon se puede establecer en términos de las cargas superficiales. En los demás procesos biopelícula, como: biofiltros, lechos sumergidos, lechos fluidizados e incluso lechos bacterianos, esta correlación hay que hacerla respecto de las cargas volumétricas, pues, no se sabe a ciencia cierta qué porcentaje del soporte está realmente colonizado por la biopelícula.

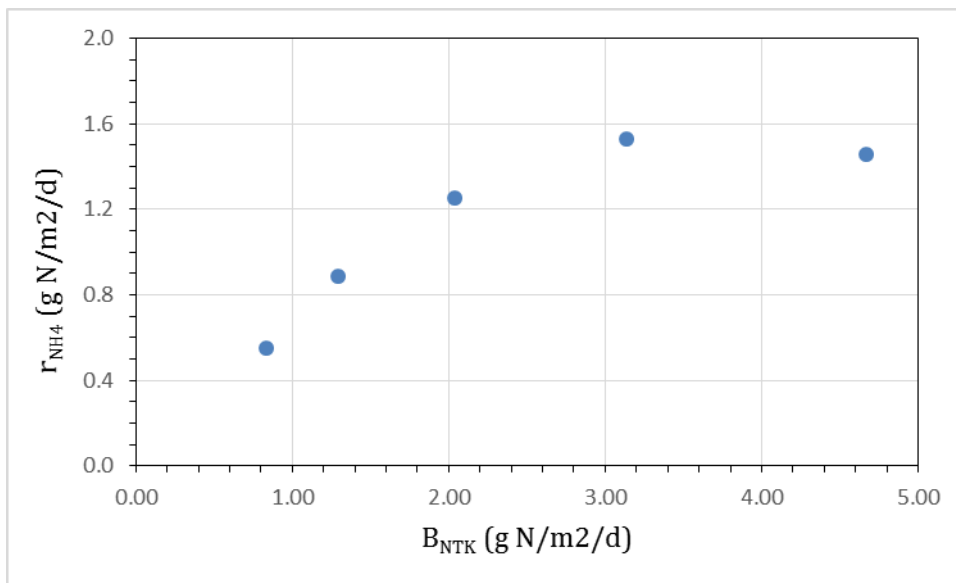


Figura 5.24.- Relación tipo Stover y Kincannon entre carga y tasa de eliminación de amonio en una BMA nitrificante - desnitrificante

En las siguientes figuras se presenta el efecto de la carga superficial de NTK sobre el rendimiento del proceso (%) y de calidad del efluente. La calidad se la enfoca en la concentración de amonio, porque como ya hemos comentado anteriormente uno de los objetivos es evaluar la viabilidad de este proceso como tratamiento secundario con

nitrificación parcial para la depuración de aguas residuales de aglomeraciones de menos de 2.000 h-e en Galicia (DSMR, *Aguas de Galicia* 2007).

La concentración afluente promedio de NTK fue de 35 mg/L, de modo que el rendimiento necesario sería del 57% (para $\text{NH}_4\text{-e} < 15 \text{ mg N/L}$). Para alcanzar este rendimiento, los resultados sugieren que la carga superficial de NTK no debería ser mayor de $2 \text{ g N/m}^2/\text{d}$. Asimismo, con esta carga la concentración efluente de amonio sería menor que 15 mg N/L .

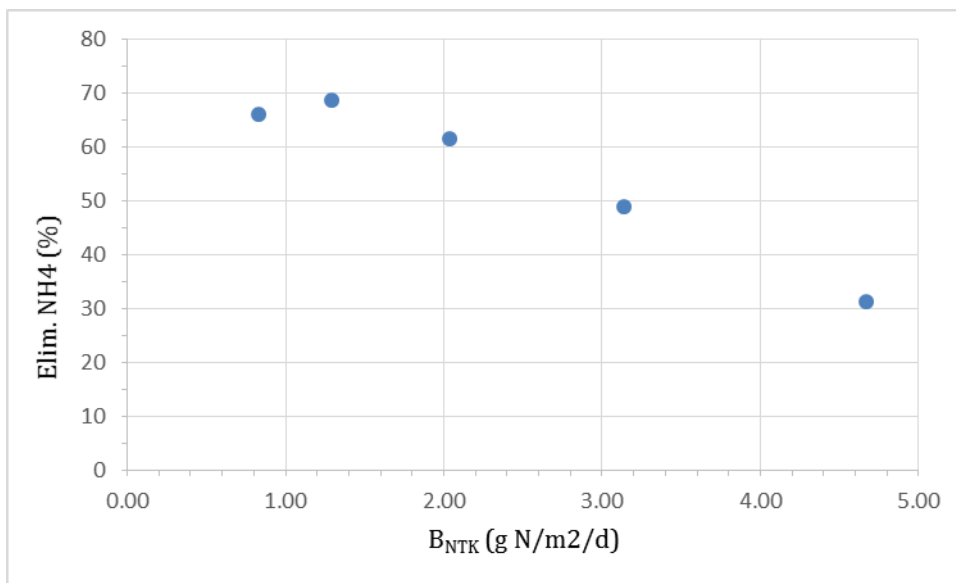


Figura 5.25.- Eliminación de amonio (%) en función de la carga aplicada de NTK

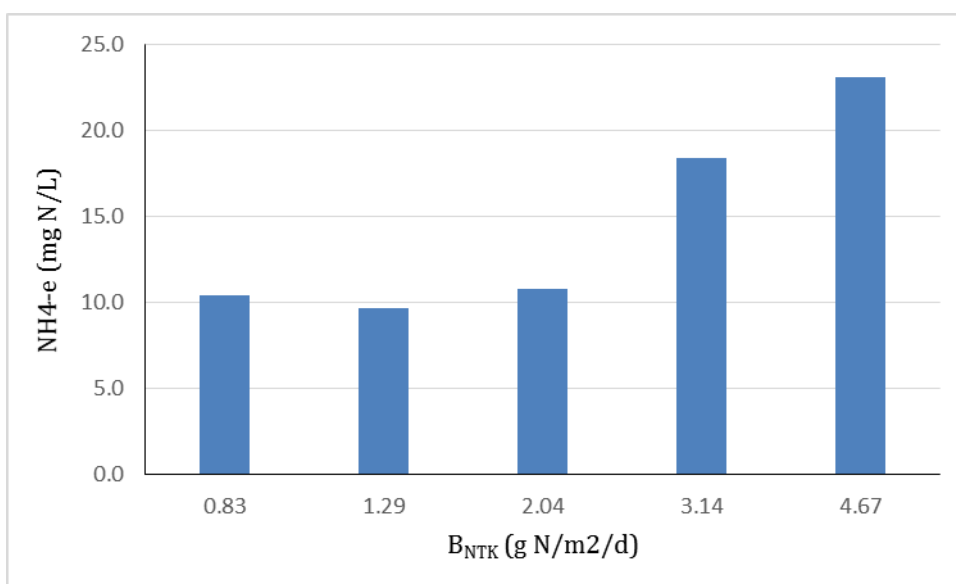


Figura 5.26.- Efecto de la carga superficial de NTK sobre el amonio efluente

5.4.4.5.- Efecto del TRH

En la siguiente figura se presenta el efecto del TRH sobre la concentración efluente de las diferentes formas de nitrógeno. La principal forma de nitrógeno en el afluente fue el amonio. Las concentraciones de las formas oxidadas fueron poco significativas, tanto en afluente como efluente. Los resultados señalan que haría falta un TRH mínimo de 20 horas para alcanzar la concentración efluente de amonio de 15 mg N/L, partiendo de un NTK afluente promedio de 35 mg N/L.

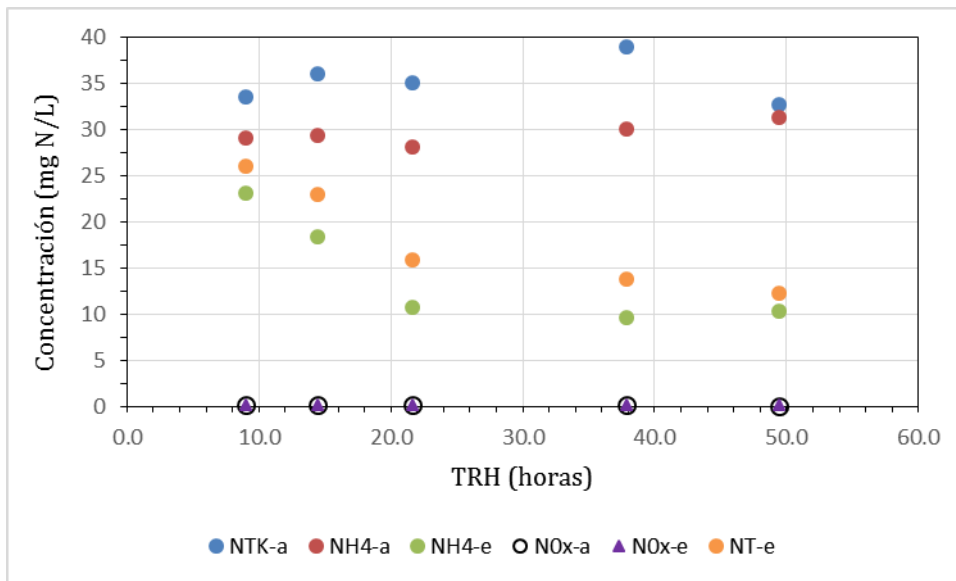


Figura 5.27.- Efecto del TRH sobre la calidad del efluente en cuanto al nitrógeno

En la siguiente figura se presenta el efecto del TRH sobre la calidad del efluente en cuanto a DQO. Un TRH de 14 horas sería necesario para alcanzar el valor de DQO de 160 mg/L, correspondiente a un tratamiento secundario menos exigente para aglomeraciones de hasta 2.000 h-e en el medio rural de Galicia (ya se discutió en un apartado anterior sobre este objetivo de vertido).

A lo largo de toda esta fase experimental, en el efluente del RBMA no se apreció turbidez significativa. Aunque no se midió sólidos en suspensión, podemos admitir que lo poco que pudiera haber en el efluente sería por biopelícula desprendida o por crecimiento en suspensión, en cualquier caso, serían sólidos biológicos, ya que el agua residual sintética no contenía sólidos en suspensión, pues, todos sus nutrientes se solubilizaban durante su

preparación. Así, asignando una DQO de 1.45 g por cada gramo de biomasa (como SSV) el contenido de SSV presentaría un rango de 9 a 28 mg/L.

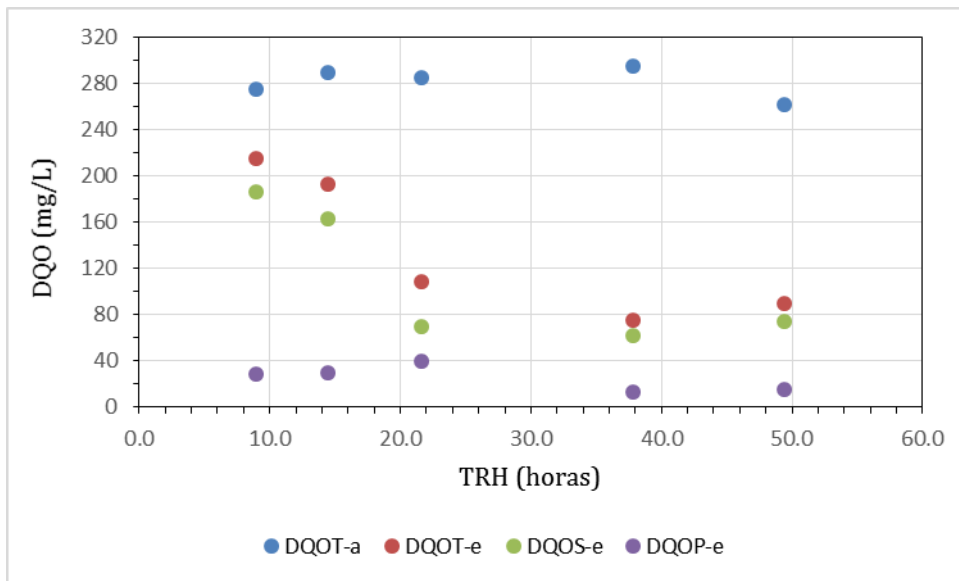


Figura 5.28.- Efecto del TRH sobre la calidad del efluente en cuanto a DQO

5.4.4.6.- Características de la biopelícula

Al término de los ensayos de eliminación simultánea de DQO y N se retiró el módulo de membranas para observación visual. La biopelícula, a pesar de crecer en un medio anóxico, presentó un olor a biomasa aerobia, o al menos sin el olor propio de un fango anaerobio. Esto quizá se explica porque el último ensayo correspondió a la carga orgánica más baja, 6.7 g DQO/m²/d, y que el rendimiento del proceso dio un efluente con 77 mg/L de DQO. En superficie la biopelícula presentó un color blancuzco, translúcido, y una textura mullida, esponjosa, poco compacta. Sin embargo, el color no era uniforme, se podía apreciar una especie de estratificación del color, con un tono marrón al fondo de la biopelícula. A distinguir esta coloración estratificada ayudó el hecho de que en las membranas situadas en la parte superior del módulo no se colonizaron seis puntos, debido a que el empuje del agua apretó esas membranas contra los tubos de salida del efluente, y en los puntos de contacto la biopelícula no creció y así se pudo visualizar mejor la gama de tonos (Fig. 5.29).



Figura 5.29.- Vista superior de la biopelícula al término de los ensayos de eliminación simultánea de DQO y N.

La figura 5.29 también permite apreciar que algunas BMA se juntaron con sus vecinas mediante una especie de babas endebles, y esto fue una tónica en todo el módulo. La biopelícula fue uniforme en aspecto, color, etc., a lo largo del módulo, tal como se aprecia en la figuras 5.29 y 5.30. No hubo resquicio de membrana que no estuviera colonizado por la biopelícula (excepto esos seis puntos en las membranas superiores antes indicados). Es destacable, que en los puntos de soldadura entre membrana tubular y tubo de PVC el color de la biopelícula era fuertemente oscuro, casi negro. Por su parte, la estructura de PVC del módulo no presentó colonización alguna. Otra peculiaridad fue la presencia de un crecimiento de aspecto vegetal y color amarillento (Figs. 5.30 y 5.31), que se presentó en la tercera fila de membranas (desde arriba), tercera membrana tubular (desde el primer plano de la foto). Este crecimiento fue retirado, y se entregó para una observación con lupa estereoscópica, que determinó que se trataba de un hongo (Fig. 5.32).

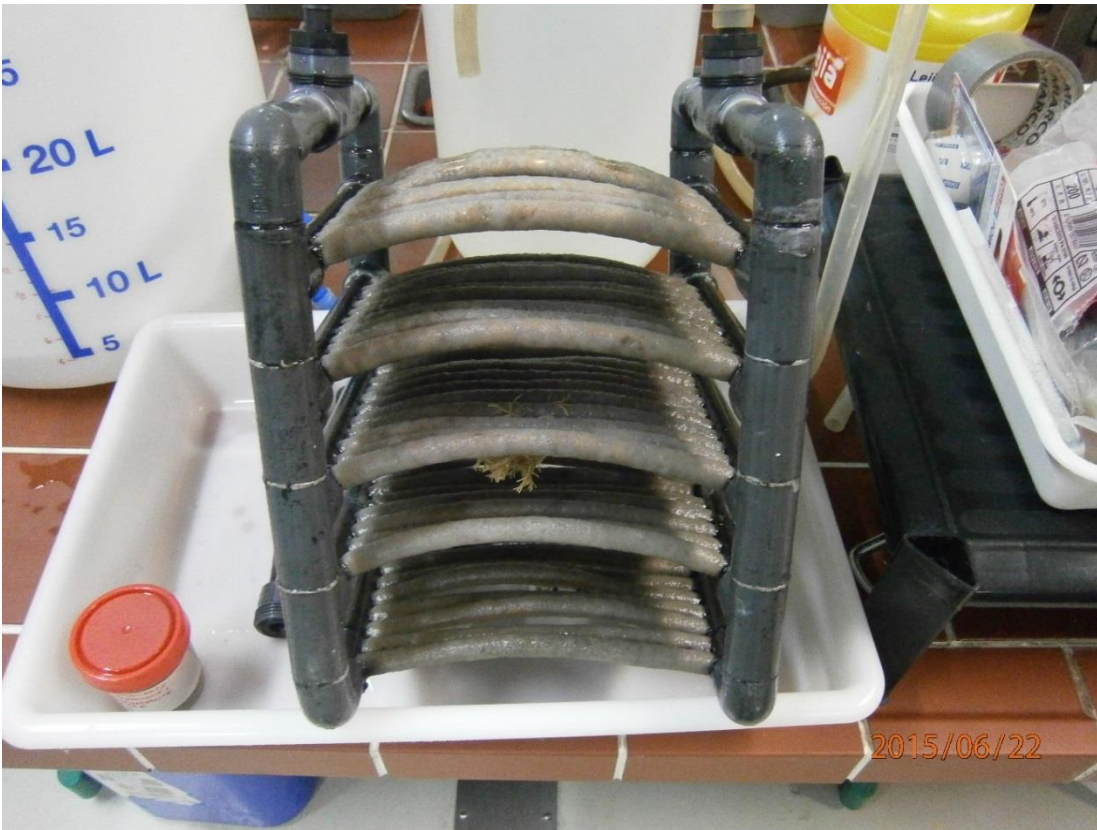


Figura 5.30.- Vista frontal del módulo de membranas. En la tercera fila, desde arriba se aprecia un crecimiento de aspecto vegetal.



Fig. 5.31.- Aspecto del crecimiento de un hongo en un punto específico de una de las BMA.



Figura 5.32.- Imagen de una rama del hongo observado y fotografiado con lupa estereoscópica binocular (C-LEDS, Nikon, China) (por Francesch, O., Biólogo, junio 2015)

También, se recogió el condensado al interior del módulo de membranas que alcanzó un volumen de 28 mL. La condensación, y por lo tanto el humedecimiento de la cara interior de las membranas hidrófobas microporosas es un problema sin solución según postula Fang et al. (2004). Sin embargo, ese problema es de menor cuantía cuando el módulo de membranas tiene un extremo abierto. En este caso, respecto al volumen interior del módulo (aprox. 1.4 litros), el volumen de condensado recogido es poco significativo.

Para rematar los trabajos se decidió someter la biopelícula a dos procesos:

- (a) Digestión aerobia: se reinstaló el módulo en el reactor. Se volvió a dejar instalado y funcionando la sonda de OD, y no se cambió el agua del reactor. La biopelícula lo primero que hizo en esta fase fue agotar el remanente de nutrientes y después pasó a una fase de digestión sin alimentación de agua residual. Esta fase se prolongó durante 39 días.

(b) Re-alimentación: una vez rematada la digestión de la biopelícula, se la volvió a alimentar con el agua residual sintética a una carga idéntica a la del último ensayo con el objeto de recrecer la biopelícula con las características que se le habían observado. Esta fase duró 9 días.

Durante los primeros 28 días de la fase de digestión la sonda de OD registró valores iguales a 0 o muy bajos, con un valor promedio de 0.3 ± 0.5 mg/L. Es decir, el consumo de oxígeno igualaba o superaba el suministro a través de la membrana.

A partir del día n° 29 las medidas de OD empiezan a ser siempre mayores que 0 mg/L, aunque el ascenso es muy lento y con caídas momentáneas significativas. En la figura siguiente se presenta la variación de la concentración de OD y temperatura durante el último día del periodo de digestión aerobia (día 39), cuyos valores promedio fueron: OD = 3.1 ± 0.3 mg/L (saturación = $37.6 \pm 3.3\%$) y temperatura, T = 24.4 ± 0.1 °C.

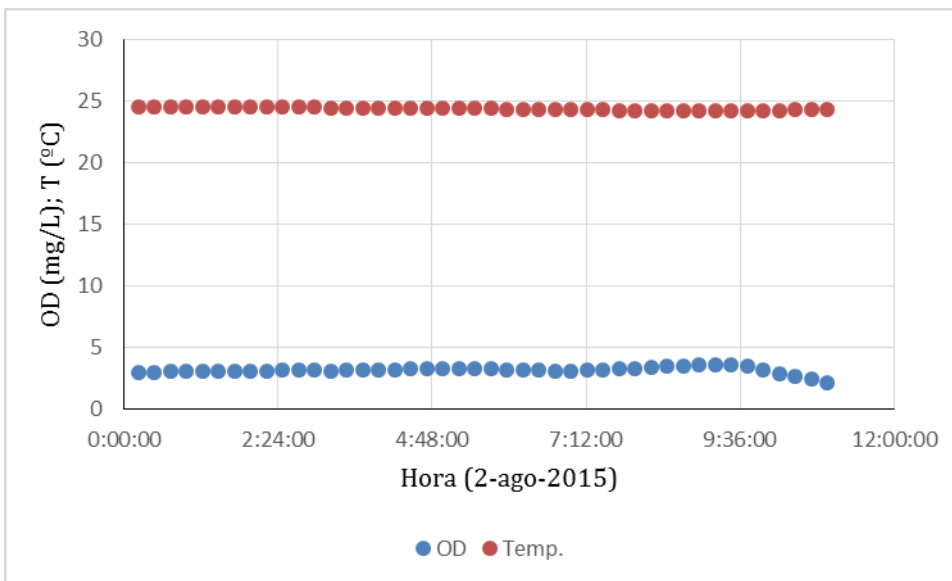


Figura 5.33.- Variación de OD y temperatura, último día de digestión aerobia de la BMA

Desde una semana antes a la terminación de la digestión, el olor que emanaba por el tubo de salida de la corriente de aire era claramente a tierra mojada, indicando que los nutrientes se habían agotado y que la biopelícula era un fango digerido por vía aerobia, ya con baja o nula actividad. El bajo nivel de OD que se alcanza hasta el día 39 (Fig. anterior) se debería, entre otros factores, a que la permeabilidad de las membranas se ve reducida por la presencia de

la biopelícula inactiva. Es posible también, que parte de la porosidad de la membrana estaría obstruida por efecto de productos bioincrustantes. Se ha observado acumulación de proteína y polisacáridos en los poros de las membranas como un factor que reduce la transferencia de oxígeno (Liu et al., 2007).

Una vez rematada la digestión se vuelve a alimentar el reactor con una carga aplicada de 6.7 g DQO/m²/d y 0.8 g NT/m²/d, y con 7.5 mg/L de OD en el afluente. Inmediatamente la BMA recupera su actividad de asimilación para crecimiento celular aerobio, de forma que el OD del seno líquido se agota en pocas horas (aprox. 7 h), tal como se observa en la siguiente figura. La velocidad de consumo de oxígeno es prácticamente lineal.

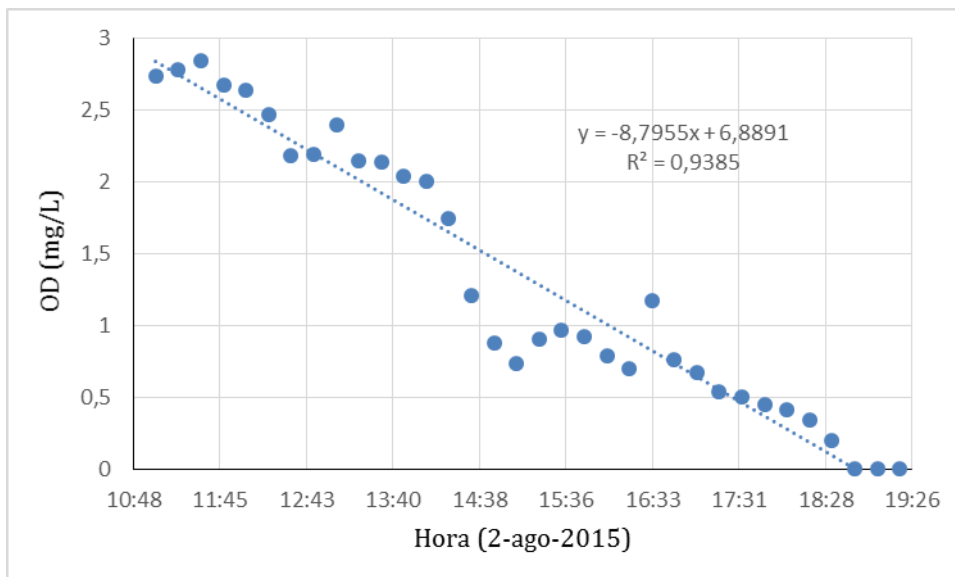


Figura 5.34.- Cambio del OD a partir del instante en que se vuelve a alimentar con agua residual sintética.

Después de ocho días de alimentación con el agua residual sintética se mide la DQOS y el amonio en el efluente, obteniéndose 73 mg/L y 7.52 mg N/L, respectivamente. Estos valores eran muy aproximados a los que obtuvo el RBMA durante la última carga de trabajo de los ensayos de nitrificación – desnitrificación, que fueron DQOS promedio = 74 mg/L y amonio promedio = 10.4 mg N/L. Los resultados sugerían que ya se había alcanzado el estado estacionario y que se podía retirar el módulo de membranas para analizar la biopelícula. Los resultados gravimétricos y volumétricos para la estimación del espesor fueron:

Volumen útil reactor con biopelícula (L):	13,827
Volumen útil reactor sin biopelícula (L):	14,200
Volumen biopelícula (L):	0,373
Longitud de membrana (cm):	19
Diámetro exterior membrana (mm):	8,6
Superficie de biofilm (cm ²):	2720,682
Espesor de biopelícula (mm):	1,37098
Espesor de biopelícula (µm):	1371

Mientras que, aplicando la fórmula de Namkung et al. (1983) (Ec. 2), se calcular un espesor de 1433 µm. La diferencia es menor a un 5% entre sendos métodos, por lo que se considera aceptable hablar de un espesor de 1402 µm (promedio de los dos métodos).

En cuanto a concentración y cantidad de biopelícula, los resultados obtenidos se presentan en la siguiente tabla. Se desprendió la biopelícula de cinco membranas tubulares para los análisis. La concentración (llamada “density” en la literatura científica en inglés) resulta de dividir el peso de materia seca entre el volumen de biopelícula. La humedad es el contenido de agua de la biopelícula, y a la que muchas veces, sobre todo para modelación matemática, se la toma como la porosidad o fracción líquida de la biopelícula en la cual se produce el transporte de materia por difusión. También, se midió la concentración de sólidos sedimentados en el reactor, para lo cual se mezcló bien el seno líquido y se analizó una muestra de 50 mL, obteniéndose un valor de 188 mg/L de SS, con una fracción 100% volátil.

Tabla 5.12.- Concentración y cantidad de biopelícula mixta (nitrificante – desnitrificante) del proceso RBMA

Concentraciones				Cantidad total de biopelícula				
Humedad	MS	MSF	MSV	MS		MSV		
(%)	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)	(g)	(g/m ²)	(g)	(g/m ²)	% volátil
97,62	24883	2580,4	22303	9,28136	34,1	8,31888	30,6	0,896

MS: materia seca; MSV: materia seca volátil; MSF: materia seca fija.

En la siguiente tabla se presenta una comparativa de nuestros resultados con las características físicas observadas por varios investigadores en biopelículas de membrana aireada diseñadas para la eliminación simultánea de materia orgánica y nitrógeno. En esta comparación, el rango de espesores es amplio, entre 50 y 3307 µm. Las concentraciones de biopelícula (2 mediciones) están en un rango estrecho de 25 a 31 g/L. Cuando expresan la

concentración equivalente a SSLM (2 mediciones) el rango es amplio 3700 a 6900 mg/L. La acumulación superficial presenta un rango de 23 a 59 g MS/m² (3 mediciones comparadas).

Tabla 5.13.- Valores promedio de parámetros físicos de biopelículas de membrana aireada para eliminación simultánea de DQO y N

Ref.	Membrana	Gas	Carga aplicada (g/m ² /d)	Espesor (μm)	Concentración (g MS/L _{biofilm})	Acumulación (g MS/m ²)
1	Plana, PE, 19 m ⁻¹	O ₂ puro	10.7 COT 6.4 NTK	1 mm		
2	Fibra hueca, PE, 50 m ⁻¹	aire	6.0 COT 5.4 NTK	1600		
3	Fibra hueca, PE, 57 m ⁻¹	aire	7.4 COT 2.8 N-NH ₄ ⁺	50 - 300		
4	Fibra hueca, PU, 55.6 m ⁻¹	aire	0.2-1.0 DQO 0.7-1.1 NTK	2.1 mm		
5	Tubular, CI, 45 m ⁻¹	aire	35.6 ^(a) DQO 9.3 ^(a) N-NH ₄ ⁺	2200	6.9 ^(b)	22.76
6	Tubular, CI, 37.3 m ⁻¹	aire	33 DQO 8.2 N-NH ₄ ⁺	3307	3.7 ^(b)	59.3
7	Plana, PVDF, 7.2 m ⁻¹	aire	155 DQO 30 NK	1143	31.07	42.11
8	Tubular, PP, 19.2 m ⁻¹	aire	6.7 DQO 0.8 NTK	1402	24.9	34.1

Referencias: 1: Timberlake et al. (1988); 2: Terada et al. (2003); 3: Hibiya et al., (2003); 4: Satoh et al. (2004); 5: Liu et al. (2007); 6: Hu et al. (2008); 7: Jácome et al. 2002; 8: este estudio. Membranas: PE: polietileno; PU: poliuretano; CI: carbono inorgánico; PP: polipropileno. PVDF: polivinilideno di-fluoro. Notas: ^(a)Carga eliminada (en g/m²/d); ^(b) Concentración equivalente a SS en el seno líquido

La figura 5.35 representa los espesores observados como función de la carga orgánica aplicada. La representación se hace frente a carga orgánica porque el crecimiento heterótrofo es el que determina el espesor máximo que se puede alcanzar. Los resultados sugieren que no es seguro predecir el espesor a partir de la carga orgánica. Otros factores deben influir, y entre ellos, la hidrodinámica (mezcla) debería jugar un papel importante.

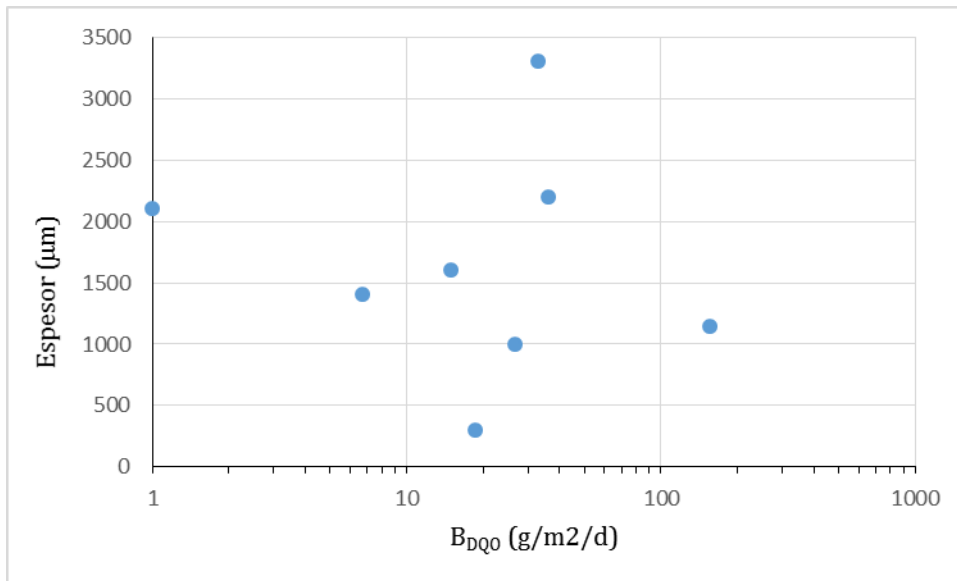


Figura 5.35.- Espesores observados de biopelícula de membrana aireada para eliminación simultánea de DQO y N (pares de valores sacados de la tabla 5.13).

Finalmente, el color y textura aparente de la biopelícula, después de digerir y re-crecer, cambiaron respecto al día en que culminaron los ensayos de eliminación simultánea de DQO y N. El nuevo color fue marrón brillante nítido, sin el recubrimiento blancuzco y translúcido (Figs. 5.36 y 5.37). En cuanto a espesor, aparentemente se mantenía similar.

Todo lo que se pueda explicar sobre por qué dejó de existir esa capa superficial blancuzca es meramente especulativo. Una posible explicación es que si se hubiera alargado el periodo de re-alimentación, posiblemente hubiera vuelto a formarse esa capa. También, dejó de estar, o no recreció, el hongo, pero podría aplicarse la especulación anterior, es decir, que sea una cuestión de tiempo.



Figura 5.36.- Imagen de la biopelícula de membrana aireada, después de haber sido sometida a los procesos de digestión y re-crecimiento celular.

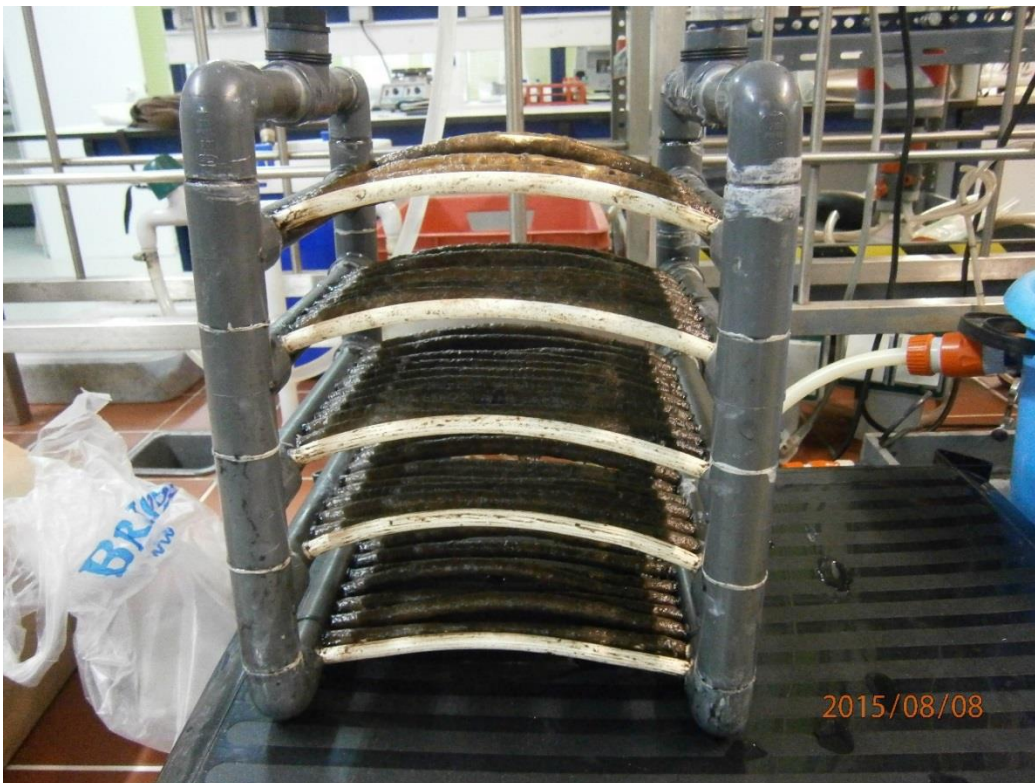


Figura 5.37.- Biopelícula de membrana aireada después de digestión y re-crecimiento celular. En primer plano se aprecian las cinco membranas de las que se desprendió la biopelícula para análisis de sus características físicas.

5.5.- CONCLUSIONES

El estudio consistió en la evaluación de un reactor biopelícula de membrana aireada funcionando en continuo: primero, para nitrificación terciaria y, después, para la eliminación simultánea de materia orgánica y nitrógeno de un agua residual sintética. La biopelícula se desarrolló sobre membranas tubulares microporosas de polipropileno con un tamaño nominal de poro de 0.2 μm , alimentadas con aire atmosférico a una presión intra-membrana menor que 35 kPa. El seno líquido del reactor no se agitó y la única fuerza hidrodinámica se debió a la velocidad del fluido que grosso modo estuvo en el orden de 10^{-4} cm/s. El régimen hidráulico fue de tipo laminar.

La puesta en marcha del RBMA se realizó en modo batch. El inóculo consistió en agua residual doméstica tomada de un pozo de registro del alcantarillado municipal. Para el arranque se mezclaron inicialmente 140 mL del inóculo con 14.06 litros del agua residual sintética. La fase de puesta en marcha duró 59 días, fue lento, dando como resultado una biopelícula nitrificante con crecimiento en parches, que es un crecimiento no óptimo.

En la fase de nitrificación terciaria el RBMA funcionó en continuo, sometido a siete diferentes caudales y cargas de tratamiento, pero con una concentración cuasi-constante del agua residual sintética, cuyo principal nutriente fue el nitrógeno amoniacal (concentración afluente de amonio = 25.8 ± 1.3 mg N/L). Aunque el seno líquido fue prácticamente anóxico (OD promedio = 0.42 ± 0.78 mg/L) el proceso fue capaz de realizar la oxidación aerobia del amonio a nitrito y nitrato.

El porcentaje de eliminación de amonio fue dependiente del caudal, y por lo tanto de la carga aplicada de amonio, alcanzándose un valor máximo del 93% para una carga de amonio de 0.50 ± 0.03 g N/m²/d (TRH = 58 horas). Para alcanzar un rendimiento de nitrificación del 90% se requiere de un TRH = 24 horas. La máxima tasa de nitrificación que se alcanzó fue de 2.18 ± 0.20 g N/m²/d, cuando la carga aplicada fue de 6.04 ± 0.10 g N-NH₄⁺/m²/d (TRH = 5.8 h, 36% de rendimiento). El efecto de la carga superficial de amonio sobre la tasa de nitrificación se puede aproximar mediante un modelo tipo Stover y Kincannon, con un valor máximo de la tasa de nitrificación de 2.2 g N/m²/d, y una carga superficial de amonio de 1.4 g N/m²/d para alcanzar la semi-saturación del sistema o $r_{\text{NH}_4} = 1.1$ g N/m²/d.

La cinética de eliminación de amonio presentó un modelo tipo Monod respecto de la concentración efluente de amonio, con un valor frontera de 5 mg N/L entre cinética de orden 1 y 0. La biopelícula presentó un consumo de oxígeno superior a lo predecible a partir de los ensayos de aireación.

De las pruebas de aireación se dedujo una transferencia máxima de oxígeno de 13.77 g/m²/d, y en la práctica el consumo estimado fue de 2.4 a 12.4 g O₂/m²/d (17 a 90% de la transferencia). Si admitimos que el transporte de oxígeno al interior de las membranas fue similar con y sin biopelícula, la explicación más razonable para un consumo reducido es la resistencia a la transferencia de amonio desde el agua hacia la biopelícula, debido a la capa estática líquida que se forma adyacente a la superficie de la biopelícula. El consumo es proporcional a la tasa de nitrificación y esta depende de la concentración de amonio en cada momento. No obstante, en modo continuo se mejora la ratio “consumo/transferencia” de oxígeno respecto al modo batch, pasando de un máximo de algo menos del 50% en modo batch hasta un 90% en modo continuo (dependiendo de la tasa de nitrificación). Es decir, el flujo de agua normal a la BMA nitrificante en cierto grado indujo un flujo convectivo que sumado al transporte difusivo mejoró la transferencia de amonio desde el seno líquido hacia la biopelícula.

El proceso RBMA podría ser una opción como tratamiento de nitrificación parcial de aguas residuales domésticas de aglomeraciones de pequeño tamaño, de hasta 2.000 h-e. Si se minimiza el número de equipos mecánicos, el funcionamiento y explotación son muy simples, y con un TRH máximo de 8 horas se alcanza una concentración efluente de 15 mg N-NH₄⁺/L. Esta concentración es el límite de vertido fijado por la Administración Hidráulica de Galicia a un tratamiento de nitrificación parcial.

Mediante observación visual, la biopelícula nitrificante presentó una capa muy fina amarillenta que finalmente recubrió toda la superficie de membrana. Con respecto al estudio batch de nitrificación terciaria, además del modo de funcionamiento, se varió el inóculo, y sin embargo, la biopelícula final de este estudio (151 días de edad, contabilizando la fase de puesta en marcha) fue muy similar en aspecto a la desarrollada en modo batch.

En la fase de eliminación simultánea de materia orgánica y nitrógeno el proceso RBMA fue sometido a cinco cargas diferentes de DQO y NTK. Como el agua residual sintética fue de composición constante, el cambio de carga se hizo variando el caudal de tratamiento. La composición del agua residual, en cuanto a DQO y amonio, se asemejó a la de un efluente primario de una EDAR municipal, pero sin sólidos en suspensión. La BMA de población mixta demostró ser capaz de eliminar de forma simultánea DQO y NTK, mediante procesos de nitrificación y desnitrificación. El rendimiento en eliminación de amonio fue del 21 al 68%, es decir, la eficiencia disminuyó respecto al estudio de nitrificación terciaria (que fue del 36 al 93%). El desarrollo de una biopelícula heterótrofa sobre la nitrificante implicó dos consecuencias: aumento de la resistencia al transporte de materia en la biopelícula y una competencia por el oxígeno de una fracción del espesor heterótrofo. Estos dos factores explican la reducción de la eficiencia en nitrificación. Mediante balances de materia se comprobó que de un 40 al 57% del NTK eliminado se debió a la nitrificación. La eliminación de NT presentó un rango del 23 al 65%, es decir, fue muy coherente y aproximado con la eliminación de amonio. Los balances de materia demostraron que del 98 al 100% del NTK nitrificado fue desnitrificado por la biopelícula. En cuanto a DQO, su porcentaje de eliminación fue del 22 al 74%. En ambos casos (DQO y N), el rendimiento de eliminación fue inversamente proporcional al TRH.

Para ambos contaminantes (DQO y N), la relación entre carga superficial aplicada y tasa de eliminación presentó una correlación tipo Stover y Kincannon. Las tasas máximas de eliminación fueron: 12 g DQO/m²/d, 1.6 g NT/m²/d (1.5 g NTK/m²/d). Es destacable, que la carga aplicada de DQO no inhibió la nitrificación. De hecho, a mayor carga orgánica aplicada mayor fue la tasa de NTK oxidado. Esto induce a pensar que el espesor de la biopelícula se mantuvo en un valor estable a lo largo del proceso, y que al aumentar la concentración de nutrientes en el seno líquido (por aumento de la carga) se incrementó el transporte de materia hacia la biopelícula por difusión, y en alguna medida por advección, ya que al aumentar la carga también aumentó la velocidad del fluido en sentido normal a las membranas. Los resultados sugieren que con un TRH de 20 horas, el efluente del RBMA presentaría una DQO < 160 mg/L y una concentración de amonio < 15 mg N/L, que son límites de vertido para tratamiento secundario menos exigente en términos de DQO y con nitrificación parcial, respectivamente, que pueden ser autorizados por la Administración Hidráulica de Galicia en el caso de aglomeraciones de menos de 2.000 h-e, conforme a sus propias Directrices de Saneamiento en el Medio Rural.

La biopelícula desarrollada presentó al término de los ensayos un color marrón de fondo, con una capa blancuzca, esponjosa y translúcida en la superficie. Esa misma biopelícula, tras procesos en serie de digestión aerobia y de re-crecimiento con sustrato mixto (DQO y NTK), presentó un color marrón nítido y brillante, sin la capa blancuzca. El espesor en esta última biopelícula fue de 1402 μm , muy próximo al rango de 1400-1600 μm que varios investigadores han propuesto como el espesor óptimo para las BMA de eliminación simultánea de DQO y N mediante nitrificación – desnitrificación.

Ya que el rendimiento ha sido evaluado sobre la base de la superficie de membrana, es evidente que si aumentáramos la superficie de membrana, sin cambiar apenas el volumen, se podría incrementar el caudal de tratamiento y por ende la carga volumétrica contaminante, que en este caso ha sido baja. La carga orgánica volumétrica fue de 0.13 a 0.73 kg DQO/ m^3/d , mientras que la correspondiente carga de NTK fue de 0.016 a 0.09 kg/ m^3/d .

5.6.- REFERENCIAS

- Abdel-Warith A.S., Williamson K.J., Strand S.E. (1990). Substratum-aerated-biofilm reactor. En: Proceedings of the Specialty Conference on Environmental Engineering. Arlington, VA (USA), p. 360.
- Ahimou, F., Semmens, M.J., Haugstad, G., Novak, P.J., (2007). Effect of protein, polysaccharide, and oxygen concentration profiles on biofilm cohesiveness. *Appl. Environ. Microbiol.* 73(9): 2905-2910.
- Ahmed, T., Semmens, M.J. (1992). Use of sealed end hollow fibres for bubbleless membrane aeration: experimental studies. *J. Membr. Sci.* 69: 1-10.
- Ahmed, T., Semmens, M.J., Voss M.A. (2004). Oxygen transfer characteristics of hollow-fiber, composite membranes. *Adv Environ Res.*, 8:637-646.
- APHA (1998). *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*. 20th edn, American Public Health Association / American Water Works Association / Water Environment Federation, Washington DC, USA.
- ASCE/EWRI (2007). Measurement of Oxygen Transfer in Clean Water (Standard No. 002-06), Michael Stenstrom, (editor). Reston, VA: American Society of Civil Engineers. pp. 32.

- Augas de Galicia (2007) “Directrices de saneamiento en el medio rural de Galicia”. Documento técnico elaborado por el GEAMA-UDC. Santiago de Compostela (España).
- Brindle K., Stephenson T. (1996). Nitrification in a bubbleless oxygen mass transfer membrane bioreactor. *Water Sci. Technol.*, 34(9): 261-267.
- Brindle K., Stephenson T., Semens M.J. (1998). Nitrification and oxygen utilisation in a membrane aeration bioreactor. *J. Membr. Sci.* 144: 197–209.
- Brindle K., Stephenson T., Semens M.J. (1999). Pilot-plant treatment of a high-strength brewery wastewater using a membrane-aeration bioreactor. *Water Environment Research*, 71(6): 1197-1204.
- Casey E., Glennon B., Hamer G. (1999). Oxygen mass transfer characteristics in a membrane aerated biofilm reactor. *Biotechnol. Bioeng.* 62: 183-93.
- Cole A.C., Semmens M.J., LaPara T.M. (2004). Stratification of activity and bacterial community structure in biofilms grown on membranes transferring oxygen. *Applied and Environmental Microbiology*, 70(4): 1982-1989
- Cote, P.L., Bersillon, J.L., Huyard, A. (1988). Bubble-free aeration using membranes—process analysis. *Journal WPCF*, 60 (11): 1986-1992.
- Debus, O., Baumgaertl, H., Sekoulov, I., 1994. Influence of fluid velocities on the degradation of volatile aromatic compounds in membrane bound biofilms. *Water Sci. Technol.*, 29(10-11): 253-62.
- Downing, L.S., Nerenberg, R. (2007). Performance and microbial ecology of the hybrid membrane biofilm process for concurrent nitrification and denitrification of wastewater. *Water Sci. Technol.*, 55 (8–9), 355-362.
- Downing, L.S., Nerenberg, R. (2008). Effect of bulk liquid BOD concentration on activity and microbial community structure of a nitrifying, membrane-aerated biofilm. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 81: 153-162.
- Downing, L.S., Bibby, K.J., Esposito, K., Fascianella, T., Tsuchihashi, R., Nerenberg, R. (2010). Nitrogen removal from wastewater using the hybrid membrane-biofilm process: pilot scale studies. *Water Environment Research*, 82(3): 195-201.
- Eguía E. (1991). Desarrollo de la biopelícula en medio soporte permeable. Tesis Doctoral. Universidad de Cantabria, Santander.
- Esteban A., Tejero I. (2007). Una revisión de las investigaciones sobre el tratamiento de aguas residuales con RBSOM (reactores de biopelícula que emplean membranas como material soporte y medio de oxigenación). *Tecnología del Agua*, 281: 44-57.

- Fang, Y., Novak, P.J., Hozalski, R.M., Cussler, E.L., Semmens, M.J. (2004). Condensation studies in gas permeable membranes. *J Membrane Science*, 231: 47-55.
- Gong, Z., Liu, S., Yang, F., Bao, H., Furukawa, K. (2008). Characterization of functional microbial community in a membrane-aerated biofilm reactor operated for completely autotrophic nitrogen removal. *Bioresour. Technol.* 99: 2749-2756.
- Grady, L.P.C., Daigger, G.T., Lim, H.C. (1999). "Trickling filter". In: *Biological wastewater treatment*". Marcel Dekker, Inc.: New York, (USA).
- Gujer W., 2010. Nitrification and me – a subjective review. *Water Res.* 44: 1-19.
- Gullicks, H., Hasan, H., Das, D., Moretti, C., Hung, Y-T. (2011). Biofilm Fixed Film Systems. Review. *Water* 3, 843-868.
- Hage, J. C., van Houten, R. T., Tramper, J., Hartmans, S. (2004). Membrane-aerated biofilm reactor for the removal of 1, 2-dichloroethane by *Pseudomonas* sp. strain DCA1. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 64: 718–725.
- Harremoës P. (1982). Criteria for nitrification in fixed-film reactors. *Water Sci. Technol.*, 14: 167.
- Henze M., Gujer W., Mino T., van Loosdrecht M. (2000). Activated sludge models ASM1, ASM2 and ASM3. Edited by: IWA task group on mathematical modelling for design and operation of biological wastewater treatment. IWA Publishing: London, pp. 121.
- Hibiya, K., Terada, A., Tsuneda, S., Hirata, A. (2003). Simultaneous nitrification and denitrification by controlling vertical and horizontal microenvironment in a membrane-aerated biofilm reactor. *J. Biotechnol.*, 100 (1): 23-32.
- Hu S., Yang F., Sun C., Zhang J., Wang T. (2008). "Simultaneous removal of COD and nitrogen using a novel carbon-membrane aerated biofilm reactor". *Journal of Environmental Sciences* 20: 142–148.
- Hu L., Liu B., Li B., Hou F., Wang Q., Zhang H., Zhao D., Lian M. (2014). Investigation of membrane-aerated biofilm reactor (MABR) for the treatment of crude oil wastewater from offshore oil platforms. *Desalination and Water Treatment*, DOI: 10.1080/19443994.2014.989271, Published online: 09 Dec 2014.
- Hwang, J.H.; Cicek, N.; Oleszkiewicz, J. (2009). Effect of loading rate and oxygen supply on nitrification in a non-porous membrane biofilm reactor. *Water Res.* 43: 3301-3307.
- Hwang, J.H.; Cicek, N.; Oleszkiewicz, J. (2009). Membrane biofilm reactors for nitrogen removal: state of the art and research needs. *Wat Sci Technol*, 60(11): 2739-

- Jácome J.A. (1990). "Evaluación de un reactor biopelícula de membrana aireada permeable a gases para la eliminación de materia orgánica". Tesis de Magister en Ciencias y Técnicas del Agua y del Medio Ambiente. Universidad de Cantabria. Santander.
- Jácome A., Eguía E., Tejero I. (1993). Development of biofilm on permeable membrane support. *European meeting on Chemical Industry and Environment, volume II: water*. (Eds.) Arnaldos J. and Mutjé P. Girona: Palahí, Arts Gráficas. pp. 107-113.
- Jácome, J.A., Suárez J., Martín M. et al (2002). Viabilidad de un reactor biomembrana autoaireado como sistema de tratamiento biológico de agua residual doméstica. En: *Avances en Ingeniería Ambiental*, vol. 2: aguas. Jornadas Internacionales de Ingeniería Ambiental, Edita: Dpto. Ing. Qca. y Ambiental, U. Politécnica de Cartagena, pp. 91-100.
- Jácome, A., Molina, J., Suárez, J., Tejero, I. (2006). "Simultaneous removal of organic matter and nitrogen compounds in autoaerated biofilms". *J. Env. Eng., ASCE*, 132(10): 1255 – 1263.
- Jácome A., Molina J., Novoa R., Suárez J., Ferreiro S. (2014). Simultaneous carbon and nitrogen removal from municipal wastewater in full-scale unaerated/aerated submerged filters. *Water Science and Technology*, 69(1); 217- 221.
- Jansen J., Harremoës P., Henze M. (1995). "Treatment Plants for Nitrification". In: *Wastewater Treatment*. Springer – Verlag: Berlin, pp. 383.
- Kornegay, B., Andrews, J. (1968). Kinetics of fixed-film biological reactors. *J. WPCF*, 40: 11, 460-468.
- Lackner S., Terada A., Smets B.F. (2008). Heterotrophic activity compromises autotrophic nitrogen removal in membrane-aerated biofilms: results of a modeling study. *Wat. Res.*, 42:1102-1112.
- Lackner, S., Terada, A., Horn, H., Henze, M., Smets, B.F. (2010). Nitritation performance in membrane-aerated biofilm reactors differs from conventional biofilm systems. *Water Research*, 44: 6073-6084.
- LaPara T.M., Cole A.C., Shanahan J.W., Semmens M.J. (2006). The effects of organic carbon, ammoniacal-nitrogen, and oxygen partial pressure on the stratification of membrane-aerated biofilms. *J Ind Microbiol Biotechnol*, 33: 315–323.
- Levenspiel, O. (1971). "Ingeniería de las reacciones químicas". Ed. Reverté: Barcelona.
- Lewandowski, Z., Beyenal, H., Stookey, D. 2004. Reproducibility of biofilm processes and the meaning of steady state in biofilm reactors. *Water Sci. Technol.*, 49(11): 359-364.

- Li T., Lin J., Bai R. (2008). Membrane aerated biofilm reactors: a brief current review. *Recent Patents on Biotechnology*, 2(2): 88-93.
- Liu, H., Yang, F., Wang, T., Liu, Q., Hu S. (2007). Carbon membrane-aerated biofilm reactor for synthetic wastewater treatment. *Bioprocess Biosyst Eng*, 30: 217-224.
- Long, Z.; Lishman, L.; Zhou, H.; Seto, P.; Liss, S.N. (2011). Nitrification Comparison between Synthetic Wastewater and Secondary Effluent Using Membrane-Aerated Biofilm Reactor (MABR) Process. Proceedings of the Water Environment Federation, WEFTEC 2011: Session 71 through Session 80, pp. 4953-4966.
- Martin, K.J.; Nerenberg, R. (2012). The membrane biofilm reactor (MBfR) for water and wastewater treatment: Principles, applications, and recent developments. *Bioresource Technology*, 122: 83-94.
- Matsumoto. T., Molina, J., Jácome, A., Suárez, J. (2015). Liquid recirculation contribution on reactor oxygenation by aerated tubular membrane. (*en preparación*).
- Metcalf & Eddy, (2003). Wastewater Engineering: Treatment and Reuse, 4th edition. Prepared by: Tchobanoglous, G.; Burton, F.L.; Stensel, H.D. McGraw-Hill: Boston.
- Molina J., Yáñez A., Jácome J.A., Suárez J. (2009). Nitrificación en reactores biopelícula de membrana tubular permeable a gases. *Ingeniería del Agua*, 16(2): 129-144.
- Molina J., Jácome J.A., Suárez J., Yáñez A. (2013). Tertiary nitrification and simultaneous nitrification and denitrification on a membrane aerated biofilm reactor. 9th *International Conference on Biofilm Reactors*. París (Francia), 28 al 31 de mayo.
- Motlagh, A.R.A., LaPara, M.T., Semmens, M.J., (2008). Ammonium removal in advective flow membrane aerated biofilm reactors (AF-MABRs). *J. Membr. Sci.* 319: 76-81.
- Namkung, E., Stratton, R.G., Rittmann, B.E. (1983). Predicting removal of trace organic compounds by biofilms. *J. WPCF*, 55(11): 1366-1372.
- Okabe, S.; Hirata, K.; Ozawa, Y.; Watanabe, Y. (1996). Spatial microbial distribution of nitrifiers and heterotrophs in mixed-population biofilms. *Biotech. Bioeng.* 50: 24-35.
- Osa, J.J., Eguía, E., Vidart, T., Jácome, A., Lorda, I., Amieva, J.J., Tejero, I. (1997). "Wastewater treatment with Biofilm Membrane Reactors". *Int. Conf. on Advanced Wastewater Treatment Processes*, University of Leeds, UK, September 1-11.
- Pankhania, M.; Stephenson, T.; Semmens, M.J., (1994). Hollow fibre bioreactor for wastewater treatment using bubbleless membrane aeration. *Water Res.* 28: 2233–2236.

- Pankhania, M.; Brindle, K., Stephenson, T. (1999). Membrane aeration bioreactors for wastewater treatment: completely mixed and plug-flow operation. *Chem. Eng. Journal*, 73: 131-136.
- Picard, C., Logette S., Schrotter J.C., Aimar P., Remigy J.C. (2014). Mass transfer in a membrane aerated biofilm. *Water Research*, 46: 4761-4769.
- Reichert, P. (1998). AQUASIM 2.0 – User Manual, computer program for the identification and simulation of aquatic systems, Swiss Federal Institute for Environmental Science and Technology (EAWAG), Switzerland.
- Satoh, H., Ono H., Rulin B., Kamo J., Okabe S., Fukushi K.I. (2004). Macroscale and microscale analyses of nitrification and denitrification in biofilms attached on membrane aerated biofilm reactors. *Water Res.*, 38: 1633-1643.
- Schramm, A., De Beer, D., Gieseke, A., Amann, R. (2000). Microenvironments and distribution of nitrifying bacteria in a membrane-bound biofilm. *Environmental Microbiology*, 2(6), 680-686.
- Semmens, M.J.; Dahm, K.; Shanahan, J.; Shanahan, J.; Christianson, A., (2003). COD and nitrogen removal by biofilms growing on gas permeable membranes. *Water Res.* 37(18): 4343-4350.
- Semmens, M.J. (2005). Membrane Technology: Pilot Studies of Membrane-Aerated Bioreactors. Water Environment Research Foundation: Alexandria, VA.
- Shanahan, J.W, Semmens, M. J. (2004). Multipopulation model of membrane-aerated biofilms. *Environ. Sci. Technol.*, 38: 3176-3183.
- Shanahan, J.W.; Semmens, M.J. (2006). Influence of a nitrifying biofilm on local oxygen fluxes across a micro-porous flat sheet membrane. *J. Membr. Sci.*, 277(1–2): 65-74.
- Shanahan, J.W.; Semmens, M.J. (2015). Alkalinity and pH effects on nitrification in a membrane aerated bioreactor: an experimental and model analysis. *Wat. Res.*, 74: 10-20.
- Shin, J.; Sang, B.; Chung, Y.; Choung, Y., (2005). The removal of nitrogen using an autotrophic hybrid hollow-fiber membrane biofilm reactor. *Desalination*, 183: 447-454.
- Shin, J., Sang, B., Chung, Y., Choung, Y. (2008). A novel CSTR-type of hollow fiber membrane biofilm reactor for consecutive nitrification and denitrification. *Desalination*, 221: 526-533.
- Stephenson T., Judd S., Jefferson B., Brindle K. (2000). Membrane bioreactors for wastewater treatment. IWA Publishing, London. pp. 179.

- Strand S.E. (1986). Model of ammonia and carbon oxidation in biofilm. *J. Env. Eng.*, 112:785-804.
- Stricker, A.E.; Lossing, H.; Gibson, J.H., Hong, Y., Urbanic, J.C. (2011). Pilot scale testing of a new configuration of the membrane aerated biofilm reactor (MABR) to treat high-strength industrial sewage. *Water Environment Research*, 83(1): 3-14.
- Suzuki, Y., Hatano, N., Ito, S., Ikeda, H. (2000). Performance of nitrogen removal and biofilm structure of porous gas permeable membrane reactor. *Wat Sci Technol*, 41: 211-217.
- Syron, E., Casey, E. (2008a). Membrane-aerated biofilms for high rate biotreatment: Performance appraisal, engineering principles, scale-up, and development requirements. *Environ. Sci. Technol.*, 42: 1833-1844.
- Syron, E., Casey, E., (2008b). Model-based comparative performance analysis of membrane aerated biofilm reactor configurations. *Biotechnol. Bioeng.*, 99: 1361-1373.
- Syron, E.; Semmens, M.J.; Casey, E. (2015). Performance analysis of a pilot-scale membrane aerated biofilm reactor for the treatment of landfill leachate. *Chemical Engineering Journal*, 273:120-129.
- Tan Sh., Yu T., Shi H. (2014). Microsensor determination of multiple microbial processes in an oxygen-based membrane aerated biofilm. *Wat. Sci. Tech.*, 69(5): 909-914.
- Terada, A., Hibiya, K., Nagai, J., Tsuneda, S., Hirata, A. (2003). Nitrogen removal characteristics and biofilm analysis of a membrane-aerated biofilm reactor applicable to high-strength nitrogenous wastewater treatment. *J. Biosci. Bioeng.* 95(2): 170-178.
- Terada, A.; Yamamoto, T.; Igarashi, R.; Tsuneda S.; Hirata, A. (2006). Feasibility of a membrane-aerated biofilm reactor to achieve controllable nitrification. *Biochem. Eng. J.* 28: 123-130.
- Tijhuis, L., van Loosdrecht M.C.M., Heijnen J.J. (1994). Formation and growth of heterotrophic aerobic biofilms on small suspended particles in airlift reactors. *Biotechnol. Bioeng.* 44: 595-608.
- Timberlake, D.L., Strand, S.E., Williamson, K.J. (1988). Combined aerobic heterotrophic oxidation, nitrification in a permeable support biofilm. *Water Res.* 22: 1513-1517.
- Trulear, M.G., Characklis, W.G. (1982). Dynamics of biofilm processes. *Journal WPCF*, 54 (9): 1288-
- U.S. EPA (1993). Nitrogen Control. EPA/625/R-93/010. U.S. Environmental Protection Agency. Cincinnati, Ohio.

- U.S. EPA, (1999). Wastewater technology fact sheet, fine bubble aeration, EPA 832-F-99-065. U.S. Environmental Protection Agency: EPA Office of Water. Washington DC.
- van Benthum, W. A. J., van Loosdrecht, M. C. M., Heijnen, J. J. (1997a). Process design for nitrogen removal using nitrifying biofilm and denitrifying suspended growth in a biofilm Airlift Suspension reactor. *Water Sci. Technol.*, 36(1): 119-128.
- van Benthum W.A.J., van Loosdrecht M.C.M., Heijnen J.J. (1997b). Control of heterotrophic layer formation on nitrifying biofilms in a biofilm airlift suspension reactor. *Biotechnol. Bioeng.* 53: 397-405.
- Vidart, T., Eguía, E., Jácome A., Tejero I. (1993). Biofilm process with a support permeable to gases, using air. In: Proceedings of Second International Specialized Conference on Biofilm Reactors, Paris, France, p. 821.
- Wanner, O., Gujer, W. (1986). A multispecies biofilm model. *Biotechnol. Bioeng.*, 28(3):314-28.
- Wanner, O., Debus, O., Reichert, P. (1994) Modeling the spatial distribution and dynamics of a xylene-degrading microbial population in a membrane-bound biofilm. *Wat. Sci. Technol.*, 29 (10-11), 243 – 251.
- Walter B., Haase C., Rabiger N. (2005). Combined nitrification / denitrification in a membrane reactor. *Water Res.*, 39(13):2781-8.
- Wiesmann, U. (1994). *Biological nitrogen removal from wastewater*. In: Advances in Biochemical Engineering Biotechnology, A. Fiechter (ed.), Springer-Verlag, Berlin, Heidelberg, 113-154.
- Wobus, A., Ulrich, S., Roske, I. (1995). Degradation of chlorophenols by biofilms on semi-permeable membranes in two types of fixed bed reactors. *Water Sci Technol.* 32(8): 205-212.
- Yamagiwa K., Ohkawa A., Hirasa O. (1994). Simultaneous organic carbon removal and nitrification by biofilm formed on oxygen enrichment membrane. *J. Chem. Eng. of Japan*, 27(5): 638-643.
- Yamagiwa K., Abe M., Shibai M., Yoshida M., Ohkawa A., Furusawa M. (2004). Nitrification performance of membrane-attached nitrifying biofilm. *J. Chem. Eng. of Japan*, 37:1423-1426.
- Zhang T. C., Fu Y.C., Bishop P.L. (1995). Competition for substrate and space in biofilms. *Water Environment Research*, 67: 992–1003.

Capítulo 6

Conclusiones generales y necesidades de mejoras/estudios

6.1.- CONCLUSIONES GENERALES

La tesis se ha enfocado en el estudio de la eliminación de materia orgánica y nitrógeno de las aguas residuales con un proceso RBMA. El objetivo general consistió en evaluar el funcionamiento del proceso RBMA bajo diferentes planteamientos experimentales. Se estudió el proceso bajo las modalidades de explotación en batch y continuo. En cada modalidad se evaluó la eficiencia del proceso en cuanto a nitrificación terciaria, y eliminación simultánea de materia orgánica y nitrógeno mediante nitrificación conjunta y desnitrificación. El proceso se ensayó a escala piloto y de laboratorio.

Finalmente, se tiene resultados de 4 trabajos experimentales con el proceso RBMA, que nos lleva a las siguientes conclusiones integradas:

El RBMA es viable, tanto en modo batch como en continuo, como proceso de nitrificación terciaria. Su tasa de nitrificación en modo batch es baja en términos absolutos, y también lo es en términos relativos en comparación con otros procesos biopelícula, concretamente con el proceso “biodiscos”. El proceso “biodiscos” es recurrente en nuestra comparación por dos razones principales: (a) de los procesos convencionales es de los pocos, sino el único, en el que la superficie de soporte colonizada por biopelícula es medible y fácil de medir; y (b) es un proceso con bajo consumo de energía. Esta última, hace que sea una tecnología muy bien acogida para la depuración de aguas residuales de aglomeraciones pequeñas, y por lo tanto más razón para usarla de comparación. Las causas de la baja tasa de nitrificación observada en modo batch apuntan hacia la necesidad de agitar aunque sea mínimamente el seno líquido del reactor. Bajo las condiciones de los ensayos de aireación con las membranas limpias, se obtuvo como resultado una tasa máxima de transferencia de oxígeno de $9.27 \text{ g/m}^2/\text{d}$, que implican una tasa máxima de nitrificación alcanzable de $2.1 \text{ g N/m}^2/\text{d}$. Ya que las membranas cuando estén biocolonizadas, en principio, seguirán entregando la misma cantidad de

oxígeno hasta la interfase membrana-biopelícula, para alcanzar la potencial tasa máxima de nitrificación hace falta que el amonio no encuentre fuerte resistencia a su transporte desde el seno líquido hacia la biopelícula, y esto es lo que sugieren los resultados: que el amonio encontró una barrera difusiva significativa. Esta barrera tendría dos componentes: la biopelícula misma y la capa líquida estática adosada a la biopelícula por el lado del seno líquido. Esta capa, por las características del diseño del módulo (luz entre membranas de 15 mm, aproximadamente) tendría un espesor de 7.5 mm, que en términos de longitud difusional es una gran barrera. Por su parte, la biopelícula nitrificante, a la luz de varios de los informes publicados sobre su espesor, tendría un espesor mucho menor, entre 100 y 300 μm , y además, por ser consumidora de amonio es una generadora de gradiente de concentración que es el factor que impulsa el transporte por difusión molecular. Por lo tanto, la información experimental induce a suponer que la resistencia al transporte de amonio en la capa líquida estática fue la principal causa de la baja tasa de nitrificación observada. Esta tasa presentó su valor máximo el primer día de cada ensayo batch, obedeciendo a la lógica de que a mayor gradiente de concentración en la capa líquida de difusión mayor transporte. También, hay que decir que las tasas calculadas son extremadamente discretas, ya que el periodo de medición era de un día: cada 24 horas se tomaba una muestra de control. Las tasas instantáneas, o en periodos más cortos de medición (orden de minutos) necesariamente deberán ser más elevadas.

La explotación en modo continuo consigue mejores tasas de nitrificación terciaria, y aunque el agua si tuvo una velocidad de flujo, esta fue extremadamente baja (del orden de 10^{-4} cm/s). Es decir, no es la velocidad del flujo líquido la que explica esa mejora, sino la dirección del flujo que fue perpendicular a las membranas tubulares. Los resultados sugieren que esta configuración podría introducir un nuevo mecanismo de transporte advectivo que incrementa la transferencia de amonio desde el seno líquido hacia la biopelícula. La configuración del módulo también tuvo como objetivo que el flujo normal fuera tortuoso, es decir, se buscaba romper las canalizaciones al atravesar el módulo. Esto se hizo no solapando las membranas unas sobre otras. Es decir, el volumen de agua que atravesaba la luz de una fila de membranas chocaba con las membranas de la fila superior (el flujo fue ascendente) bifurcándose. Al chocar el flujo frontalmente contra las membranas habría sido factible el transporte advectivo. Esto podría comprobarse con microelectrodos que puedan medir velocidades al interior de las biopelículas. De cara a su aplicación, a escala piloto al menos, el modo continuo demanda menos tiempo de reacción (6-8 horas) que el modo batch (24-48

horas) para, partiendo de una concentración afluente de amonio de 25-30 mg N/L, alcanzar una concentración efluente de 15 mg N-NH₄⁺/L, límite establecido por las “Directrices de Saneamiento en el Medio Rural de Galicia”, para núcleos de hasta 2000 habitantes con un “tratamiento secundario con nitrificación parcial” (*Augas de Galicia* 2007).

En el proceso RBMA a escala piloto se estudió en modo batch la nitrificación – desnitrificación de un agua residual doméstica decantada. El proceso fue eficaz en la eliminación simultánea de materia orgánica y nitrógeno total. La nitrificación presentó una tasa menor a la que se había observado en el estudio batch a escala piloto de nitrificación terciaria. Los resultados sugieren que el desarrollo de la biopelícula heterótrofa sobre la nitrificante limitó más todavía la transferencia de amonio desde el seno líquido hacia la biopelícula nitrificante. La propia biopelícula heterótrofa consumió una fracción del amonio para su crecimiento celular. No obstante, la biopelícula nitrificante no se inhibió por la competición que supuso el crecimiento heterótrofo aerobio. Se considera que influyó favorablemente el método de puesta en marcha del proceso RBMA, pues, lo primero que se hizo fue colonizar con nitrificantes el soporte membrana. Así, las nitrificantes ya tenían su reserva parcelaria, porque en caso contrario, si se arranca el proceso sin selección previa, y se deja que compitan libremente, las heterótrofas se lo llevan todo, el oxígeno y el espacio. Por lo tanto, se recomienda, siempre que sea posible y necesario, arrancar los RBMA de nitrificación conjunta con un cultivo de nitrificantes o con condiciones que favorezcan la colonización nitrificante de las membranas.

A escala de laboratorio, con agua residual sintética y en modo continuo, también fue ensayado el proceso RBMA para nitrificar - desnitrificar. Asimismo, el estudio demostró que el proceso es viable y eficaz para de forma simultánea eliminar materia orgánica y nitrógeno mediante nitrificación y desnitrificación. La tasa de nitrificación conjunta fue menor que la de nitrificación terciaria observada en el mismo reactor alimentado con amonio como principal componente del agua residual sintética. Nuevamente, el desarrollo del espesor heterótrofo surge como una de las causas de la pérdida de velocidad en la nitrificación. El espesor heterótrofo incrementó la longitud difusional y así el amonio encontró una mayor resistencia al transporte hacia la zona nitrificante, y ese déficit de amonio en la zona nitrificante redujo la tasa de nitrificación observada. En todos estos aspectos, hay similitud entre los estudios en modo batch y en continuo. La magnitud de los procesos es la que cambia. En modo batch los procesos son menos intensivos y eso repercute

en los tiempos de reacción necesarios para alcanzar los objetivos de depuración. Así, en modo continuo hacen falta 14 y 20 horas para alcanzar niveles de DQO y amonio de 160 mg/L y 15 mg N/L, respectivamente (partiendo de 300 mg/L de DQO y de 28 mg N/L de amonio). Mientras que en batch se requieren 3 días y 6-8.5 días, respectivamente. En esta última fase experimental se analizó la biopelícula para determinar su espesor y concentración. El espesor de la biopelícula mixta alcanzó un valor medio de 1.4 mm, valor muy próximo al que ha sido propuesto como el óptimo, 1.6 mm, para alcanzar una eliminación simultánea y eficiente de DQO y NT. Sin embargo, este no es ni puede ser el único parámetro de optimización. La hidrodinámica, la presión intra-membrana y la superficie específica son variables fundamentales para optimizar el proceso RBMA para la eliminación simultánea de materia orgánica y nitrógeno. En el estudio batch a escala piloto de nitrificación – desnitrificación de aguas residual doméstica el espesor de la biopelícula es una variable en régimen transitorio (como las demás), crece y decrece durante cada carga batch. Por lo tanto, se requiere investigar más sobre el control del espesor óptimo en modo batch.

6.2.- NECESIDADES DE MEJORAS Y POSIBLES ESTUDIOS

Este apartado recoge reflexiones propias, pero también de excelentes revisiones del estado del conocimiento sobre el proceso RBMA recientemente publicados, principalmente por Esteban y Tejero (2007), Syron y Casey (2008), Hwang et al. (2009) y Martin y Nerenberg (2012). Los estudios realizados demuestran que los RBMA ofrecen ventajas significativas sobre los procesos de tratamiento basados en biopelículas convencionales. Sin embargo, el cambio de escala se ve frenado por las preocupaciones sobre la consistencia o estabilidad del rendimiento y su rentabilidad. Para un rendimiento estable en el tiempo, un RBMA, además de mantener activa la biopelícula, debe evitar o minimizar que las membranas sufran de bioincrustación (*biofouling*). Se ha constatado que las sustancias poliméricas extracelulares juegan un papel importante en el *fouling*, y este es un problema que atañe al uso de las membranas como soporte de biopelículas aireadas porque estas son grandes productoras de exopolímeros para construir y sostener la matriz, especialmente las bacterias heterótrofas. Los cultivos nitrificantes producen menos polisacáridos lo que unido a su lento crecimiento haría que se demoren más en la colonización de cualquier soporte. Los procesos híbridos, que utilizan ambos tipos de crecimiento, en suspensión y biopelícula, pueden

reducir el *biofouling* minimizando la adherencia de heterótrofas a la vez que se mantiene una biopelícula nitrificante. El *biofouling* es uno de los principales problemas de los RBMA empleados para la eliminación conjunta de materia orgánica y nitrógeno.

Syron y Casey (2008) propusieron varias mejoras o desarrollos necesarios para la implantación tecnológica de los RBMA. Según ellos el principal obstáculo para la implantación es el problema del control del exceso de biomasa que lleva a la pérdida de rendimiento. Los posibles desarrollos en este asunto se orientan a la selección del material y mejoras en el diseño del módulo conjuntamente con la selección de metodologías apropiadas de desprendimiento mediante flujo de aire y/o de agua.

Actualmente, los módulos de membranas que se han empleado proceden de reconversiones de sistemas de micro o ultrafiltración, es decir, no responden a diseños específicos para un proceso RBMA. Los requisitos de módulos específicos fueron propuestos por Semmens (2005): el material debe ser muy robusto para soportar el peso de la biopelícula y para ser instalado sin daños; el diseño debería garantizar que la pequeña pérdida de carga en la fase gaseosa sea pequeña y una distribución uniforme a través de la membrana; habría que prever algún mecanismo para eliminar el agua condensada al interior de las membranas; bajo las condiciones de trabajo los poros de la membrana no deberían humedecerse; el espaciamiento de la membrana debería ser suficiente para el desarrollo de la biopelícula y el contacto con el agua; debería preverse estrategias para eliminar el exceso de biomasa como por ejemplo el burbujeo de aire; y las membranas deberían tener un bajo coste de sustitución.

El material de la membrana debe conjugar propiedades específicas y algo conflictivas: elevada transferencia de oxígeno; facilitar la adherencia de la biopelícula; y presentar resistencia al humedecimiento (penetración de agua), al esfuerzo mecánico y a los ataques químicos. La fabricación de las membranas debe ser viable económicamente y cumplir estrictas especificaciones (espesor de pared, etc.) para conseguir que un proceso RBMA sea aplicable a escala real. Con respecto al rendimiento de las membranas, la difusión de los gases de retorno (CO₂, N₂, etc.) necesita ser estudiada con mayor profundidad. Ha habido pocas investigaciones sobre este tema, a pesar de sus potenciales impactos sobre la eficiencia del reactor. Los estudios deberían determinar la tasa de la difusión de retorno, especialmente en una biopelícula que produce especies gaseosas. Además, para las membranas de extremo sellado se deberá determinar la frecuencia y duración apropiada de las purgas de gas.

Se pueden conseguir mejoras de los RBMA mediante explotación en discontinuo como reactores “batch” secuenciales (Castillo *et al.*, 1999) o como sistemas híbridos que los combinan con otras tecnologías (Wu *et al.*, 2006; Downing y Nerenberg, 2008).

Sigue siendo necesaria la investigación básica sobre los mecanismos fundamentales que controlan o afectan al rendimiento del proceso RBMA. Debería estudiarse más la influencia de las variaciones de carga, de la presencia de inhibidores, y del desprendimiento repentino de biopelícula sobre la dinámica y estratificación poblacional. Para esta finalidad serían de gran ayuda los modelos de biopelículas mixtas y estructuradas espacialmente.

Recientemente, Esteban (2009) presentó un modelo biopelícula de membrana aireada, y entre sus conclusiones señala que ventilar la membrana, es decir, mantener abiertos ambos extremos y hacer pasar un determinado caudal de renovación de la atmósfera interior de la membrana, supone un aumento en el flujo de oxígeno y una distribución más homogénea de la atmósfera o de su composición, y por lo tanto de la biopelícula que eventualmente se desarrolle en la superficie de la membrana, a expensas de una reducción en la eficiencia de la transferencia de oxígeno.

El mantenimiento activo de una BMA significa mantener la película en torno a su espesor óptimo. Para esto puede recurrirse a técnicas como el estrés hidrodinámico (Semmens *et al.*, 2003), la abrasión mecánica (Suzuki *et al.* 2000) o una inyección de corriente de aire u otro gas (Pankhania *et al.* 1999), que pueden efectuar un desprendimiento controlado y eficaz. Otra opción para conseguir un espesor estable es el diseño mejorado de las membranas. Por ejemplo, ya se han probado membranas tubulares microporosas de carbono inorgánico que han incorporado un “no tejido” de fibras, así se puede trabajar a bajas presiones para transferir oxígeno a la vez que se genera un nicho, o nichos, para el crecimiento de la biopelícula con un espesor limitado, pues, prácticamente coincide con el espesor del no-tejido de fibras (Hu *et al.*, 2008). El no-tejido de fibras (se puede describir como una maraña de fibras) aumenta la superficie específica de la membrana y protege a la biopelícula del desprendimiento controlado. Además, métodos alternativos de desprendimiento que han tenido poca atención, tales como los agentes químicos, deben ser más estudiados (Liu *et al.*, 2007). El control en biopelículas multiespecies (p.e.: nitrificación/desnitrificación) presenta desafíos adicionales. El efecto del desprendimiento biopelícula sobre la estructura de la

comunidad microbiana es un tema de gran interés para las BMA multiespecies y debe ser estudiado con mayor profundidad. Además, la investigación necesita ahondar en las técnicas de puesta en marcha para que la biocenosis adecuada se pueda lograr rápidamente y de manera consistente.

Se requiere estudios a escala piloto que comparen el rendimiento de los RBMA frente a los procesos ya establecidos usando aguas residuales idénticas y comparables condiciones operacionales. Los estudios a escala piloto podrían enfocarse sobre eliminación de biopelícula en exceso, efecto de sobre-cargas, o centrarse en factores que afectan a la durabilidad de las membranas con aguas residuales reales. También, se necesita valorar económicamente las necesidades energéticas, la producción de lodos y los pre-tratamientos que hacen falta.

Respecto a la viabilidad económica o rentabilidad, el tiempo de vida y los costes de capital son, con mucho, las mayores preocupaciones. Los ingenieros o técnicos deberían trabajar de manera más cercana con los fabricantes de membranas y con los científicos de polímeros para dar con el material ideal de membrana, con un diseño apropiado para aplicaciones específicas. Los estudios sobre el diseño de las membranas se deben plantear en términos de rendimiento, rentabilidad y viabilidad de fabricación. Las membranas deberían ser ensayadas con agua residual real para medir a ciencia cierta su rendimiento y tiempo de vida. Las aguas residuales domésticas son una buena opción para dichos estudios, porque incorporan matrices orgánicas complejas, y además materiales abrasivos (arenas) o incrustantes por recubrimiento superficial (aceites y grasas). Los pretratamientos de las EDAR municipales retiran estos materiales en gran medida, pero su eficiencia no es del 100%, y parte de estos materiales terminan llegando siempre a los reactores biológicos.

6.3.- REFERENCIAS

- Castillo P.A., González S., Tejero I. (1999). Biological phosphorus removal using a biofilm membrane reactor: operation at high organic loading rates. *Wat. Sci. Tech.*, 40 (4-5): 321 – 329.
- Downing L. S., Nerenberg R. (2008). Total nitrogen removal in a hybrid, membrane-aerated activated sludge process. *Water Research* 42: 3697 – 3708.

- Esteban A., Tejero I. (2007). Una revisión de las investigaciones sobre el tratamiento de aguas residuales con RBSOM (reactores de biopelícula que emplean membranas como material soporte y medio de oxigenación). *Tecnología del Agua*, 281: 44-57.
- Esteban A. L. (2009). “Modelización de reactores de biopelícula soportada y oxigenada por membranas (RBSOM) para la depuración de aguas residuales”. Tesis Doctoral. Dpto. Ciencias y Técnicas del Agua y del Medio Ambiente. Universidad de Cantabria (Santander, España).
- Hu S., Yang F., Sun C., Zhang J., Wang T. (2008). Simultaneous removal of COD and nitrogen using a novel carbon-membrane aerated biofilm reactor. *Journal of Environmental Sciences*, 20: 142 – 148.
- Hwang, J.H.; Cicek, N.; Oleszkiewicz, J. (2009). Membrane biofilm reactors for nitrogen removal: state of the art and research needs. *Wat Sci Technol*, 60(11): 2739-
- Liu, H., Yang, F., Wang, T., Liu, Q., Hu S. (2007). Carbon membrane-aerated biofilm reactor for synthetic wastewater treatment. *Bioprocess Biosyst Eng*, 30: 217-224.
- Martin, K.J.; Nerenberg, R. (2012). The membrane biofilm reactor (MBfR) for water and wastewater treatment: Principles, applications, and recent developments. *Bioresource Technology*, 122: 83-94.
- Pankhania M., Brindle K., Stephenson T. (1999). Membrane aeration bioreactors for wastewater treatment: completely mixed and plug-flow operation. *Chem. Eng. Journal*, 73: 131 – 136.
- Semmens M. J., Dahm K., Shanahan J., Christianson A. (2003). COD and nitrogen removal by biofilms growing on gas permeable membranes. *Wat. Res.*, 37: 4343 – 4350.
- Semmens, M.J. (2005). *Membrane Technology: Pilot Studies of Membrane-Aerated Bioreactors*. Water Environment Research Foundation: Alexandria, VA.
- Suzuki Y., Hatano N., Ito S., Ikeda H. (2000). Performance of nitrogen removal and biofilm structure of porous gas permeable membrane reactor. *Wat. Sci. Tech.*, 41 (4-5): 211 -217.
- Syron, E., Casey, E. (2008). Membrane-aerated biofilms for high rate biotreatment: Performance appraisal, engineering principles, scale-up, and development requirements. *Environ. Sci. Technol.*, 42: 1833-1844.
- Wu C. Y., Ushiwaka H. H., Yamagiwa K. (2006). Boosting nitrification by membrane-attached biofilm. *Wat. Sci. Technol.*, 54 (9): 121 - 128.

ANEXO A

CONDICIONES OPERACIONALES DEL RBMA EN MODO CONTINUO DURANTE EL ESTADO ESTACIONARIO DE LA NITRIFICACIÓN TERCIARIA

Tabla A1.- Condiciones operacionales de la nitrificación terciaria en estado estacionario

Punto	Q	TRH	pH	CE	NH4	NO2	NO3	NT	TAC
	L/d	h		gS/cm	mg N/L	mg N/L	mg N/L	mg N/L	mg/L
AFLUENTE	16.4	20.8	7.52	680	23.3	2.2	4.2	NM	188
EFLUENTE			6.48	551	4.6	10.0	13.8	NM	32
AFLUENTE	18.6	18.3	7.36	727	25.7	0.7	3.0	38.0	190
EFLUENTE			6.35	592	6.7	6.1	17.9	38.6	32
AFLUENTE	18.4	18.5	7.31	722	25.3	0.8	3.6	NM	186
EFLUENTE			6.38	585	7.2	5.9	19.1	NM	29
AFLUENTE	17.4	19.6	7.14	732	26.3	2.9	1.2	31.5	194
EFLUENTE			6.11	585	2.4	1.1	29.5	32.6	28
AFLUENTE	12.9	26.3	7.92	701	27.8	0.1	0.2	34.0	216
EFLUENTE			6.36	573	4.1	5.5	17.2	35.3	39
AFLUENTE	14.0	24.3	7.65	666	26.1	1.9	1.3	29.2	200
EFLUENTE			6.92	543	3.9	8.9	15.9	31.0	37
AFLUENTE	13.9	24.5	7.49	669	27.1	1.2	0.7	33.1	204
EFLUENTE			6.48	544	4.0	7.4	14.7	36.4	39
AFLUENTE	12.9	26.4	7.55	717	24.8	1.5	3.7	32.1	184
EFLUENTE			6.18	586	2.8	0.8	28.5	31.4	24
AFLUENTE	7.5	42.2	7.73	668	25.6	1.7	0.7	35.4	200
EFLUENTE			6.34	531	3.1	4.6	24.9	36.7	40
AFLUENTE	8.7	39.0	7.44	719	27.3	3.3	1.0	35.2	208
EFLUENTE			6.25	556	2.2	6.5	22.4	33.5	30
AFLUENTE	8.1	42.3	7.16	714	24.1	0.5	4.0	31.3	184
EFLUENTE			6.13	580	2.2	2.1	24.8	35.4	26
AFLUENTE	5.9	57.4	7.4	698	22.7	4.3	1.9	36.7	188
EFLUENTE			6.25	560	1.4	4.2	27.6	32.5	27
AFLUENTE	5.8	59.1	7.51	663	25.2	0.5	4.2	33.6	184
EFLUENTE			6.18	529	1.6	3.7	28.6	32.3	24
AFLUENTE	5.7	60.0	7.39	705	22.4	1.3	6.0	35.0	164
EFLUENTE			5.87	573	1.1	1.5	32.3	33.3	22
AFLUENTE	6.03	56.5	7.24	713	23.1	4.5	1.9	31.1	176
EFLUENTE			6.17	588	1.8	1.5	31.8	30.6	24
AFLUENTE	27.6	12.3	7.30	686	24.0	0.7	2.7	28.3	184
EFLUENTE			6.65	580	7.2	8.4	13.3	27.2	59
AFLUENTE	25.4	13.4	7.28	697	24.3	1.2	2.0	33.4	184
EFLUENTE			6.65	591	7.2	9.3	12.5	26.5	60
AFLUENTE	28.4	12.0	7.3	713	26.1	1.1	1.5	35.1	190
EFLUENTE			6.69	610	9.0	8.4	12.1	25.4	67
AFLUENTE	28.4	12.0	7.44	734	26.3	2.3	0.6	29.7	200
EFLUENTE			6.75	620	8.1	2.3	22.3	29.6	64
AFLUENTE	59.5	5.7	7.47	740	27.1	1.2	0.6	27.7	210
EFLUENTE			7.07	672	18.1	6.1	9.0	27.8	126
AFLUENTE	60.5	5.6	7.37	765	27.3	1.5	0.4	33.2	204
EFLUENTE			7.02	691	17.4	6.2	10.4	29.7	130
AFLUENTE	60.7	5.6	7.45	743	27.4	1.2	0.4	29.2	208
EFLUENTE			6.99	678	16.8	5.4	10.7	32.6	128
AFLUENTE	42.8	8.0	7.19	733	25.6	1.3	2.7	26.3	200
EFLUENTE			6.64	639	10.5	1.3	18.0	28.2	88
AFLUENTE	43.0	7.9	7.28	745	26.6	1.4	1.6	31.9	204
EFLUENTE			6.82	667	14.6	1.4	17.5	30.9	112
AFLUENTE	42.8	8.0	7.15	756	26.6	1.3	1.6	30.4	210
EFLUENTE			6.85	675	14.0	1.3	17.8	27.7	112

ANEXO B

CONDICIONES OPERACIONALES DEL RBMA EN MODO CONTINUO DURANTE EL ESTADO ESTACIONARIO DE LA ELIMINACIÓN SIMULTÁNEA DE MATERIA ORGÁNICA Y NITRÓGENO

Tabla B1.- Condiciones operacionales del RBMA en continuo en estado estacionario de la nitrificación y desnitrificación

Punto	pH	CE μS/cm	OD mg/L	NH4 mgN/L	NO2 mgN/L	NO3 mgN/L	NT-T mgN/L	NT-S mgN/L	DQOT mg/L	DQOS mg/L	TAC mg/L	Q L/d	TRH h
AFLUENTE	7,53	562	7,88	27,9	0,007	0,207	36,7	34,4	291	287	208	15,7	21,8
EFLUENTE	6,67	427	0	11,1	0,011	0,210	16,0	15,4	80	71	148		
AFLUENTE	7,39	565	5,45	28	0,009	0,204	32,9	31,2	291	282	212	16,4	20,8
EFLUENTE	6,57	418	0	10,1	0,013	0,24	16,8	14,1	90	67	132		
AFLUENTE	7,45	567	8,00	28	0,008	0,256	33,2	27,1	289	281	200	15,7	21,7
EFLUENTE	6,53	422	0	11,4	0,005	0,14	13,3	11,8	91	67	140		
AFLUENTE	7,20	580	8	29,7	0,006	0,176	44,7	42,1	299	295	204	9,0	37,9
EFLUENTE	6,44	411	0	10,1	0,01	0,224	16,3	14,9	84	66	140		
AFLUENTE	7,39	573	8,18	30	0,007	0,185	38,2	35,8	291	272	208	9,0	37,9
EFLUENTE	6,64	405	0	9,23	0,012	0,202	12,1	10,5	66	56	140		
AFLUENTE	7,47	582	8,22	30,7	0,009	0,184	34,6	34,1	295	293	214	9,0	37,9
EFLUENTE	6,66	405	0	9,64	0,008	0,295	12,9	12	76	63	144		
AFLUENTE	7,53	573	8,15	28,8	0,008	0,19	37,9	33,1	288	271	212	23,9	14,3
EFLUENTE	6,39	479	0	17,2	0,012	0,2	20,2	16,4	179	152	168		
AFLUENTE	7,49	568	7,72	29,8	0,009	0,195	37,9	35,9	296	286	208	23,6	14,4
EFLUENTE	6,32	488	0	19,1	0,009	0,23	24,4	22,1	211	174	166		
AFLUENTE	7,31	573	2,5	29,6	0,011	0,2	33,0	29,3	284	262	216	23,5	14,5
EFLUENTE	6,58	479	0	18,8	0,011	0,21	24,3	17,5	188	163	164		
AFLUENTE	7,35	571	7,9	29,8	0,007	0,146	36,3	35,7	289	277	208	37,89	9,0
EFLUENTE	6,44	507	0	22,2	0,006	0,121	26,2	25,1	215	186	174		
AFLUENTE	7,43	575	4,87	30,2	0,009	0,188	35,1	34,1	276	265	214	38,2	8,9
EFLUENTE	6,4	511	0	23	0,008	0,161	26,3	21,6	206	179	172		
AFLUENTE	7,49	544	6,93	27,2	0,009	0,188	29,7	28,7	262	260	200	37,6	9,1
EFLUENTE	6,49	506	0	24	0,009	0,181	25,6	20,7	226	195	176		
AFLUENTE	7,39	577	7,28	30,5	0,009	0,106	28,0	26,8	260	255	200	6,8	50,1
EFLUENTE	6,5	416	0	10,1	0,014	0,119	10,5	10,4	90	69	144		
AFLUENTE	6,95	587	7,26	32	0,009	0,093	29,7	27,8	256	254	180	6,9	49,4
EFLUENTE	6,49	415	0	9,85	0,014	0,113	12,2	9,48	89	75	130		
AFLUENTE	7,27	594	4,88	32,4	0,008	0,121	37,2	34,9	277	271	188	6,9	49,4
EFLUENTE	6,54	424	0	11,2	0,013	0,126	14,1	13,2	86	77	144		