

PROGRAMA DE DOCTORADO EN INGENIERÍA AMBIENTAL  
(Distinguido con Mención hacia la Excelencia por el Ministerio de Educación)  
DPTO. DE CIENCIAS Y TÉCNICAS DEL AGUA Y DEL MEDIO AMBIENTE  
E.T.S. DE INGENIEROS DE CAMINOS, CANALES Y PUERTOS

**UNIVERSIDAD DE CANTABRIA**



**TESIS DOCTORAL**

Para optar al grado de Doctor por la Universidad de Cantabria con Mención Internacional

**REACTORES BIOLÓGICOS HÍBRIDOS PARA EL TRATAMIENTO  
DE AGUAS RESIDUALES: EVALUACIÓN DE APLICACIONES  
INNOVADORAS**

**HYBRID BIOLOGICAL REACTORS FOR WASTEWATER  
TREATMENT: EVALUATION OF INNOVATIVE APPLICATIONS**

**MARTA GONZÁLEZ VIAR**

**Directores**

**IÑAKI TEJERO MONZÓN**

**ANA LORENA ESTEBAN GARCÍA**

Santander, enero de 2016



Jamás el esfuerzo desayuda a la fortuna.

Fernando de Rojas



## Agradecimientos

Voy a empezar dando las gracias a mis directores: Iñaki y Lorena, por darme la oportunidad de realizar esta tesis y ofrecerme su dirección. A ambos tengo que agradecerles su apoyo, su confianza y su paciencia. Gracias por el tiempo que me han dedicado, por sus recomendaciones, revisiones, reuniones, discusiones... realmente creo que me han enseñado mucho, del campo del tratamiento de aguas y de la investigación en Ingeniería Ambiental.

Y ahora viene lo difícil...cuántos recuerdos... desde que entré por primera vez al departamento he compartido momentos con muchas personas y a todas les quiero agradecer el haber llegado hasta aquí. Gracias a todos los compañeros de máster y departamento, a María, Juan, Cris, Patri, Lorena, Rosa, David, María, Isa, Ancella, Sara, Ana... A Leti, no podré olvidar las primeras visitas a la depuradora, a María Fernanda, Ana, Lucía, a Loredana. Quiero agradecer a Rubén especialmente las aportaciones que ha hecho a este trabajo y su ayuda en la planta, sobre todo “con los cables”. Gracias también a los del otro lado del pasillo Carlos, Nuria, Juanjo, Javier y Amaya, al grupo de ecología, Javi, Pablo, Ángela y Xabi, y, como no, a JR.

Quisiera agradecer también al personal que trabaja en la EDAR de San Román, tanto a los jefes, Nacho y Pablo, como a los demás operadores su apoyo, físico y moral... Lo mismo a Pedro, Imelda y Mikel de la EDAR de Arazuri.

Mi más sincero agradecimiento a Claudio y a Nancy, así como el resto del departamento de Ingeniería Química, tanto por sus aportaciones al trabajo como por su acogida durante mi estancia en la Universidad de Magallanes, ya que me hicieron sentir en casa a pesar de estar en la otra punta del mundo, del frío y del viento. Creo que no hubiera podido terminarlo sin ellos, de veras. Gracias también a Sol, María y Miguel.

Y por supuesto, gracias a mi familia, Mercedes, Manuel, Gema, Ramón, Belén, Samuel y Ramona, por su apoyo, comprensión, paciencia y cariño. Y a mis amigos, Marta, Julia, Meri, Bea, Ana, Ros, Cris, Chema, Javi, Luis... y a, Bea, Mar, Cris... a Duna.... a Iris, Paula, Elena, Jara, Nacho ... A todos

porque aun sin entender qué me ocupaba tanto, porque hay que reconocer que a veces no es fácil de entender, siempre han confiado en mí y me han reconfortado, y ellos eran quienes estaban ahí para ponerme los pies en la tierra y para levantarme la barbilla cuando era necesario, para hacerme reír y cargarme de energía. Han sido imprescindibles en este camino y sin duda lo serán en el próximo que siga.







## Resumen

Esta tesis doctoral evalúa diferentes aplicaciones de procesos biológicos híbridos para el tratamiento de aguas residuales. Se entiende por procesos biológicos híbridos aquellos que integran biomasa en suspensión (fango activo) y biomasa adherida a un soporte (biopelícula) en el mismo reactor con el fin de aumentar la cantidad de biomasa presente en el sistema.

A modo de introducción, el **capítulo 1** presenta el contexto y la motivación que empuja a desarrollar esta tesis, así como su objetivo general y otros más específicos.

Como síntesis del conocimiento científico-tecnológico en el que se basa esta tesis, el **capítulo 2** reúne diferentes experiencias y trabajos de investigación acerca de los procesos híbridos para el tratamiento biológico de aguas residuales relacionados con los objetivos marcados y las herramientas y métodos que se van a aplicar para alcanzarlos.

El **capítulo 3** presenta la experiencia alcanzada en una planta piloto configurada según el esquema UCT para eliminación biológica de nutrientes, instalando reactores híbridos de lecho fijo en la etapa anóxica y la aerobia y tratando agua residual urbana. En él se describen las condiciones de operación aplicadas en el sistema y los resultados alcanzados a lo largo de dos años de funcionamiento continuo, así como los obtenidos durante ensayos de actividad discontinuos realizados *in situ* y *ex situ*. Los resultados demuestran el incremento de la capacidad del sistema en cuanto a eliminación de nitrógeno gracias a la existencia de biopelícula en los reactores híbridos, así como la capacidad de la biomasa en suspensión para eliminar fósforo.

El funcionamiento del reactor anóxico es evaluado en detalle en el **capítulo 4**, para lo cual se analizan mediante modelización los resultados experimentales obtenidos en la planta piloto y los ensayos de actividad. Se desarrolló un modelo utilizando AQUASIM para simular el comportamiento del sistema y, en concreto, de la biopelícula y la biomasa en suspensión presentes en el reactor anóxico híbrido. Este modelo permitió establecer condiciones de operación (concentración de nitratos en el reactor y superficie específica de soporte) que se consideran recomendables para lograr altos rendimientos de depuración en los reactores anóxicos híbridos. Asimismo se

constató cómo la difusión de nitratos hacia el interior de la biopelícula durante el inicio de los ensayos de actividad desnitrificante in situ de reactores híbridos da lugar a tasas de desnitrificación aparentes mayores a las reales.

En el **capítulo 5** se evalúa la aplicación de sistemas híbridos en reactores aerobios con membranas de filtración para *sewer mining*. Esta aplicación consiste en el tratamiento descentralizado de agua residual captándola directamente del sistema de saneamiento para su reutilización *in situ*, cubriendo diferentes necesidades de agua dentro de los propios núcleos urbanos y procurando evitar la instalación de grandes sistemas y redes de bombeo de agua regenerada. Las características técnicas del proceso híbrido con membranas son idóneas para la regeneración de aguas que requiere el *sewer mining*. Se propone y evalúa esta alternativa frente a otras más convencionales (basadas en el tratamiento terciario de las aguas residuales en instalaciones centralizadas) para lograr mejorar la calidad de las aguas superficiales mediante un análisis coste-eficacia aplicado a un caso de estudio. El análisis muestra que a pesar del elevado coste implicado, la aplicación de los sistemas híbridos con membranas para *sewer mining* puede ser más rentable que las alternativas centralizadas, en un contexto en que exista estrés hídrico.

Por último, el **capítulo 6** reúne las principales conclusiones y recomendaciones que se desprenden del trabajo realizado.

## Summary

This thesis evaluates different applications of hybrid biological processes for wastewater treatment. Hybrid biological processes integrate suspended biomass (activated sludge) and biomass attached to a support (biofilm) in the same reactor in order to increase the amount of biomass present in the system.

By way of introduction, **Chapter 1** presents the context and motivation pushing to develop this thesis, as well as its overall objective and other more specific goals.

As a synthesis of the scientific and technological knowledge in which this thesis is based, **Chapter 2** gathers different experiences and research about hybrid biological treatment processes for wastewater treatment, related with the objectives of the thesis and tools and methods implemented to achieve them.

**Chapter 3** presents the experience gained in a pilot plant treating urban wastewater configured according to UCT scheme for biological nutrient removal, having hybrid fixed bed reactors in the anoxic and aerobic stages. The operating conditions applied in the system and the results achieved over two years of continuous operation and obtained from batch activity tests performed in situ and ex situ, are described. The results demonstrate that the presence of biofilms in the hybrid reactors increases the system capacity in terms of nitrogen removal, and also show the ability of the suspended biomass to remove phosphorus in these systems.

The operation of the anoxic reactor is evaluated in detail in **Chapter 4**, for which the experimental results obtained in the pilot plant and activity tests are analyzed by modeling. An AQUASIM based model was developed to simulate the behavior of the system and, specifically, the behavior of the biofilm and suspended biomass present in the hybrid anoxic reactor. This model allowed to establish the operating conditions (nitrate concentration in the reactor and support specific surface) that are considered desirable to achieve high removal performance in hybrid anoxic reactors. It was also found how the diffusion of nitrate into the biofilm during the startup of in situ denitrifying activity test in hybrid reactors results in apparent denitrification rates higher than the actual ones.

In **Chapter 5** the application of hybrid systems in aerobic reactors with membranes is assessed for sewer mining. Sewer mining consists on a decentralized treatment by directly extracting the wastewater from the sewer system to reuse it in situ, covering different water needs in urban centers and trying to avoid the installation of large pumping systems and networks. The technical characteristics of the hybrid process with membranes are suitable for the required regeneration of water. This alternative is proposed in order to improve the quality of surface waters and evaluated compared to more conventional approaches (based on the tertiary treatment of wastewater in centralized facilities) through a cost-effectiveness analysis applied to a case study. The analysis shows that despite the high cost involved, the application of hybrid systems with membranes for sewer mining can be more cost-effective than the centralized alternatives in a context where there is water stress.

Finally, **Chapter 6** summarizes the main conclusions and recommendations arising from the work done.





---

## Publicaciones relacionadas con esta tesis

### ARTÍCULOS CIENTÍFICOS

**González-Viar**, M., Díez-Montero, R., Esteban-García, A.L., Gómez-Fuentes, C., Calisto, N. and Tejero, I. Anoxic hybrid reactors in biological nutrient removal systems (en preparación).

**González-Viar**, M., Díez-Montero, R., Molinos-Senante, M., De Florio, L., Esteban-García, A.L., Sala-Garrido, R., Hernández-Sancho, F. and Tejero, I., 2016. Cost-effectiveness analysis of sewer mining versus centralized wastewater treatment: case study of the Arga river basin, Spain. *Urban Water Journal* 13 (6), 321-330.

Tejero Monzón, J.I., Esteban-García, A.L., De Florio, L., Díez-Montero, R., Lobo García de Cortázar, A., Rodríguez-Hernández, L., 2012. Tecnologías de biopelícula innovadoras para la depuración de aguas residuales: veinticinco años de investigación del Grupo de Ingeniería Ambiental de la Universidad de Cantabria. *Ingeniería Civil* 168, 61-73.

### CONGRESOS

**González-Viar**, M., Díez-Montero, R., Esteban-García, L., and Tejero I., 2015. Anoxic and aerobic fixed bed hybrid reactors for biological nutrient removal at pilot scale. *IWA Nutrient Removal and Recovery: moving innovation into practice*. 18-21 May Gdansk (Poland). Oral communication (speaker).

Presmanes, D., Gutierrez Prada, I., **González-Viar**, M., De Florio, L., Díez-Montero, R., Rodríguez Hernández, L., Esteban-García, A.L. and Tejero, I. 2013. Three-stage fixed bed hybrid process for Biological Nutrient Removal. 9th International Conference on Biofilm Reactors, Paris (France). Poster presentation.





---

## Tabla de contenido

<b>Lista de figuras .....</b>	<b>xxi</b>
<b>Lista de tablas .....</b>	<b>xxv</b>
<b>1. Introducción .....</b>	<b>1</b>
1.1 INTRODUCCIÓN .....	3
1.2 MOTIVACIÓN Y OBJETIVOS .....	5
1.3 ESTRUCTURA .....	6
REFERENCIAS .....	7
<b>2. Estado del arte .....</b>	<b>9</b>
2.1 PROCESOS HÍBRIDOS .....	11
2.1.1 Características principales .....	11
2.2.2 Consideraciones para el diseño y operación .....	12
2.2.3 Aplicación de sistemas híbridos .....	15
2.2 MODELIZACIÓN DE SISTEMAS HÍBRIDOS .....	25
2.2.1 Modelos de sistemas de biopelícula .....	25
2.2.2 AQUASIM, Computer Program for the Identification and Simulation of Aquatic Systems .....	26
2.2.3 Modelización de sistemas híbridos .....	27
REFERENCIAS .....	34
<b>3. Eliminación de nutrientes en un sistema UCT híbrido .....</b>	<b>43</b>
3.1 INTRODUCCIÓN .....	45
3.2 MATERIALES Y MÉTODOS .....	47

---

3.2.1 Descripción de la planta piloto y condiciones de operación .....	47
3.2.2 Muestreo y analítica .....	49
3.3 RESULTADOS .....	53
3.3.1 Eliminación de materia orgánica .....	56
3.3.2 Eliminación de nitrógeno .....	57
3.3.3 Eliminación biológica de nitrógeno en los reactores híbridos.....	59
3.3.4 Eliminación biológica de fósforo .....	60
3.3.5 Concentración y distribución de SSLM .....	61
3.4 CONCLUSIONES .....	63
REFERENCIAS .....	64

**4. Evaluación del funcionamiento de un reactor anóxico híbrido en un sistema de eliminación biológica de nutrientes ..... 67**

4.1 INTRODUCCIÓN .....	69
4.2 MATERIALES Y MÉTODOS .....	72
4.2.1 Descripción de la planta piloto .....	72
4.2.2 Operación y seguimiento del funcionamiento de la planta piloto	73
4.2.3 Caracterización de la actividad de la biomasa en el reactor anóxico híbrido .....	74
4.2.4 Modelo matemático .....	76
4.3 RESULTADOS .....	82
4.3.1 Calidad del efluente y rendimiento del sistema de tratamiento...	82
4.3.2 Capacidad máxima desnitrificante del reactor anóxico híbrido ..	83
4.3.3 Influencia del soporte en la hidrodinámica del reactor anóxico híbrido.....	84
4.3.5 Tasas de consumo de nitrato en biopelícula y suspensión .....	87

---

4.3.6 Efecto de la superficie de biopelícula instalada sobre la calidad del efluente .....	90
4.4 CONCLUSIONES .....	91
REFERENCIAS .....	93
<b>5. Aplicación de un reactor aerobio híbrido con membranas para <i>sewer mining</i>.....</b>	<b>97</b>
5.1 INTRODUCCIÓN .....	99
5.2 MATERIALES Y MÉTODOS .....	102
5.2.1 Caso de estudio .....	102
5.2.2 Metodología ACE .....	105
5.3 RESULTADOS .....	112
5.3.1 Análisis de costes .....	112
5.3.2 Análisis de Eficacia.....	115
5.3.3 Relación Coste-Eficacia (RCE) .....	117
5.4 CONCLUSIONES .....	120
REFERENCIAS .....	121
<b>6. Conclusiones y recomendaciones .....</b>	<b>127</b>



---

## Lista de figuras

<b>Figura 2.1</b> Esquema de un proceso híbrido. ....	12
<b>Figura 2.2</b> (Adaptado de Sen <i>et al.</i> , 2007) Efecto del tipo de soporte empleado sobre el diseño y operación del sistema (SSLM, superficie de decantación, superficie de biopelícula, equipamiento accesorio y TRH). ....	14
<b>Figura 2.3</b> Circulación del fluido en reactores de lecho fijo sumergido (Ye, Kulick and McDowell, 2010).....	15
<b>Figura 2.4</b> Soporte fijo de lámina estructurada empleado por Li <i>et al.</i> 2015 (fuente: es.brentwoodindustries.com). ....	16
<b>Figura 2.5</b> Configuración propuesta en Larrea <i>et al.</i> 2007.....	20
<b>Figura 2.6</b> Soporte fijo tipo cuerda, Bioweb (izq: detalle del soporte Bioweb <a href="http://www.entexinc.com">http://www.entexinc.com</a> ), dcha: instalación de módulos Webitat, basado en soporte Bioweb (Hubbell, Pehrson and Flournoy, 2006). ....	22
<b>Figura 2.7</b> Reactor Biológico Híbrido con Membranas (Rodríguez-Hernández, 2014).....	24
<b>Figura 2.8</b> Diagrama de flujos de masa en el compartimento biopelícula implementado en AQUASIM (Wanner and Morgenroth, 2004). ....	27
<b>Figura 2.9</b> Esquema de las interacciones consideradas entre las variables Albizuri <i>et al.</i> , (2014).....	31
<b>Figura 2.10</b> Resistencias de transporte de masa que afectan sobre el valor del índice de semisaturación (Arnaldos <i>et al.</i> , 2015). ....	33
<b>Figura 3.1</b> Esquema de la configuración de la planta piloto. ....	49
<b>Figura 3.2</b> Fotografía de los reactores de la planta piloto. ....	50
<b>Figura 3.3</b> Fotografía del soporte de lecho fijo utilizado. ....	50

---

<b>Figura 3.4</b> a) Configuración del sistema para realizar ensayo discontinuo <i>ex situ</i> (en laboratorio) y b) configuración del ensayo discontinuo in situ (en planta piloto).....	53
<b>Figura 3.5</b> Concentración de materia orgánica (DQO y DBO) afluente y efluente. ....	56
<b>Figura 3.6</b> Concentración de nitrógeno total (NT) y amonio (NH) afluente y efluente. ....	58
<b>Figura 3.7</b> Concentración de nitrato en el reactor anóxico híbrido. ....	58
<b>Figura 3.8</b> Concentración de fósforo total (PT) y fosfato (PO) afluente y efluente. ....	61
<b>Figura 4.1</b> Esquema del sistema de tratamiento UCT híbrido.....	72
<b>Figura 4.2</b> Proceso de obtención de parámetros y composición de la biomasa.....	77
<b>Figura 4.3</b> Tasas máximas de desnitrificación alcanzadas en el fango activo y en el reactor híbrido.....	84
<b>Figura 4.4a</b> Composición de la biomasa en la biopelícula en función del espesor de la capa límite, RUN 1A y 1B. (RUN1A: $\rho X = 290000\text{gDQO/m}^3$ , $LL = 0,01\text{ mm}$ ; RUN 1B: $\rho X = 290000\text{gDQO/m}^3$ , $LL = 0,1\text{ mm}$ ). ....	86
<b>Figura 4.4b</b> Composición de la biomasa en la biopelícula en función del espesor de la capa límite, RUN 2A y 2B. (RUN2A: $\rho X_H = 150000\text{gDQO/m}^3$ , $\rho X_s = \rho X_i = 100000\text{gDQO/m}^3$ , $LL = 0,01\text{ mm}$ ; RUN 1B: $\rho X_H = 150000\text{gDQO/m}^3$ , $\rho X_s = \rho X_i = 100000\text{gDQO/m}^3$ , $LL = 0,1\text{ mm}$ ).....	86
<b>Figura 4.5</b> Concentración de nitrato en el licor mezcla ( $S_{NO}$ ), tasas de consumo de nitrato en biopelícula y suspensión ( $TD_{BP}$ y $TD_{FA}$ ) y tasa de difusión de nitrato en la biopelícula ( $Td_{NO}$ ) en función del tiempo, para un ensayo concreto ( $\rho X = 290000\text{gDQO/m}^3$ y $LL = 0,1\text{ mm}$ ). ....	88

---

<b>Figura 4.6</b> Actividad desnitrificante (%) de la biomasa fija y en suspensión en función de la concentración presente de nitrato durante el ensayo batch. (RUN 1A: LL=0,01mm y $\rho X=290000\text{gDQO}/\text{m}^3$ , RUN 1B: LL=0,1 mm y $\rho X=290000\text{gDQO}/\text{m}^3$ ; RUN 2B: LL=0,01 mm y : $\rho X_H=150000\text{gDQO}/\text{m}^3$ , $\rho X_s = \rho X_i =100000\text{gDQO}/\text{m}^3$ ). .....	89
<b>Figura 5.1.</b> Localización del caso de estudio: Pamplona, EDAR, río Arga, río Elorz y río Arakil en la cuenca del río Arga, Navarra (España)....	103
<b>Figura 5.2</b> (a) Sewer Mining con Biorreactor de Membranas Híbrido (BRMH-SM), esquema y componentes de la instalación; (b) infografía de la posible implementación de una instalación de BRMH-SM. (Extraído de González-Viar <i>et al.</i> 2016) .....	107
<b>Figura 5.3</b> Resultados del análisis de sensibilidad para el Índice de Eficacia (a) Opción 1 and (b) Opción 2. ....	116
<b>Figura 5.4</b> Resultados del análisis de sensibilidad para la Relación Coste-Eficacia aplicando (a) Un coste anualizado equivalente total (CAET) y una tasa de descuento del 3% en la opción 1, (b) Un CAET del 9% en la opción 1 (c) Un CAET del 3% en la opción 2 y (d) Un CAET del 9% en la opción 2. ....	119





---

## Lista de tablas

<b>Tabla 3.1</b> Características del afluente y condiciones de operación durante las distintas etapas de experimentación). COA: Carga Orgánica Aplicada, CNA: Carga de Nitrógeno Aplicada, CPA: Carga de fósforo Aplicada, TRH: Tiempo de Retención Hidráulico; TRSS: Tiempo de Retención de Sólidos Suspendidos. ....	48
<b>Tabla 3.2</b> Concentraciones medidas en el afluente (AFL.) y el efluente (EFL.) durante las etapas de la experimentación (indicando valor promedio $\pm$ intervalo de confianza 95%) y rendimientos de eliminación (Rto, *Referido al reactor anóxico).....	55
<b>Tabla 3.3</b> Resultados de ensayos de capacidad máxima de nitrificación <i>ex situ</i> e <i>in situ</i> (TNmax: tasa máxima de nitrificación; AX: anóxico; AE: aerobio). ....	59
<b>Tabla 3.4</b> Resultados de ensayos de capacidad máxima de desnitrificación <i>ex situ</i> e <i>in situ</i> (TDmax: tasa máxima de desnitrificación; AX: anóxico; AE: aerobio).....	60
<b>Tabla 3.5</b> Resultados de ensayos de actividad de liberación y acumulación de fósforo. (TLP: Tasa de Liberación de Fósforo, TAP AE: Tasa de Acumulación de Fósforo en condiciones aerobias y TAP AX: Tasa de Acumulación de Fósforo en condiciones anóxicas).....	61
<b>Tabla 3.6</b> Concentraciones de sólidos medidas en cada reactor.....	62
<b>Tabla 4.1.</b> Condiciones de operación del sistema de tratamiento UCT híbrido. ....	74
<b>Tabla 4.2</b> Ensayos batch de desnitrificación realizados. ....	75
<b>Tabla 4.3</b> Condiciones de las simulaciones de los ensayos batch. ....	78
<b>Tabla 4.4</b> Caracterización del agua afluente en el modelo ASM2d. ....	80

---

<b>Tabla 4.5</b> Concentraciones de entrada y salida al sistema de tratamiento (valor promedio $\pm$ intervalo de confianza al 95%).	83
<b>Tabla 5.1</b> Valores de calidad del agua en el río aguas arriba de la EDAR y en los efluentes de EDAR <sup>a</sup> , <i>TTA</i> <sup>b</sup> y <i>TTC</i> <sup>c</sup> .	104
<b>Tabla 5.2</b> Instalaciones y opciones evaluadas.	106
<b>Tabla 5.3</b> Caracterización de los escenarios.	111
<b>Tabla 5.4</b> Costes, eficacias y resultados del análisis de coste-eficacia para las tres alternativas y los dos caudales evaluados.	114





# Capítulo 1

## Introducción

---



## 1.1 INTRODUCCIÓN

El agua constituye uno de los bienes más preciados del planeta, ya que representa la base de la vida que existe en él. El hecho de que sea un recurso limitado y la creciente presión a la que se ve sometido, relacionado con el aumento de la población humana y su actividad industrial, tiene importantes consecuencias tanto a nivel sanitario como ambiental. El vertido de agua residual no depurada puede suponer un riesgo importante para la salud pública, ya que conforma una fuente de transmisión de enfermedades. Por otro lado, puede tener consecuencias incluso irreversibles para el ecosistema que lo recibe. Diversos informes, como el llamado “Gestión de Aguas Residuales” elaborados por PNUMA, ONU Hábitat y la OMS, advierten de la degradación de este recurso y de la necesidad de adoptar medidas al respecto, las cuales encuentran su enfoque marcado por el nivel de industrialización y el contexto geográfico, socioeconómico y político de las distintas regiones del mundo.

La depuración de vertidos, empezó a cobrar importancia en España a lo largo de la década de los 80 como consecuencia de la aprobación de la Ley de Aguas en 1985, que obligó al desarrollo y aprobación de Planes Hidrológicos de Cuenca. En consecuencia, se construyeron numerosas plantas de tratamiento de aguas residuales. Dichas instalaciones aplicaban tecnologías de depuración convencionales, como procesos biológicos de fangos activos o biopelículas (lechos bacterianos, biodiscos, etc.) y sistemas de lagunaje, diseñados para reducir la concentración de materia orgánica y sólidos suspendidos. No obstante, poco después surgió la necesidad de adoptar las exigencias de la normativa europea, que marcaba límites más estrictos. Cabe destacar la importancia que tuvo la Directiva 91/271/CEE sobre el tratamiento de las aguas residuales, ya que contemplaba la necesidad de eliminar nutrientes en los vertidos a zonas que calificaba como “sensibles”. Dicha directiva, a través del Real Decreto-Ley 11/95, implicó el desarrollo del Plan Nacional de Depuración, a partir del cual se determinó el número de plantas que sería necesario construir y aquellas existentes que necesitaban ser remodeladas o ampliadas. Como resultado, durante el plazo establecido por

la normativa se construyeron más de 700 plantas de tratamiento y la calidad de las aguas se incrementó notablemente.

Posteriormente, la Directiva Marco del Agua, DMA 2000/60/CE, marcó un objetivo aún más ambicioso: alcanzar el buen estado ecológico de las masas de agua, promoviendo un uso sostenible de este recurso. En España, la trasposición de la DMA se llevó a cabo mediante la Ley 62/2003 que modifica además el texto refundido de la Ley de aguas aprobada por RD Legislativo 1/2001. La aplicación de esta directiva iba un paso más allá, pues no trataba sólo de afrontar la situación aplicando medidas de depuración sino que resultaba necesario tomar medidas en cuanto a la gestión del recurso a nivel de cuenca hidrográfica, abordando el problema desde diferentes puntos de vista. Esto daba lugar al planteamiento de alternativas de diferente naturaleza, lo cual precisaba la aplicación de herramientas de evaluación que ayudaran en el proceso de toma de decisiones. La DMA supuso que todos los organismos implicados realizaran un importante esfuerzo de colaboración, en buena parte invertido en la elaboración de Programas de Medidas que permitieran alcanzar los objetivos de calidad en los plazos planteados.

La reutilización de las aguas residuales regeneradas fue considerada como una medida complementaria a tener en cuenta dentro de dichos programas, que se aplicaría de forma adicional para alcanzar los objetivos marcados o para conseguir una protección adicional del recurso. En España, esta actividad se encuentra regulada por R.D. 1620/2007 por el que se establece el Régimen Jurídico de la Reutilización de las Aguas Depuradas y establece, entre otros términos, la calidad de las aguas regeneradas según los usos a los que sean destinadas. La investigación de la tecnología de membranas se ha visto muy incentivada en este sentido debido a su capacidad para obtener un efluente regenerado.

Los trabajos de investigación relacionada con las tecnologías de tratamiento de agua juegan un papel fundamental para dar respuesta a las necesidades que marca la normativa.



## 1.2 MOTIVACIÓN Y OBJETIVOS

El Grupo de Ingeniería Ambiental de la Universidad de Cantabria, cuenta ya con más de 25 años de experiencia en el campo de la investigación de procesos de biopelícula, innovando en el campo del tratamiento del agua mediante la propuesta de nuevas tecnologías y estrategias de operación. Una de sus líneas de investigación dio lugar a la patente de un sistema de Biopelícula de Lecho Aireado Sumergido Fijo, BLASF, (Tejero y Santamaría 1996) en el que se aplicaba un tipo de soporte plástico de tipo reticular específico. Más adelante, propuso la configuración de un reactor de biopelícula BLASF que contenía un módulo de membranas de microfiltración localizado debajo de la biopelícula como alternativa al RBM, dando lugar a otra patente denominada Reactor de Biopelícula con Membranas, RBpM, (Tejero y Cuevas, 2002).

La aplicación del sistema BLASF ha sido investigada en varios trabajos, entre ellos en la tesis doctoral de Gómez (2009). Gómez se dedicó al desarrollo, experimentación a escala de bancada y modelización de un sistema de biopelícula para la eliminación de carbono y nitrógeno compuesto por dos reactores BLASF, uno anóxico predesnitrificante y otro aerobio nitrificante. Por otro lado, la patente RBpM ha sido recientemente investigada tanto a escala de bancada como semi-industrial, dando lugar a la tesis doctoral presentada por Rodríguez-Hernández (2014).

La presente tesis doctoral, toma como principales antecedentes estos dos trabajos y se centra en la investigación de configuraciones híbridas, en que las distintas biomasas pueden estar tanto en suspensión como en biopelícula. El objetivo general es el desarrollo y evaluación de procesos biológicos híbridos con lecho fijo para el tratamiento de aguas residuales.

Como objetivos particulares, se establecen los siguientes:

Evaluar experimentalmente la aplicación de un sistema con reactores anóxico y aerobio híbridos con lecho fijo para la eliminación de carbono, nitrógeno y fósforo.

Evaluar la adición de soporte en reactores anóxicos de fangos activos para incrementar la capacidad de eliminación de nutrientes del sistema.

Evaluar la aplicabilidad de reactores aerobios híbridos con membranas para *sewer mining* (tratamiento descentralizado y reutilización *in situ*).

### **1.3 ESTRUCTURA**

El documento de tesis se divide en seis capítulos, de los cuales el capítulo 1 se corresponde con la presente introducción, que recoge brevemente el contexto y los objetivos de la tesis.

A continuación, el capítulo 2 se ha dedicado a describir de forma sucinta el estado del arte de la tecnología de los procesos híbridos para tratamiento de aguas residuales en relación a los objetivos planteados para esta tesis.

Los capítulos 3, 4 y 5 desarrollan los objetivos particulares de la tesis. Aunque forman parte de un conjunto, permiten una lectura independiente. Por este motivo, tienen la estructura general de un documento científico e incluyen los siguientes apartados: introducción, materiales y métodos, resultados, conclusiones y referencias. El capítulo general de materiales y métodos se ha omitido puesto que ya se encuentra especificado dentro de cada capítulo.

Para finalizar, el capítulo 6 reúne las conclusiones y recomendaciones extraídas de los anteriores capítulos.

## REFERENCIAS

Delgado, A.C., 2012. La evolución de la depuración de las aguas residuales urbanas en España, Ingeniería civil 168, 9-20.

Directiva de la Comisión Europea, 91/271/CEE del 21 de mayo de 1991 sobre el tratamiento de las aguas residuales urbanas. Diario Oficial de las Comunidades Europeas 30, 40-52.

Directiva de la Comisión Europea, 2000/60/CE de 23 de Octubre de 2000, por la que se establece un marco comunitario de actuación en el ámbito de la política de aguas. Diario Oficial de las Comunidades Europeas 327, 1-73.

Gómez, C., 2010. Desarrollo y modelización de un sistema biopelícula para la eliminación de materia orgánica y nitrógeno, Tesis Doctoral, Universidad de Cantabria.

Ley 29/1985, de 2 de agosto, de aguas. Boletín Oficial del Estado 89, 25123-25135.

Ley 62/2003, de 30 de diciembre, de medidas fiscales, administrativas y del orden social. Boletín Oficial del Estado 313, 46874-46989.

Real Decreto-Ley 11/1995, de 28 de diciembre, por el que se establecen las normas aplicables al tratamiento de las aguas residuales urbanas. Boletín Oficial del Estado 312, 37517-37519.

Real Decreto Legislativo 1/2001, de 20 de julio, por el que se aprueba el texto refundido de la Ley de Aguas, Boletín Oficial del Estado. 26791-26817.

Real Decreto 1620/2007, de 7 diciembre por el que se establece el régimen jurídico de la reutilización de las aguas depuradas, Boletín Oficial del Estado 294, 50639-50661.

Rodríguez-Hernández L., 2014. Reactores híbridos con membranas para el tratamiento de aguas residuales urbanas: aplicaciones para la eliminación de carbono y nitrógeno – Hybrid membrane bioreactors for urban wastewater treatment: applications for carbon and nitrogen removal, Tesis Doctoral, Universidad de Cantabria.

Tejero, I., Esteban-García, A.L., de Florio, L., Díez-Montero, R., Lobo, A., Rodríguez-Hernández, L., 2012. Tecnologías de biopelícula innovadoras para la depuración de aguas residuales: veinticinco años de investigación del Grupo de Ingeniería Ambiental de la Universidad de Cantabria, Ingeniería civil 168, 61-74.

Tejero, I. y Cuevas, G. 2002. Sistema mixto para la depuración biológica de aguas residuales combinando biopelículas y membranas de filtración. Patente de invención ES 2213461B2.

Tejero, I. y Santamaría, C. 1996. Proceso de tratamiento biológico de aguas basado en biopelícula sobre soporte de diseño específico. Patente de invención ES 2 128 962.

UN-WATER, 2015. Wastewater Management- A UN-Water Analytical Brief.. Disponible en: <http://www.unwater.org/publications/publications-detail/pt/c/275896/> [Acceso en diciembre de 2015].

# Capítulo 2

## Estado del arte

---



## 2.1 PROCESOS HÍBRIDOS

### 2.1.1 Características principales

Los procesos híbridos integran biomasa en suspensión y biopelícula en el mismo reactor con el fin de aumentar la cantidad de biomasa presente en el sistema. El esquema básico de un proceso híbrido se muestra en la figura 2.1, y se puede interpretar como un proceso análogo al de fangos activos en el que se incluye un soporte para biopelícula en el reactor biológico. O bien, como un proceso análogo a un sistema de biopelícula incluyendo una recirculación de fango desde el decantador secundario. La introducción de soporte, típicamente realizado en la etapa aerobia del sistema de tratamiento, permite: i) aumentar la capacidad de eliminación de materia orgánica; ii) aumentar el rendimiento del proceso de nitrificación en caso de que la carga aplicada haya superado a la de diseño; iii) reducir el volumen aerobio necesario y hacer posible la operación de una zona anóxica para completar la eliminación de nitrógeno mediante desnitrificación. Por lo tanto, se puede considerar que los procesos híbridos se plantean como una posibilidad de ampliación de las instalaciones existentes de fangos activos para eliminación de nutrientes.

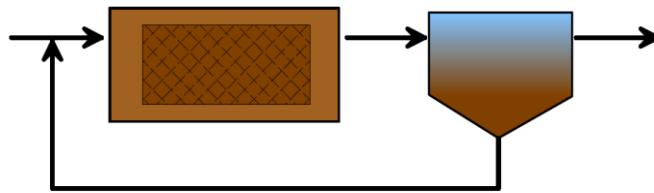
Las principales ventajas y desventajas referidas a los sistemas híbridos, también denominados Integrated Fixed-Film Activated Sludge (IFAS) son (Water Environment Federation, 2010):

#### Ventajas:

- Permite aumentar o mejorar las capacidades del sistema de forma gradual mediante la inserción de soporte.
- Incrementa la cantidad de biomasa sin aumentar la carga de sólidos en el decantador secundario.
- Incrementa la velocidad de los procesos de depuración.
- Mejora la sedimentabilidad del fango (reduce el Índice Volumétrico del Fango suspendido, IVF).
- Reduce la producción de fangos.
- Favorece la nitrificación-desnitrificación simultánea.
- Facilita la recuperación del sistema ante posibles fluctuaciones.

Desventajas:

- Posibilidad de producción de olores.
- Necesidad de instalación de accesorios.
- Necesidad de reponer soporte.
- Pérdidas de carga, bien asociadas al soporte o a los accesorios (tamices) instalados para la retención de soportes móviles.



**Figura 2.1** Esquema de un proceso híbrido.

### 2.2.2 Consideraciones para el diseño y operación

Al igual que en el caso de los reactores de biopelícula, es posible clasificar los reactores híbridos en dos grandes grupos según el tipo de soporte empleado: fijo o móvil. Un resumen de los tipos de soporte disponibles, así como las principales características de cada uno de ellos se refleja en la tesis doctoral de Rodríguez-Hernández (2014).

Aunque ambos tipos de soporte cumplen la misma función, debido a su distinta configuración, la bibliografía refleja algunas diferencias en cuanto a los criterios de diseño y operación a aplicar para uno y otro tipo. La figura 2.2 refleja algunas de estas diferencias, principalmente relacionadas con la superficie específica del soporte utilizado. La figura representa, partiendo de un sistema de fangos activos convencional (Figura 2.2A), pasando por un IFAS de lecho fijo (Figura 2.2B), IFAS de lecho móvil (Figura 2.2C) hasta un sistema biopelícula de lecho móvil (Figura 2.2D), cómo la superficie de biopelícula aumenta gradualmente de A a D (suponiendo la misma fracción de relleno en todos los casos), con lo que la concentración necesaria de sólidos en suspensión en el licor mezcla (SSLM) se ve reducida y con ella los

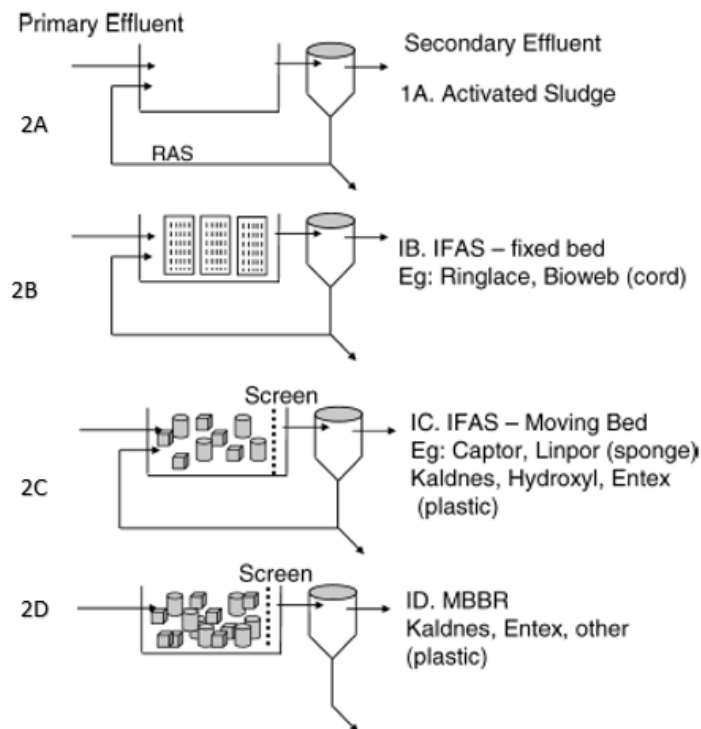


requerimientos en cuanto al volumen de decantador secundario y el tiempo de retención hidráulico (TRH), tal como se describe en (Sen *et al.*, 2007).

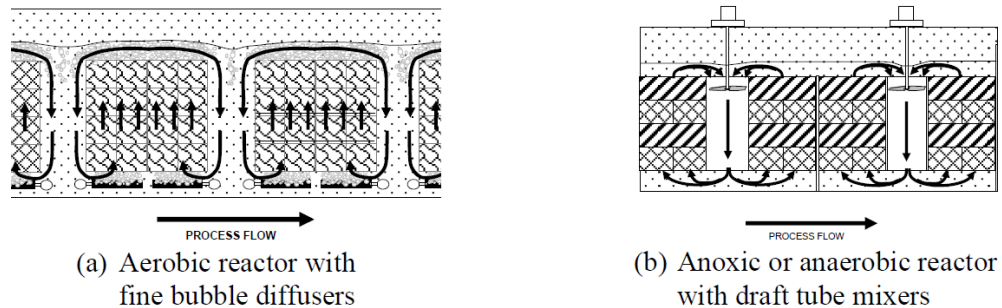
El trabajo de Sen *et al.* (2010) compara el funcionamiento a escala real de ambos tipos de reactor IFAS, aplicando soporte Bioweb (fijo), Bioportz y Kaldness tipo K1 (móviles). El espesor de la biopelícula desarrollada sobre el soporte fijo era considerablemente mayor que en el móvil (2-4 veces), aplicando la misma estrategia de aireación para control del espesor. Estos resultados eran coherentes con los relacionados con la capacidad de desnitrificación simultánea, que también era superior en el primer caso. El mismo trabajo recomienda operar el sistema IFAS de lecho móvil en concentraciones de SSLM entre 1500 y 3000 mg/L, para prevenir la formación de espumas. La formación de espumas es una de los principales retos a los que se enfrentan los operadores de instalaciones de biopelícula de soporte móvil (moving bed biofilm reactor, MBBR), junto con la necesidad de disponer de tamices a la salida del reactor para retener los soportes en la balsa. En el caso de IFAS con soporte fijo, se trabajó con concentraciones de hasta 6000 mg/L de SSLM, lo cual compensaba la menor superficie de biopelícula presente en el reactor. Consecuentemente, los tiempos de retención de sólidos suspendidos (TRSS) aplicado en el caso de los reactores IFAS con soporte móvil eran menores que en los de soporte fijo (3-6 d frente a 7-15 d). En estas condiciones, la capacidad de nitrificación de la biopelícula de los reactores IFAS de lecho móvil (más del 50%) resultaba mayor que en los IFAS de lecho fijo (aproximadamente 25%).

Otras investigaciones han dirigido sus esfuerzos a desarrollar estrategias de mezcla y control del espesor de la biopelícula en este tipo de sistemas. Se pueden observar de forma esquemática la condiciones de mezcla propuestas para un tipo de soporte fijo en la figura 2.3, basada en el flujo de aireación en reactores aerobios y en agitadores mecánicos en el caso de reactores anóxicos (Ye, Kulick and McDowell, 2010). El parámetro a considerar en el diseño y operación de estos sistemas es la velocidad de circulación del fluido. Concretamente, para un soporte fijo laminar estructurado aireado con difusores de burbuja fina, Ye *et al.* 2010 encontró que la velocidad cortante óptima a la que se debían operar se encontraba entre 3,0 y 9,0 cm/s.

En los procesos híbridos, como en los de biopelícula, mantener un espesor apropiado de la biopelícula es uno de los factores principales para conseguir el buen funcionamiento del sistema. Si esta alcanza un espesor excesivo, puede producir atascamientos y con ello reducir la superficie activa, potenciar la producción de malos olores o el desarrollo de organismos indeseados (como los gusanos rojos *Tubifex tubifex*), especialmente en el caso de los sistemas con lecho fijo. Para ello, es necesario establecer unas condiciones de mezcla adecuadas en el reactor que, apoyadas por sistemas de control del espesor, produzcan el efecto cortante necesario sobre la biopelícula. En este sentido, diferentes autores proponen la instalación de sistemas de aireación adicionales. Su objetivo es que de forma intermitente introduzcan un flujo de aire capaz de retirar el exceso de la biopelícula, que además podría ayudar a controlar las poblaciones de organismos asociados a este tipo de lecho como los gusanos rojos (Sen *et al.*, 2007; Schlegel and Koeser, 2007).



**Figura 2.2** (Adaptado de Sen *et al.*, 2007) Efecto del tipo de soporte empleado sobre el diseño y operación del sistema (SSLM, superficie de decantación, superficie de biopelícula, equipamiento accesorio y TRH).



**Figura 2.3** Circulación del fluido en reactores de lecho fijo sumergido (Ye, Kulick and McDowell, 2010).

### 2.2.3 Aplicación de sistemas híbridos

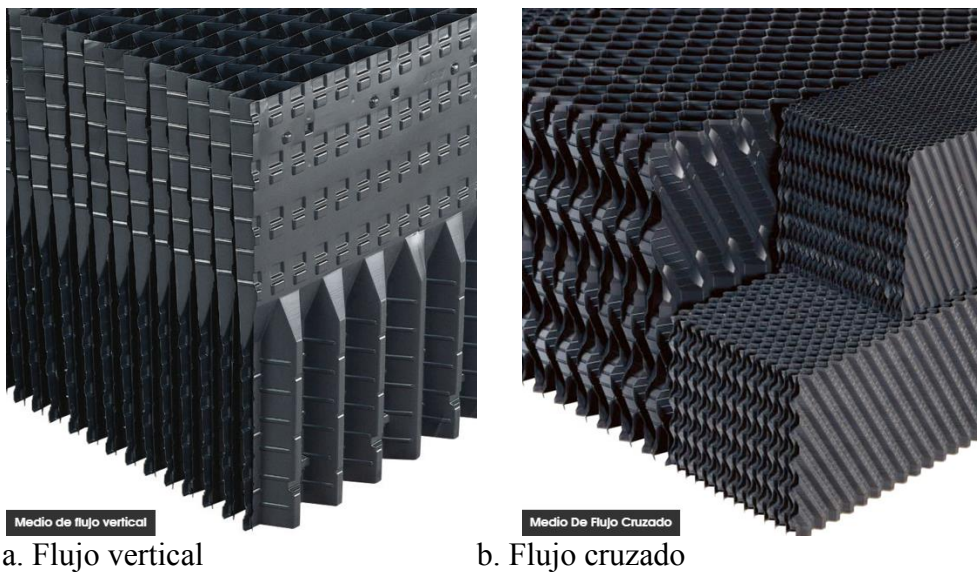
En el presente apartado se describen las aplicaciones de sistemas híbridos que son objeto de interés en la presente tesis, dado su carácter innovador o el interés tecnológico que suponen para el contexto de tratamiento de aguas residuales actuales. Estas aplicaciones son: (i) procesos híbridos para eliminación biológica de nutrientes (nitrógeno y fósforo), y (ii) reactores híbridos aerobios con membranas para reutilización descentralizada.

#### 2.2.3.1. Procesos híbridos para eliminación biológica de nutrientes

Los procesos híbridos encuentran un nicho de aplicación en la ampliación de depuradoras existentes que, debido a normativas más estrictas, deban eliminar amonio además de carbono. Este es el caso que recientemente presenta (Li *et al.*, 2015). Su investigación se centra en el funcionamiento de tres antiguas plantas de tratamiento de agua residual urbana basadas en biopelículas o fangos activos convencionales, que habían sido remodeladas mediante la instalación de un soporte fijo con el fin de alcanzar los requerimientos en cuanto a concentración de amonio en el efluente. El sistema de biopelícula aplicado en este caso, consta de un soporte laminar estructurado de tipo vertical y cruzado (ver figura 2.4), y un sistema de difusores de burbuja fina que inducen un mecanismo de bombeo tipo “airlift” y cumplen la función de aireación, mezcla y control del espesor de la biopelícula.

En todos los casos, la capacidad de nitrificación se vio incrementada a pesar de las bajas temperaturas en las que fueron operadas (hasta 10°C), aplicando tasas de 150 gN/kgSSV·d y las concentraciones efluentes de DBO

y amonio se redujeron considerablemente. Las características de sedimentabilidad del fango mejoraron, permitiendo aumentar el tiempo de retención de sólidos suspendidos (de 3 d a 9 d) y consecuentemente su concentración en el licor mezcla (desde 3600 mg/L a 4700 mg/L). Como recomendaciones para la operación y mantenimiento de estos sistemas, se señala la necesidad de tamices previos para evitar la entrada de fibras que puedan obturar el soporte y asegurar el correcto funcionamiento de los difusores.



**Figura 2.4** Soporte fijo de lámina estructurada empleado por Li *et al.* 2015 (fuente: es.brentwoodindustries.com).

La aplicación de reactores híbridos en la ampliación de depuradoras para alcanzar el objetivo de eliminar carbono y nitrógeno ha sido objeto de numerosas investigaciones. La mayoría de ellas se llevaron a cabo experimentalmente aplicando soporte de tipo móvil. Además de cuantificar el aumento de la capacidad del sistema en cuanto a eliminación de materia orgánica y nitrógeno, el objetivo de estos trabajos era el de determinar la distribución de actividades y los mecanismos en los que se basaba la competencia entre ambas biomasas, así como el efecto de parámetros como la temperatura y el tiempo de retención de sólidos en suspensión.

A escala piloto, se han experimentado en paralelo sistemas para evaluar la capacidad de depuración del sistema híbrido frente al convencional y determinar la fracción óptima de relleno. Además, se han realizado medidas respirométricas para determinar el valor de las constantes biocinéticas relacionadas con los organismos autótrofos (Di Trapani *et al.*, 2008) heterótrofos (Di Trapani *et al.*, 2010). Los parámetros biocinéticos en los que se centraron estos trabajos eran fundamentalmente: la constante de producción de biomasas, la constante de decaimiento y la constante de semisaturación. En los trabajos citados se determinó que el porcentaje de relleno óptimo corresponde al 35% aproximadamente. Además, fue posible comprobar que la presencia de la biopelícula aumenta la capacidad de eliminación de materia orgánica global, pero sólo su fracción soluble. En estas experiencias los fenómenos de hidrólisis y floculación se vieron comprometidos debido a la presencia de soporte. No obstante, este tipo de procesos permite alcanzar buenos rendimientos de nitrificación incluso aplicando hasta 3 kgDQO/m<sup>3</sup>·d y reducidos tiempos de retención de sólidos suspendidos, 3 d, con temperaturas de 9°C (Di Trapani *et al.*, 2013).

Entre las investigaciones a escala real se encuentra la de (Moretti *et al.*, 2015). Éste presentó los resultados obtenidos durante la experimentación de un sistema predesnitrificante compuesto por una cámara anóxica y dos cámaras aerobias, la segunda de ellas con una fracción de relleno con soporte móvil del 45%. El sistema fue operado aplicando alta carga orgánica (1-1,44 kgDQO/m<sup>3</sup>·d), TRSS entre 4 y 7 d y temperaturas entre 16 y 22 °C. Para cargas menores de 1 kgDQO/m<sup>3</sup>·d se obtuvieron rendimientos de eliminación de DQOt de más del 90%. La nitrificación obtuvo muy buenos resultados incluso con las cargas más altas, pero la desnitrificación no se vio incrementada a lo largo de la experimentación debido a la baja fracción soluble degradable de la DQO del agua afluente. Como solución se propuso añadir una fuente externa de carbono, al igual que en la experiencia de (Regmi *et al.*, 2011). La eficiencia de eliminación de NTK fue mayor del 85% incluso con tasas de eliminación de 150 gN/m<sup>3</sup>·d. La evolución en la eliminación de nitrógeno a medida que se incrementaban las cargas volumétricas sugirió que el TRSS aplicado (4-5 d) no era un valor límite, pero sí se alcanzó el límite con un TRH de 4,5h. Con una concentración de amonio efluente de 3 mgN/L, la tasa de eliminación se estabiliza en 180 gN/m<sup>3</sup>·d, comparable a los

resultados obtenidos por (Di Trapani, Christensso and Odegaard, 2011) (150 gN/m<sup>3</sup>·d a 11,5 °C) y (Di Trapani *et al.*, 2013) (150 gN/m<sup>3</sup>·d a 14 °C) con rendimiento de eliminación de 95%). Sin embargo, los resultados de su capacidad máxima nitrificante medida *ex situ* indicaron que, durante la operación de la planta, existían limitaciones biocinéticas en la segunda etapa aerobia debidas a la reducida concentración de amonio. Esto indica que el beneficio de mantener una biopelícula nitrificante disminuye cuando la concentración de amonio llega a valores bajos que limitan las tasas de reacción (Onnis-Hayden *et al.*, 2007).

Los primeros resultados obtenidos de la aplicación de reactores híbridos para la eliminación biológica de nitrógeno, a escala real, fueron presentados por (Rogalla, Johnson and McQuarrie, 2006). En este caso, el soporte utilizado fue de tipo plástico móvil (K1 Kaldness). El funcionamiento observado apuntó a una potencial mejora del funcionamiento del proceso de eliminación biológica de fósforo (EBF) con la aplicación de estos reactores. La ventaja que presentan, al igual que para la nitrificación, parece estar relacionada con su capacidad para desarrollar dos biomasas diferenciadas, una fijada al soporte y la otra suspendida en el licor mezcla. Operacionalmente, el control de la distribución de los organismos de crecimiento más lento en biopelícula y los que tienen una velocidad de crecimiento más rápido en suspensión resulta posible manipulando el TRSS.

En la misma planta de tratamiento híbrido objeto de las investigaciones de Moretti *et al.* (2015) (Broomfield, Colorado), (Onnis-Hayden *et al.*, 2011) cuantificaron la abundancia y distribución de distintas poblaciones de organismos nitrificantes y acumuladores de fósforo, así como la distribución de la actividad biológica de eliminación de nitrógeno y fósforo en biopelícula y fango activo. Para cuantificar estos microorganismos, se aplicaron técnicas de análisis genético, tomando muestras del fango en suspensión y de los soportes móviles con biomasa adherida. Para determinar la actividad biológica de cada una de ellas, se extraía un volumen de muestra suficiente del reactor aerobio y se realizaba la medida mediante ensayos discontinuos o batch. Los resultados en cuanto a la eliminación de fósforo mostraron que la fracción de organismos acumuladores de fósforo (PAO) en suspensión era aproximadamente 5 veces mayor que en la biopelícula, encargándose del

96,5% de la actividad global de EBF en el reactor híbrido. En cuanto a la eliminación de amonio, se cuantificó que el 25% se producía en suspensión y el 75% restante en biopelícula. Es decir, la eliminación de fósforo se llevaba a cabo fundamentalmente en suspensión y la nitrificación en biopelícula. Estos resultados tienen interés para determinar los criterios de diseño de los sistemas híbridos para eliminación biológica de nutrientes. Principalmente, confirman que es posible ajustar el TRSS para optimizar la EBF, es decir, aplicar un TRSS menor al necesario para la nitrificación siempre que se encuentre instalada la suficiente superficie de biopelícula, ya que esta determinará la cantidad de biomasa nitrificante que pueda contener el reactor. Además, TRSS cortos (<3 d) favorecen la competencia PAO frente a los organismos acumuladores de glicógeno (GAO) (Gu *et al.*, 2008). Como última observación, señalar que la tasa de desnitrificación es inversamente proporcional al TRSS (Tchobanoglous *et al.*, 2003), lo que implica que también la capacidad de desnitrificación se verá incrementada al trabajar con TRSS cortos.

Hasta el momento, se han presentado ejemplos en los que los sistemas híbridos han sido aplicados con el objetivo de incrementar la capacidad de eliminar nitrógeno, insertando el soporte en la fase aerobia. Aunque mucho menos numerosas, existen también investigaciones en las que se ha aplicado reactores anóxicos híbridos en sistemas de tratamiento biológico para eliminar carbono y nitrógeno. (Leyva-Díaz *et al.*, 2015) comparan en paralelo el funcionamiento de dos sistemas predesnitrificantes, uno operando con ambos reactores híbridos y otro sólo con el aerobio híbrido, y, concluyen que los resultados más favorables se consiguen en el segundo caso. El trabajo de (Johnson *et al.*, 2007) también compara experimentalmente en paralelo dos sistemas postdesnitrificantes, uno basado en biopelícula y el otro en reactores híbridos. Ambos sistemas alcanzaron rendimientos similares. Sin embargo, mediante ensayos batch, se comprobó que la presencia de soporte en el reactor postanóxico duplicaba su capacidad desnitrificante frente a la capacidad del reactor operado solo con biomasa en suspensión. En este caso, dada la configuración postdesnitrificante, fue necesario dosificar metano, lo que además planteaba el posible desarrollo de organismos metanótrofos desnitrificantes.

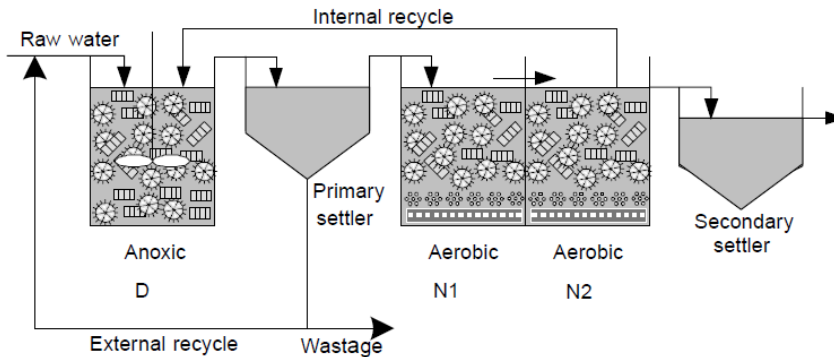


Figure 2 New reactors configuration

Figura 2.5 Configuración propuesta en Larrea *et al.* 2007.

Larrea *et al.*, (2007) compararon el funcionamiento de un sistema predesnitrificante convencional con una nueva configuración que incluía la etapa de decantación primaria entre el reactor preanóxico y el aerobio. En todas las etapas se incluyó soporte tipo móvil (ver figura 2.5). En la configuración convencional el decantador primario se encontraba en la entrada y se operó como un sistema de biopelícula, sin recirculación de fango. La nueva configuración propuesta daba lugar a un reactor anóxico híbrido, y su objetivo era aumentar la capacidad de desnitrificación aplicando una mayor carga orgánica (recirculando materia orgánica particulada, XS). La tasas de desnitrificación medidas experimentalmente pasaron de 150 a 330  $\text{gN/m}^3\cdot\text{d}$ , operando con nitrato en exceso. Manteniendo una concentración de sólidos en suspensión de unos  $550 \text{ g/m}^3$ , se incrementó la capacidad de desnitrificación un 45% en la nueva configuración comparada con la convencional. Este incremento se relaciona con la mayor eliminación de XS al utilizar agua residual urbana bruta y recircular. Mientras los sólidos suspendidos se mantienen en  $550 \text{ g/m}^3$ , el 80% de la desnitrificación se produce en biopelícula. Si la concentración de sólidos suspendidos aumentara hasta  $3000 \text{ g/m}^3$ , la modelización indica que la tasa de desnitrificación se incrementaría (hasta  $420 \text{ gN/m}^3\cdot\text{d}$ ) pero la proporción llevada a cabo en biopelícula se reduciría al 30%. En cuanto a la nitrificación, también se midió experimentalmente un aumento del 30% respecto a la configuración convencional, comparable al que se obtendría si se aplicara un tratamiento físico-químico previo para eliminar la materia orgánica en exceso.



No obstante, más adelante (Albizuri *et al.*, 2014) evaluó el funcionamiento del reactor anóxico híbrido mediante modelización, aplicando una variable intermedia entre las solubles y las particuladas, que representaba la fracción coloidal. Dicha evaluación concluyó que la adición del soporte en la etapa anóxica no resultaría rentable ya que sólo el 20% de la desnitrificación se llevaba a cabo en biopelícula.

Existen también algunos trabajos que incluyen reactores anóxicos en sistemas de eliminación biológica de nutrientes, nitrógeno y fósforo. La experiencia de (Sriwiryarat and Randall, 2005) describe la operación de dos sistemas híbridos con soporte fijo (Bioweb) que se muestra en la figura 2.6, uno con soporte sólo en la etapa aerobia y otro en la aerobia y anóxica, frente a un sistema de control en el que no se aplica soporte en ninguna etapa. Los resultados mostraron una mayor capacidad desnitrificante en el anóxico híbrido sólo al repartir el afluente entre en el reactor anaerobio y el anóxico, eliminando así la limitación debido a la reducida materia orgánica aportada. Sin embargo, encontró dificultades en el proceso de eliminación de fósforo que relacionó en parte con este reparto del afluente. Por otro lado, la existencia de soporte en el reactor anóxico podría dificultar la correcta circulación de la biomasa, comprometiendo la alternancia de condiciones necesaria para el proceso EBF. Otros autores, aplicando configuraciones más complejas para la eliminación biológica de nutrientes en un único reactor compartimentado, también han encontrado dificultades para eliminar fósforo relacionadas con la existencia del soporte anóxico debido a la redistribución de la biomasa y la competencia por el sustrato entre organismos desnitrificantes y acumuladores de fósforo (Hooshyari, Azimi and Mehrdadi, 2009).



**Figura 2.6** Soporte fijo tipo cuerda, Bioweb (izq: detalle del soporte Bioweb <http://www.entexinc.com>), dcha: instalación de módulos Webitat, basado en soporte Bioweb (Hubbell, Pehrson and Flourney, 2006).

### **2.2.3.2. Reactores híbridos aerobios con membranas para reutilización descentralizada**

*Sewer mining* consiste en la extracción de agua residual del propio sistema de alcantarillado y su tratamiento físico, químico y/o biológico en el mismo punto de extracción situado además próximo al punto de reutilización, utilizando plantas de tratamiento descentralizadas capaces de producir agua regenerada apta para un uso específico (McFallan and Logan, 2008). *Sewer mining* en el desarrollo urbano se considera como una opción para la gestión de sostenible del agua (Chanan and Woods, 2006; Suriyachan, Nitivattananon and Amin, 2012, Dobbie and Brown 2014), incluso en países en desarrollo (Massoud, Tarhini and Nasr, 2009). Las ventajas del tratamiento descentralizado de aguas residuales frente al comúnmente aplicado tratamiento centralizado de aguas residuales ha sido discutido por muchos autores (Kamal *et al.* 2008, Libralato, Volpi Ghirardini and AvezzÀ, 2012, Poustie *et al.* 2014). Sin embargo, la mayoría de los estudios se centra en comparar estas estrategias desde el punto de vista técnico y no desde una perspectiva económica.

Existen numerosas tecnologías validadas a gran escala para la obtención de agua regenerada (en particular, aplicaciones avanzadas de membranas) pero el principal obstáculo para su aplicación son los factores económicos

desfavorables. Esto se debe principalmente a que las instalaciones de reutilización, principalmente las tuberías de transporte, tanques de almacenamiento y los bombeos de agua regenerada (Butler and MacCormick, 1996). Los sistemas de tratamiento basados en membranas de filtración poseen un alto nivel de automatización debido a su configuración mecánica y la necesidad de control continuo del ensuciamiento. Esto puede ser fácilmente ampliado a toda la planta, para proporcionar un sistema completo de automatización que se ajuste a instalaciones descentralizadas aptas para el tratamiento de aguas residuales (Sartor, Kaschek and Mavrov, 2008) o aguas grises (Jaboring 2014) en lugares donde no existe sistema de alcantarillado.

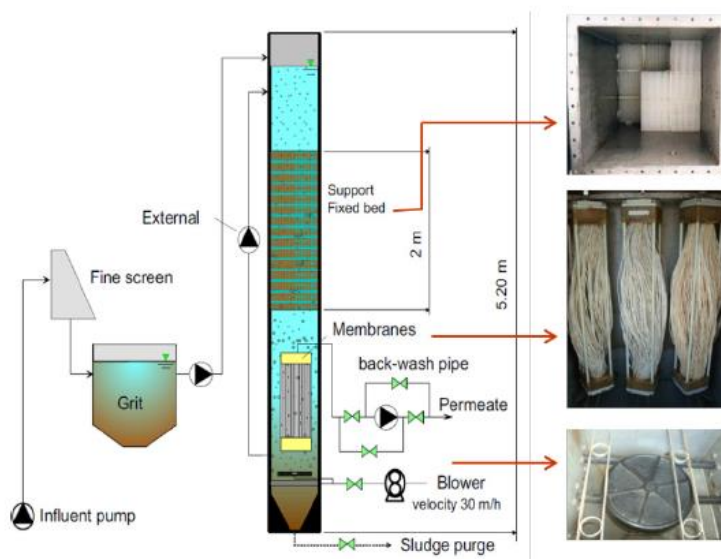
Ya se han señalado algunas experiencias que proponen la aplicación de membranas de filtración en la etapa final, en lugar de la de decantación (Leyva-Díaz *et al.*, 2015; Rodríguez-Hernández, Esteban-García and Tejero, 2014) experimentó un reactor aerobio híbrido que estaba configurado con las membranas colocadas debajo del módulo de biopelícula sobre soporte fijo, de modo que la aireación servía tanto para la limpieza de las membranas como para la oxigenación y mezcla del reactor (Figura 2.7). Sus resultados mostraron que la presencia de la biopelícula mejoraba el funcionamiento de la membrana. Este tipo de reactores, debido a su compacidad y a su capacidad para producir agua regenerada, tienen un importante potencial de aplicación para tratamiento de agua de forma descentralizada, especialmente en regiones sometidas a estrés hídrico (Rodríguez-Hernández *et al.* 2013).

### **2.2.3.3 Costes asociados a los procesos biológicos híbridos**

Son escasos los estudios que incluyen un análisis económico de los procesos híbridos para su evaluación frente a otras alternativas. Un ejemplo es el trabajo de Johnson *et al.* (2007), que partiendo del hecho de que los procesos híbridos han demostrado ser una opción válida para la ampliación de depuradoras existentes, pretende concretar los escenarios en los que esta tecnología es la más apropiada entre todas las opciones disponibles. Para ello, compara la opción de implantar esta tecnología, un reactor biológico con membranas (MBR), con un biofiltro aerobio, un sistema de fangos activos convencional y uno de alimentación escalonada. Los casos en los que resulta ser la más apropiada son aquellos en los que no es posible construir instalaciones adicionales, cuando se necesita un sistema robusto para

aumentar la capacidad global del sistema o cuando es necesario cumplir un límite de vertido muy exigente de amonio o nitrógeno. Si ninguno de estos es el requisito primordial, entonces la decisión puede verse afectada por los costes asociados a cada tipo de proceso.

El proceso IFAS puede resultar económicamente competitivo con el de fangos activos dependiendo del coste del soporte y de la superficie de terreno. Rogalla, Johnson and McQuarrie (2006) cuantifican los costes de la implantación de sistemas híbridos, basándose en el caso de la planta de Broomfield en comparación con otros proyectos llevados a cabo en EEUU. Obtienen que el IFAS es más caro que los procesos de fangos activos debido a los costes asociados a la instalación de soporte y las modificaciones en el sistema de aireación y el tanque, pero resulta más económico que en el caso de la implantación de un proceso de biopelícula.



**Figura 2.7** Reactor Biológico Híbrido con Membranas (Rodríguez-Hernández, 2014).

## 2.2 MODELIZACIÓN DE SISTEMAS HÍBRIDOS

### 2.2.1 Modelos de sistemas de biopelícula

Podría considerarse que los modelos matemáticos creados para representar el funcionamiento de los procesos híbridos, parten de modelos existentes de sistemas de biopelícula, en combinación con los modelos que representan el comportamiento de los procesos de fangos activos. Los modelos que representan los sistemas de biopelícula, además de contener las cinéticas, las relaciones estequiométricas y transformaciones bioquímicas que describen los procesos biológicos, deben incorporar ecuaciones para representar los gradientes de concentración y transporte de masa de las diferentes especies disueltas a lo largo de su perfil desde el seno del líquido.

Debido a la complejidad de este tipo de reactores, tanto por su configuración física como por su modo de operación, y el efecto de ésta última sobre su comportamiento hidrodinámico, la mayor parte de los modelos de biopelícula parten de modelos empíricos. Es decir, se basan en ecuaciones desarrolladas a partir de datos medidos experimentalmente. Este tipo de modelos pueden ajustarse bien al sistema experimentado, pero difícilmente se podrán aplicar a sistemas operados en condiciones distintas. No obstante, constituyen un primer acercamiento ya que para desarrollar modelos de tipo mecanicista resulta necesario disponer de una amplia información sobre el funcionamiento de los reactores de biopelícula y profundizar en los conceptos en los que se basan los modelos existentes.

Entre los modelos mecanicistas podemos distinguir diferentes niveles de aproximación (1D, 2D) y clasificarlos en pseudoanalíticos, analíticos, dinámicos, estáticos (Wanner *et al.*, 2006). En los modelos analíticos las ecuaciones de difusión-reacción se basan en que la biomasa se encuentra homogéneamente distribuida y los valores de espesor y densidad se conocen previamente. Los modelos dinámicos, normalmente se componen de una o dos dimensiones. Estos modelos representan el crecimiento de la biomasa fijada al soporte, considerando diferentes especies microbianas a lo largo del perfil de la biopelícula en función de la cantidad de sustrato disponible en cada punto y las tasas de crecimiento de cada una de ellas. Los modelos multidimensionales se aplican para cuantificar la influencia de la estructura

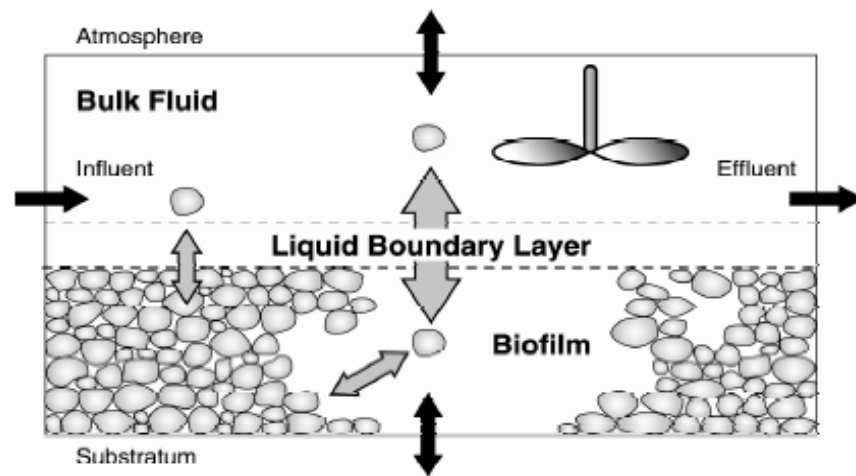
de la biopelícula sobre la dinámica de fluidos y el transporte de masa externo a la biopelícula. La tendencia a aumentar la complejidad y los tiempos de computación, así como las desviaciones de las aproximaciones basadas en los modelos ASM de la IWA, hacen que los modelos multidimensionales se conviertan en una valiosa herramienta para las tareas de investigación en este campo. No obstante, la complejidad del modelo a utilizar dependerá siempre del objetivo de la investigación y, como apuntan (Boltz and Daigger, 2010), esto no significa que la tendencia sea que en el futuro sólo se vayan a aplicar modelos 3D. Existen trabajos que comparan los resultados alcanzados en modelos de una y varias dimensiones (Gapes *et al.*, 2006) en los que se refleja que los modelos unidimensionales proporcionan buenos resultados sobre el flujo de los sustratos solubles. El nivel de complejidad del modelo seleccionado dependerá siempre del objetivo para el que se esté aplicando.

Actualmente se encuentran disponibles diferentes plataformas de simulación de sistemas de tratamiento de aguas que contienen implementados modelos de biopelícula: AQUASIM (Reichert, 1994), AQUIFAS; BioWin, GPS-X, Pro2D, Simba, STOAT y WEST. La mayoría incluso contienen modelos específicos para simular el comportamiento de los reactores híbridos, aunque su aplicación presenta ciertas incertidumbres debido en parte a la limitada información especificada al usuario (Boltz and Daigger, 2010).

### **2.2.2 AQUASIM, Computer Program for the Identification and Simulation of Aquatic Systems**

En el capítulo 4 de esta tesis, se aplica AQUASIM 2.1g para la simulación del sistema híbrido anteriormente experimentado. AQUASIM, es un software de descarga libre creado por la EAWAG (<http://www.eawag.ch>) que resulta muy apropiado para investigación y docencia, ya que por un lado permite al usuario definir las variables y procesos a simular y por otro es capaz tanto de resolver la simulación de escenarios, como de realizar estimación paramétrica y análisis de sensibilidad. Permite la simulación de situaciones dinámicas y es posible alcanzar el estado estacionario para unas condiciones dadas si se aplica un periodo suficiente de simulación. Contiene implementados diferentes tipos de compartimentos y enlaces para definir físicamente el sistema que el usuario desea representar. Entre otros, contiene un compartimento biopelícula que considera que existen condiciones de mezcla

completa en la fase líquida, la existencia de una capa límite de transferencia de masa y una biopelícula unidimensional. Las ecuaciones que definen este compartimento se basa en el modelo de biopelícula de cultivo mixto *Extended Mixed Culture Biofilm* (Extended MCB) simplificado (Wanner and Morgenroth, 2004). La descripción del modelo se encuentra en (Wanner and Reichert, 1996) y una descripción detallada del mismo se puede ver en la tesis doctoral desarrollada por Esteban-García (2009).



**Figura 2.8** Diagrama de flujos de masa en el compartimento biopelícula implementado en AQUASIM (Wanner and Morgenroth, 2004).

### 2.2.3 Modelización de sistemas híbridos

En la literatura científica se encuentra gran variedad de modelos propuestos para representar el funcionamiento de los sistemas híbridos, desarrollados con diferentes objetivos. Como ya se ha comentado, estos modelos, ya sean dinámicos o estacionarios, parten de la combinación de modelos ya existentes de sistemas de fangos activos y sistemas de biopelícula, en su mayoría basados en ecuaciones empíricas. Una vez construido el modelo híbrido, se debe realizar el ajuste de los parámetros que mayor influencia tienen sobre los fenómenos que se pretende analizar (competencia por el consumo de sustrato, el espesor de la biopelícula alcanzado, espesor de la capa límite, etc.) y se determina el grado de calibración alcanzado así como la validez del mismo para representar no sólo las condiciones experimentadas sino su aplicabilidad a otros casos.

Es posible encontrar modelos estacionarios que describen el consumo de materia orgánica rápida y lentamente biodegradable (Chen, Huang and Lo, 1997). Éste considera los mismos parámetros biocinéticos para la suspensión y la biomasa fija, ajustando el modelo en base a ciertos parámetros operacionales: TRH, carga orgánica aplicada y superficie específica del soporte instalada. (Lee, 1992) también modeliza la competencia por el consumo del sustrato orgánico y considera que los parámetros que mayor influencia tienen son el TRH y el TRSS aplicados. (Fouad and Bhargava, 2005) propone un modelo matemático simplificado para describir el comportamiento de los reactores híbridos en estado estacionario, basado en ecuaciones cinéticas de tipo Monod para describir el comportamiento biológico y ecuaciones basadas en la ley de Fick para describir los procesos de difusión. Su objetivo es, además de determinar la competencia de las biombras por el sustrato, analizar el flujo de sustrato que se difunde a través de la biopelícula ya que es un factor clave para alcanzar resultados precisos.

Entre los modelos dinámicos de sistemas híbridos se encuentra el desarrollado por (Gebara, 1999), aplicado para predecir las concentraciones de sustrato en el efluente y la concentración de sólidos alcanzada en el reactor, comparándose con los resultados medidos experimentalmente y realizando ensayos biocinéticos para su ajuste. Al mismo tiempo, (Rauch, Vanhooren and Vanrolleghem, 1999) desarrollaba un modelo dinámico simplificado capaz de simular rápidamente la eliminación de múltiples sustratos debido al crecimiento de diferentes especies bacterianas en el reactor de biopelícula, basado en el MCB (Wanner and Gujer, 1986), predecesor del Extended MCB (Wanner and Reichert, 1996). La principal característica de este modelo era el reducido coste computacional de las simulaciones comparado con el de otros modelos. Éste se basaba en desacoplar el cálculo de los dos principales procesos que ocurren en la biopelícula, la difusión y la transformación del sustrato. Además, se considera que el espesor de la biopelícula que se encuentra activo se corresponde sólo con la profundidad alcanzada por el sustrato (capa activa de la biopelícula). La transformación de sustrato se calcula teniendo en cuenta sólo esta capa. También ese mismo año se publica el trabajo de (Suzuki *et al.*, 1999). Éste aplica AQUASIM para la simulación de un sistema de tratamiento de tipo UCT con fase aerobia híbrida. Para ello implementó el modelo biológico ASM2 de la IWA para simular la



eliminación de N y P (Gujer *et al.*, 1995). Además incorporó ecuaciones empíricas para describir el desprendimiento, pasando la biomasa desprendida de la biopelícula a formar parte de la suspensión. Los resultados del modelo se consideraron buenos en comparación con los obtenidos durante la experimentación.

(Sriwiriyarat, Randall and Sen, 2005) desarrollan un modelo adaptado para sistemas híbridos con soporte tipo esponja, capaz de predecir de forma simultánea el consumo de DQO, amonio y nitrato y comparar su funcionamiento con el de un reactor convencional de fangos activos. El modelo fue desarrollado en una plataforma de simulación que pretendía aportar una interfaz amigable para el usuario. Incorpora ecuaciones desarrolladas a partir de los resultados obtenidos en anteriores experimentaciones de procesos híbridos al modelo de fangos activos presentado por (Barker and Dold, 1997). Las ecuaciones de balance de masa son resueltas simultáneamente por medio de un sistema de ecuaciones no lineales, aplicando el método de Newton modificado. Esta versión del modelo contemplaba las siguientes simplificaciones: no considerar el proceso de desnitrificación simultánea ni de eliminación avanzada de fósforo (sí la eliminación biológica relacionada con el crecimiento de biomasa). Tampoco incorpora ecuaciones de producción de biomasa en biopelícula ni de desprendimiento. Los resultados se ajustaron a los experimentales excepto las concentraciones alcanzadas de biomasa. Éstas no se ajustaban a la realidad, pero se consideró debido a problemas en la toma de muestras o la analítica durante la experimentación. Sin embargo, tras varias modificaciones de este trabajo finalmente se creó una plataforma de simulación de sistemas híbridos y de biopelícula, llamada AQUIFAS.

AQUIFAS constituye un modelo semiempírico para la simulación de reactores híbridos aerobios y anóxicos, validado con datos registrados en sistemas híbridos operados a escala real. Para el caso de la biopelícula, incluye sobre la anterior versión una expresión adicional de tipo Monod para simular las variaciones de su espesor, así como en la fracción de organismos nitrificantes relacionada con las variaciones en la concentración de sustrato en el exterior (Sen and Randall, 2008a).

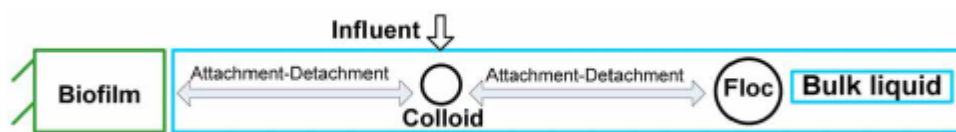
A partir del modelo anterior, se desarrolló el modelo mecanicista, AQUIFAS II (Sen and Randall, 2008b) en el que para tener en cuenta la difusión a través de la biopelícula, ésta se dividió en 12 capas y una última capa de líquido estancado. Se introdujeron una serie de ecuaciones basadas en una técnica de diferencias finitas para calcular el consumo y el transporte de sustrato a lo largo de cada capa. Este modelo permite calcular el espesor de la biopelícula y el flujo en cada compartimento del reactor, en función de la concentración de sustrato, las condiciones de mezcla y el cortante producido sobre la biopelícula.

Finalmente, Sen and Randall (2008c) comparó el funcionamiento de ambos modelos, el semiempírico y el modelo de difusión. Ambos eran capaces de alcanzar resultados globales similares (en cuanto a concentraciones de sustrato en el efluente) pero la ventaja del segundo es que aportaba mucha más información sobre la biopelícula.

Otra plataforma de simulación utilizada para la simulación de procesos híbridos es GPS-X, apta para la evaluación de posibles ampliaciones de plantas de tratamiento existentes (Mannina and Viviani, 2009). El mismo autor más adelante presentó un trabajo en el que desarrollaba un modelo matemático dinámico para sistemas híbridos (Mannina *et al.*, 2011). Este modelo, como los anteriores, se basaba en conectar dos modelos, uno para la simulación de fango activo y el otro para la biopelícula. Las transformaciones bioquímicas se describen de acuerdo al ASM1 (Henze *et al.*, 1987) y además, el modelo simula el desprendimiento de partículas y su inclusión desde la biopelícula al volumen líquido. Al validar los resultados, una de las recomendaciones para mejorar el ajuste fue considerar valores de los parámetros biocinéticos diferentes para biopelícula y para fango activo.

Albizuri, van Loosdrecht and Larrea (2009), utilizaron la plataforma AQUASIM 2.1 para simular el comportamiento de una planta configurada según el esquema del proceso Johannesburgo para eliminación de nitrógeno y fósforo, con reactor aerobio híbrido de lecho móvil. Para ello, implementó el modelo biológico ASM2d de la IWA (Henze *et al.*, 1999) y para la simulación del reactor aerobio híbrido se basó en el “Extended MCB” (Wanner and Reichert, 1996). Para la calibración del modelo, propuso considerar una fracción coloidal del material particulado afluente. Esta

fracción sería la que interactuara con la biopelícula y los flóculos mediante procesos de atrapamiento y desprendimiento, en lugar de hacerlo directamente el material particulado suspendido y la biopelícula (Figura 2.9). Esta modificación surgió ya que, aplicando el extended MCB, para ajustar los resultados obtenidos durante los ensayos batch en el reactor aerobio híbrido, resulta necesario considerar diferentes velocidades de atrapamiento para cada especie, lo que no consideran razonable.



**Figura 2.9** Esquema de las interacciones consideradas entre las variables Albizuri *et al.*, (2014).

Las modificaciones propuestas, dieron lugar al llamado modelo “Coloide”, (Albizuri *et al.*, 2014). La fracción coloidal afluente se cuantificó mediante ensayos de sedimentabilidad, considerando aquella que permanecía en suspensión tras 30 min y que en su caso aproximadamente correspondía con el 50% de la materia particulada afluente. El modelo calibrado se consideró válido para la optimización de sistemas de biopelícula MBBR e híbridos. Una de las consideradas mejoras frente a su predecesor, era su capacidad para representar el impacto de la carga orgánica particulada afluente sobre la capacidad de nitrificación del reactor. Así, demostraba que los sistemas híbridos alcanzaban mejores rendimientos de nitrificación que los sistemas MBBR, debido al atrapamiento de parte de la materia orgánica afluente por la materia particulada en suspensión (representaría el proceso de floculación). También evaluó el efecto del TRSS en el caso de los sistemas híbridos para determinar la distribución de biomasas, así como el efecto de las concentraciones de amonio y oxígeno en el reactor.

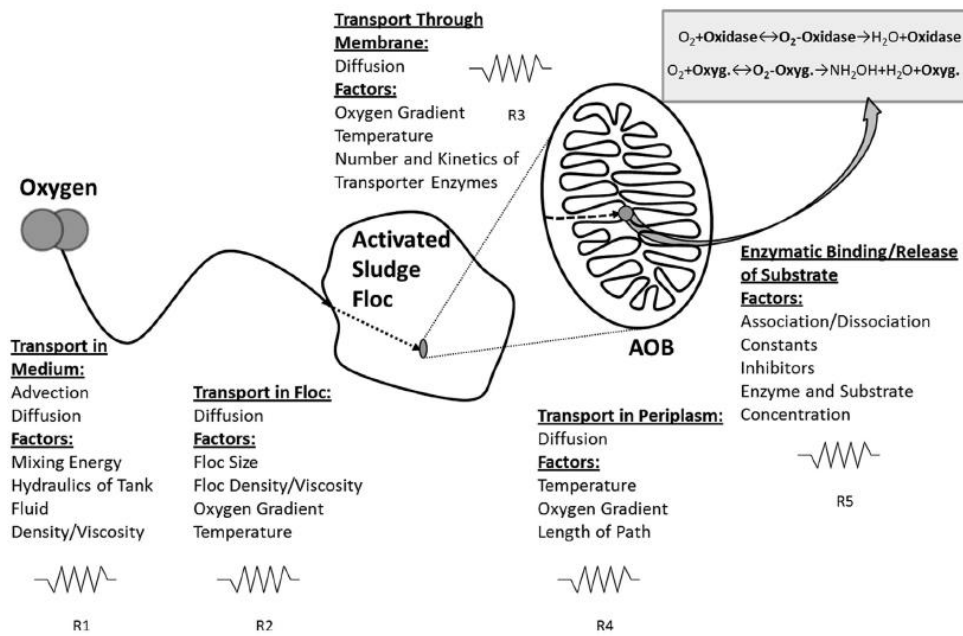
A pesar de la amplia variedad de modelos disponibles para la representación de sistemas de biopelícula, actualmente existe un nivel de incertidumbre notable cuando se pretenden aplicar en el campo de la ingeniería para el diseño de reactores híbridos y de biopelícula. Esta incertidumbre se considera consecuencia directa de que no se dispone de un conocimiento profundo sobre las condiciones hidrodinámicas del volumen

líquido del reactor y de los procesos relacionados con la dinámica de la biopelícula (crecimiento, composición, desprendimiento, etc.). A su vez, la hidrodinámica del reactor y la dinámica de la biopelícula se encuentran fuertemente interrelacionadas, debido a la existencia de diferentes formas de resistencia para la transferencia de masa, principalmente la difusión (Boltz and Daigger, 2010).

Los modelos de sistemas que contienen biopelícula, para representar la hidrodinámica del reactor y la dinámica de la biopelícula, incluyen ecuaciones y variables para describir los procesos de desprendimiento y atrapamiento de la biomasa, la estructura de la biopelícula, la capa límite de transferencia de masa y coeficientes de difusión. Como recomendación, se considera importante realizar un análisis de sensibilidad de forma previa a la calibración del modelo ya que no existe un protocolo de calibración. Los componentes y consideraciones identificados como los de mayor importancia para la modelización de estos sistemas son el espesor de la capa límite y el número de capas considerado para representar la biopelícula (Boltz *et al.*, 2011).

Por último, para la modelización de sistemas híbridos se considera adecuado diferenciar los parámetros biocinéticos aplicados a la biomasa fija y la biomasa en suspensión. Concretamente, se ha insistido en que los valores de la constante de semisaturación o afinidad ( $K_s$ ) a aplicar no pueden ser equivalentes. Esto se debe a que normalmente, como en los ejemplos mostrados a lo largo de este capítulo, los modelos de sistemas híbridos contienen procesos que describen la resistencia para la transferencia de masa en la biopelícula fija debida a la difusión pero no en la suspendida (Johnson *et al.*, 2015, Shaw *et al.*, 2015). Así, en lugar de aplicar los valores que proponen por defecto los modelos de fangos activos, para la biomasa de la biopelícula parece más adecuado aplicar valores correspondientes a la constante de afinidad intrínseca (Pérez, Picioreanu and van Loosdrecht, 2005). El valor aplicado en los modelos de fango activo incluiría, además de la limitación de la actividad debida a la concentración de sustrato (característica biológica de la especie de microorganismo concreto, conocido como constante de afinidad intrínseca), otras limitaciones debido a resistencias ajenas a la propia célula y que se relacionan con las características

físicas y de operación del reactor, como se puede ver en la figura 2.10. Dado que estas resistencias pueden variar, se propone el cambio de nomenclatura de “constante de afinidad” a “índice de semisaturación”. Además, (Arnaldos *et al.*, 2015) expone un detallado análisis sobre este concepto y su importancia en la modelización de procesos emergentes para el tratamiento de aguas.



**Figura 2.10** Resistencias de transporte de masa que afectan sobre el valor del índice de semisaturación (Arnaldos *et al.*, 2015).

## REFERENCIAS

Albizuri, J., Grau, P., Christensson, M., Larrea, L., 2014. Validating the Colloid model to optimise the design and operation of both moving-bed biofilm reactor and integrated fixed-film activated sludge systems, *Water Science & Technology*. 69, 1552-1557.

Albizuri, J., van Loosdrecht, M.C., Larrea, L., 2009. Extended mixed-culture biofilms (MCB) model to describe integrated fixed film/activated sludge (IFAS) process behaviour, *Water Sci. Technol.* 60, 3233-3241.

Arnaldos, M., Amerlinck, Y., Rehman, U., Maere, T., Van Hoey, S., Naessens, W., Nopens, I., 2015. From the affinity constant to the half-saturation index: Understanding conventional modeling concepts in novel wastewater treatment processes, *Water Res.* 70, 458-470.

Barker, P.S., Dold, P.L., 1997. General model for biological nutrient removal activated-sludge systems: model presentation, *Water Environ. Res.* 69, 969-984.

Boltz, J., Daigger, G., 2010. Uncertainty in bulk-liquid hydrodynamics and biofilm dynamics creates uncertainties in biofilm reactor design,.

Boltz, J., Morgenroth, E., Brockmann, D., Bott, C., Gellner, W., Vanrolleghem, P., 2011. Systematic evaluation of biofilm models for engineering practice: components and critical assumptions, *Water Science & Technology*. 64, 930-944.

Butler, R., MacCormick, T., 1996. Opportunities for decentralized treatment, sewer mining and effluent re-use, *Desalination*. 106, 273-283.

Chanan, A., Woods, P., 2006. Introducing total water cycle management in Sydney: a Kogarah Council initiative, *Desalination*. 187, 11-16.

Chen, G.H., Huang, J., Lo, I.M., 1997. Removal of rate-limiting organic substances in a hybrid biological reactor, *Water science and technology*. 35, 81-89.

Di Trapani, D., Christensson, M., Odegaard, H., 2011. Hybrid activated sludge/biofilm process for the treatment of municipal wastewater in a cold climate region: a case study, *Water Science & Technology*. 63, 1121-1129.

Di Trapani, D., Christensson, M., Torregrossa, M., Viviani, G., Ødegaard, H., 2013. Performance of a hybrid activated sludge/biofilm process for wastewater treatment in a cold climate region: Influence of operating conditions, *Biochem. Eng. J.* 77, 214-219.

Di Trapani, D., Mannina, G., Torregrossa, M., Viviani, G., 2008. Hybrid moving bed biofilm reactors: a pilot plant experiment, *Water Sci. Technol.* 57, 1539-1545.

Di Trapani, D., Mannina, G., Torregrossa, M., Viviani, G., 2010. Quantification of kinetic parameters for heterotrophic bacteria via respirometry in a hybrid reactor, *Water Science and Technology.* 61, 1757.

Dobbie, M. F. and Brown, R. R., 2014. Transition to a water-cycle city: sociodemographic influences on Australian urban water practitioners' risk perceptions towards alternative water systems. *Urban Water Journal* 11 (6), 427-443.

Esteban-García, A.L., 2009, Modelización de Reactores de Biopelícula Soportada y Oxigenada por Membranas (RBSOM) para la depuración de aguas residuales, Tesis Doctoral, Universidad de Cantabria.

Fouad, M., Bhargava, R., 2005. A simplified model for the steady-state biofilm-activated sludge reactor, *J. Environ. Manage.* 74, 245-253.

Gapes, D., Pérez, J., Picioreanu, C., van Loosdrecht, M., 2006. Corrigendum to “Modeling biofilm and floc diffusion processes based on analytical solution of reaction–diffusion equations”: *Water Res.* 39 (2005) 1311–1323], *Water Res.* 40, 2997-2998.

Gebara, F., 1999. Activated sludge biofilm wastewater treatment system, *Water Res.* 33, 230-238.

Gu, A.Z., Saunders, A., Neethling, J., Stensel, H., Blackall, L., 2008. Functionally relevant microorganisms to enhanced biological phosphorus removal performance at full-scale wastewater treatment plants in the United States, *Water Environ. Res.* 80, 688-698.

Gujer, W., Henze, M., Mino, T., Matsuo, T., Wentzel, M., Marais, G., 1995. The activated sludge model No. 2: biological phosphorus removal, *Water Science and Technology.* 31, 1-11.

Henze, M., Grady Jr, C., Gujer, W., Marais, G., Matsuo, T., 1987. Activated Sludge Model No. 1: IAWPRC Scientific and Technical Report No. 1, IAWPRC, London.

Henze, M., Gujer, W., Mino, T., Matsuo, T., Wentzel, M.C., vR Marais, G., Van Loosdrecht, M.C., 1999. Activated sludge model no. 2d, ASM2d, Water Science and Technology. 39, 165-182.

Hernández, L.R., 2014. Reactores híbridos con membranas para el tratamiento de aguas residuales urbanas: aplicaciones para la eliminación de carbono y nitrógeno:= Hybrid membrane bioreactors for urban wastewater treatment: applications for carbon and nitrogen removal.

Hooshyari, B., Azimi, A., Mehrdadi, N., 2009. Kinetic analysis of enhanced biological phosphorus removal in a hybrid integrated fixed film activated sludge process, International Journal of Environmental Science & Technology. 6, 149-158.

Hubbell, S.B., Pehrson, R., Flournoy, W., 2006. Webitat Advanced IFAS System Addresses Common Fixed Media Concerns, Proceedings of the Water Environment Federation. 2006, 3057-3063.

Jabornig, S., 2014. Overview and feasibility of advanced grey water treatment systems for single households. Urban Water Journal, 11(5), 361-369.

Johnson B., Boltz J., Daigger G.T., Kovács R., Takács I. and Calhoun J., 2015. New concepts in wastewater treatment biofilm system modelling. Proceedings of the Water Environment Federation. 2015, 2797-2808.

Johnson, T.L., Shaw, A., Phillips, H., Choi, N., Lauro, T., Butler, R., Radko, L., 2007. A Pilot-scale comparison of IFAS and MBBR to achieve very low total nitrogen concentrations, Water Practice. 1, 1-14.

Kamal, A., Goyer, K., Koottatep, T., Amin, A., 2008. Domestic wastewater management in South and Southeast Asia: the potential benefits of a decentralised approach, Urban Water Journal. 5, 345-354.

Larrea, L., Albizuri, J., Abad, A., Larrea, A., Zalakain, G., 2007. Optimizing and modelling nitrogen removal in a new configuration of the



moving-bed biofilm reactor process, *Water Science and Technology*. 55, 317-327.

Lee, C., 1992. Model for biological reactors having suspended and attached growths, *J. Environ. Eng.* 118, 982-987.

Leyva-Díaz, J., González-Martínez, A., González-López, J., Muñío, M., Poyatos, J., 2015. Kinetic modeling and microbiological study of two-step nitrification in a membrane bioreactor and hybrid moving bed biofilm reactor–membrane bioreactor for wastewater treatment, *Chem. Eng. J.* 259, 692-702.

Li, H., Zhu, J., Flammig, J.J., O'Connell, J., Shrader, M., 2015. Practical experience with full-scale structured sheet media (SSM) integrated fixed-film activated sludge (IFAS) systems for nitrification, *Water Science & Technology*. 71, 545-552.

Libralato, G., Volpi Ghirardini, A., Avezzà, F., 2012. To centralise or to decentralise: An overview of the most recent trends in wastewater treatment management, *J. Environ. Manage.* 94, 61-68.

Mannina, G., Di Trapani, D., Viviani, G., Ødegaard, H., 2011. Modelling and dynamic simulation of hybrid moving bed biofilm reactors: model concepts and application to a pilot plant, *Biochem. Eng. J.* 56, 23-36.

Mannina, G., Viviani, G., 2009. Hybrid moving bed biofilm reactors: an effective solution for upgrading a large wastewater treatment plant, *Water Science and Technology*. 60, 1103.

Massoud, M.A., Tarhini, A., Nasr, J.A., 2009. Decentralized approaches to wastewater treatment and management: applicability in developing countries, *J. Environ. Manage.* 90, 652-659.

McFallan, S., Logan, I., 2008. Barriers and drivers of new public-private infrastructure: sewer mining,.

Moretti, P., Choubert, J., Canler, J., Petrimaux, O., Buffiere, P., Lessard, P., 2015. Understanding the contribution of biofilm in an integrated fixed-film-activated sludge system (IFAS) designed for nitrogen removal, *Water Science & Technology*. 71, 1500-1506.

Onnis-Hayden, A., Dair, D., Johnson, C., Schramm, A., Gu, A.Z., 2007. Kinetics and nitrifying populations in nitrogen removal processes at a full-scale integrated fixed-film activated sludge (IFAS) plant, Proceedings of the Water Environment Federation. 2007, 3099-3119.

Onnis-Hayden, A., Majed, N., Schramm, A., Gu, A.Z., 2011. Process optimization by decoupled control of key microbial populations: Distribution of activity and abundance of polyphosphate-accumulating organisms and nitrifying populations in a full-scale IFAS-EBPR plant, *Water Res.* 45, 3845-3854.

Pérez, J., Picioreanu, C., van Loosdrecht, M., 2005. Modeling biofilm and floc diffusion processes based on analytical solution of reaction-diffusion equations, *Water Res.* 39, 1311-1323.

Poustie, M.S., Deletic, A., Brown, R.R., Wong, T., de Haan, F.J., Skinner, R., 2014. Sustainable urban water futures in developing countries: the centralised, decentralised or hybrid dilemma, *Urban Water Journal.* 12 (7), 1-16.

Rauch, W., Vanhooren, H., Vanrolleghem, P.A., 1999. A simplified mixed-culture biofilm model, *Water Res.* 33, 2148-2162.

Regmi, P., Thomas, W., Schafran, G., Bott, C., Rutherford, B., Waltrip, D., 2011. Nitrogen removal assessment through nitrification rates and media biofilm accumulation in an IFAS process demonstration study, *Water Res.* 45, 6699-6708.

Reichert, P., 1994. AQUASIM – A tool for simulation and data analysis of aquatic systems, *Water Science and Technology.* 30, 21-30.

Rodríguez-Hernández, L., et al., 2013. Hybrid membrane bioreactor application for decentralized treatment and reuse. *Desalination and Water Treatment*, 51(10-12), 2467-2473.

Rodríguez-Hernández, L., Esteban-García, A., Tejero, I., 2014. Comparison between a fixed bed hybrid membrane bioreactor and a conventional membrane bioreactor for municipal wastewater treatment: A pilot-scale study, *Bioresour. Technol.* 152, 212-219.

Rodríguez-Hernández L., 2014. Reactores híbridos con membranas para el tratamiento de aguas residuales urbanas: aplicaciones para la eliminación de carbono y nitrógeno – Hybrid membrane bioreactors for urban wastewater treatment: applications for carbón and nitrogen removal. Tesis Doctoral Universidad de Cantabria.

Rogalla, F., Johnson, T., McQuarrie, J., 2006. Fixed film phosphorus removal-flexible enough? *Water Science & Technology*. 53, 75-81.

Sartor, M., Kaschek, M., Mavrov, V., 2008. Feasibility study for evaluating the client application of membrane bioreactor (MBR) technology for decentralised municipal wastewater treatment in Vietnam, *Desalination*. 224, 172-177.

Schlegel, S., Koeser, H., 2007. Wastewater treatment with submerged fixed bed biofilm reactor systems-design rules, operating experiences and ongoing developments, *Water Science & Technology*. 55, 83-89.

Sen, D., Randall, C.W., Brink, W., Farren, G., Pehrson, D., Flournoy, W., Copithorn, R.R., 2007. Understanding the Importance of Aerobic Mixing, Biofilm Thickness Control and Modeling on the Success or Failure of IFAS Systems for Biological Nutrient Removal, *Proceedings of the Water Environment Federation*. 2007, 1098-1126.

Sen, D., Randall, C.W., 2008a. Improved computational model (AQUIFAS) for activated sludge, integrated fixed-film activated sludge, and moving-bed biofilm reactor systems, part I: semi-empirical model development, *Water Environ. Res.* 80, 439-453.

Sen, D., Randall, C., 2008b. Improved Computational Model (AQUIFAS) for Activated Sludge, IFAS and MBBR Systems, Part II: Biofilm Diffusional Model, *Water Environ. Res.* 80, 624-632.

Sen, D., Randall, C., 2008c. Improved Computational Model (AQUIFAS) for Activated Sludge, IFAS and MBBR Systems, Part III: Analysis and Verification, *Water Environ. Res.* 80, 633-645.

Sen, D., Lodhi A., Randall, C. W., Gold, L., Brandt, K., Copithorn, R. R., Pehrson, R., Chandran, K. (2010). Improving our Understanding of the Differences between Fixed and Moving Bed IFAS Systems for Design,

Operations and Real Time Control of Plants (in Aquifas+) to Simultaneously Enhance Nutrient Removal and Minimize GHG Emissions. Proceedings of the Water Environment Federation Session 61, Biofilm Processes 4179-4199.

Shaw, A., Takacs, I., Pagilla, K., Riffat, R., De Clippeleir, H., Wilson, C., Murthy, S., 2015. Toward Universal Half-Saturation Coefficients: Describing Extant  $K_S$  as a Function of Diffusion, *Water Environ. Res.* 87, 387-391.

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, *J. Environ. Eng.* 131, 1550-1556.

Sriwiriyarat, T., Randall, C.W., Sen, D., 2005. Computer program development for the design of integrated fixed film activated sludge wastewater treatment processes, *J. Environ. Eng.* 131, 1540-1549.

Suriyachan, C., Nitivattananon, V., Amin, A., 2012. Potential of decentralized wastewater management for urban development: Case of Bangkok, *Habitat International.* 36, 85-92.

Suzuki, Y., Takahashi, M., Haesslein, M., Seyfried, C.F., 1999. Development of simulation model for a combined activated-sludge and biofilm process to remove nitrogen and phosphorus, *Water Environ. Res.* 71, 388-397.

Tchobanoglous, G., Burton, F.L., Stensel, H.D., Metcalf & Eddy, 2003. *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse.* McGraw-Hill Education.

Wanner O. and Gujer W. (1986) A multispecies biofilm model. *Biotech. and Bioeng.* 28, 314-328.

Wanner, O., Eberl, H., Morgenroth, E., Noguera, D., Picioreanu, C., Rittmann, B., and van Loosdrecht, M. (2006). Scientific and Technical Report No. 18, *Mathematical Modeling of Biofilms.* IWA Publishing, London, UK.

Wanner, O., Morgenroth, E., 2004. Biofilm modeling with AQUASIM, *Water Science & Technology.* 49, 137-144.

Wanner, O., Reichert, P., 1996. Mathematical modeling of mixed culture biofilms, *Biotechnol. Bioeng.* 49, 172-184.

Water Environmental Federation, 2010. WEF MoP 35 Biofilm Reactors, Chapter: Hybrid Processes, McGraw-Hill Professional, Access Engineering.

Ye, J., Kulick, F.M., McDowell, C., 2010. Biofilm Performance of High Surface Area Density Vertical-Flow Structured Sheet Media for IFAS and Fixed Bed Biofilm Reactor (FBBR) Applications, Proceedings of the Water Environment Federation. 2010, 234-253.



# Capítulo 3

## Eliminación de nutrientes en un sistema UCT híbrido

---

Parte de este capítulo ha sido publicado como:

González-Viar, M., Díez-Montero, R., Esteban-García, A.L. and Tejero, I., 2015. **Anoxic and aerobic fixed bed hybrid reactors for biological nutrient removal at pilot scale**. Proceedings IWA Nutrient Removal and Recovery: moving innovation into practice. 18-21 May, Gdansk (Poland). Oral communication.





### 3.1 INTRODUCCIÓN

Los sistemas híbridos, o sistemas de fangos activos y biopelícula integrados en el mismo reactor (en inglés, *Integrated Fixed-Film Activated Sludge Systems*), parten de un sistema de fangos activos en el que se introduce una determinada fracción de relleno o soporte para el crecimiento de biomasa adherida (biopelícula). Con esta sencilla operación, se consigue ampliar o remodelar plantas de tratamiento basadas en procesos de fangos activos convencionales, bien porque han visto superada la carga de tratamiento para la cual fueron diseñadas, o bien porque inicialmente fueron diseñadas sólo para eliminar materia orgánica y ahora requieren eliminar también nutrientes. Su mayor capacidad para eliminar nitrógeno frente a los sistemas convencionales ha sido comprobada en numerosos trabajos desarrollados tanto a escala piloto como a escala real (Sen, Mitta and Randall, 1994; Sriwiryarat *et al.*, 2008; Oyanedel-Craver *et al.*, 2009; Ye, Kulick and McDowell, 2010; Di Trapani *et al.*, 2010; Regmi *et al.*, 2011). Sin embargo, la mayoría de ellos solo opera en forma de sistema híbrido la etapa aerobia del proceso, y en muy pocos casos se inserta soporte para el crecimiento de biopelícula también en el reactor anóxico (Larrea *et al.*, 2007; Leyva-Díaz *et al.*, 2013) y con soporte fijo menos aún (Sriwiryarat and Randall, 2005).

El soporte a emplear en los reactores híbridos puede ser tanto de tipo móvil, como el aplicado en reactores de lecho móvil (*Moving Bed Biofilm Reactors*, MBBR) o de tipo fijo como en los reactores biopelícula de lecho fijo (*Fixed Bed Biofilm Reactors*, FBBR). Ambos tipos de sistemas de biopelícula presentan las mismas características frente a los sistemas convencionales de fango activo. Si se comparan entre sí, a los reactores MBBR se les atribuye una mayor flexibilidad (Ødegaard, 2006) pero los sistemas de lecho fijo presentan la capacidad de retener las burbujas de aire durante más tiempo en el interior del reactor, lo que aumenta la transferencia de oxígeno (Stenstrom *et al.*, 2008). Además, en los sistemas de lecho fijo los sucesos de “vertido” de soporte en caso de rebose del reactor por sobrecarga hidráulica no se producen.

Respecto a los métodos de caracterización de la biopelícula que requieren tomar muestras de la biomasa adherida al soporte, resultan más fáciles de

llevar a cabo en los MBBR, ya que es posible extraer fácilmente del reactor una fracción de la superficie de biopelícula total. De esta manera se considera que se recoge una muestra representativa de la biomasa presente en el reactor. En caso del FBBR resulta difícil extraer una fracción del soporte y, además, la biomasa se encuentra repartida de forma heterogénea, tanto a lo largo de su perfil vertical como de su sección horizontal. Debido a esto, a menudo los reactores de lecho fijo se caracterizan mediante ensayos *in situ* (Ordaz *et al.*, 2012).

En lo que respecta al proceso de eliminación biológica de fósforo, se ha comprobado que la biomasa relacionada, los organismos acumuladores de fosfato (*Phosphate Accumulating Organisms*, PAO), presenta una mayor adaptabilidad a los sistemas híbridos que a los sistemas de biopelícula y que el proceso se desarrolla con mayor fiabilidad (Rogalla, Johnson and McQuarrie, 2006). Experimentalmente, ha sido demostrado que los sistemas híbridos tanto de lecho fijo como móvil son capaces de desarrollar eliminación biológica de fósforo (EBF), y que además la biomasa responsable se encuentra en suspensión (Sriwiriyarat and Randall, 2005; Onnis-Hayden *et al.*, 2011).

En este capítulo, se presentan los resultados alcanzados experimentalmente en una planta piloto configurada para eliminar nutrientes según el esquema *University of Cape Town* (UCT), añadiendo soporte plástico fijo en las etapas anóxica y aerobia para convertirlos en reactores híbridos. Dicho sistema fue diseñado y construido con el objetivo de desarrollar una biomasa PAO en suspensión capaz de llevar a cabo la eliminación biológica de fósforo y que la biopelícula potenciara la eliminación biológica de nitrógeno tratando agua residual urbana. La biopelícula presente en el reactor aerobio potenciaría la nitrificación y la del reactor anódico la desnitrificación. Para comprender las interacciones entre la biomasa fija y suspendida en cuanto a la eliminación de nitrógeno, se realizaron ensayos discontinuos *ex situ* e *in situ*. La presencia de biomasa PAO fue probada también mediante ensayos discontinuos *ex situ*.

## 3.2 MATERIALES Y MÉTODOS

### 3.2.1 Descripción de la planta piloto y condiciones de operación

La planta piloto estaba localizada en la Estación Depuradora de Aguas Residuales (EDAR) de San Román, (Santander, Cantabria), en el interior de una caseta de obra. El tren de tratamiento estaba compuesto por tres etapas, anaerobia, anóxica, aerobia y un decantador, cuyos flujos y recirculaciones correspondían a una configuración UCT (Figura 3.1).

Los reactores se construyeron en material plástico (polietileno) con forma de columna, con una sección de 0,2 x 0,2 m. El reactor anaerobio tenía un volumen de 28 L y el anóxico y el aerobio, ocupaban 58 L cada uno (Figura 3.2). Para convertir en híbridos los reactores anóxico y aerobio, el 60% de su volumen total se rellenó con un tipo de soporte fijo específico, dejando un resguardo en la zona superior e inferior del reactor (Tejero y Santamaría 1996). Dicho soporte posee una configuración geométrica tridimensional, compuesta por una serie de rejillas construidas en material plástico rígido (polietileno) que cubren por completo la sección del reactor (0,2 x 0,2 m). Las rejillas, con una luz de paso de 0,01 x 0,01 m, se disponen superpuestas al tresbolillo separadas entre sí por una altura de 0,012 m, resultando una superficie específica total de 119,2 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> (figura 3.3). Dicha configuración fue diseñada para que el fluido tuviera que recorrer de forma obligada un camino tortuoso que favoreciera los procesos de transporte de masa hacia la biopelícula.

El agua afluyente para la planta piloto era captada después del proceso de pretratamiento de la EDAR. Dicho pretratamiento consistía en un proceso de desbaste, tamizado (3 mm), desarenado y desengrasado. El agua residual pretratada, se bombeaba de forma continuada hasta la planta piloto, y presentaba las características típicas de una zona costera de clima húmedo con sistema de saneamiento unitario. Es decir, debido a los frecuentes periodos de lluvia y episodios de intrusión de agua de mar, es habitual registrar gran variabilidad en la concentración de materia orgánica y nutrientes, así como puntas de salinidad. Por ello, principalmente para asegurar una carga mínima afluyente, fue necesario instalar un sistema de dosificación adicional de materia orgánica (CH<sub>3</sub>COONa·3H<sub>2</sub>O), nitrógeno

amoniaco ( $\text{NH}_4\text{Cl}$ ) y fosfato ( $\text{KH}_2\text{PO}_4$ ) inyectada de forma continua en la tubería que transportaba el agua residual afluyente.

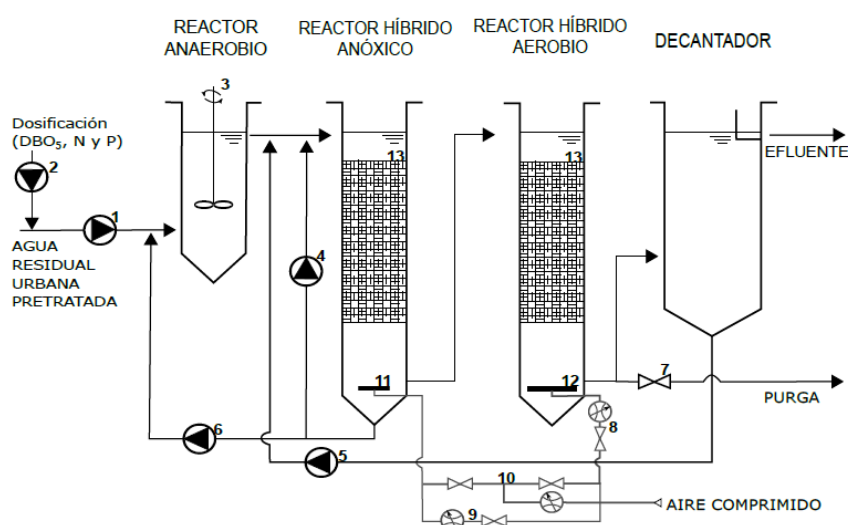
La experimentación tuvo una duración total de aproximadamente 2 años, que se presenta dividida en tres etapas. En la tabla 3.1 se muestran las características del agua afluyente y las condiciones de operación aplicadas a lo largo de estas tres etapas experimentales. Durante toda la experimentación se mantuvo una alta Carga Orgánica Aplicada (COA) y un Tiempo de Retención Hidráulico (TRH) reducido, de 5 y 4 h. A lo largo de las etapas I, II y III el Tiempo de Retención de Sólidos Suspendidos (TRSS), controlado mediante la purga desde el propio reactor aerobio, fue reduciéndose desde 20 a 12 y 7 d.

**Tabla 3.1** Características del afluyente y condiciones de operación durante las distintas etapas de experimentación). COA: Carga Orgánica Aplicada, CNA: Carga de Nitrógeno Aplicada, CPA: Carga de fósforo Aplicada, TRH: Tiempo de Retención Hidráulico; TRSS: Tiempo de Retención de Sólidos Suspendidos.

Parámetro	Unidades	Etapas I	Etapas II	Etapas III
COA	kgDQO/m <sup>3</sup> ·d	3,4±0,4	2,7±0,4	2,1±0,7
COA	kgDBO/m <sup>3</sup> ·d	1,82±0,29	1,50±0,30	1,71±0,49
Dosif.	mgAc-/L	0	50	90
CNA	kgN/m <sup>3</sup> ·d	0,19±0,02	0,15±0,02	0,20±0,04
CPA	kgP/m <sup>3</sup> ·d	0,012±0,01	0,034±0,004	0,046±0,017
TRH	h	5	4	4
TRSS	d	20	12	7
Q RNO		5Q	4Q	5Q
Q RAS		1,8Q	1,4Q	0,7Q

Los reactores híbridos precisan que durante su operación se apliquen medidas para el control del espesor de la biopelícula y evitar que se produzca el atascamiento del lecho, así como para garantizar la mezcla adecuada en el reactor. Como estrategia de lavado, en ambos reactores híbridos se aplicó un intenso flujo de aireación (50 m<sup>3</sup>/h/m<sup>2</sup>) durante 3 minutos cada 12 horas durante la primera etapa y cada 24 horas durante las siguientes. Para ello, en el reactor aerobio híbrido se había instalado en el fondo de la tolva un difusor de burbuja fina y en el anóxico uno de burbuja gruesa. El reactor híbrido aerobio fue además aireado de forma continua, aplicando un caudal de aire de

9 m<sup>3</sup>/h/m<sup>2</sup> que garantizaba su oxigenación y mezcla. En el reactor híbrido anóxico se aplicó una estrategia de mezclado mediante la inyección intermitente de burbujas gruesas de aire, con un flujo de 9 y 4,5 m<sup>3</sup>/h/m<sup>2</sup>. No obstante, este reactor también disponía de una bomba de recirculación interna que durante las etapas II y III funcionó de forma continua como apoyo de la estrategia de aireación para mantener los sólidos en suspensión.



1-Bomba de alimentación; 2-Bomba de dosificación; 3-Agitador del reactor anaerobio; 4-Bomba de recirculación interna del reactor anóxico híbrido; 5-Bomba de recirculación de fango y nitratos; 6- Bomba de recirculación de fango; 7-Válvula de control de purga; 8- Sistema de control de aireación del reactor aerobio híbrido ; 9- Sistema de control de aireación del reactor anóxico híbrido; 10- Sistema de lavado de biopelícula de los reactores híbridos; 11- Difusor de burbuja gruesa; 12- Difusor de burbuja fina 13- Lecho fijo.

Figura 3.1 Esquema de la configuración de la planta piloto.

### 3.2.2 Muestreo y analítica

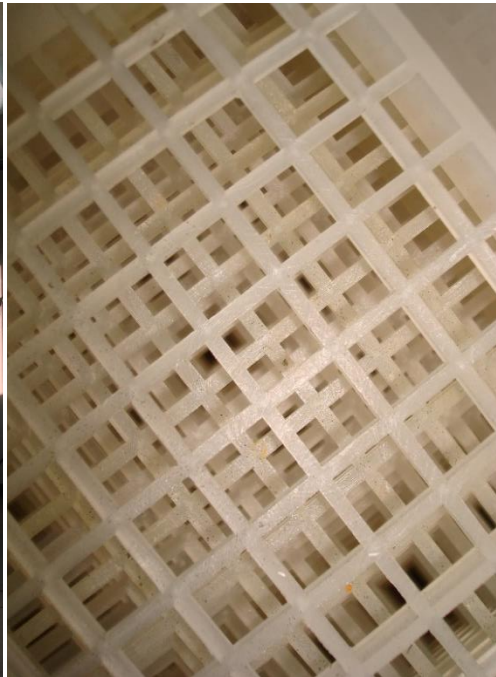
#### 3.2.2.1 Experimentación en planta piloto

El seguimiento del comportamiento del proceso biológico fue realizado mediante la toma de muestras compuestas (24 horas) de forma periódica. Los puntos de muestreo se situaban en el afluente, el efluente y las etapas intermedias del proceso (anaerobia, anóxica y aerobia). Durante su recogida y transporte las muestras fueron conservadas (protegidas y refrigeradas a 4°C), hasta su análisis en el laboratorio del Grupo de Ingeniería Ambiental

situado en la ETSI de Caminos, Canales y Puertos de la Universidad de Cantabria.



**Figura 3.2** Fotografía de los reactores de la planta piloto.



**Figura 3.3** Fotografía del soporte de lecho fijo utilizado.

Los parámetros medidos en el laboratorio y los correspondientes métodos analíticos aplicados se describen a continuación: Sólidos Suspendidos Totales y Volátiles (SST y SSV) e Índice Volumétrico de Fangos (IVF) de acuerdo a los métodos señalados en Standard Methods 2540B, 2540 y 2710D; Demanda Biológica de Oxígeno ( $DBO_5$ ) con el sistema OxyTop WTW; Demanda Química de Oxígeno (DQO) según el método 410.4 EPA. Las concentraciones de amonio ( $N-NH_4^+$ ), nitrato ( $N-NO_3^-$ ) y fosfato ( $P-PO_4^{3-}$ ) fueron medidas aplicando métodos espectrofotométricos utilizando kits de reactivos (Spectroquant 1.14752, 1.14773 y 1.14848 respectivamente) y el

espectrofotómetro PHARO 100. Dichos métodos fueron también aplicados para determinar Nitrógeno Total (N-NT) y fósforo total (P-PT) realizando una digestión previa de la muestra (Spectroquant 1.14687 y 1.14963 y digestor HACH 120°C durante 30min). Además, la planta estaba equipada para la medida de Oxígeno Disuelto (OD), temperatura (T), pH y potencial redox mediante las sondas (DO6050, PH5335, ORP5355) conectadas a un medidor y controlador (Multímetro 44 Crison).

### 3.2.2.2 Ensayos discontinuos de actividad biológica

La capacidad potencial de eliminación biológica de nutrientes del fango activo en suspensión y de la biopelícula, se determinó en ambos reactores. Para ello se realizaron ensayos de actividad biológica *in situ* y *ex situ*.

Las tasas de eliminación de amonio y nitrato fueron medidas de acuerdo a los métodos propuestos por (Kristensen, Jørgensen and Henze, 1992; Kujawa and Klapwijk, 1999) y las tasas de liberación y acumulación de fósforo aplicando el método de (Wachtmeister *et al.*, 1997).

El fango en suspensión fue caracterizado *ex situ*, en un reactor discontinuo instalado en el laboratorio, utilizando aproximadamente 4 L de muestra de fango extraído del reactor aerobio híbrido (figura 3.4a).

Sin embargo, el diseño del reactor híbrido con el soporte fijo empleado dificultó la extracción de muestras representativas de la biopelícula, por lo que se realizaron ensayos discontinuos *in situ* utilizando el reactor completo. El objetivo de los ensayos fue medir actividad biológica global del reactor híbrido conteniendo biomasa suspendida y biopelícula, en cuanto a la capacidad máxima para eliminar nitrógeno. Para realizar los ensayos *in situ*, la operación de la planta piloto debía ser interrumpida y los reactores híbridos aislados (Figura 3.4b). Dado que se quiso minimizar el tiempo de parada, los ensayos fueron realizados en ambos reactores de forma simultánea.

Los ensayos discontinuos realizados, *ex situ* e *in situ*, para evaluar la capacidad máxima de eliminación de nitrógeno, consistieron en tres etapas consecutivas:

- 1) una primera etapa de aireación de unas 12 h durante la cual se regulaban condiciones en ambos reactores en cuanto a temperatura y se pretendía alcanzar condiciones endógenas,

- 2) una etapa de nitrificación de 3 h de duración en la que el reactor se mantenía aireado y que comenzaba con la inyección de un pulso de concentración de amonio  $\text{NH}_4\text{Cl}$  y bicarbonato cálcico  $\text{CaHCO}_3$  y
- 3) una etapa de desnitrificación en la que no existía aireación y el reactor se agitaba de forma mecánica. Ésta comenzaba con la inyección de un pulso de acetato  $\text{CH}_3\text{COONa}\cdot 3\text{H}_2\text{O}$  y tenía un tiempo de duración también de 3 h.

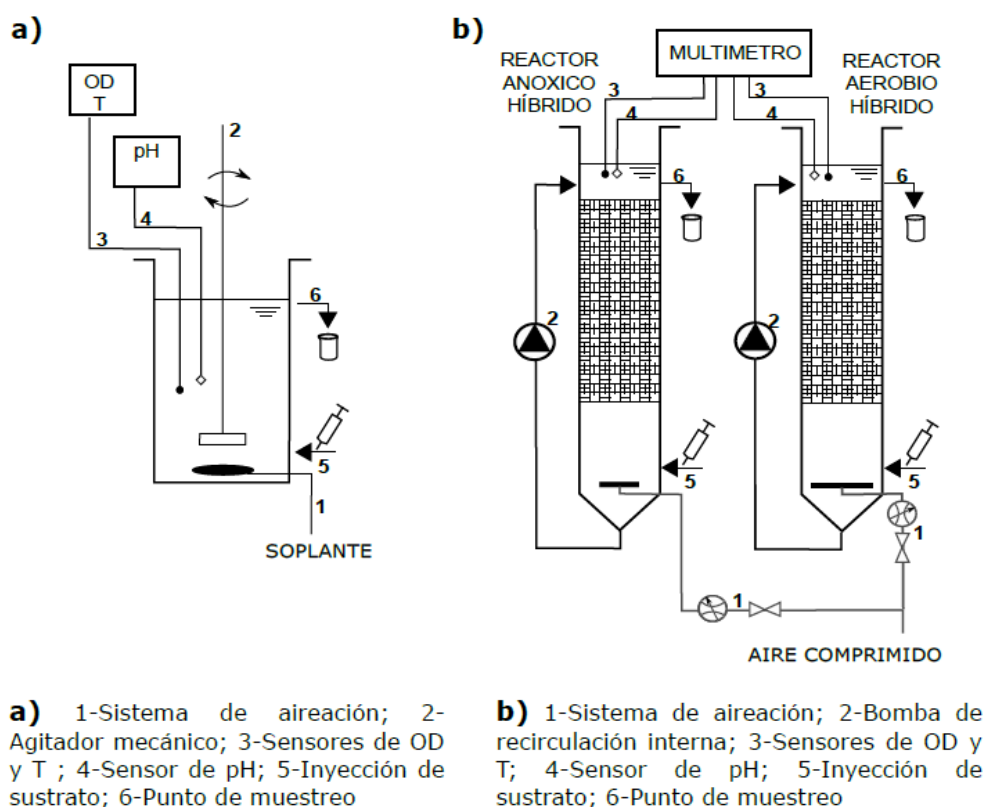
Durante el ensayo, se tomaron muestras puntuales de los reactores que inmediatamente fueron filtradas y conservadas hasta su análisis. Las muestras de amonio fueron medidas de forma simultánea a la realización del ensayo utilizando un electrodo selectivo de amonio (Orion 9512), el nitrato y la DQO se midieron mediante los métodos fotométricos especificados anteriormente. La conductividad eléctrica y la concentración de sólidos se midieron de forma puntual al comienzo del ensayo. El pH, la concentración de oxígeno y la temperatura fueron registrados a lo largo de todo el ensayo, utilizando el equipamiento disponible en la planta piloto durante los ensayos *in situ* y utilizando un medidor de oxígeno y temperatura portátil (sensor LDO101 y medidor HACH HQ40d) y un medidor de pH (sensor pH5200 y medidor CRISON GLP 22) durante los ensayos *ex situ*.

La capacidad biológica de eliminación de fósforo se determinó realizando ensayos discontinuos *ex situ* con la biomasa en suspensión. Al igual que en el caso anterior, consistían en tres etapas:

- 1) un periodo corto de aireación para homogeneizar las condiciones de la muestra y consumir los sustratos presentes en el licor mezcla (alcanzar condiciones endógenas),
- 2) un periodo no aireado de 3,5 horas de duración, en el que una vez que el oxígeno era consumido se realizaba la inyección de sustrato orgánico ( $\text{CH}_3\text{COONa}\cdot 3\text{H}_2\text{O}$ ) y la biomasa se mantenía en suspensión mediante un agitador mecánico funcionando lentamente y
- 3) una etapa en la que el volumen total de la muestra (4 L) del licor mezcla era cuidadosamente dividida en dos (2 x 2 L) para realizar de forma simultánea la medida de actividad acumuladora de



fósforo en condiciones aerobias y anóxicas durante 3,5 h. Uno de los vasos fue aireado utilizando un pequeño compresor y un difusor de piedra porosa y en el otro se añadió nitrato  $\text{NaNO}_3$ . En ambos se controló que el pH se mantuviera entre 7,0 y 7,6 añadiendo  $\text{HCl}$  0,1N.



**Figura 3.4** a) Configuración del sistema para realizar ensayo discontinuo *ex situ* (en laboratorio) y b) configuración del ensayo discontinuo in situ (en planta piloto).

### 3.3 RESULTADOS

La planta piloto fue operada durante un periodo total de dos años en las condiciones de la tabla 3.1. En la tabla 3.2 se muestran las concentraciones

promedio medidos del afluente y del efluente, así como los rendimientos de depuración alcanzados.

Los resultados mostrados corresponden a condiciones estacionarias, que en la primera etapa tardaron en alcanzarse aproximadamente dos meses después de su puesta en marcha. Durante este periodo previo, considerado de arranque, se observó el desarrollo de la biomasa adherida al soporte de forma visible y las medidas de las concentraciones tanto de sólidos suspendidos en el licor mezcla así como de los parámetros alcanzaron valores estables.

Durante el periodo experimental no se produjeron atascamientos del lecho en los reactores híbridos. Además, la pérdida de carga medida se consideró despreciable. Aunque se observó la presencia de organismos indeseados normalmente asociados a los sistemas biopelícula de lecho fijo (gusanos rojos, género *Tubifex*), no se produjo su crecimiento excesivo.

Las concentraciones promedio alcanzadas en el efluente cumplieron los requisitos marcados según la Directiva 91/271/CEE para un efluente de tipo secundario de poblaciones mayores de 100.000 habitantes equivalentes. En el peor de los casos se obtuvo una concentración promedio de DQO de 71 mgDQO/L, 40 mgSST/L de sólidos suspendidos (superior a la concentración límite de 35 mgSST/L pero el rendimiento de eliminación alcanzó el 90% requerido por la norma) y 12 mg/L de DBO. La concentración de nitrógeno en el efluente también se consideró satisfactoria a lo largo de toda la experimentación, ya que se mantuvo por debajo de los 10 mgN/L excepto en la última etapa (13,6 mgN/L). Respecto al proceso de eliminación biológica de fósforo, a pesar de que durante la primera etapa se encontraron dificultades para su desarrollo, durante las etapas II y III se alcanzaron rendimientos promedio de 74 y 75%, obteniendo concentraciones en el efluente entre 1,6 y 1,5 mgP-PT/L. Por lo tanto, durante estas etapas II y III se cumplieron los objetivos marcados en Directiva 91/271/CEE para vertidos a zonas sensibles de poblaciones entre 10.000 y 100.000 habitantes equivalentes.

Tabla 3.2 Concentraciones medidas en el afluente (AFL.) y el efluente (EFL.) durante las etapas de la experimentación (indicando valor promedio  $\pm$  intervalo de confianza 95%) y rendimientos de eliminación (Rto, \*Referido al reactor anóxico). Siendo Demanda Química de Oxígeno (DQO) y Demanda Química de Oxígeno soluble (DQOs); Demanda Biológica de Oxígeno (DBO<sub>5</sub>); Sólidos Suspendedos Totales y Volátiles (SST y SSV); Nitrógeno Total (N-NT); amonio (N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>); nitrato (N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>); fósforo total (P-PT) y fosfato (P-PO<sub>4</sub><sup>3-</sup>).

	Etapa I			Etapa II			Etapa III		
	AFL. (mg/L)	EFL. (mg/L)	Rto. %	AFL. (mg/L)	EFL. (mg/L)	Rto. %	AFL. (mg/L)	EFL. (mg/L)	Rto. %
DQO	732±78	71±10	88±4	529±83	43±8	90±4	341±113	53±15	80±7
DQOs	101±12	36±5	63±5	104±20	21±4	72±7	115±61	48±21	65±9
DBO <sub>5</sub>	390±55	12±9	93±3	292±58	2±1	96±1,5	273±72	3,2±2,4	87±14
SST	726±317	40±14	90±6	317±63	14±3	94±1	297±81	15±3	93±2
SSV	599±242	33±11	90±6	247±46	11±2	94±2	213±62	12±2	92±3
N-NT	40,5±3,8	9,4±1,7	73±8	28,8±3,9	5,6±0,8	77±6	32,4±5,6	8,9±1,6	71±5
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	21,8±2,2	0,9±0,3	96±1	18,3±2,8	0,7±0,4	96±2	22,4±4,4	1,3±0,6	95±2
N-NO <sub>3</sub>	0,5±0,03	4,7±4,69	59±9*	0,6±0,1	3,6±0,6	61±9*	0,6±0,2	4,3±0,9	70±7*
P-PT	--	--	--	6,6±0,7	1,6±0,34	74±6	6,3±1,8	1,5±0,6	75±8
P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup>	2,7±0,4	2,17±0,4	32±8	4,0±1,0	1,54±0,4	59±8,8	4,8±1,1	1,4±0,56	71±11

### 3.3.1 Eliminación de materia orgánica

El sistema estuvo sometido a altas cargas orgánicas y de sólidos suspendidos, especialmente durante la primera etapa, pero fue capaz de alcanzar resultados satisfactorios en cuanto a DQO y DBO efluentes, presentando valores promedio de  $71 \pm 10$ ;  $43 \pm 8$  y  $53 \pm 15$  mgDQO/L y  $12 \pm 9$ ;  $2 \pm 1$  y  $3,2 \pm 2,4$  mgDBO/L durante las etapas I, II y III respectivamente. En la figura 3.5 es posible observar las concentraciones de materia orgánica en el afluente y efluente, en forma de DBO y DQO a lo largo de la experimentación.

Las concentraciones de DQO total medidas en el afluente durante la etapa I resultaron especialmente elevadas y la relación respecto a la fracción soluble especialmente alta ( $732 \pm 78$  mgDQO/L frente a  $101 \pm 12$  mgDOQs/L). Esto, y la elevada concentración de sólidos ( $726 \pm 317$  mgTSS/L), apuntaron a la existencia de un problema de acumulación de material particulado en el punto de captación de ARU. Por ello, después de la primera etapa experimental, se realizaron ligeras modificaciones en el sistema de captación de agua residual afluente, con el objetivo de prevenir la acumulación de sólidos en el mismo. Además, se instaló y se comenzó a dosificar materia orgánica, amonio y fosfato. Estas actuaciones redujeron a la mitad la concentración afluente de sólidos suspendidos y, consecuentemente, la concentración de DQO, la cual, a pesar de la dosificación, se redujo más de 200 mg/L.

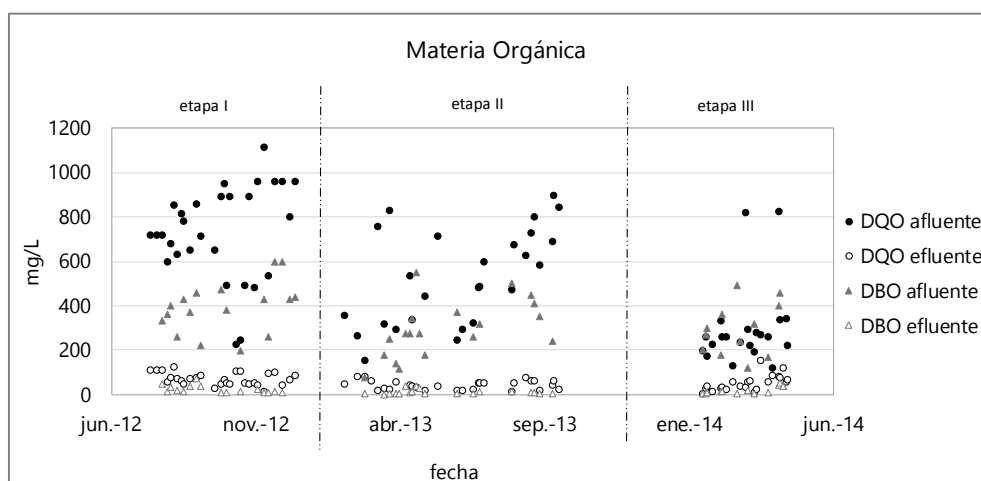


Figura 3.5 Concentración de materia orgánica (DQO y DBO) afluente y efluente.

Aunque especialmente durante las dos primeras etapas se produjeron grandes fluctuaciones en el afluente, el sistema se mostró robusto, como es característico de los reactores con biopelícula, y las concentraciones en el efluente se mantuvieron estables por debajo de 100 mgDQO/L.

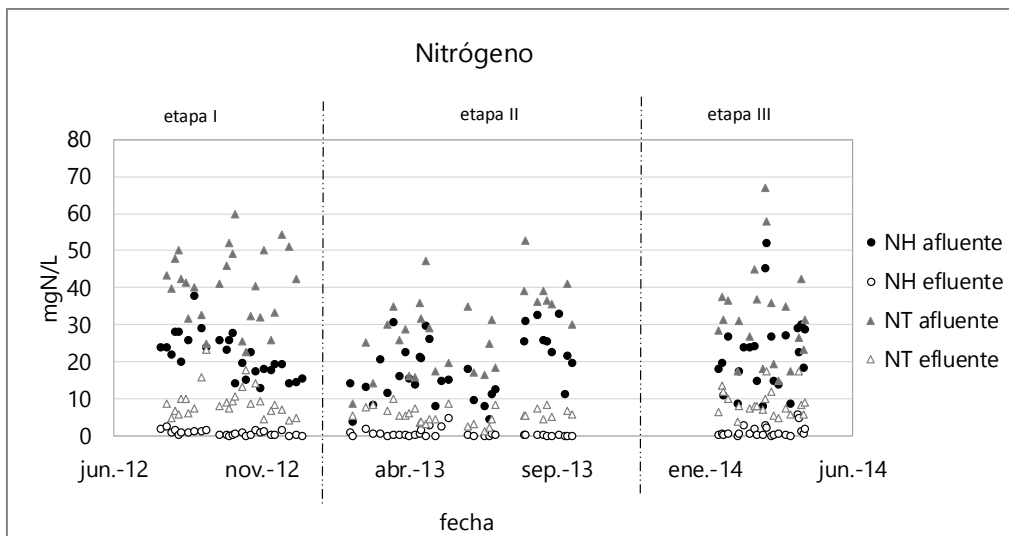
### 3.3.2 Eliminación de nitrógeno

A pesar de las altas cargas orgánicas aplicadas, que presentaron valores promedio de  $3,4 \pm 0,4$ ;  $2,7 \pm 0,4$  y  $2,1 \pm 0,7$  kgDQO/m<sup>3</sup>·d durante las etapas I, II y III respectivamente, los rendimientos de nitrificación del sistema se mantuvieron en 96-95%. Se considera por tanto que se alcanzó nitrificación completa en el reactor aerobio híbrido. Estos resultados coinciden con los obtenidos por (Di Trapani *et al.*, 2013), confirmando la idoneidad de los sistemas híbridos aerobios para la ampliación de plantas existentes que hayan visto incrementada su carga aplicada.

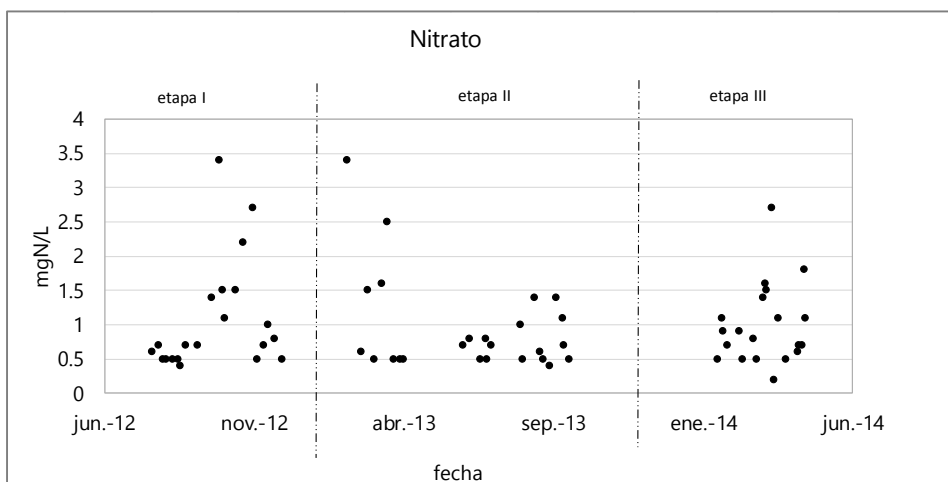
A pesar de las fluctuaciones registradas en las concentraciones de nitrógeno total afluente, al igual que ocurría con la materia orgánica, la concentración de nitrógeno amoniacal y de nitrógeno total se mantuvieron de manera bastante estable por debajo de 1 y 10 mgN/L respectivamente (figura 3.6).

Se descartó la posibilidad de nitrificación-desnitrificación simultánea en la biopelícula del reactor aerobio por balance de masas, por lo que toda la desnitrificación fue atribuida al reactor anóxico híbrido. Este reactor alcanzó rendimientos de desnitrificación heterótrofa del 59, 61 y 70% a lo largo de las etapas, siendo el máximo teórico, dada la recirculaciones de nitratos aplicada 4-5Q, alrededor del 80%. El hecho de que no se alcanzara el máximo teórico, no se consideró relacionado con la disponibilidad de materia orgánica ya que la relación C/N en el afluente se consideraba elevada (8-10). Sin embargo, es probable que el tipo de materia orgánica presente en el agua residual sí afectara al rendimiento, ya que este aumenta en las etapas II y III, coincidiendo con la dosificación de acetato. Por otro lado, a pesar de que los valores registrados de OD se mantuvieron en valores alrededor de 0,5 mgOD/L, cabe la posibilidad de que se produjera cierta limitación debido a la entrada de oxígeno, bien debido al burbujeo aplicado para la mezcla o bien a través de la superficie del reactor (Lim *et al.*, 2012). Además, la concentración de nitrato en el reactor se encontraba por debajo de 1 mg/L,

registrando un gran número de días valores de 0,5 mgN/L (figura 3.7), valor que coincide con el límite de detección del método analítico aplicado. Puntualmente, aplicando un método de medida con un límite de detección menor se obtuvieron concentraciones más bajas. Por lo tanto, los valores medidos en el reactor anóxico pudieron haber sido sobreestimados, afectando negativamente al cálculo de rendimientos de eliminación.



**Figura 3.6** Concentración de nitrógeno total (NT) y amonio (NH) afuente y efluente.



**Figura 3.7** Concentración de nitrato en el reactor anóxico híbrido.

### 3.3.3 Eliminación biológica de nitrógeno en los reactores híbridos

Los resultados de los ensayos discontinuos realizados para medir las tasas máximas de nitrificación ( $TN_{max}$ ) y de desnitrificación ( $TD_{max}$ ) alcanzadas por el fango activo (ensayos *ex situ*) y el reactor híbrido conteniendo biopelícula y fango activo (ensayos *in situ*), se presentan en las tablas 3.3 y 3.4.

Durante la etapa II, el reactor aerobio híbrido presentó una capacidad de nitrificación global (las tasas máximas de nitrificación *in situ*) que no superó la alcanzada por la suspensión, en torno a 8 mgN/L (Tabla 3.3). Sin embargo, en la tercera etapa sí se observó un incremento de la capacidad de nitrificación atribuible a la presencia de la biopelícula, relacionado con el aumento de la carga de nitrógeno aplicada y la disminución del TRSS, aunque aún era lo suficientemente alto (7 d) como para permitir el desarrollo de biomasa nitrificante en suspensión. Los valores de las tasas máximas alcanzadas en el reactor híbrido aerobio son comparables a los publicados en otros trabajos (Sriwiryarat and Randall, 2005; Moretti *et al.*, 2015). El reactor anóxico híbrido no superó la capacidad de nitrificación medida *ex situ* en ningún caso.

**Tabla 3.3** Resultados de ensayos de capacidad máxima de nitrificación *ex situ* e *in situ* ( $TN_{max}$ : tasa máxima de nitrificación; AX: anóxico; AE: aerobio).

$TN_{max}$	Etapa II	Etapa III	(Sriwiryarat and Randall, 2005)	(Moretti <i>et al.</i> , 2015)
<i>Ex situ</i> (mgN/L·h)	8	7		
<i>In situ</i> AX híbrido (mgN/L·h)	8	8		
<i>In situ</i> AE híbrido (mgN/L·h)	8	12	7,7-11,9-6,4	13,6

En cuanto a la desnitrificación (Tabla 3.4), las tasas máximas medidas durante la etapa II muestran que, respecto al valor obtenido para fango activo, el reactor anóxico híbrido presenta un valor algo mayor y el reactor aerobio híbrido ligeramente menor. Se consideró que estos resultados no mostraban una diferenciación clara entre los tres casos. Durante la etapa III, las tasas medidas en el reactor aerobio híbrido y en el fango activo presentaron el

mismo valor, 15 mgN/L·h, próximo al reportado por otros autores, y superado por el observado en el reactor anóxico híbrido (20 mgN/L·h). Los resultados apuntaron a un incremento de la actividad desnitrificante en el reactor anóxico híbrido debido a la presencia de biopelícula, aunque se considera necesario un análisis más exhaustivo dada la incertidumbre encontrada durante la etapa II.

**Tabla 3.4** Resultados de ensayos de capacidad máxima de desnitrificación *ex situ* e *in situ* (TD<sub>max</sub>: tasa máxima de desnitrificación; AX: anóxico; AE: aerobio).

TD <sub>max</sub>	Etapa II	Etapa III	(Sriwiryarat and Randall, 2005)	(Larrea <i>et al.</i> , 2007)
<i>Ex situ</i> (mgN/L·h)	23	15		
<i>In situ</i> AX híbrido (mgN/L·h)	25	20	9,5-11,8-3,6	12,5
<i>In situ</i> AE híbrido (mgN/L·h)	20	15		

### 3.3.4 Eliminación biológica de fósforo

La eliminación biológica de fósforo durante la etapa I no llegó a producirse (Figura 3.8). Tan sólo se alcanzó un rendimiento promedio del 32%, asociado al crecimiento biológico. Esto se atribuyó a que las características del afluente en cuanto al contenido de materia orgánica, las bajas concentraciones de fosfato y el largo TRSS aplicado (20 d) no eran los adecuados. Los resultados de los ensayos de actividad biológica de eliminación de fósforo confirmaron la ausencia de este tipo de biomasa, ya que se midieron tasas menores a 1,0 mgP-PO<sub>4</sub>/gSSV·h (Tabla 3.5).

Sin embargo, durante las etapas II y III el proceso de eliminación biológica de fósforo alcanzó rendimientos del 74 y 75% en cuanto a fósforo total, correspondiendo al 59 y 71 % de fosfato. El incremento en la capacidad de eliminación se relacionó con la adición de sustrato orgánico en forma de acetato, el incremento de la concentración de fosfato y la reducción del TRSS.

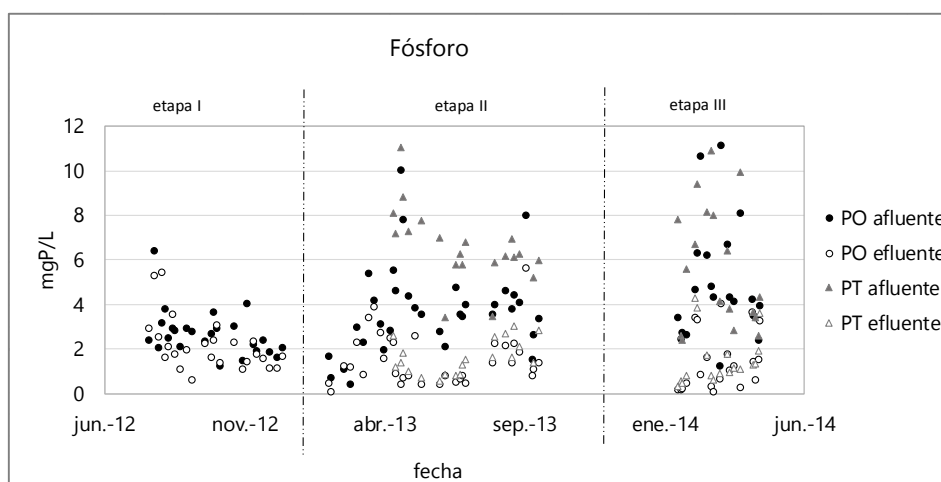
Las tasas de liberación de fosfato durante estos periodos en los ensayos *ex situ* alcanzaron valores en torno a 4 mgP/gVSS·h. En cuanto a las tasas de acumulación en fase aerobia y anóxica, se obtuvieron valores de 4,8 y 3,2 mgP/gSSV·h, respectivamente. Estos resultados son comparables a los



alcanzados en otros sistemas de fangos activos con configuración tipo UCT (Monclús *et al.*, 2010), lo cual indica que el lecho fijo no afectó de forma negativa al desarrollo de la biomasa PAO.

**Tabla 3.5** Resultados de ensayos de actividad de liberación y acumulación de fósforo. (TLP: Tasa de Liberación de Fósforo, TAP AE: Tasa de Acumulación de Fósforo en condiciones aerobias y TAP AX: Tasa de Acumulación de Fósforo en condiciones anóxicas).

	Etapa I	Etapa II	Etapa III	(Monclús <i>et al.</i> , 2010)
TLP (mgP/gSSVL·h)	1,03	4,08	4,43	4,94
TAP AE (mgP/gSSVL·h)	-0,41	4,77	4,82	8,00
TAP AX (mgP/gSSVL·h)	-0,86	3,36	3,22	3,29
% DPAO		0,70	0,66	0,41



**Figura 3.8** Concentración de fósforo total (PT) y fosfato (PO) afluente y efluente.

### 3.3.5 Concentración y distribución de SSLM

La tabla 3.6 refleja las concentraciones de sólidos suspendidos presentes en cada uno de los reactores del tren del tratamiento, así como la fracción correspondiente de SSV. Las concentraciones medidas a lo largo de la experimentación comprenden valores entre 2000 y 3200 mgSSV/L,

comparables a los 2400 mgSSV/L con que trabajaron (Monclús *et al.*, 2010). Se produjo una ligera acumulación en el reactor anaerobio, pero no se detectaron problemas de circulación de sólidos asociados a la presencia del soporte.

**Tabla 3.6** Concentraciones de sólidos medidas en cada reactor.

Etapa	ANAEROBIO		ANÓXICO		AEROBIO	
	mgSST/L	SSV:SST	mgSST/L	SSV:SST	mgTSS/L	SSV:SST
I	3487±611	0,80±0,01	2691±428	0,81±0,02	2915±402	0,80±0,02
II	3525±504	0,79±0,01	3992±447	0,75±0,02	4054±383	0,74±0,02
III	4166±437	0,73±0,03	3298±509	0,75±0,01	4385±489	0,73±0,02

A pesar de que el TRSS disminuye a lo largo de las distintas etapas, la proporción de sólidos volátiles respecto a los totales también disminuye, de 80 a 73%. Estos resultados no se ajustan a la tendencia típica, sin embargo se atribuye a la ausencia de tratamiento primario la baja relación que presentan en la primera etapa y, su tendencia decreciente al desarrollo de biomasa PAO.

Durante las etapas II y III, los valores de Índice Volumétrico del Fango (IVF) medidos se mantuvieron en valores promedios de 119 y 113 mL/g respectivamente, confirmando la buena sedimentabilidad del fango generado en los sistemas híbridos.

### 3.4 CONCLUSIONES

Se ha desarrollado y operado a escala piloto con agua residual real un sistema UCT con reactores anóxico y aerobio híbridos con soporte de lecho fijo, capaz de eliminar biológicamente nitrógeno y fósforo aplicando altas cargas orgánicas, TRH de 4 horas y TRSS entre 12 y 7 d.

Mediante ensayos discontinuos de actividad biológica *in situ* y *ex situ* se ha demostrado el incremento de la capacidad nitrificante en el reactor aerobio híbrido y de la capacidad desnitrificante en el reactor anóxico híbrido debido a la presencia de biopelícula.

No se detectaron dificultades en la circulación de sólidos relacionados con la presencia de soporte de lecho fijo en el reactor anóxico. La estrategia de mezcla en el reactor anóxico híbrido mediante inyección intermitente de burbujas gruesas de aire se considera apta, pues la concentración de oxígeno disuelto en el reactor anóxico se mantuvo alrededor de 0,5 mg/L y el proceso de EBF se llevó a cabo alcanzando rendimientos del 75%. No obstante, se recomienda un análisis más profundo del comportamiento del reactor anóxico híbrido, tanto para evaluar la competencia entre las biomasas (fija y suspendida) como otros aspectos relacionados con su operación.

## REFERENCIAS

Directiva de la Comisión Europea 91/271/CEE del 21 de mayo de 1991 sobre el tratamiento de las aguas residuales urbanas, Diario Oficial de las Comunidades Europeas 30, 40-52.

Di Trapani, D., Christensson, M., Torregrossa, M., Viviani, G., Ødegaard, H., 2013. Performance of a hybrid activated sludge/biofilm process for wastewater treatment in a cold climate region: Influence of operating conditions, *Biochem. Eng. J.* 77, 214-219.

Di Trapani, D., Mannina, G., Torregrossa, M., Viviani, G., 2010. Quantification of kinetic parameters for heterotrophic bacteria via respirometry in a hybrid reactor, *Water Science and Technology.* 61, 1757.

Kristensen, G.H., Jørgensen, P.E., Henze, M., 1992. Characterization of functional microorganism groups and substrate in activated sludge and wastewater by AUR, NUR and OUR, *Water Science and Technology.* 25, 43-57.

Kujawa, K., Klapwijk, B., 1999. A method to estimate denitrification potential for predenitrification systems using NUR batch test, *Water Res.* 33, 2291-2300.

Larrea, L., Albizuri, J., Abad, A., Larrea, A., Zalakain, G., 2007. Optimizing and modelling nitrogen removal in a new configuration of the moving-bed biofilm reactor process, *Water Science & Technology.* 55, 317-327.

Leyva-Díaz, J., Calderón, K., Rodríguez, F., González-López, J., Hontoria, E., Poyatos, J., 2013. Comparative kinetic study between moving bed biofilm reactor-membrane bioreactor and membrane bioreactor systems and their influence on organic matter and nutrients removal, *Biochem. Eng. J.* 77, 28-40.

Lim, S.J., Kim, T., Kim, T., Shin, I.H., 2012. Deterioration of denitrification by oxygen and cost evaluation of electron donor in an

uncovered pre-denitrification process, *Korean Journal of Chemical Engineering*. 29, 1196-1202.

Monclús, H., Sipma, J., Ferrero, G., Comas, J., Rodríguez-Roda, I., 2010. Optimization of biological nutrient removal in a pilot plant UCT-MBR treating municipal wastewater during start-up, *Desalination*. 250, 592-597.

Moretti, P., Choubert, J., Canler, J., Petrimaux, O., Buffiere, P., Lessard, P., 2015. Understanding the contribution of biofilm in an integrated fixed-film-activated sludge system (IFAS) designed for nitrogen removal, *Water Science & Technology*. 71, 1500-1506.

Ødegaard, H., 2006. Innovations in wastewater treatment: the moving bed biofilm process, *Water Science & Technology*. 53, 17-33.

Onnis-Hayden, A., Majed, N., Schramm, A., Gu, A.Z., 2011. Process optimization by decoupled control of key microbial populations: Distribution of activity and abundance of polyphosphate-accumulating organisms and nitrifying populations in a full-scale IFAS-EBPR plant, *Water Res.* 45, 3845-3854.

Ordaz, A., Oliveira, C.S., Quijano, G., Ferreira, E.C., Alves, M., Thalasso, F., 2012. Kinetic and stoichiometric characterization of a fixed biofilm reactor by pulse respirometry, *J. Biotechnol.* 157, 173-179.

Oyanedel-Craver, V., Lazarova, V., Garrido, J.M., Mendez, R., 2009. Comparative study between a hybrid system and a biofilm system for the treatment of ammonia and organic matter in wastewaters, *J. Environ. Eng.*

Regmi, P., Thomas, W., Schafran, G., Bott, C., Rutherford, B., Waltrip, D., 2011. Nitrogen removal assessment through nitrification rates and media biofilm accumulation in an IFAS process demonstration study, *Water Res.* 45, 6699-6708.

Rogalla, F., Johnson, T., McQuarrie, J., 2006. Fixed film phosphorus removal-flexible enough? *Water Science & Technology*. 53, 75-81.

Sen, D., Mitta, P., Randall, C., 1994. Performance of fixed film media integrated in activated sludge reactors to enhance nitrogen removal, *Water Science and Technology*. 30, 13-24.

Sriwiriyarat, T., Randall, C., 2005. Performance of IFAS wastewater treatment processes for biological phosphorus removal, *Water Res.* 39, 3873-3884.

Sriwiriyarat, T., Pittayakool, K., Fongsatitkul, P., Chinwetkitvanich, S., 2008. Stability and capacity enhancements of activated sludge process by IFAS technology, *Journal of Environmental Science and Health Part A.* 43, 1318-1324.

Stenstrom, M.K., Rosso, D., Melcer, H., Appleton, R., Occiano, V., Langworthy, A., Wong, P., 2008. Oxygen transfer in a full-depth biological aerated filter, *Water Environ. Res.* 80, 663-671.

Tejero, I. y Santamaría, C. 1996. Proceso de tratamiento biológico de aguas basado en biopelícula sobre soporte de diseño específico. Patente de invención ES 2 128 962.

Wachtmeister, A., Kuba, T., Van Loosdrecht, M., Heijnen, J., 1997. A sludge characterization assay for aerobic and denitrifying phosphorus removing sludge, *Water Res.* 31, 471-478.

Ye, J., Kulick, F.M., McDowell, C.S., 2010. Effective Biofilm Control on High Surface Density Vertical-Flow Structured Sheet Media for Submerged Applications, *Proceedings of the Water Environment Federation.* 2010, 4200-4220.

# Capítulo 4

## Evaluación del funcionamiento de un reactor anóxico híbrido en un sistema de eliminación biológica de nutrientes

---

Parte de este capítulo se publicará como:

González-Viar, M., Díez-Montero, R., Esteban-García, A.L., Gómez-Fuentes, C., Calisto, N. and Tejero, I. **Anoxic hybrid reactors in biological nutrient removal systems** (en preparación).





## 4.1 INTRODUCCIÓN

Los sistemas híbridos aerobios, que combinan biomasa en suspensión y en biopelícula, se han instaurado ya entre las tecnologías disponibles para el tratamiento de aguas residuales como una alternativa fiable para dar respuesta a las necesidades de ampliación de las depuradoras existentes o bien cuando existan restricciones de espacio. Su competitividad ha sido demostrada en numerosos estudios llevados a cabo a escala real, en los que se compara el funcionamiento de estos sistemas aerobios híbridos frente a los convencionales de fangos activos, empleando tanto lecho fijo (Li *et al.*, 2015) como móvil (Stricker *et al.*, 2009). Las principales ventajas que presentan son el incremento de la capacidad de nitrificación del sistema, incluso en condiciones limitantes en cuanto a temperatura y tiempo de retención de sólidos en suspensión (TRSS), una mayor estabilidad del proceso, la menor producción de fangos, la mejora en las características de sedimentabilidad del fango en suspensión y también el aumento en la capacidad de eliminación de materia orgánica. La principal desventaja que presentan es que implican un mayor coste energético ya que precisan una mayor concentración de oxígeno disuelto disponible y las necesidades de agitación también se ven incrementadas (Rosso *et al.*, 2011). No obstante, se posicionan como una opción rentable para la ampliación o modificación de depuradoras existentes, ya que el único coste de inversión que presentan es el asociado al soporte y evitan la necesidad de realizar nuevas construcciones ocupando mayor superficie de suelo.

Los sistemas híbridos anóxicos se proponen con la idea de lograr sistemas aún más compactos. Sin embargo, hasta el momento los estudios sobre estos sistemas son escasos. Han empezado a despertar mayor interés recientemente, ya que en ciertos casos los IFAS aerobios requieren que la materia orgánica haya sido eliminada en las etapas previas, lo cual implica que se aumente la capacidad de las mismas (Jenkins and Wanner, 2014).

La adición de soporte en el reactor anóxico de fango activo supone la oportunidad de aumentar la cantidad de biomasa existente en el mismo volumen de reactor, con el consecuente incremento de la capacidad de eliminación de nitrato y materia orgánica del sistema. Sin embargo, a

diferencia de los organismos autótrofos nitrificantes, la actividad de los organismos heterótrofos desnitrificantes no se ve limitada al trabajar con tiempos de retención de sólidos reducidos y, por lo tanto, la ventaja que encontrarían éstos al alojarse en la biopelícula no parece tan evidente. Dadas las condiciones de operación del sistema, se consideró que las biomásas presentes en el reactor anóxico híbrido entrarían en competencia por el nitrato, ya que ambas son capaces de eliminarlo según el proceso de desnitrificación heterótrofa. Es más, se podría esperar que encuentren mayores inconvenientes en cuanto a disponibilidad de sustratos al adherirse a la biopelícula que manteniéndose suspendidos en el licor mezcla.

Existen investigaciones en las que se han aplicado reactores anóxicos híbridos en sistemas de tratamiento biológico para eliminar carbono y nitrógeno. (Leyva-Díaz *et al.*, 2015) compararon en paralelo el funcionamiento de dos sistemas predesnitrificantes, uno operando con ambos reactores híbridos y otro sólo con el aerobio híbrido, y concluyen que los resultados más favorables se consiguen en el segundo caso. El trabajo de (Johnson *et al.*, 2007) también compara experimentalmente en paralelo dos sistemas postdesnitrificantes, uno basado en biopelícula y el otro en reactores híbridos. Ambos sistemas lograron los mismos rendimientos. Sin embargo, mediante ensayos batch, se comprobó que la presencia de soporte en el reactor postanóxico duplicaba su capacidad desnitrificante frente a la capacidad que presentaba el reactor si se prescindía de la biopelícula y era operado solo con biomasa en suspensión. En este caso, dada la configuración postdesnitrificante, dosificaban metano y esperaban obtener crecimiento de organismos metanótrofos desnitrificantes. (Albizuri *et al.*, 2014) evaluó el funcionamiento del reactor anóxico híbrido aplicando un modelo matemático que incorporaba la influencia de las partículas coloidales, y concluyó que la adición del soporte no resultaría rentable ya que sólo el 20% de la desnitrificación se llevaba a cabo en biopelícula.

Existen también algunos trabajos que incluyen reactores anóxicos híbridos en sistemas de eliminación biológica de nutrientes, nitrógeno y fósforo. Otros autores (Sriwiriyarat, Randall and Sen, 2005) sólo consiguieron obtener una mayor capacidad desnitrificante en el anóxico híbrido al repartir el afluente entre el reactor anaerobio y éste. Además,

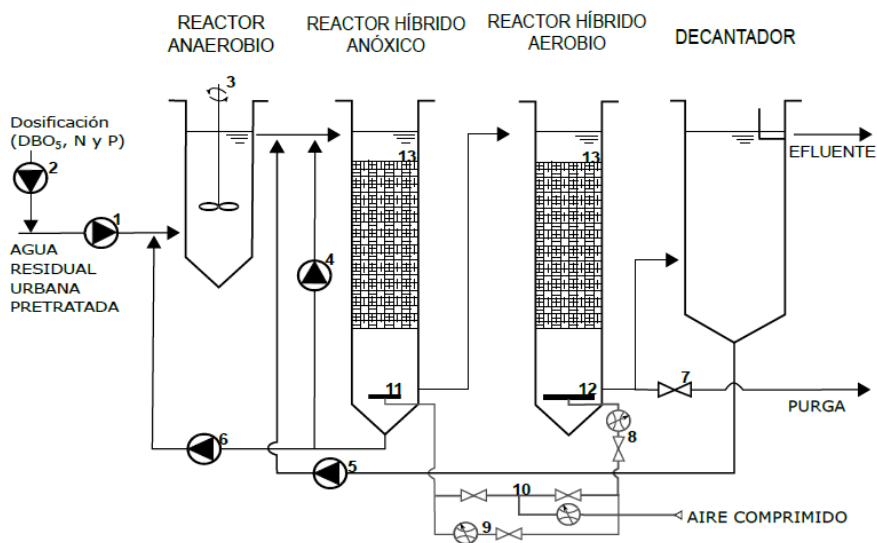
encontraron dificultades en el proceso de eliminación biológica de fósforo (EBF) que fueron atribuidas a este reparto del afluente y por la existencia de soporte en el reactor anóxico, que podría haber dificultado la correcta circulación de la biomasa para exponerse a la alternancia de condiciones necesaria para el proceso EBF. Otros autores, aplicando configuraciones más complejas para la eliminación biológica de nutrientes en un único reactor compartimentado, también han encontrado dificultades para eliminar fósforo relacionadas con la existencia del soporte anóxico debido a la redistribución de la biomasa y la competencia por el sustrato entre organismos desnitrificantes y acumuladores de fósforo (Hooshyari, Azimi and Mehrdadi, 2009).

Dadas las incertidumbres existentes, este trabajo pretende aportar información sobre el funcionamiento de los reactores anóxicos híbridos en sistemas de eliminación de nutrientes, partiendo de la hipótesis de que la capacidad desnitrificante se vería incrementada y que se desarrollaría biomasa acumuladora de fósforo en suspensión. Para ello, se experimentó un sistema de eliminación biológica de nutrientes de tipo UCT, en el cual la etapa aerobia también estaba ocupada por un reactor híbrido.

## 4.2 MATERIALES Y MÉTODOS

### 4.2.1 Descripción de la planta piloto

La experimentación se llevó a cabo en una planta piloto configurada para eliminar nutrientes siguiendo el esquema UCT, que se encontraba situada en la EDAR de San Román, Santander. La etapa anaerobia del sistema consistió en un reactor de fangos activos (40L) y las etapas anóxica y aerobia en dos reactores híbridos (58L), como se muestra en la figura 4.1. Los reactores híbridos se rellenaron al 60% con un soporte plástico fijo de tipo específico, cuya superficie específica es aproximadamente  $119 \text{ m}^2/\text{m}^3$ . Este soporte había sido empleado anteriormente en reactores de biopelícula (Gómez, 2009) y reactores híbridos aerobios (Rodríguez-Hernández *et al.*, 2013 y Rodríguez-Hernández *et al.*, 2014), pero no en reactores híbridos anóxicos.



1-Bomba de alimentación; 2-Bomba de dosificación; 3-Agitador del reactor anaerobio; 4-Bomba de recirculación interna del reactor anóxico híbrido; 5-Bomba de recirculación de fango y nitratos; 6- Bomba de recirculación de fango; 7-Válvula de control de purga; 8- Sistema de control de aireación del reactor aerobio híbrido ; 9- Sistema de control de aireación del reactor anóxico híbrido; 10- Sistema de lavado de biopelícula de los reactores híbridos; 11- Difusor de burbuja gruesa; 12- Difusor de burbuja fina 13- Lecho fijo.

**Figura 4.1** Esquema del sistema de tratamiento UCT híbrido.

#### 4.2.2 Operación y seguimiento del funcionamiento de la planta piloto

La planta piloto fue operada durante aproximadamente 60 días tras alcanzar un régimen estable, con funcionamiento continuo y un tiempo de retención hidráulico (TRH) global de 4,9 horas. El TRSS se mantuvo en 7 días mediante la purga de fango en suspensión. Las condiciones de operación detalladas se muestran en la Tabla 4.1. El sistema se alimentó con el agua residual pretratada en la EDAR, a la cual se añadió materia orgánica ( $\text{CH}_3\text{COONa}$ ), amonio ( $\text{NH}_4\text{Cl}$ ) y fosfato ( $\text{KH}_2\text{PO}_4$ ) para evitar cargas excesivamente bajas debidas al clima lluvioso de la localidad y la existencia de un sistema de saneamiento unitario. Las cargas aplicadas fueron  $1,52 \pm 0,37$  kgDQO/ $\text{m}^3 \cdot \text{d}$ ,  $0,16 \pm 0,01$  kgNT/ $\text{m}^3 \cdot \text{d}$  y  $0,04 \pm 0,01$  kgPT/ $\text{m}^3 \cdot \text{d}$ , teniendo en cuenta el volumen de ambos reactores híbridos.

Para mantener el reactor anaerobio agitado se utilizó un agitador vertical de hélice funcionando a baja velocidad (100 rpm). Se aplicó aireación continua mediante un difusor de burbuja fina en el reactor aerobio para asegurar una concentración de oxígeno entre 4 y 6 mgOD/L, lo cual mantenía también el reactor agitado.

Uno de los retos planteados fue conseguir unas condiciones de mezcla adecuadas que garantizaran el contacto de la biomasa con el sustrato y la correcta distribución de sólidos en suspensión a lo largo del sistema.

La estrategia de agitación empleada en el reactor anóxico consistió en la inyección intermitente de burbujas gruesas, con el objetivo de producir la mezcla reduciendo al máximo la entrada de oxígeno. En la literatura se ha encontrado un sistema de agitación patentado basado en el mismo concepto, que entre sus aplicaciones incluye los reactores anóxicos híbridos, y cuya eficiencia ha sido probada frente a los sistemas de agitación mecánica convencionales (Locklair and Jenkins, 2014).

El aire se introducía a través de un difusor de burbuja gruesa situado en el fondo del reactor, controlando la entrada del caudal a través de un sistema que consistía en una electroválvula temporizada (VNB-SMC) y un flujómetro (PF2 - SMC). Así, durante el funcionamiento continuo del reactor anóxico híbrido, el flujo *down-flow* del licor mezcla circulaba aproximadamente a 4

$\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{h}$  y era intermitentemente interrumpido por un flujo de burbujas gruesas a contracorriente (flujo de aire  $4,5 \text{ m}^3/\text{m}^2\cdot\text{h}$  durante 10 s seguidos de 120 s de parada), con el objetivo de conseguir la turbulencia deseada para el funcionamiento del sistema. Además, en ambos reactores híbridos de forma diaria se realizaban lavados de la biopelícula para controlar el espesor aplicando un flujo de aire de  $50 \text{ m}^3/\text{h}/\text{m}^2$  durante 120 s.

**Tabla 4.1.** Condiciones de operación del sistema de tratamiento UCT híbrido.

Parámetro	Descripción	Unidad	Valor
TRH	Tiempo de Retención Hidráulico	h	4,9
TRSS	Tiempo de Retención de Sólidos en Suspensión	d	7
T	Temperatura	°C	19 - 21
pH	pH	--	7,9
CE	Conductividad Eléctrica	mS/cm	$6,3 \pm 2,1$
SSVLM	Sólidos Suspendidos Volátiles en el Licor Mezcla	gSSV/ $\text{m}^3$	2000

Para el seguimiento del funcionamiento de la planta piloto se realizaron muestreos periódicos, recogiendo muestras compuestas de 24 horas en la entrada, salida y cada una de las etapas del sistema de tratamiento (anaerobio, anóxico, aerobio). Las muestras fueron conservadas e inmediatamente trasladadas hasta el laboratorio para su análisis. Los parámetros analizados y los métodos empleados fueron Demanda Química de Oxígeno (410.4 EPA), amonio (MERCK Spectroquant 1.14752), nitrato (MERCK Spectroquant 1.14773 – 1.14942), nitrito (MERCK Spectroquant 1.14776), fosfato (MERCK Spectroquant 1.14848), fósforo total (Crack Set 10 + MERCK Spectroquant 1.14848) y nitrógeno total (Crack Set 20 + MERCK Spectroquant 1.14773) empleando un espectrofotómetro Pharo 100 de MERCK. Además, se midió conductividad (sonda CDC401 + HQd HACH), potencial redox, pH, oxígeno disuelto y temperatura (sondas ORP5355, PH5335 y DO6050 + Multímetro 44 CRISON).

#### 4.2.3 Caracterización de la actividad de la biomasa en el reactor anóxico híbrido

Para la caracterización de la actividad de las biomasas presentes en el reactor anóxico híbrido se llevaron a cabo ensayos discontinuos de

desnitrificación *ex-situ* e *in-situ*, tal y como se muestra en la Tabla 4.2. Dichos ensayos de desnitrificación se realizaron siguiendo la metodología propuesta por (Kristensen, Jorgensen and Henze, 1992) Los métodos analíticos empleados se corresponden con los anteriormente descritos.

**Tabla 4.2** Ensayos batch de desnitrificación realizados.

Nº	Tipo	Configuración del reactor	Sistema de agitación	Intensidad de agitación
1.1	<i>ex situ</i>	FANGO ACTIVO	Bombeo	7,5 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> ·h
1.2	<i>ex situ</i>	REACTOR HÍBRIDO sin biopelícula	Bombeo	7,5 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> ·h
2.1	<i>in situ</i>	REACTOR HÍBRIDO con biopelícula	Bombeo	7,5 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> ·h
2.2	<i>in situ</i>	REACTOR HÍBRIDO con biopelícula	Microaireación intermitente	4,5 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> ·h 10 s ON-120 s OFF

El efecto de la presencia del soporte fijo sobre la capacidad desnitrificante de la biomasa en suspensión fue medida en el laboratorio (ensayos 1.1 y 1.2, tabla 4.2). En el primer ensayo *ex situ* se empleó un reactor de fango activo y en el segundo

Mediante el ensayo 1.1 se determinó la actividad desnitrificante de la biomasa en suspensión, empleando un reactor de fango activo. Con el ensayo 1.2 se evaluó la influencia de la presencia del soporte en la actividad desnitrificante de la biomasa en suspensión, para lo cual ésta se introdujo en un reactor con soporte para biopelícula pero sin biomasa adherida (análogo al reactor híbrido pero sin biomasa fija desarrollada). El ensayo 2.1 se llevó a cabo para evaluar la actividad de ambas biomasas, tanto en suspensión como en biopelícula, ya que se llevó a cabo *in-situ* con el reactor híbrido con biopelícula. Para proporcionar una mezcla adecuada en el reactor durante los ensayos se utilizó una recirculación interna mediante bombeo con una velocidad de agitación en el reactor de 7,5 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>·h, la cual se determinó mediante ensayos preliminares (resultados no mostrados). Por último, el ensayo 2.2 se llevó a cabo para evaluar la influencia de sistema de agitación mediante aireación intermitente.

Paralelamente, se realizaron ensayos batch para medir la capacidad de liberación y eliminación de fósforo del fango en suspensión (Wachtmeister *et*

*al.*, 1997) con el objetivo de confirmar que el fósforo estaba siendo eliminado biológicamente y no por otras vías. El proceso EBF se consideró inviable en biopelícula debido a la falta de alternancia de condiciones anaerobias y anóxicas/aerobias.

Para poder comparar los resultados de los diferentes ensayos batch *ex situ* e *in situ* se normalizó la temperatura a 20°C aplicando la ecuación de Arrhenius.

#### **4.2.4 Modelo matemático**

El funcionamiento del sistema UCT híbrido se simuló aplicando el modelo ASM2d de la IWA para la eliminación de nitrógeno y fósforo. Dicho modelo biológico se implementó en AQUASIM 2.1 (Reichert, 1994), con el cual se llevó a cabo la estimación de parámetros biocinéticos (Reichert, 1995), la determinación de la composición microbiológica de la biomasa en suspensión y en biopelícula (Wanner and Morgenroth, 2004) y los consumos de nitrato de cada biomasa.

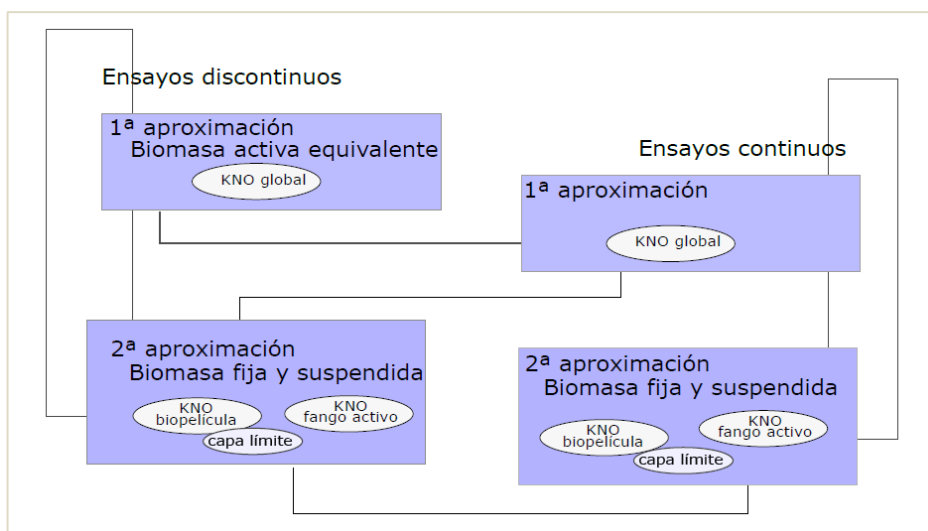
##### **4.2.4.1 Estimación de parámetros biocinéticos**

La modelización del sistema consistió en un proceso por pasos en el que se fueron ajustando consecutivamente los resultados del seguimiento de la operación de la planta piloto y los obtenidos en los ensayos discontinuos (Figura 4.2).

Habitualmente, para caracterizar las biombras de los sistemas híbridos, se mide la actividad de las biombras por separado. En este estudio, se realizaron ensayos batch *in situ* para caracterizar el reactor híbrido y estimar su capacidad máxima de depuración y constante de afinidad (Ordaz *et al.*, 2011). La constante de afinidad del nitrato,  $K_{NO}$ , entendida como el coeficiente que integra las limitaciones intrínsecas y extrínsecas a la célula que recientemente presenta el trabajo de Arnaldos *et al.* (2015), en este trabajo se aplicó para indicar las condiciones hidrodinámicas del reactor.

El concepto de constante de afinidad ( $K_{NO}$ ) se aplicó como indicador de la hidrodinámica del sistema. Un valor elevado de la misma indica la existencia de una limitación en el proceso biológico debido a la baja velocidad de los procesos de transporte de masa, derivada de las condiciones hidrodinámicas aplicadas.





**Figura 4.2** Proceso de obtención de parámetros y composición de la biomasa

Como primera aproximación, se consideró una única biomasa heterótrofa desnitrificante activa equivalente en el reactor anóxico híbrido. Con ello se obtuvo una  $K_{NO}$  global que engloba las limitaciones del transporte de masa en biopelícula y en fango en suspensión.

Como segunda aproximación, se consideró la biopelícula y el fango activo como dos biombras diferenciadas. El modelo biopelícula empleado aplica el concepto de capa límite para considerar la limitación del transporte de masa por difusión, modificando la anterior interpretación de  $K_{NO}$  para la biomasa presente en la biopelícula. En esta aproximación, el concepto  $K_{NO}$  como indicador de la hidrodinámica se mantiene para la biomasa en suspensión pero para la biopelícula se incluiría en el valor del espesor de la capa límite, por lo que se diferenció el valor de la constante  $K_{NO}$  en biopelícula y en suspensión ( $K_{NOBF}$  y  $K_{NOAS}$ ). Se aplicó el valor mínimo anteriormente señalado para  $K_{NOBF}$  (0,01 mgN/L), siguiendo la recomendación de (Pérez, Picioreanu and van Loosdrecht, 2005). Las condiciones para el desarrollo de la biopelícula se muestran en la tabla 4.3.

**Tabla 4.3** Condiciones de las simulaciones de los ensayos batch.

Parámetro	Descripción	Unidad	Valor	Referencia
$L_{F\ max}$	Espesor máximo biopelícula	m	$10^{-3}$	Gómez, 2009
$U_{\ det}$	Velocidad de desprendimiento	m/d	$U_F \left( \frac{L_F}{L_{F\ max}} \right)^2$	Lackner <i>et al.</i> 2007
$D_{O_2}$	Coefficiente de difusión del oxígeno en el agua	$m^2/d$	$2,2 \cdot 10^{-4}$	Elenter <i>et al.</i> 2007, Terada <i>et al.</i> 2007
$D_{SA}$	Coefficiente de difusión del sustrato fermentado en el agua	$m^2/d$	$6 \cdot 10^{-5}$	Khoyi and Yaghmaei 2005
$D_{SF}$	Coefficiente de difusión del sustrato fermentable en el agua	$m^2/d$	$6 \cdot 10^{-5}$	Khoyi and Yaghmaei 2005
$D_{SI}$	Coefficiente de difusión del sustrato inerte en el agua	$m^2/d$	$6 \cdot 10^{-5}$	Khoyi and Yaghmaei 2005
$D_{NO}$	Coefficiente de difusión del nitrato en el agua	$m^2/d$	$1,4 \cdot 10^{-4}$	Elenter <i>et al.</i> 2007, Terada <i>et al.</i> 2007
$D_{NH}$	Coefficiente de difusión del amonio en el agua	$m^2/d$	$1,5 \cdot 10^{-4}$	Elenter <i>et al.</i> 2007, Terada <i>et al.</i> 2007
$D_{PO_4}$	Coefficiente de difusión del fosfato en el agua	$m^2/d$	$1,4 \cdot 10^{-4}$	Green and Perry, 2008
$D_{N_2}$	Coefficiente de difusión del nitrógeno gas en el agua	$m^2/d$	$2,2 \cdot 10^{-4}$	Gómez, 2009
$D_X$	Coefficiente de difusión de sustancias particuladas	$m^2/d$	$6 \cdot 10^{-5}$	Dutta <i>et al.</i> 2007
$f_{TBO}$	Factor de reducción del coeficiente de difusión en biopelícula respecto al valor en el agua	--	1	Este trabajo
$L_L$	Espesor de la capa límite	m	$10^{-5}$ - $10^{-4}$	Este trabajo
$\rho_{XH}$	Densidad organismos heterótrofos	gDQO/ $m^3$	$1,5 \cdot 10^{5a}$ - $2,9 \cdot 10^{5b}$	<sup>a</sup> Albizuri <i>et al.</i> 2009- <sup>b</sup> Gómez, 2009
$\rho_{XA}$	Densidad organismos autótrofos	gDQO/ $m^3$	$2,9 \cdot 10^{5b}$ - $4 \cdot 10^{5a}$	<sup>a</sup> Albizuri <i>et al.</i> 2009- <sup>b</sup> Gómez, 2009
$\rho_{XI}, \rho_{XS}$	Densidad material inerte y sustrato particulado	gDQO/ $m^3$	$10^{5a}$ - $2,9 \cdot 10^{5b}$	<sup>a</sup> Albizuri <i>et al.</i> 2009- <sup>b</sup> Gómez, 2009
$n$	Número de capas en que se divide la biopelícula	--	20	Este trabajo

Para estimar el valor de  $K_{NO}$  se definió un rango posible entre 0,01 y 10 mgN/L. Como valor mínimo se ha tomado el aplicado por (Shaw et al., 2013), que sería el valor de la constante en un sistema de cultivo de células en suspensión (que podríamos llamar constante de semisaturación real o intrínseca). Se estableció un valor máximo suficientemente alto que pudiera englobar notables limitaciones en el transporte de masa.

Las incertidumbres en cuanto a las densidades de los componentes particulados en la biopelícula y el espesor de la capa límite, fueron tenidas en cuenta definiendo un rango de valores para estos parámetros (Tabla 4.3). Asumiendo que se alcanzaron las condiciones de turbulencia deseadas en el reactor híbrido, el espesor de la capa límite se fijó entre 10 y 100 micras, en coherencia con las observaciones realizadas por otros autores (Stewart, 2012; Boltz and Daigger, 2010). Del mismo modo, para determinar el rango de los valores de densidad se consideraron, por un lado, valores típicamente aplicados en sistemas biopelícula e híbridos:  $\rho X_H=150.000 \text{ gDQO/m}^3$ ,  $\rho X_A=400.000 \text{ gDQO/m}^3$  y  $\rho X_I = \rho X_S = 100.000 \text{ gDQO/m}^3$  (Albizuri, van Loosdrecht and Larrea, 2009). Por otro lado, se tuvo en cuenta el valor de  $290.000 \text{ gDQO/m}^3$ , común para todas las especies de microorganismos, citado en Gómez (2009). En dicho trabajo, se obtuvo este valor de densidad mediante calibración, partiendo de los resultados medidos en un sistema operado de forma semejante al que se presenta en este trabajo aunque sin presencia de biomasa en suspensión, y cuyo objetivo era la eliminación biológica de nitrógeno en un agua residual real.

#### **4.2.4.2 Composición microbiológica**

La composición microbiológica en biopelícula y suspensión se obtuvo simulando el tren de tratamiento completo, ajustando las condiciones de operación y comparando los resultados del modelo con los medidos. La caracterización del agua residual afluyente fue fraccionada como se señala en la tabla 4.4.

**Tabla 4.4** Caracterización del agua afluyente en el modelo ASM2d.

Componente	Símbolo	Unidad	Valor
Productos de fermentación	S <sub>A</sub>	gDQO/m <sup>3</sup>	35
Sustrato orgánico rápidamente biodegradable	S <sub>F</sub>	gDQO/m <sup>3</sup>	25
Material orgánico inerte soluble	S <sub>I</sub>	gDQO/m <sup>3</sup>	90
Sustrato lentamente biodegradable	X <sub>S</sub>	gDQO/m <sup>3</sup>	150
Material orgánico inerte particulado	X <sub>I</sub>	gDQO/m <sup>3</sup>	20
Sólidos suspendidos totales	X <sub>SST</sub>	gSST/m <sup>3</sup>	121,5
Organismos heterótrofos	X <sub>H</sub>	gDQO/m <sup>3</sup>	20
Organismos acumuladores de fósforo	X <sub>PAO</sub>	gDQO/m <sup>3</sup>	1
Amonio	S <sub>NH</sub>	gN/m <sup>3</sup>	20
Nitrato y nitrito	S <sub>NO</sub>	gN/m <sup>3</sup>	0,6
Fósforo inorgánico soluble	S <sub>PO</sub>	gP/m <sup>3</sup>	5

#### 4.2.4.3 Consumo de nitrato

El consumo de nitrato llevado a cabo por la biomasa fija y la biomasa suspendida se calculó según las ecuaciones 1 y 2 respectivamente, basadas en los procesos considerados en el modelo ASM2d. Para la biopelícula, se cuantificó la carga de nitratos (gN/h) consumida por la biomasa heterótrofa X<sub>H</sub>. Para la biomasa en suspensión se consideró el consumo de nitratos tanto por la biomasa heterótrofa como por la acumuladora de fósforo X<sub>PAO</sub>. Además, se calculó la carga de nitrato que se eliminó del volumen del licor mezcla por difusión hacia la biopelícula (ecuación 3).

· Tasa de desnitrificación de la biomasa en biopelícula:

$$TD_{Bp} = \sum_{i=1}^{20} (r_{SA,i} + r_{SF,i}) \cdot V_i \quad (1)$$

donde TD<sub>Bp</sub> es la tasa de consumo de nitrato de la biomasa en biopelícula expresada en gN/h; r<sub>SA</sub> y r<sub>SF</sub> son los procesos de desnitrificación heterótrofa basados en S<sub>A</sub> y S<sub>F</sub> descritos según el modelo ASM2d (Henze *et al.* 1999); V<sub>i</sub> es el volumen de cada capa considerada en la biopelícula expresado en m<sup>3</sup> y el subíndice i se refiere al número de cada capa (1-20).

· Tasa de desnitrificación de la biomasa en suspensión:

$$TD_{FA} = (r_{SA,i} + r_{SF,i} + r_{XPP,i} + r_{XPHA,i}) \cdot V_{LM} \quad (2)$$

donde,  $TD_{FA}$  es la tasa de consumo de la biomasa suspendida expresada en gN/h,  $r_{SA}$  y  $r_{SF}$  son los procesos de desnitrificación heterótrofa basados en  $S_A$  y  $S_F$  y  $r_{XPP}$  y  $r_{XPHA}$  hacen referencia a los procesos en los que los organismos acumuladores de fósforo consumen nitrato para acumulación de  $X_{PP}$  y crecimiento basado en  $X_{PHA}$  descritos según el modelo ASM2d (Henze *et al.* 1999),  $V_{LM}$  es el volumen del licor mezcla expresado en  $m^3$  y el subíndice  $i$  se refiere al número de cada capa (1-20).

· Tasa de difusión de nitrato en las capas de la biopelícula, aplicando la primera ley de Fick:

$$Td_{NO} = \frac{f_{TBO} \cdot D_{NO} \cdot (C_{sup} - C_{inf})}{z} \cdot A_{Bp} \quad (3)$$

donde,  $Td_{NO}$  es la velocidad de difusión de nitrato en la capa más externa de la biopelícula expresada en gN/h,  $f_{TBO}$  es Factor de reducción del coeficiente de difusión en biopelícula respecto al valor en el agua,  $D_{NO}$  es el coeficiente de difusión de nitrato expresado en  $m^2/h$ ,  $C_{sup}$  es la concentración de nitrato en el extremo superior de la capa (situado en la superficie de la biopelícula),  $C_{inf}$  es la concentración de nitrato en el extremo inferior de la capa (límite entre esta capa y la inferior) expresado en gN/ $m^3$ ,  $z$  es el espesor de la capa expresado en m y  $A_{Bp}$  es la superficie total de la biopelícula expresada en  $m^2$ .

## 4.3 RESULTADOS

### 4.3.1 Calidad del efluente y rendimiento del sistema de tratamiento

Las concentraciones en el afluente y efluente de los parámetros analizados durante este estudio se muestran en la Tabla 4.5. Los resultados que se presentan corresponden a una etapa en la que el estado estacionario ya había sido alcanzado.

La concentración promedio de materia orgánica en el efluente se mantuvo por debajo de 100 mgDQO/L, menor que el límite marcado para los vertidos de tratamiento secundario por la Directiva 91/2001. En cambio, tanto la calidad del efluente como el rendimiento de eliminación empeoraron respecto de anteriores etapas experimentales (mostradas en el capítulo 2), lo cual fue atribuido a un aumento de la ratio DQO/DBO.

También el valor de la concentración promedio de nitrógeno total, 9,1 mg/L, cumplió el límite marcado en la normativa para los efluentes de sistemas con eliminación de nutrientes. La capacidad de nitrificación del reactor aerobio fue satisfactoria aunque no se alcanzó la nitrificación completa (concentración efluente de amonio ligeramente superior a 1 mgN/L). El balance de masas de nitrato en el reactor aerobio indicó que a nitrificación y desnitrificación simultánea en el mismo fue despreciable. Por lo tanto, la desnitrificación en el reactor anóxico resultó determinante para lograr un efluente con una concentración promedio de 4,8 mgN/L de nitrato.

El fósforo total en el efluente mostró una concentración promedio de 2,0 mgP/L, con unos rendimientos de eliminación de fósforo total y fosfato de  $75\pm 9\%$  y de  $79\pm 7\%$ , respectivamente. La eliminación de fósforo fue atribuida al proceso de eliminación biológica llevado a cabo por la biomasa en suspensión. Para comprobarlo, se realizaron ensayos de liberación y acumulación de fosfato, resultando unas tasas de acumulación de 3,4 mgP/gSSV·h en condiciones anóxicas y 4,8 mgP/gSSV·h en condiciones aerobias, comparables a las obtenidas en otros estudios de procesos de eliminación biológica de nutrientes a escala piloto (Monclús et al., 2010) y escala real (Kuba, Van Loosdrecht and Heijnen, 1997).

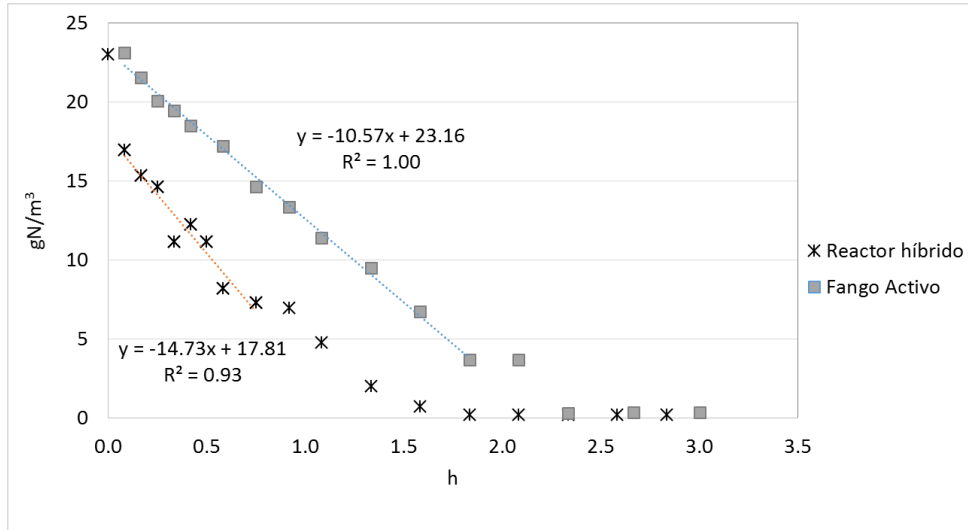
**Tabla 4.5** Concentraciones de entrada y salida al sistema de tratamiento (valor promedio  $\pm$  intervalo de confianza al 95%).

Parámetro	Símbolo	Unidad	Afluente	Efluente
Demanda Química de Oxígeno	DQO	gDQO/m <sup>3</sup>	310 $\pm$ 80	98 $\pm$ 19
Demanda Química de Oxígeno Soluble	DQOs	gDQOs/m <sup>3</sup>	155 $\pm$ 50	90 $\pm$ 16
Nitrógeno Total	N-NT	gN/m <sup>3</sup>	36,0 $\pm$ 6,5	9,1 $\pm$ 2,8
Amonio	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	gN/m <sup>3</sup>	22,4 $\pm$ 4,0	1,3 $\pm$ 0,6
Nitrato	N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	gN/m <sup>3</sup>	0,6 $\pm$ 0,1	4,8 $\pm$ 1,4
Nitrito	N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	gN/m <sup>3</sup>	0,1 $\pm$ 0,1	0,6 $\pm$ 0,2
Fósforo Total	P-PT	gP/m <sup>3</sup>	7,4 $\pm$ 2,3	2,0 $\pm$ 0,7
Fosfato	P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup>	gP/m <sup>3</sup>	5,2 $\pm$ 2,7	1,4 $\pm$ 0,6
Sólidos Suspendidos Totales	SST	gSST/m <sup>3</sup>	167 $\pm$ 44	30 $\pm$ 8
Fracción de Sólidos Suspendidos Volátiles	SSV/SST		0,8 $\pm$ 0,08	0,9 $\pm$ 0,06

#### 4.3.2 Capacidad máxima desnitrificante del reactor anóxico híbrido

Durante los ensayos discontinuos, la tasa máxima de desnitrificación del fango activo medida *ex situ* alcanzó aproximadamente 10,6 gN/m<sup>3</sup>·h, mientras que en el reactor híbrido, conteniendo la misma concentración de sólidos (unos 2000 gSSV/m<sup>3</sup> en el licor mezcla) se llegaron a eliminar 14,7 gN/m<sup>3</sup>·h (figura 4.3). Por lo tanto, se comprobó que la presencia de la biopelícula produjo el aumento de la capacidad de eliminación de nitrato en el reactor anóxico híbrido. Sin embargo, la carga de nitrato promedio eliminada durante el funcionamiento continuo fue menor (4,5 gN/m<sup>3</sup>·h), indicando que las condiciones de operación del reactor anóxico híbrido no permitieron aprovechar la máxima capacidad de la biomasa.

Los resultados de los ensayos batch de la figura 4.3 también muestran que en el reactor híbrido, a pesar de presentar una mayor tasa máxima de eliminación de nitrato, a partir de cierta concentración de nitrato en el licor mezcla (aproximadamente 7 mgN/L) la velocidad comienza a descender apreciablemente. En el reactor de fango activo, la velocidad desciende ligeramente con concentraciones inferiores a 3 mgN/L.



**Figura 4.3** Tasas máximas de desnitrificación alcanzadas en el fango activo y en el reactor híbrido.

### 4.3.3 Influencia del soporte en la hidrodinámica del reactor anóxico híbrido

Como primera aproximación, se estimó el valor de la constante de afinidad para el nitrato para la biomasa presente en el reactor anóxico híbrido como indicador de las condiciones hidrodinámicas del reactor.

El valor de la constante de afinidad se esperaba que fuera mayor debido a la presencia del soporte en el reactor ya que eso implicaría que éste supone una limitación para el contacto de la biomasa con los sustratos (por ejemplo, debido a acumulación de biomasa o por aumento en el tamaño de flóculo, etc.). Sin embargo, la simulación de los ensayos *ex situ* (1.1 y 1.2, tabla 4.2) aplicando las tasas máximas permitió el ajuste de  $K_{NO}$  a los valores mínimos considerados (0,01 mgN/L). Por lo tanto, el efecto de la presencia de soporte sin biomasa fija en su superficie se considera despreciable.

Sin embargo, el primer ensayo *in situ* planteado (2.1, tabla 4.2), sí mostró diferencias. La diferencia respecto al ensayo 1.2 era la presencia de biomasa sobre el soporte, es decir, la biopelícula se había desarrollado. En este ensayo el valor de la constante de afinidad aumentó notablemente, de 0,01 mgN/L hasta 3,7 mgN/L. Este último valor resulta muy elevado comparado con los obtenidos en otros trabajos, entre 0,07 y 1,47 mgN/L para biomasa en



suspensión, (Shaw et al., 2013), lo que se interpretó como indicador de la existencia de elevadas resistencias de tipo advectivo y difusivo en el sistema biológico.

El segundo ensayo *in situ* (2.2, tabla 4.2) se realizó con el fin de evaluar el efecto de la inyección intermitente de aire sobre la hidrodinámica y la capacidad de tratamiento del reactor. En este caso la constante de afinidad de nuevo se ajustó con el valor mínimo considerado (0,01 mgN/L), como en los dos primeros. El resultado apoyó la hipótesis de que la agitación mediante inyección de burbujas de aire conseguía introducir la turbulencia necesaria en el sistema para superar las limitaciones de los procesos de transporte en el sistema híbrido, tanto en biopelícula como en suspensión. Se estaría considerando el efecto global de procesos como el atrapamiento en biopelícula, el aumento de la capa límite de la biopelícula o de aumento del tamaño del floculo.

El valor de la constante de afinidad global reunía los efectos de las limitaciones en los procesos de transporte de masa en el sistema híbrido, en cuanto a los flóculos y a la biopelícula. Si bien un valor alto de  $K_{NO}$  global sería difícil de distribuir e interpretar en una segunda aproximación, el valor bajo de la variable llevó a considerar valores también bajos en el espesor de la capa límite (10-100 micras), lo cual permitió avanzar en la complejidad del modelo y estimar la composición de la biomasa fija y suspendida.

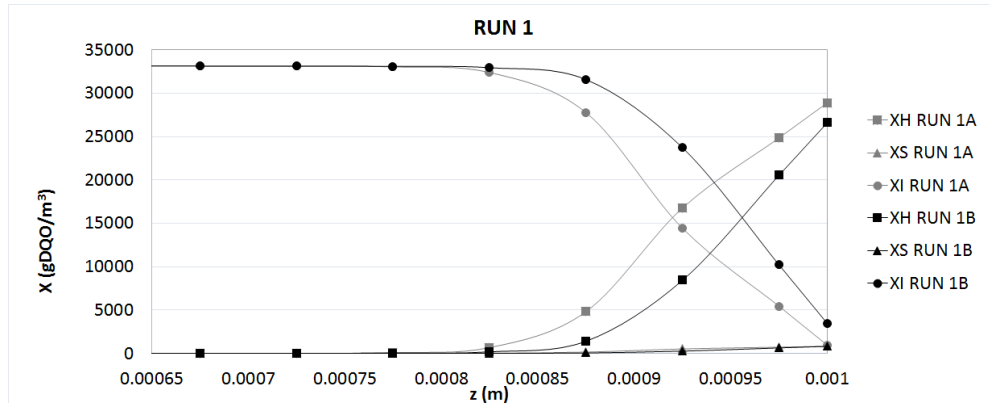
Para un análisis más profundo, se considera necesario emplear técnicas y modelos más complejos, combinando modelos biológicos con modelos físicos basados en CFD (Computational Fluid Dynamics), como en el trabajo de (Oda, Yano and Niboshi, 2006; Brannock, Wang and Leslie, 2010).

### **3.4 Composición de la biopelícula en el reactor anóxico**

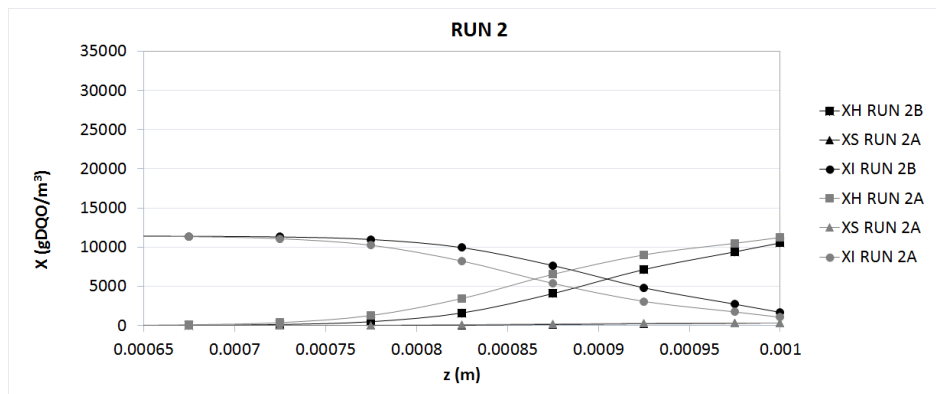
El modelo aplicado para la biopelícula, considera la limitación debida a la difusión aplicando el concepto de capa límite. En el caso de la biomasa en suspensión, los procesos de transferencia de masa y el resto de limitantes se ven englobados en el concepto de la constante de afinidad.

Los perfiles de composición de la biomasa en biopelícula obtenidos se muestran en las figuras 4.4a y 4.4b. En ellos es posible comprobar que con valores altos de densidad la concentración de biomasa resultante aumenta

pero el espesor de la capa activa disminuye, y que en ambos casos se alcanza el espesor máximo de la biopelícula fijado de 1 mm.



**Figura 4.4a** Composición de la biomasa en la biopelícula en función del espesor de la capa límite, RUN 1A y 1B. (RUN1A:  $\rho X = 290000 \text{gDQO/m}^3$ ,  $LL = 0,01 \text{ mm}$ ; RUN 1B:  $\rho X = 290000 \text{gDQO/m}^3$ ,  $LL = 0,1 \text{ mm}$ ).



**Figura 4.4b** Composición de la biomasa en la biopelícula en función del espesor de la capa límite, RUN 2A y 2B. (RUN2A:  $\rho X_H = 150000 \text{gDQO/m}^3$ ,  $\rho X_s = \rho X_i = 100000 \text{gDQO/m}^3$ ,  $LL = 0,01 \text{ mm}$ ; RUN 1B:  $\rho X_H = 150000 \text{gDQO/m}^3$ ,  $\rho X_s = \rho X_i = 100000 \text{gDQO/m}^3$ ,  $LL = 0,1 \text{ mm}$ ).

Los resultados obtenidos mediante simulación describen una biopelícula que alcanza su máximo espesor en todos los casos (1 mm) y que contiene una capa activa entre 200 y 250 micras cuya concentración de XH en la superficie se encuentra en un rango de 10000 - 30000 gDQO/m<sup>3</sup>. El rango considerado para el espesor de la capa límite (0,01-0,1 mm) tiene sólo un pequeño efecto

en la concentración de biomasa en cada uno de los casos. Se comprobó con esto que en sistemas híbridos, comparado con el peso que este parámetro tiene en el caso de tratarse de sistemas de biopelícula pura, no resulta tan significativo para el ajuste de resultados.

#### **4.3.5 Tasas de consumo de nitrato en biopelícula y suspensión**

El modelo matemático desarrollado se utilizó para evaluar el consumo de nitrato correspondiente a cada biomasa (biopelícula y fango activo). Como se indica en el punto 2.4.3, además de los consumos se tuvo en cuenta la cantidad de nitrato que se elimina del licor mezcla al difundirse hacia la biopelícula. Como condición inicial en las simulaciones se utilizó la composición de la biopelícula obtenida en el punto 3.4.

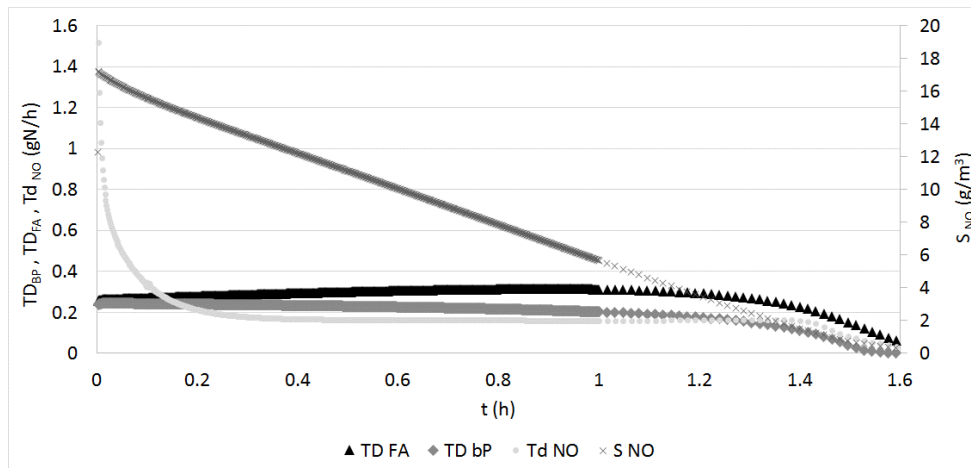
Para uno de los ensayos de actividad desnitrificante *in situ*, se calculó la carga de nitratos consumida por la biomasa en suspensión y en biopelícula, así como la carga que se transporta por difusión hacia la biopelícula en función de la concentración de nitrato disuelto en el volumen líquido del reactor. Los resultados se muestran en la figura 4.5.

El efecto de la difusión hacia la biopelícula en el reactor híbrido durante los ensayos discontinuos de actividad fue cuantificado aplicando la ecuación 3 y las demás consideraciones adoptadas. Los resultados mostraron que las primeras 0,2 horas de ensayo, la velocidad de difusión fue notablemente superior a la de consumo. La velocidad de difusión se estabilizó una vez transcurrido este periodo de acumulación de nitratos, indicando el equilibrio de concentraciones dentro y fuera de la biopelícula. La difusión volvió a tomar importancia al final del ensayo, cuando comenzaron a agotarse los nitratos y la concentración en el seno del líquido descendió por debajo de 2 mgN/L. A partir de ese momento, los nitratos acumulados anteriormente en las capas más profundas de la biopelícula (capa inactiva) difundieron hacia las más superficiales (capa activa), donde fueron consumidos sin llegar a alcanzar el licor mezcla.

Este efecto de acumulación-desacumulación depende principalmente de la superficie de soporte instalada y del espesor de la biopelícula alcanzado. En biopelículas muy finas (0,2 mm), este efecto podría ser despreciable (prácticamente instantáneo). No obstante, sería interesante comprobar

también el efecto del valor de los coeficientes de difusión aplicados. En este trabajo se aplicaron valores típicos de difusión en el agua y se despreció la reducción de los mismos en biopelícula, ya que sería necesario aplicar técnicas avanzadas y complejas para determinar el valor de estos coeficientes en el sistema (Lawrence, Wolfaardt and Korber, 1994), así como su relación con la densidad de la biopelícula (Guimerà et al., 2015).

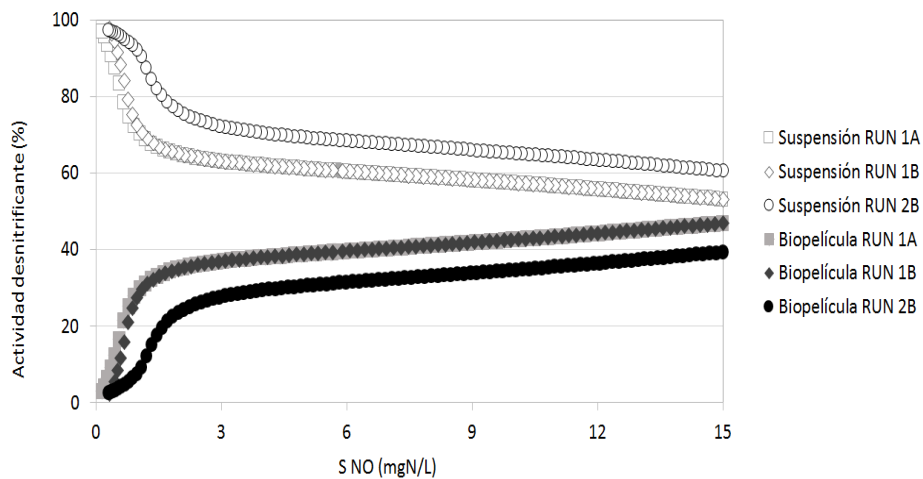
También sería interesante considerar el efecto de la capa límite sobre esta acumulación de nitratos. El modelo aplicado no considera el efecto de la difusión en la capa límite, pero en realidad podría considerarse como una capa más de la biopelícula en la que no se producen transformaciones y, por lo tanto, el efecto de la difusión sería aún mayor del estimado.



**Figura 4.5** Concentración de nitrato en el licor mezcla ( $S_{NO}$ ), tasas de consumo de nitrato en biopelícula y suspensión ( $TD_{BP}$  y  $TD_{FA}$ ) y tasa de difusión de nitrato en la biopelícula ( $Td_{NO}$ ) en función del tiempo, para un ensayo concreto ( $\rho X=290000\text{gDQO}/\text{m}^3$  y  $LL=0,1\text{ mm}$ ).

Posteriormente, descartando los periodos del ensayo afectados por la difusión, se comparó la fracción de nitrato eliminada en biopelícula con la eliminada en suspensión (Figura 4.6). Las simulaciones RUN 1A, 1B y 2B (Figura 4.6), dada la incertidumbre, muestran los resultados obtenidos aplicando diferentes valores de densidad y espesor de capa límite dentro de un rango considerado razonable para las condiciones de operación del reactor. La cantidad de nitrato eliminado por la biomasa en suspensión siempre resultó

superior a la eliminada por la biomasa fija, pero para concentraciones en el seno del líquido menores de 2 mgN/L la participación de la biopelícula disminuyó de forma exponencial. De estos resultados puede inferirse que los reactores anóxicos híbridos no deben funcionar con concentraciones inferiores a 2 mgN/L, ya que la contribución de la biopelícula a la desnitrificación sería muy baja. El valor del espesor de la capa límite en el rango seleccionado apenas tuvo efecto apreciable sobre el resultado obtenido. Sin embargo, el valor adoptado de densidad en biopelícula afectó de forma más notable, ya que en este caso implicaba una menor concentración de organismos heterótrofos en biopelícula. El rango de incertidumbre debido a la densidad, es decir, la diferencia del resultado en RUN1B y RUN2B estuvo en torno al 5% con concentraciones altas de nitrato (superiores a 2 mgN/L) y aumentó con concentraciones menores.



**Figura 4.6** Actividad desnitrificante (%) de la biomasa fija y en suspensión en función de la concentración presente de nitrato durante el ensayo batch. (RUN 1A:  $LL=0,01\text{mm}$  y  $\rho X=290000\text{gDQO/m}^3$ , RUN 1B:  $LL=0,1\text{ mm}$  y  $\rho X=290000\text{gDQO/m}^3$ ; RUN 2B:  $LL=0,01\text{ mm}$  y  $\rho X_H=150000\text{gDQO/m}^3$ ,  $\rho X_s = \rho X_i = 100000\text{gDQO/m}^3$ ).

Este análisis señaló que las condiciones de operación aplicadas en el reactor anóxico durante la experimentación mostrada, es decir, operar con una baja concentración de nitratos ( $1,7 \pm 0,7\text{ mgN/L}$ ) para alcanzar un efluente de alta calidad, condujeron a una reducida tasa de consumo de nitrato en biopelícula (20-34%).

#### **4.3.6 Efecto de la superficie de biopelícula instalada sobre la calidad del efluente**

Para considerar el efecto de la superficie de biopelícula instalada en el reactor anóxico sobre la calidad del efluente del sistema, se realizaron una serie de simulaciones considerando diferentes superficies específicas de biopelícula en el reactor anóxico (0, 70, 140, 275 y 345  $\text{m}^2/\text{m}^3_{\text{reactor}}$ ). Las condiciones de operación fueron semejantes a las experimentadas, aplicando una carga de nitratos de 345  $\text{gN}/\text{m}^3\cdot\text{d}$  y manteniendo una concentración de SSVLM alrededor de 2000  $\text{mg}/\text{L}$ . De este modo se obtuvo que por cada  $\text{m}^2/\text{m}^3$  de superficie de biopelícula incrementada en el reactor anóxico híbrido, la eliminación de nitrato en el sistema aumentaba 0,1  $\text{gN}/\text{m}^3\cdot\text{d}$ . Dicho de otro modo, la concentración de nitrato en el efluente se redujo de 5,5  $\text{mgN}/\text{L}$  a 2,6  $\text{mgN}/\text{L}$ , al aumentar la superficie específica de 0 a 345  $\text{m}^2/\text{m}^3_{\text{reactor}}$ . Estos resultados confirmaron la limitación de la actividad de la biopelícula debido a la baja superficie de biopelícula presente (70  $\text{m}^2/\text{m}^3_{\text{reactor}}$ ).

En cuanto a la eliminación de fósforo, los resultados mostraron que el aumento de la superficie de biopelícula presente en el reactor anóxico afectó negativamente a la concentración de fósforo obtenido en el efluente. Esto se explicó por la competencia de biomasas por el sustrato orgánico. Se produce una mayor cantidad de biomasa heterótrofa que consumirá más cantidad de materia orgánica, en detrimento de la biomasa acumuladora de fosfato.

#### 4.4 CONCLUSIONES

En el presente trabajo se experimentó un sistema de tipo UCT con reactores híbridos anóxico y aerobio con lecho fijo para eliminación de nutrientes. Durante su funcionamiento en continuo, tratando agua residual urbana, se alcanzaron unos rendimientos de eliminación de nitrógeno y fósforo total promedios de  $66\pm 7\%$  y  $75\pm 9\%$ , con un TRH global de 4,9 h.

Se realizaron una serie de ensayos discontinuos de desnitrificación *in situ* y *ex situ*, en los cuales el reactor híbrido anóxico presentó una mayor tasa máxima de desnitrificación frente a un reactor anóxico de biomasa en suspensión conteniendo la misma concentración de SSLM de  $11 \text{ gN/m}^3\cdot\text{h}$  a  $14 \text{ gN/m}^3\cdot\text{h}$ . Los ensayos batch *in situ* resultaron adecuados para la caracterización biológica del reactor híbrido de forma global.

Se constató que la capacidad de eliminación de nitrato de la biopelícula del reactor anóxico híbrido depende principalmente de la concentración de nitrato presente en el reactor, ya que por debajo de  $4 \text{ mg/L}$  la tasa de consumo se redujo notablemente frente a la del fango activo. De esto se desprende la recomendación de operar este tipo de reactores manteniendo concentraciones mínimas de nitrato de  $2 \text{ mgN/L}$ . Consecuentemente, se consideró que durante el presente trabajo el reactor anóxico híbrido no fue operado en las condiciones más adecuadas para obtener la máxima actividad biológica, ya que se operó por debajo de esta concentración.

Los posibles problemas de mezclado en los reactores anóxicos híbridos pueden estudiarse a través de la constante de afinidad. Mediante la estimación de la constante de afinidad, entendida como un coeficiente que integra los distintos factores de reducción de la capacidad biológica (físicos y biológicos), se confirmó que la microaireación intermitente puede ser una estrategia de mezclado conveniente para este tipo de reactores anóxicos híbridos, dando lugar a biopelículas densas con un espesor reducido de capa límite. Sin embargo, dada la importancia de la hidrodinámica en este tipo de tecnología, se recomienda el empleo de modelos capaces de incluir tanto el comportamiento biológico como hidrodinámico, tipo CFD. Se considera recomendable profundizar en la evaluación de los coeficientes de difusión y de la densidad de la biopelícula, así como la relación existente entre ellos.

Al igual que en un sistema biopelícula convencional, la superficie específica de soporte para biopelícula instalada en el reactor influye en la capacidad de depuración del sistema híbrido. No obstante, su efecto sobre la calidad del efluente se verá limitado si el reactor es operado en condiciones de baja concentración de nitratos en el seno del líquido. Los resultados del modelo mostraron que incluir soporte con una superficie específica de 150 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>reactor incrementaba la capacidad de desnitrificación en sólo un 4,5 %, o una reducción de la concentración de NO<sub>3</sub><sup>-</sup> de 1,25 mg/L

La biomasa en suspensión en el sistema experimental llevó a cabo la eliminación biológica de fósforo, a pesar de la presencia del soporte y la biopelícula en los reactores anóxico y aerobio. Sin embargo, los resultados de las simulaciones de diversos escenarios de operación, mostraron un deterioro del rendimiento de eliminación de fósforo con la presencia de la biopelícula, debido a la competencia por el sustrato orgánico.

En los ensayos de actividad *in situ* en reactores anóxicos híbridos de lecho fijo deben descartarse los primeros minutos (20-30 min) del ensayo debido al efecto de la difusión del nitrato añadido hacia el interior de la biopelícula, lo que produce aparentes mayores tasas de desnitrificación biológica en el ensayo.



## REFERENCIAS

Albizuri, J., Grau, P., Christensson, M., Larrea, L., 2014. Validating the Colloid model to optimise the design and operation of both moving-bed biofilm reactor and integrated fixed-film activated sludge systems, *Wat. Sci. Tech.* 69, 1552-1557.

Albizuri, J., van Loosdrecht, M.C., Larrea, L., 2009. Extended mixed-culture biofilms (MCB) model to describe integrated fixed film/activated sludge (IFAS) process behaviour, *Wat. Sci. Tech.* 60, 3233-3241.

Arnaldos, M., Amerlinck, Y., Rehman, U., Maere, T., Van Hoey, S., Naessens, W., Nopens, I., 2015. From the affinity constant to the half-saturation index: Understanding conventional modeling concepts in novel wastewater treatment processes, *Water Res.* 70, 458-470.

Boltz, J., Daigger, G., 2010. Uncertainty in bulk-liquid hydrodynamics and biofilm dynamics creates uncertainties in biofilm reactor design, *Wat. Sci. Tech.* 61, 307-316.

Brannock, M., Wang, Y., Leslie, G., 2010. Mixing characterisation of full-scale membrane bioreactors: CFD modelling with experimental validation, *Water Res.* 44, 3181-3191.

Dutta, S., Hoffmann, E., Hahn, H., 2007. Study of rotating biological contactor performance in wastewater treatment using multi-culture biofilm model, *Wat. Sci. Tech.* 55, 345-353.

Elenter, D., Milferstedt, K., Zhang, W., Hausner, M., Morgenroth, E., 2007. Influence of detachment on substrate removal and microbial ecology in a heterotrophic/autotrophic biofilm, *Water Res.* 41, 4657-4671

Gómez, C., 2010. Desarrollo y modelización de un sistema biopelícula para la eliminación de materia orgánica y nitrógeno, Tesis Doctoral, Universidad de Cantabria.

Guimerà Villalba, X., Dorado Castaño, A.D., Bonsfills Pedrós, A., Gabriel, D., Gamisans Noguera, J., 2015. Effect of biomass density on oxygen diffusivity measured inside biofilms with a MEA Sensor, 65-70.

Hooshyari, B., Azimi, A., Mehrdadi, N., 2009. Kinetic analysis of enhanced biological phosphorus removal in a hybrid integrated fixed film activated sludge process, *Int. J. Environ. Sci. Technol.* 6, 149-158.

Jenkins, D., Wanner, J., 2014. *Activated Sludge - 100 Years and Counting*. IWA Publishing.

Johnson, T.L., Shaw, A., Phillips, H., Choi, N., Lauro, T., Butler, R., Radko, L., 2007. A Pilot-scale comparison of IFAS and MBBR to achieve very low total nitrogen concentrations, *Water Practice*. 1, 1-14.

Khoyi, M.R., Yaghmaei, S., 2005. Simulation of competition between two microorganisms in a biofilm reactor based on different growth models, *Biochem. Eng. J.* 23, 63-72.

Kristensen, G.H., Jorgensen, P.E., Henze, M., 1992. Characterization of functional microorganism groups and substrate in activated sludge and wastewater by AUR, NUR and OUR, *Wat. Sci. Tech*, 25 (6), 43-57.

Kuba, T., Van Loosdrecht, M., Heijnen, J., 1997. Biological dephosphatation by activated sludge under denitrifying conditions pH influence and occurrence of denitrifying dephosphatation in a full-scale waste water treatment plant, *Wat. Sci. Tech.* 36, 75-82.

Lackner, S., Terada, A., Smets, B. F. 2008. Heterotrophic activity compromises autotrophic nitrogen removal in membrane-aerated biofilms: results of a modeling study, *Water Res.* 42(4), 1102-1112.

Lawrence, J.R., Wolfaardt, G.M., Korber, D.R., 1994. Determination of diffusion coefficients in biofilms by confocal laser microscopy, *Appl. Environ. Microbiol.* 60, 1166-1173.

Leyva-Díaz, J., González-Martínez, A., González-López, J., Muñío, M., Poyatos, J., 2015. Kinetic modeling and microbiological study of two-step nitrification in a membrane bioreactor and hybrid moving bed biofilm reactor–membrane bioreactor for wastewater treatment, *Chem. Eng. J.* 259, 692-702.

Li, H., Zhu, J., Flammig, J.J., O'Connell, J., Shrader, M., 2015. Practical experience with full-scale structured sheet media (SSM) integrated fixed-film

activated sludge (IFAS) systems for nitrification, *Wat. Sci. Tech.* 71, 545-552.

Locklair, R.E., Jenkins, T.K., 2014. Mixing systems and methods of mixing. US870270

Monclús, H., Sipma, J., Ferrero, G., Comas, J., Rodríguez-Roda, I., 2010. Optimization of biological nutrient removal in a pilot plant UCT-MBR treating municipal wastewater during start-up, *Desalination*. 250, 592-597.

Oda, T., Yano, T., Niboshi, Y., 2006. Development and exploitation of a multipurpose CFD tool for optimisation of microbial reaction and sludge flow, *Wat. Sci. Tech.* 53, 101-110.

Ordaz, A., Oliveira, C.S., Alba, J., Carrión, M., Thalasso, F., 2011. Determination of apparent kinetic and stoichiometric parameters in a nitrifying fixed-bed reactor by in situ pulse respirometry, *Biochem. Eng. J.* 55, 123-130.

Pérez, J., Picioreanu, C., van Loosdrecht, M., 2005. Modeling biofilm and floc diffusion processes based on analytical solution of reaction-diffusion equations, *Water Res.* 39, 1311-1323.

Green, D.W. and Perry R.H. 2008. Perry's chemical engineers' handbook. McGraw-hill New York.

Reichert, P., 1995. Design techniques of a computer program for the identification of processes and the simulation of water quality in aquatic systems, *Environ. Software*. 10, 199-210.

Reichert, P., 1994. AQUASIM – A tool for simulation and data analysis of aquatic systems, *Wat. Sci. Tech.* 30, 21-30.

Rodríguez-Hernández, L., González-Viar, M., De-Florio, L. and Tejero I., 2013. Hybrid membrane bioreactor application for decentralized treatment and reuse. *Desalination and Water Treatment*, 51(10-12), 2467-2473.

Rodríguez-Hernández, L., Esteban-García, A., Tejero, I., 2014. Comparison between a fixed bed hybrid membrane bioreactor and a conventional membrane bioreactor for municipal wastewater treatment: A pilot-scale study, *Bioresour. Technol.* 152, 212-219.

Rosso, D., Lothman, S.E., Jeung, M.K., Pitt, P., Gellner, W.J., Stone, A.L., Howard, D., 2011. Oxygen transfer and uptake, nutrient removal, and energy footprint of parallel full-scale IFAS and activated sludge processes, *Water Res.* 45, 5987-5996.

Shaw, A., Takács, I., Pagilla, K., Murthy, S., 2013. A new approach to assess the dependency of extant half-saturation coefficients on maximum process rates and estimate intrinsic coefficients, *Water Res.* 47, 5986-5994.

Sriwiriyarat, T., Randall, C.W., Sen, D., 2005. Computer program development for the design of integrated fixed film activated sludge wastewater treatment processes, *J. Environ. Eng.* 131, 1540-1549.

Stewart, P.S., 2012. Mini-review: convection around biofilms, *Biofouling.* 28, 187-198.

Stricker, A., Barrie, A., Maas, C.L., Fernandes, W., Lishman, L., 2009. Comparison of performance and operation of side-by-side integrated fixed-film and conventional activated sludge processes at demonstration scale, *Water Environ. Res.* 81, 219-232.

Terada, A., Lackner, S., Tsuneda, S., Smets, B.F., 2007. Redox-stratification controlled biofilm (ReSCoBi) for completely autotrophic nitrogen removal: The effect of co-versus counter-diffusion on reactor performance, *Biotechnol. Bioeng.* 97, 40-51.

Wachtmeister, A., Kuba, T., Van Loosdrecht, M.C.M., Heijnen, J.J., 1997. A sludge characterization assay for aerobic and denitrifying phosphorus removing sludge, *Water Res.* 31, 471-478.

Wanner, O., Morgenroth, E., 2004. Biofilm modeling with AQUASIM, *Wat. Sci. Tech.* 49, 137-144.

# Capítulo 5

## Aplicación de un reactor aerobio híbrido con membranas para *sewer mining*

---

Parte de este capítulo ha sido publicado como:

González-Viar, M., Díez-Montero, R., Molinos-Senante, M., De Florio, L., Esteban-García, A.L., Sala-Garrido, R., Hernández-Sancho, F. and Tejero, I., 2016. **Cost-effectiveness analysis of sewer mining versus centralized wastewater treatment: case study of the Arga river basin, Spain.** Urban Water Journal 13 (6), 321-330.



## 5.1 INTRODUCCIÓN

La Directiva Marco del Agua de la Unión Europea, DMA 2000/60/CE, adoptada en el año 2000, supuso una importante reforma en la gestión del agua en Europa. El objetivo final de la DMA es conseguir el buen estado ecológico de las masas de agua europeas. Un elemento clave diferenciador es el papel que las herramientas y principios económicos han sido asignados en la DMA (Van Engelen *et al.* 2008, Xenarios 2009, Berbel *et al.* 2011, Martín-Ortega 2012). Para cumplir con los objetivos ambientales de la DMA, cada cuenca debería haber llevado a cabo un programa de medidas (PDM) en 2009, que debe ser revisado y actualizado a más tardar 15 años después de la entrada en vigor de la DMA y después cada 6 años. Por lo tanto, el tema de los PDM ha configurado la agenda del agua durante los últimos 10 años y continuará haciéndolo.

Existen dos métodos básicos para evaluar económicamente los programas de gestión de agua, el análisis coste-beneficio (ACB) y análisis coste-eficacia (ACE). A pesar de que el ACB tiene la ventaja de medir los beneficios netos de cada alternativa en términos monetarios asegurando la racionalidad de las inversiones, dentro del contexto de la DMA el método más comúnmente aceptado es el ACE (Berbel *et al.* 2011, Molinos-Senante *et al.* 2011) porque permite evaluar los resultados del PDM en términos de unidades físicas evitando el complejo proceso de evaluación económica.

Desde que el ACE fue propuesto por el grupo WATECO (Comisión Europea 2003) como un método de evaluación de PDM a partir de la DMA, éste se ha utilizado en toda Europa aplicando diferentes enfoques metodológicos para varios propósitos (Balana *et al.* 2011, Perní and Martínez-Paz 2013). El ACE se ha aplicado ampliamente para evaluar la rentabilidad (coste-eficacia) de varias estrategias para controlar la contaminación difusa y mitigar la eutrofización (Vinten *et al.* 2012, Mewes 2012, Panagopoulos *et al.* 2013) o para reducir la extracción de agua en zonas de estrés hídrico (Blanco-Gutiérrez *et al.* 2011). En resumen, el ACE proporciona un indicador económico-ecológico que permite comparar y evaluar diferentes estrategias para lograr un objetivo determinado.

Uno de los problemas ambientales más significativos identificados en muchas masas de agua en la cuenca mediterránea está relacionado con los episodios de bajo caudal estival que conllevan problemas de contaminación de nitrógeno y fósforo (European Commission 2007). La principal causa de estos problemas es la captación de agua unida a la contaminación debida a la presencia de granjas y obras de saneamiento. Por lo tanto, para alcanzar el buen estado ecológico de las masas de agua, se pueden plantear dos tipos de medidas: unas dirigidas a ahorrar agua y otras destinadas a reducir la contaminación (Álvarez-Farizo and Hanley 2006). Un importante número de medidas dentro de la DMA se enfocan en mejorar el tratamiento de las aguas residuales, incluyendo la regeneración de éstas, ya que se ha detectado que los efluentes de depuradora pueden llegar a representar un alto porcentaje del caudal total- hasta el 90% durante el periodo de estiaje- (Molinos-Senante *et al.* 2011).

El *sewer mining* (SM) consiste en la extracción de agua residual del propio sistema de alcantarillado y su tratamiento físico, químico y/o biológico en el mismo punto de extracción utilizando plantas de tratamiento descentralizadas que además se encuentren situadas próximas al punto para su reutilización, capaces de producir agua regenerada apta para un uso específico (McFallan and Logan 2008). El SM ha sido considerado como una opción sostenible de gestión de los recursos hídricos para incorporar en el desarrollo urbano (Chanan and Woods 2006, Suriyachan *et al.* 2012, Dobbie and Brown 2014), incluso en países en desarrollo (Massoud *et al.* 2009). Las ventajas del tratamiento descentralizado de aguas residuales (TDAR) frente al comúnmente aplicado tratamiento centralizado de aguas residuales (TCAR) ha sido discutido por muchos autores (Kamal *et al.* 2008, Libralato *et al.* 2012, Poustie *et al.* 2014). Sin embargo, la mayoría de los estudios se centra en comparar estas estrategias desde el punto de vista técnico y no desde una perspectiva económica.

Existen numerosas tecnologías validadas a gran escala para la obtención de agua regenerada (en particular, aplicaciones avanzadas de membranas) pero el principal obstáculo alegado para su aplicación son los factores económicos desfavorables. Esto se debe principalmente a las instalaciones requeridas para la reutilización, como las tuberías de transporte, los tanques



de almacenamiento y los bombes de agua regenerada (Butler and MacCormick 1996). Los sistemas de tratamiento basados en membranas de filtración poseen un alto nivel de automatización debido a su configuración mecánica y a la necesidad de control continuo del ensuciamiento. Esto puede ser fácilmente ampliado a toda la planta, para proporcionar un sistema completo de automatización que se ajuste a instalaciones descentralizadas aptas para el tratamiento de aguas residuales (Sartor *et al.* 2008) o aguas grises (Jaboring 2014) en lugares sin sistema de alcantarillado.

Los biorreactores de membranas (BRM) presentan una alta eficiencia en eliminación de organismos patógenos y son capaces de cumplir con otros parámetros de calidad de agua necesaria para ser apta para riego, como metales pesados (Arévalo *et al.* 2013, Norton-Brandão *et al.* 2013) o disruptores endocrinos y compuestos farmacéuticos (Le Minh *et al.* 2010). Además, los biorreactores de membranas híbridos (BRMH) incorporan un soporte fijo para biopelícula (Rodríguez-Hernández *et al.* 2012) que proporciona algunas ventajas operacionales frente a los BRM convencionales (Rodríguez-Hernández *et al.* 2014).

Este trabajo se centra en la reducción del impacto del efluente de una depuradora en la calidad del río en el cual se vierte, para lo que se propone: (i) mejorar la calidad del efluente vertido (alternativa TCAR); (ii) reducir el volumen del efluente vertido y reemplazarlo por agua desembalsada (alternativa TDAR). Estas alternativas pueden aumentar la resiliencia de la masa de agua receptora, aunque quizá se precisen otras medidas adicionales para alcanzar todos los objetivos de la DMA.

El objetivo de este trabajo es comparar estas alternativas mediante ACE en un caso de estudio concreto y mostrar la utilidad de este análisis para priorizar medidas.

La tecnología de membranas se aplica para obtener el agua regenerada en ambos casos pero para diferentes aplicaciones: ambiental (descarga en río) y uso urbano/agrícola (riego), respectivamente. El tratamiento terciario avanzado centralizado (TTA) se basa en la tecnología de membranas de ultrafiltración, mientras que la propuesta para la gestión descentralizada es la

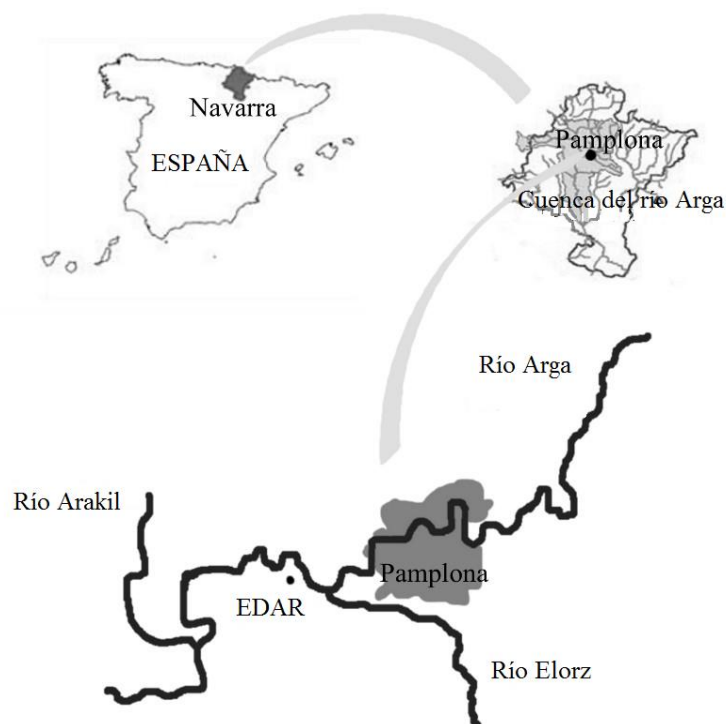
tecnología BRMH, que se considera aplicable para SM. A efectos de comparación se consideró también un sistema de tratamiento terciario convencional (TTC).

Para reducir la incertidumbre y evaluar diferentes situaciones, se analizaron los resultados obtenidos aplicando dos valores de tasas de descuento y doce escenarios con diferentes valores de caudal del río y de vertido, así como diferentes niveles de calidad.

## **5.2 MATERIALES Y MÉTODOS**

### **5.2.1 Caso de estudio**

El caso de aplicación hipotética que aquí se presenta se refiere a la cuenca del río Arga, donde se encuentra el área urbana de Pamplona (Navarra, España) y su entorno industrial, con una población equivalente de 700.000 habitantes. El caso de estudio se localiza en una unidad de gestión y control en relación a la aplicación de la DMA, limitado por los puntos donde el Arga converge con los ríos Elorz y Arakil (Figura 5.1). El ecotipo del río Arga antes de la convergencia con el Arakil se define como "río de montaña húmeda calcárea"; a partir de ese punto, donde se centran la mayoría de los problemas, su ecotipo se define como de "eje mediterráneo-continental poco mineralizado" (Castiella *et al.* 2007, Orden ARM/2656, 2008). El río Arga está represado en el Eugi, un depósito de cabeza que sirve principalmente para abastecimiento de agua potable. Finalmente, el Arga desemboca en el río Aragón, afluente del río Ebro. Esa cuenca del río, el más grande de España, se destaca como un ejemplo de las amenazas en los ríos y arroyos mediterráneos españoles (Cooper *et al.* 2013, Grantham *et al.* 2013).



**Figura 5.1.** Localización del caso de estudio: Pamplona, EDAR, río Arga, río Elorz y río Arakil en la cuenca del río Arga, Navarra (España).

En cuanto a la gestión de las aguas residuales, el 99% de las aguas residuales de toda la zona es recogida y tratada en una única Estación Depuradora de Aguas Residuales (EDAR), vertiéndose finalmente en el río. El efluente de la EDAR cumple con los requisitos de la autorización de vertido. Sin embargo, durante la estación seca, la reducción de la disponibilidad de agua implica que una gran parte del caudal del río proviene del vertido de la EDAR de descarga o de caudales de retorno de agua de riego, que contiene contaminación mineral y orgánica. Problemas similares son frecuentes en los ríos del Mediterráneo (González del Tánago *et al.* 2012). A

pesar de que está garantizado el suministro de agua potable de buena calidad, la Confederación Hidrográfica del Ebro declaró que las masas de agua del Arga aguas abajo de Pamplona, están en riesgo de no alcanzar el objetivo de la DMA para 2015. Se han llevado a cabo una serie de estudios a nivel de cuenca hidrográfica con el objetivo de aumentar la calidad del agua del Arga. Entre las medidas propuestas, se destacan las siguientes: aumento del caudal del río aguas arriba prohibiendo determinados usos (con la debida compensación); la reducción de los desbordamientos de aguas residuales interviniendo en el sistema de alcantarillado (construcción de tanques de tormenta); intervención sobre la contaminación difusa relacionada con la escorrentía de fertilizante agrícola o estiércol de ganado; reducción del impacto del vertido de la EDAR (Castiella *et al.* 2007).

El caudal del río durante la estación seca, estimado con el método de 7Q10, que Smakhtin (2001) define como “los caudales promedio más bajos que se producen durante un período de 7 días consecutivos con intervalos de recurrencia de 10 años”, apenas llega a 0,5 m<sup>3</sup>/s aguas arriba la EDAR. Mientras tanto, la EDAR vierte un caudal promedio de 1 m<sup>3</sup>/s. La calidad del agua de estos caudales se muestra en la Tabla 5.1.

**Tabla 5.1** Valores de calidad del agua en el río aguas arriba de la EDAR y en los efluentes de EDAR<sup>a</sup>, TTA<sup>b</sup> y TTC<sup>c</sup>.

	SST <sup>d</sup> (mg/L)	DBO <sup>e</sup> (mg/L)	P-PO <sub>4</sub> <sup>-f</sup> (mg/L)	N-NH <sub>4</sub> <sup>-g</sup> (mg/L)	N-NO <sub>3</sub> <sup>-h</sup> (mg/L)
Río aguas arriba de la EDAR <sup>i</sup>	21	3	0,02	0,1	0,55
Efluente de la EDAR	8	9	0,90	2,4	6,40
Efluente de TTA <sup>j</sup>	<1	2	0,10	0,9	1,90
Efluente de TTC <sup>j</sup>	2	3	0,10	1,0	6,00

a. Estación de Depuración de Aguas Residuales; b. Tratamiento Terciario Avanzado; c. Tratamiento Terciario Convencional; d. Sólidos en Suspensión Totales; e. Demanda Bioquímica de Oxígeno; f. Fósforo de ortofosfatos; g. Nitrógeno Amoniacal; h. Nitrógeno de Nitratos; i. Valores diarios promedio de junio a septiembre 2009-2012 (Gobierno de Navarra 2013); j. Calidad de efluente basada en Asano *et al.* (2007)

## 5.2.2 Metodología ACE

Los pasos del ACE como método para obtener un indicador económico-ambiental de cada alternativa en nuestro caso de estudio son los siguientes:

### 5.2.2.1 Identificar o definir las alternativas para evaluar

Se comparan dos alternativas de tratamiento de aguas centralizado con una alternativa de tratamiento de aguas descentralizado, y se consideran dos caudales de tratamiento para cada una (Opción 1 y Opción 2), como se resume en la Tabla 5.2.

La alternativa TDAR implica la implementación de BRMH como instalaciones para SM en aquellos parques o áreas verdes de la zona urbana y el entorno atravesados por el sistema de alcantarillado, donde existe una demanda de agua regenerada (Figura 5.2). El BRMH se ha propuesto como una tecnología adecuada para *sewer mining* (Díez *et al.* 2010) y se ha evaluado a escala piloto su idoneidad como instalación de tratamiento descentralizada para el tratamiento de las aguas residuales municipales (Rodríguez-Hernández *et al.* 2013).

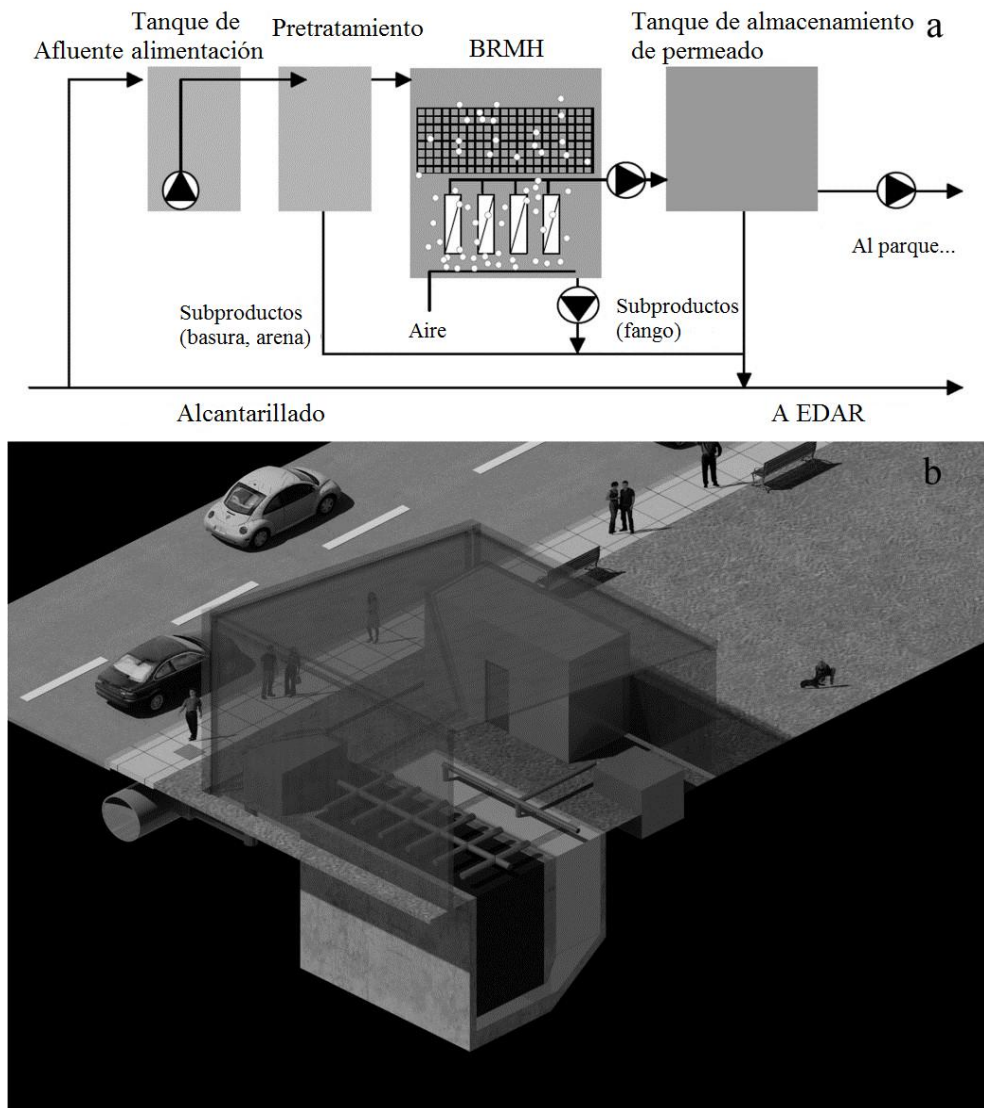
El dimensionamiento de las instalaciones de BRMH se basó los valores de demanda para agua de riego calculados por el método Penman-Montheit de la FAO (Allen *et al.*, 1998), identificando las posibles zonas de riego en la ciudad y su entorno. Cabe señalar que los proyectos de reutilización del agua en España son regulados por el Real Decreto 1620/2007, que establece los usos aceptados y los criterios de calidad del agua, y donde la reutilización potable directa no está permitida. Las opciones 1 y 2 ilustran dos niveles de implementación de SM, que se alcanzarían a media que la demanda de agua se incrementase.

Las alternativas TCAR se basan en la aplicación de un tratamiento terciario avanzado (TTA) o convencional (TTC) para el tratamiento de la misma fracción del vertido de la EDAR considerada en la alternativa TDAR. El TTA se compone de módulos con membrana de ultrafiltración mientras que TTC se refiere al tratamiento de coagulación-floculación seguido por decantación y filtro de arena.

**Tabla 5.2** Instalaciones y opciones evaluadas.

Alternativas	Opción 1		Opción 2	
	Instalaciones	Q (m <sup>3</sup> /s)	Instalaciones	Q (m <sup>3</sup> /s)
<b>TTA<sup>a</sup></b>	Unidad de membranas de ultrafiltración	0,143	Unidad de membranas de ultrafiltración	0,250
<b>TTC<sup>b</sup></b>	Coagulación-floculación + sedimentación + filtro de arena	0,143	Coagulación-floculación + sedimentación + filtro de arena	0,250
<b>SM<sup>c</sup></b>	<i>BRMH<sup>d</sup> 1</i>	<i>0,001</i>	<i>BRMH<sup>d</sup> 1</i>	<i>0,001</i>
	<i>BRMH<sup>d</sup> 2</i>	<i>0,002</i>	<i>BRMH<sup>d</sup> 2</i>	<i>0,002</i>
	<i>BRMH<sup>d</sup> 3</i>	<i>0,003</i>	<i>BRMH<sup>d</sup> 3</i>	<i>0,003</i>
	<i>BRMH<sup>d</sup> 4</i>	<i>0,007</i>	<i>BRMH<sup>d</sup> 4</i>	<i>0,007</i>
	<i>BRMH<sup>d</sup> 5</i>	<i>0,011</i>	<i>BRMH<sup>d</sup> 5</i>	<i>0,011</i>
	<i>BRMH<sup>d</sup> 6</i>	<i>0,012</i>	<i>BRMH<sup>d</sup> 6</i>	<i>0,012</i>
	<i>BRMH<sup>d</sup> 7</i>	<i>0,020</i>	<i>BRMH<sup>d</sup> 7</i>	<i>0,020</i>
	<i>BRMH<sup>d</sup> 8</i>	<i>0,023</i>	<i>BRMH<sup>d</sup> 8</i>	<i>0,023</i>
	<i>BRMH<sup>d</sup> 9</i>	<i>0,028</i>	<i>BRMH<sup>d</sup> 9</i>	<i>0,028</i>
	<i>BRMH<sup>d</sup> 10</i>	<i>0,036</i>	<i>BRMH<sup>d</sup> 10</i>	<i>0,036</i>
			<i>BRMH<sup>d</sup> 11</i>	<i>0,036</i>
			<i>BRMH<sup>d</sup> 12</i>	<i>0,036</i>
			<i>BRMH<sup>d</sup> 13</i>	<i>0,036</i>
	Total:	0,143	Total:	0,250

a. Tratamiento Terciario Avanzado; b. Tratamiento Terciario Convencional; c. Sewer Mining; d. Biorreactor de Membranas Híbrido



**Figura 5.2** (a) Sewer Mining con Biorreactor de Membranas Híbrido (BRMH-SM), esquema y componentes de la instalación; (b) infografía de la posible implementación de una instalación de BRMH-SM. (Extraído de González-Viar *et al.* 2016)

### 5.2.2.2 Estimación de costes de cada alternativa

Siguiendo a Aulong *et al.* (2009), Berbel *et al.* (2011) y Molinos-Senante *et al.* (2011), los costes son los costes financieros directos de cada alternativa, excluyendo los costes sociales. Por lo tanto, el ACE es un análisis financiero en lugar de un análisis económico.

Los costes de cada alternativa implican costes de inversión (CI) y costes de operación y mantenimiento (COM), que se ajustan al período de tiempo en que se producen. Luego se calcula el coste anual equivalente total (CAET) (Molinos-Senante *et al.* 2012) (ecuación (1)):

$$\text{CAET} = \frac{r(1+r)^t}{(1+r)^t - 1} \text{CI} + \text{COM} \quad (1)$$

donde CAET es el coste anualizado equivalente total en €/año; CI es el coste de inversión en €; COM son los costes de operación y mantenimiento en €/año; r es la tasa de descuento; y t es la vida útil del proyecto o alternativa.

El agua residual extraída del sistema de alcantarillado en la alternativa SM debe deducirse del afluente a la EDAR, y también reemplaza una cantidad de agua dulce que por tanto no necesita ser tratada en la estación de tratamiento de agua potable (ETAP)

Estos ahorros de costes se consideran en la evaluación económica. Por lo tanto, el CAET se obtiene como sigue (Ecuación (2)):

$$\text{CAET} = \frac{r(1+r)^t}{(1+r)^t - 1} \text{CI} + \text{COM} - \text{CA} \quad (2)$$

donde CA son los costes ahorrados en €/año.



### 5.2.2.3 Estimación de la eficacia de cada alternativa

El cálculo del índice de eficacia (IE) depende de los objetivos ambientales definidos. En este trabajo, la eficacia de cada alternativa se establece como la mejora en la calidad del agua del río con respecto a la situación actual, evaluada mediante un índice de calidad del agua ICA (ecuación (3)):

$$IE = ICA (\text{alternativa}) - ICA (\text{estado actual}) \quad (3)$$

La calidad del agua se caracteriza por los siguientes parámetros fisicoquímicos: sólidos suspendidos, demanda bioquímica de oxígeno, amonio, nitrato y fósforo total.

El impacto del vertido de aguas residuales en el río se calcula aplicando el modelo inicial de mezcla para todos los contaminantes considerados (Patry y Chapman, 1989). Las concentraciones obtenidas de contaminantes en el río finalmente se normalizan en un único ICA, determinado por (ecuación (4)):

$$ICA = \frac{\sum_i C_i P_i}{\sum_i P_i} \quad (4)$$

donde  $C_i$  es el valor normalizado del parámetro físico- $i$  y  $P_i$  es el peso relativo asignado al parámetro  $i$ .  $P_i$  y  $C_i$  y el rango correspondiente de valores analíticos se basan en Sánchez *et al.* (2007).

Se ha evaluado la influencia de las distintas variables (caudal de vertido de la EDAR al río, caudal del río aguas arriba, caudal del río aguas abajo y calidad del efluente de la EDAR) sobre el IE y la relación coste-eficacia (RCE).

#### 5.2.2.4 Estimación de la relación coste-eficacia y ordenación de las alternativas

Una vez estimados el coste y la efectividad de cada alternativa, se calcula una relación coste eficacia (RCE) para ordenarlas. La RCE representa un indicador ambiental y económico de cada alternativa; por lo tanto, proporciona información muy útil a los responsables de la toma de decisiones en la planificación ambiental.

La RCE estándar (European Commission 2003) se define como (ecuación (5)):

$$RCE = \frac{CAET}{IE} \quad (5)$$

donde RCE es la relación coste-eficacia, CAET es el coste anualizado equivalente total e IE es el índice de eficacia.

La mejor alternativa es la que tiene el valor mínimo de la RCE, mientras que la peor alternativa es aquella con la mayor RCE. Las otras alternativas se sitúan entre esos dos valores en función de su RCE.

#### 5.2.2.5 Análisis de sensibilidad para considerar la incertidumbre

La consideración de la incertidumbre es importante en el desarrollo de cualquier ACE ya que la incertidumbre influye en la ordenación de las opciones de gestión (Berbel *et al.* 2011, Woods *et al.* 2013). En relación a las estimaciones de costes, una mayor tasa de descuento favorece a las soluciones inclinadas hacia gastos futuros, es decir, aquellas con COM relativamente altas y CI bajos. Por ello se propuso el empleo de diferentes tasas de descuento para estudiar la posible incertidumbre en el CAET estimado para cada una de las alternativas. En particular, y siguiendo el trabajo de Woods *et al.* (2013), se aplicaron dos tasas de descuento extremas de 3% y 9% para reducir la incertidumbre.

Con respecto a la estimación de la eficacia, se simularon doce escenarios (A-L en la tabla 5.3) para evaluar la sensibilidad del análisis a los caudales y

calidades de agua. Se consideró un caudal mínimo y uno promedio durante la estación seca, así como una calidad real y otra hipotética para el río y el efluente en ambos casos.

**Tabla 5.3** Caracterización de los escenarios.

Variables	Escenarios											
	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L
Caudal del río (m <sup>3</sup> /s)	0,5	1	1	0,5	1	1	0,5	1	1	0,5	1	1
Caudal del vertido (m <sup>3</sup> /s)	1	1	0,5	1	1	0,5	1	1	0,5	1	1	0,5
Calidad del río	R <sup>a</sup>	R <sup>a</sup>	R <sup>a</sup>	H <sup>b</sup>	H <sup>b</sup>	H <sup>b</sup>	R <sup>a</sup>	R <sup>a</sup>	R <sup>a</sup>	H <sup>b</sup>	H <sup>b</sup>	H <sup>b</sup>
Calidad del vertido	R <sup>a</sup>	R <sup>a</sup>	R <sup>a</sup>	R <sup>a</sup>	R <sup>a</sup>	R <sup>a</sup>	H <sup>b</sup>	H <sup>b</sup>	H <sup>b</sup>	H <sup>b</sup>	H <sup>b</sup>	H <sup>b</sup>

a. Valores de la calidad media diaria durante la estación seca (ver tabla 5.1)

b. Valores de calidad hipotéticos mejorados

## 5.3 RESULTADOS

### 5.3.1 Análisis de costes

Esta sección resume los resultados del análisis económico de las 6 alternativas evaluadas en el ACE. Puesto que el TTC y la filtración con membranas son tecnologías ampliamente extendidas (Côté *et al.* 2004, De Carolis *et al.* 2007, Gavasci *et al.* 2010, Verrecht *et al.* 2010, Hai y Yamamoto 2011), la evaluación de costes se llevó a cabo sobre la base de las estimaciones de costes españoles elaborado por JM Puigdengols (comunicación personal, Eco Sesiones, Sesiones Medio Ambiente (Eco Ciudad e Industria), 28 de mayo de 2009) e Iglesias *et al.* (2010). Puesto que no hay datos disponibles sobre los costes del BRMH, se desarrolló una función de coste teórica basada en el diseño y la estimación de los costes de seis instalaciones de BRMH descentralizadas para operar en un rango de 0,001-0,046 m<sup>3</sup>/s (ecuación (6)).

$$y = 7477 Q^{-0,295} \quad (6)$$

donde Q es el caudal diario tratado expresado en m<sup>3</sup>/d.

La principal diferencia entre la inversión en un BRM convencional y en el innovador BRMH como tecnologías descentralizadas es el coste adicional del soporte para el crecimiento de la biopelícula. Por lo tanto, se considera que los costes de inversión en un BRMH son mayores que en un BRM. Así, incluso aunque se espera que el mantenimiento del BRMH sea más barato debido a las menores velocidades de ensuciamiento de las membranas que se han obtenido experimentalmente (Rodríguez-Hernández *et al.* 2014), en este estudio se aplicaron los mismos COM para BRM y BRMH.

Como se indicó en la sección sobre metodología, para reducir las incertidumbres se aplicaron dos tasas de descuento extremas (3% y 9%) para calcular el CAET. Se asumieron 20 años como vida útil de los sistemas de tratamiento de agua residual. Se consideraron ahorros globales de costes de 0,16 €/m<sup>3</sup> (Ecuación (2)) para tener en cuenta la disminución en el volumen

de agua tratada por la EDAR y la ETAP en las alternativas de SM. Debe destacarse que aunque el fango no es tratado en la instalación del BRMH del SM, puesto que se vierte en el alcantarillado finalmente alcanzará la EDAR donde debe ser gestionado. Por tanto, los ahorros en la EDAR se refieren a la línea del agua y no a la línea del fango. Otros costes ahorrados, como la potencial reducción en las tasas de vertido de la EDAR, no se han considerado.

Los resultados del análisis de costes se resumen en la tabla 5.4. En relación al coste de inversión, hay diferencias notables entre las tres tecnologías consideradas. Como era de esperar, TTC es de lejos la opción más barata, debido a los altos costos de inversión de las tecnologías basadas en membranas. Además, TTA es cuatro veces menos caro que la opción descentralizada. Estos resultados se pueden explicar, en primer lugar, teniendo en cuenta que el coste unitario ( $\text{€/m}^3/\text{d}$ ) es más pequeño para TTA en el rango de caudales estudiado (hasta  $0,250 \text{ m}^3/\text{s}$ ). El efecto de las economías de escala también aumenta la diferencia, porque en la opción descentralizada deben construirse 10 o 13 instalaciones, tratando todas ellas juntas el mismo caudal que el único TTA. Por último, las opciones centralizadas no consideran las instalaciones de tratamiento secundario, como sí lo hacen las descentralizadas. Es decir, como ya existe la EDAR que proporciona un tratamiento secundario del agua residual, sólo se consideran los costes para tratar terciariamente este efluente. Las economías de escala también mejoran ligeramente los CI unitarios para las alternativas 2 ( $0,250 \text{ m}^3/\text{s}$ ) con respecto a las alternativas 1 ( $0,143 \text{ m}^3/\text{s}$ ).

Considerando un mismo caudal de tratamiento, los COM de las alternativas basadas en los procesos de membrana (SM y TTA) son más altos que los asociados con los procesos de filtración convencionales (TTC). Esto es especialmente cierto en el caso de SM, con valores de los COM de más del doble de los de las otras opciones.

**Tabla 5.4** Costes, eficacias y resultados del análisis de coste-eficacia para las tres alternativas y los dos caudales evaluados.

	Opción 1			Opción 2		
	SM <sup>a</sup>	TTC <sup>b</sup>	TTA <sup>c</sup>	SM <sup>a</sup>	TTC <sup>b</sup>	TTA <sup>c</sup>
CI <sup>d</sup> (10 <sup>6</sup> €/y)	10,42	0,42	2,66	16,91	0,71	4,43
COM <sup>e</sup> (10 <sup>6</sup> €/y)	0,92	0,31	0,40	1,60	0,53	0,69
COM-AC <sup>f</sup> (10 <sup>6</sup> €/y)	0,20	0,31	0,40	0,34	0,53	0,69
CAET 3% <sup>g</sup> (10 <sup>6</sup> €/y)	0,52	0,32	0,48	0,85	0,55	0,82
CAET 9% <sup>h</sup> (10 <sup>6</sup> €/y)	1,14	0,35	0,64	1,86	0,60	1,09
IE <sup>i</sup>	1,45	1,00	1,51	5,24	1,78	2,69
RCE <sup>j</sup> (CAET 3%)	0,36	0,32	0,32	0,16	0,31	0,31
RCE <sup>k</sup> (CAET 9%)	0,79	0,35	0,42	0,35	0,34	0,41

a. Sewer Mining; b. Tratamiento Terciario Convencional; c. Tratamiento Terciario Avanzado; d. Costes de Inversión; e. Costes de Operación y Mantenimiento; f. Ahorro de Costes en los Costes de Operación y Mantenimiento; g. Coste Anualizado Equivalente Total aplicando una tasa de descuento del 3%; h. Coste Anualizado Equivalente Total aplicando una tasa de descuento del 9%; i. Índice de Eficacia; j. Relación coste-eficacia, para el CAET del 3%; k. Relación coste-eficacia, para el CAET del 9%.

Curiosamente, cuando el ahorro de costes en el tratamiento de aguas y aguas residuales procedentes de las alternativas de SM se incluyen en el cálculo de los costes totales, las opciones de SM resultan tener un CAET en el rango del TTA, siempre y cuando la tasa de descuento es de alrededor del 3%. Hay que señalar sin embargo que cuando se aplica la tasa de descuento más alta (9%), el SM cuesta casi duplica el coste del TTA, en conformidad con los altos costes de capital implicados. Por lo tanto, este estudio de caso ilustra la importancia de considerar, durante el proceso de toma de decisiones, el CAET como parámetro representativo de los costes totales.

El análisis de costes de las 6 alternativas evaluadas es consistente con estudios previos (Gavasci *et al.* 2010, Molinos-Senante *et al.* 2013), que concluyen que la filtración convencional es una tecnología con bajos CI y COM, mientras que las tecnologías con membranas son las más caras

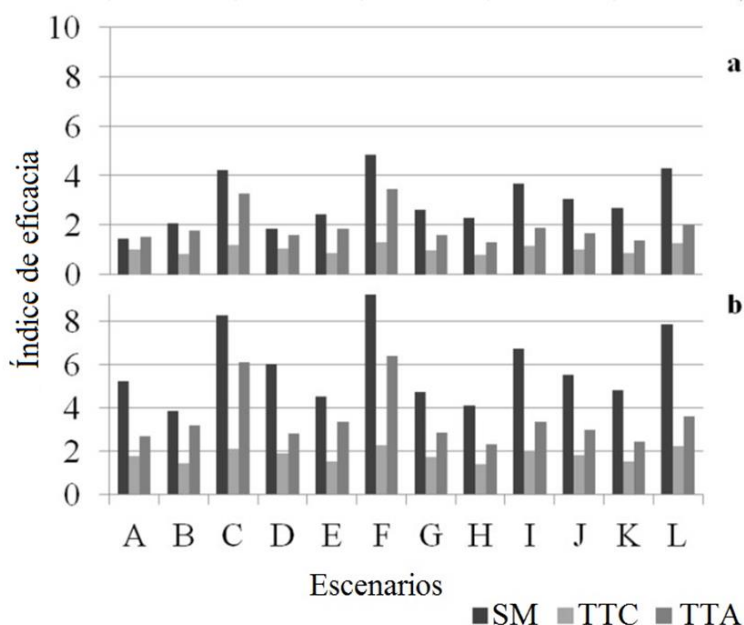
### 5.3.2 Análisis de Eficacia

Los índices de eficacia (IE) resultantes para las seis alternativas también se muestran en la Tabla 5.4. Como se esperaba, la mejora de la calidad del agua del río Arga al reducir el impacto del efluente de la EDAR está limitada por la ligera reducción de contaminantes que pueden alcanzarse con respecto al efluente actual.

El resultado fue que la opción SM mejoraría la calidad del agua río el doble que la opción TTA cuando se trata el 25% del caudal medio del efluente de la EDAR (alternativa SM2 frente TTA2). En cambio, SM1 y la eficacia TTA1 resultaron ser bastante similares. Esto se puede explicar considerando el método de evaluación aplicado en este trabajo. Para obtener el índice de calidad del agua (ICA), el parámetro  $C_i$  varía de 0 a 100 en relación con rangos específicas de valores de concentración para cada parámetro fisicoquímico. Si el valor de la concentración está por encima o por debajo del límite máximo o mínimo fijados, no se observa ningún efecto en el ICA. Para algunos parámetros, las alternativas centralizadas se mantienen por debajo de ese valor límite, siendo  $C_i = 0$  en estos casos. Por lo tanto, la reducción de los contaminantes no se cuantifica. Si se supera el valor mínimo límite, el ICA variará significativamente mostrando la disminución de la contaminación de los ríos.

En este caso de estudio, el SM implica la liberación de agua embalsada. En otras palabras, la alternativa de SM hace posible devolver una parte del agua de río represado a su curso. Como ya se indicó, la EDAR actual realmente consigue una alta calidad del efluente, que incluye la eliminación de nutrientes, lo que explica por qué SM1 y TTA1 obtienen valores de calidad de agua de río muy similares. Sin embargo, en aquellas alternativas en que aumenta el caudal tratado o devuelto al río (SM2 y TTA2), las diferencias entre la eficiencia de SM y TTA también aumentan, superando los umbrales de los rangos más bajos para el ICA, lo que resulta en una mayor eficiencia. Por otra parte, las alternativas TTC dieron un valor ligeramente menor del IE que las TTA, como era de esperar teniendo en cuenta la calidad efluente ligeramente peor efluente de las tecnologías TTC.

El análisis de sensibilidad del IE respecto a las variaciones en los factores principales (caudales y calidades tanto del río como del vertido, y el porcentaje de aguas residuales tratadas con terciario), se muestra en la figura 5.3. SM resultó ser claramente la alternativa más efectiva para todos los escenarios analizados a excepción de la alternativa 1 en el escenario A. Por otro lado, la alternativa TTC siempre fue la menos eficaz.



**Figura 5.3** Resultados del análisis de sensibilidad para el Índice de Eficacia (a) Opción 1 y (b) Opción 2.

El escenario A se define como la peor situación, con los valores más adversos en la estación seca. Esto significa que se consideran el caudal del vertido y las calidades del río y el vertido actuales, con el caudal mínimo del río calculado con el método 7Q10. Con referencia a este escenario, si el caudal del río se considera superior al caudal del efluente de la EDAR (escenarios C, F, I y L) la eficacia del SM aumenta notablemente, más para SM2 que en SM1. La eficacia del TTA también se ve afectada positivamente en estos casos, pero dicho beneficio es leve cuando se consideran mejores calidades para el río aguas arriba de la EDAR o para el efluente de la EDAR (I y L).



Estos resultados apoyan que la eficacia del SM radica en el efecto de dilución provocado por el agua desembalsada.

Otro punto importante son los valores de la calidad del río. El IE disminuye en los escenarios B, E, H y K, los cuales consideran el mismo caudal para el río aguas arriba de la EDAR y para el efluente de la EDAR, revelando lo similares que son la calidad del efluente y la calidad del río aguas arriba de la EDAR.

### 5.3.3 Relación Coste-Eficacia (RCE)

La RCE de cada alternativa también se muestra en la Tabla 5.4. Los resultados para CAET 3% muestran que la alternativa SM2 es la solución más rentable en este caso de estudio, mientras que TTA y TTC son casi equivalentes. Las tecnologías centralizadas convencionales resultaron ligeramente menos eficaces que el TTA, pero con un menor coste significativo en comparación con el tratamiento avanzado. Esto sugiere que, en este caso, la tecnología de membranas no es económicamente conveniente cuando el agua regenerada es finalmente descargada en el río.

Al igual que para los IE, se propusieron y simularon los mismos doce escenarios para comprobar cómo se ve influido la RCE, por un lado por la calidad y cantidad del río y el vertido y, por otro lado, por la tasa de descuento aplicada, como se muestra en la figura 5.4.

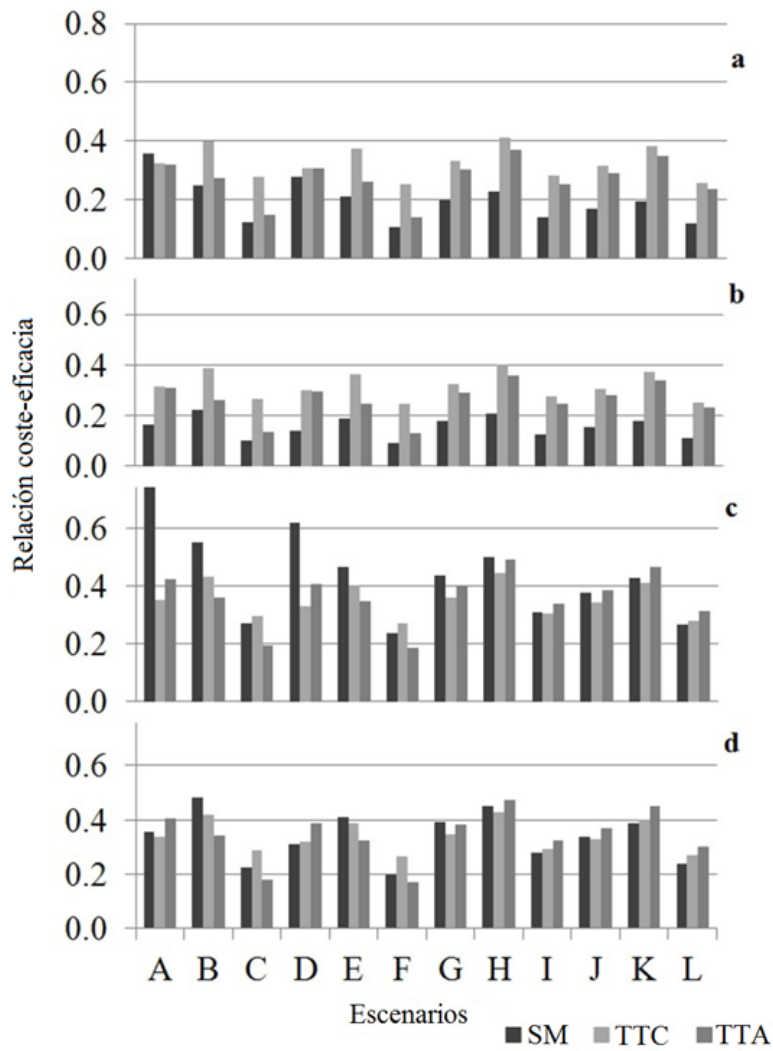
VARIABLES DE ENTRADA DE TIPO ECONÓMICO como el coste de la mano de obra, materiales, equipos, terrenos y electricidad afectan notablemente a los costes de BRM (Young *et al.* 2013). Ambas tasas de descuento expresan que los costes varían dependiendo de estos factores.

Considerar la tasa de descuento menor (figuras 5.4a y 5.4b) beneficia a los CAET de aquellas instalaciones que implican altos costos de inversión. Por lo tanto, la alternativa descentralizada que trata el 25% del caudal promedio de la EDAR (SM2) fue significativamente mejor que el tratamiento de sólo el 14% (SM1), especialmente en los escenarios A y D. Esto significa

que para las alternativas de SM, se observó una alta sensibilidad cuando se modificaban el caudal del río y de la EDAR, y la calidad del vertido de la EDAR, mientras que la modificación de la calidad del agua del río no afectó significativamente a la RCE. Además, SM2 fue la alternativa más rentable en todos los casos, mientras que SM1 fue la siguiente más rentable para todos los casos, con exclusión del escenario A. Esto sugiere que el *sewer mining* podría ser una alternativa adecuada en este caso de estudio concreto.

En cuanto a las alternativas de tratamiento terciario avanzado centralizado (TTA1 y TTA2), en general sus RCE fueron significativamente más altas en comparación con SM1 y SM2. Al comparar TTA2 con TTA1, ambos resultaron rentables de manera similar para todos los escenarios. La sensibilidad de la RCE fue casi igual para ambas alternativas de tratamiento avanzado. Sin embargo, cuando se aumentó el caudal del río sin mejorar la calidad del efluente de la EDAR (escenarios B, C, E y F), la RCE de ambas alternativas avanzadas se redujo significativamente por debajo de la RCE correspondiente a las alternativas convencionales. Para los escenarios restantes, la RCE obtenida para las alternativas convencionales y avanzadas fue bastante similar o ligeramente superior en el caso de los convencionales. Este comportamiento sugiere que, en este caso de estudio concreto, la idoneidad de la tecnología de membranas como un post-tratamiento centralizado podría ser rentable en comparación con las alternativas convencionales en algunos casos específicos.

Cuando se considera la tasa de descuento mayor (Figuras 5.4c y 5.4d), los resultados de la RCE cambian drásticamente. SM parece ser la alternativa menos rentable, sobre todo en los escenarios A y D tratando el 14% del caudal de la EDAR (SM1). Por el contrario, SM2 en estos escenarios es un poco más rentable que TTA2. Como ya se ha dicho, SM presenta una alta sensibilidad para los caudales del río y el vertido de la EDAR, y la calidad del vertido de la EDAR.



**Figura 5.4** Resultados del análisis de sensibilidad para la Relación Coste-Eficacia aplicando (a) Un coste anualizado equivalente total (CAET) y una tasa de descuento del 3% en la opción 1, (b) Un CAET del 9% en la opción 1 (c) Un CAET del 3% en la opción 2 y (d) Un CAET del 9% en la opción 2.

## 5.4 CONCLUSIONES

En este trabajo, se demuestra que el análisis coste-eficacia es una herramienta de análisis útil para priorizar alternativas. Se aplica al caso de estudio concreto de la cuenca de un río de la cuenca mediterránea española para comparar las alternativas de tratamiento de aguas residuales con el objetivo de mejorar la calidad del agua del río, como requiere la Directiva Marco de Aguas.

Este caso puede ilustrar un modelo de desarrollo urbano en un contexto de escasez de agua, donde se den una demanda creciente y una disminución de la oferta. Estas situaciones precisan la aplicación nuevas herramientas para apoyar a todas las partes interesadas en el proceso de toma de decisiones, con el fin de desarrollar planes de gestión integrada de recursos hídricos en los que se consideran alternativas de distinta naturaleza.

Los resultados de la relación coste-eficacia muestran que el *sewer mining* es más rentable que las alternativas centralizadas (mejora de la EDAR), aunque se basan en los costes de construcción locales. Sin embargo, el presente trabajo da lugar a una útil evaluación que podría ser adaptada a los datos que se encuentren disponibles.

El análisis realizado subraya que aquellas alternativas que involucran tecnologías de regeneración y reutilización dan lugar a un nuevo suministro de agua, y por lo tanto conducen a un ahorro de costes que debe tenerse en cuenta durante la realización del ACE. Las opciones de gestión descentralizada como el *sewer mining* a menudo se descartan debido a los costes de capital involucrados, pero se sugiere que podrían ser más rentables, en términos de coste-eficacia, que los convencionales.

## REFERENCIAS

- Allen, R. G., *et al.*, 1998. Crop evapotranspiration-Guidelines for computing crop water requirements-FAO Irrigation and drainage paper 56 [online]. FAO, Rome. Disponible en: <http://www.fao.org/docrep/x0490e/x0490e00.htm> [Acceso en enero de 2013].
- Álvarez-Farizo, B. and Hanley, N., 2006. Improving the process of valuing non-market benefits: Combining citizens' juries with choice modelling. *Land Econ.* 82(3), 465-478.
- Arévalo, J., *et al.*, 2013. Removal performance of heavy metals in MBR systems and their influence in water reuse. *Water Sci. Technol.* 67(4), 894-900.
- Asano, T., *et al.*, 2007. *Water reuse, issues, technologies and applications.* McGraw-Hill Professional, New York, NY.
- Aulong, S., Bouzit, M. and Dörfliger, N., 2009. Cost-effectiveness analysis of water management measures in two River Basins of Jordan and Lebanon. *Water Resour. Manage.* 23(4), 731-753.
- Balana, B. B., Vinten, A. and Slee, B., 2011. A review on cost-effectiveness analysis of agri-environmental measures related to the EU WFD: Key issues, methods, and applications. *Ecological Economics.* 70(6), 1021-1031.
- Berbel, J., Martín-Ortega, J. and Mesa, P., 2011. A cost-effectiveness analysis of water-saving measures for the water framework directive: the case of the Guadalquivir River Basin in Southern Spain. *Water Resour. Manage.* 25(2), 623-640.
- Blanco-Gutiérrez, I., Varela-Ortega, C. and Flichman, G., 2011. Cost-effectiveness of groundwater conservation measures: A multi-level analysis with policy implications. *Agr. Water Manage.* 98(4), 639-652.
- Butler, R. and MacCormick, T., 1996. Opportunities for decentralized treatment, sewer mining and effluent re-use. *Desalination.* 106(1), 273-283.

Castiella, J., Pérez, C. and Sanz, L., 2007. Documento técnico para la participación pública en la Cuenca del Arga [online]. Disponible en: [http://www.crana.org/themed/crana/files/docs/136/232/dossier\\_cuenca\\_arga.pdf](http://www.crana.org/themed/crana/files/docs/136/232/dossier_cuenca_arga.pdf) [Acceso en enero de 2013].

Chanan, A. and Woods, P., 2006. Introducing total water cycle management in Sydney: a Kogarah Council initiative. *Desalination*. 187(1), 11-16.

Cooper, S. D., *et al.*, 2013. The effects of land use changes on streams and rivers in mediterranean climates. *Hydrobiologia*. 719(1), 383-425.

Côté, P., Masini, M. and Mourato, D., 2004. Comparison of membrane options for water reuse and reclamation. *Desalination*, 167, 1-11.

De Carolis, J., *et al.*, 2007. Cost trends of MBR systems for municipal wastewater treatment. Proceedings of the Water Environment Federation, 13-17 October 2007 San Diego: Water Environment Federation, 3407-3418.

Díez, R., *et al.*, 2010. Ecological sanitation based on MBfR (Membrane Biofilm Reactor) for sewage reuse. Design, technology, refurbishment and management of buildings 37th World Congress on Housing, 26-29 October 2010 Santander (Spain). [CD-ROM]. Santander: Universidad de Cantabria.

Dobbie, M. F. and Brown, R. R., 2013. Transition to a water-cycle city: sociodemographic influences on Australian urban water practitioners' risk perceptions towards alternative water systems. *Urban Water J.* 11(6), 444-460.

González del Tánago, M., *et al.*, 2012. River restoration in Spain: theoretical and practical approach in the context of the European Water Framework Directive. *Environ. Manage.* 50(1), 123-139.

González-Viar, M., Díez-Montero, R., Molinos-Senante, M., De Florio, L., Esteban-García, A.L., Sala-Garrido, R., Hernández-Sancho, F. and Tejero, I., 2016. Cost-effectiveness analysis of sewer mining versus centralized wastewater treatment: case study of the Arga river basin, Spain. *Urban Water J.* 13 (6), 321-330.

European Commission, 2003. Common Implementation Strategy for the Water Framework Directive (2000/60/EC) Guidance Document No 1

Economics and the Environment – The Implementation Challenge of the Water Framework Directive [online] Disponible en: <http://ec.europa.eu/environment/water/water-framework/objectives/pdf/strategy2.pdf> [Acceso en abril de 2013].

European Commission, 2007. Communication from the Commission to the European Parliament and the Council - Towards sustainable water management in the European Union - First stage in the implementation of the Water Framework Directive 2000/60/EC [online] Disponible en:

[http://ec.europa.eu/environment/archives/water/implrep2007/pdf/sec\\_2007\\_0362\\_en.pdf](http://ec.europa.eu/environment/archives/water/implrep2007/pdf/sec_2007_0362_en.pdf) [Acceso en abril de 2013].

Gavasci, R., Chiavola, A. and Spizzirri, M., 2010. Technical-economical analysis of selected decentralized technologies for municipal wastewater treatment in the city of Rome. *Water Sci. Technol*, 62(6), 1371-1378.

Grantham, T. E., Figueroa, R. and Prat, N., 2013. Water management in Mediterranean river basins: a comparison of management frameworks, physical impacts, and ecological responses. *Hydrobiologia*, 719(1), 451-482.

Gobierno de Navarra, 2013. Red de control de la calidad físico-química de las aguas superficiales [online]. Disponible en: [http://www.navarra.es/home\\_es/Temas/Medio+Ambiente/Agua/Documentacion/Memorias/RedFisicoQuimica.htm](http://www.navarra.es/home_es/Temas/Medio+Ambiente/Agua/Documentacion/Memorias/RedFisicoQuimica.htm) [Acceso en junio 2013].

Hai, F. I. and Yamamoto, K., 2011. Membrane Biological Reactors. In: P. Wilderer, ed. *Treatise on Water Science*. UK: Elsevier, 571-613.

Iglesias, R., *et al.*, 2010. Water reuse in Spain: data overview and costs estimation of suitable treatment trains. *Desalination*, 263(1), 1-10.

Jabornig, S., 2014. Overview and feasibility of advanced grey water treatment systems for single households. *Urban Water J.*, 11(5), 361-369.

Kamal, A., *et al.*, 2008. Domestic wastewater management in South and Southeast Asia: the potential benefits of a decentralised approach. *Urban Water J.*, 5(4), 345-354.

Kraemer, J. T., *et al.*, 2012. A practitioner's perspective on the application and research needs of membrane bioreactors for municipal wastewater treatment. *Bioresour. Technol.* 122, 2-10.

Le-Minh, N., *et al.*, 2010. The application of membrane bioreactors as decentralised systems for removal of endocrine disrupting chemicals and pharmaceuticals. *Water Sci. Technol.* 61 (5), 1081-1088.

Libralato, G., VolpiGhirardini, A. and Avezzù, F., 2012. To centralise or to decentralise: An overview of the most recent trends in wastewater treatment management. *J. Environ. Manage.* 94(1), 61-68.

Martín-Ortega, J., 2012. Economic prescriptions and policy applications in the implementation of the European Water Framework Directive. *Environ. Sci. Policy* 24, 83-91.

Massoud, M.A., Tarhini, A. and Nasr, J.A., 2009. Decentralized approaches to wastewater treatment and management: applicability in developing countries. *J. Environ. Manage.* 90(1), 652-659.

McFallan, S. and Logan, I., 2008. Barriers and drivers of new public-private infrastructure: sewer mining [online]. Brisbane, Queensland University of Technology. Disponible en: [http://eprints.qut.edu.au/26976/1/CIBE\\_Sewer\\_Mining\\_Case\\_Study\\_final\\_July.pdf](http://eprints.qut.edu.au/26976/1/CIBE_Sewer_Mining_Case_Study_final_July.pdf) [Acceso en marzo de 2013].

Mewes, M., 2012. Diffuse nutrient reduction in the German Baltic Sea catchment: Cost-effectiveness analysis of water protection measures. *Ecol. Indic.* 22, 16-26.

Molinos-Senante, M., Hernández-Sancho, F. and Sala-Garrido, R., 2011. Assessing disproportionate costs to achieve good ecological status of water bodies in a Mediterranean river basin. *J. Environ. Monit.* 13(8), 2091-2101.

Molinos-Senante, M., *et al.*, 2012. Assessment of wastewater treatment plant design for small communities: Environmental and economic aspects. *Sci. Total Environ.* 427, 11-18.

Molinos-Senante, M., Hernández-Sancho, F. and Sala-Garrido, R., 2013. Tariffs and cost recovery in water reuse. *Water Resour. Manage.* 27(6), 1797-1808.



Norton-Brandão, D., Scherrenberg, S. M. and van Lier, J. B., 2013. Reclamation of used urban waters for irrigation purposes—a review of treatment technologies. *J. Environ. Manage.* 122, 85-98.

Orden ARM/2656, 2008, por la que se aprueba la instrucción de planificación hidrológica. BOE 229, 38472-38582.

Panagopoulos, Y., Makropoulos, C. and Mimikou, M., 2013. Multi-objective optimization for diffuse pollution control at zero cost. *Soil Use and Management*, 29(s1), 83-93.

Patry, G.G. and Chapman, D.T., 1989. *Dynamic Modeling and Expert Systems in Wastewater Engineering*. Chelsea: Lewis.

Perní, A. and Martínez-Paz, J.M., 2013. A participatory approach for selecting cost-effective measures in the WFD context: The Mar Menor (SE Spain). *Sci. Total Environ.* 458, 303-311.

Poustie, M. S., *et al.*, 2014. Sustainable urban water futures in developing countries: the centralised, decentralised or hybrid dilemma. *Urban Water J.*, (ahead-of-print), 1-16.

Rodríguez-Hernández, L., *et al.*, 2012. Evaluation of a hybrid vertical membrane bioreactor (HVMBR) for wastewater treatment. *Water Sci. Technol.* 65(6), 1109-1115.

Rodríguez-Hernández, L., *et al.*, 2013. Hybrid membrane bioreactor application for decentralized treatment and reuse. *Desalin. Water Treat.* 51(10-12), 2467-2473.

Rodríguez-Hernández, L., Esteban-García, A.L. and Tejero, I., 2014. Comparison between a fixed hybrid membrane bioreactor and a conventional membrane bioreactor for municipal wastewater treatment: A pilot-scale study. *Bioresour. Technol.* 152, 212-219.

Sartor, M., Kaschek, M. and Mavrov, V., 2008. Feasibility study for evaluating the client application of membrane bioreactor (MBR) technology for decentralised municipal wastewater treatment in Vietnam. *Desalination*, 224(1), 172-177.

Smakhtin, V. U., 2001. Low flow hydrology: a review. *Journal of Hydrology*, 240(3), 147-186.

Suriyachan, C., Nitivattananon, V. and Amin, A.T.M., 2012. Potential of decentralized wastewater management for urban development: Case of Bangkok. *Habitat International*, 36(1), 85-92.

Sánchez, E., *et al.*, 2007. Use of the water quality index and dissolved oxygen deficit as simple indicators of watersheds pollution. *Ecological Indicators*, 7(2), 315-328.

Van Engelen, D., *et al.*, 2008. Cost-effectiveness analysis for the implementation of the EU Water Framework Directive. *Water Policy*, 10(3), 207-220.

Verrecht, B., *et al.*, 2010. The cost of a large-scale hollow fibre MBR. *Water Research*, 44(18), 5274-5283.

Vinten, A.J.A., *et al.*, 2012. Application of the WFD cost proportionality principle to diffuse pollution mitigation: a case study for Scottish Lochs. *J. Environ. Manage.* 97, 28-37.

Woods, G.J., *et al.*, 2012. Centralized versus decentralized wastewater reclamation in the Houghton area of Tucson, Arizona. *J. Water Resour. Plann. Manage.* 139(3), 313-324.

Xenarios, S. 2009. Developing an ecological–economic assessment framework for urban wastewater systems: the case of Athens and Vils wastewater systems. *Urban Water J.*, 6(2), 147-167.

Young, T., Smoot, S., Peeters, J. and Côté P., 2013. When does building an MBR make sense? How variations of local construction and operating cost parameters impact overall project economics. 86th Annual Water Environment Federation Conference Proceedings, 5-9 October 2013 Chicago: Water Environment Federation, 6354-6365.

# Capítulo 6

## Conclusiones y recomendaciones

---



En este capítulo se resumen las principales conclusiones extraídas al analizar el trabajo que compone esta tesis doctoral, así como ciertas recomendaciones a considerar para el desarrollo de futuras líneas de investigación.

A lo largo de esta tesis doctoral se investigaron dos posibles aplicaciones innovadoras de los procesos híbridos, entendidos como aquellos que combinan el proceso de fangos activos y de biopelícula en un mismo reactor, en sistemas de tratamiento de aguas residuales.

En los capítulos 3 y 4 se estudió la primera aplicación: el empleo de configuraciones híbridas en reactores anóxicos y aerobios para la eliminación de nutrientes. Por otro lado, en el capítulo 5 se evaluó la aplicabilidad de un reactor híbrido aerobio con membranas de filtración para *sewer mining*, una opción que plantea el tratamiento de agua residual de forma descentralizada en un entorno urbano para su regeneración y reutilización *in situ*.

**Respecto a la aplicación de configuraciones híbridas en reactores anóxicos y aerobios de sistemas para eliminación de nutrientes**, se obtuvo como conclusión general que los reactores híbridos presentan una mayor capacidad de depuración que un sistema de fangos activos debido a la presencia de biopelícula. Por tanto, quedó demostrada su aplicabilidad para ampliación de depuradoras existentes que deban eliminar nutrientes o en casos en los que se encuentren limitaciones de superficie de suelo disponible.

Las conclusiones específicas fueron las siguientes:

- Se desarrolló y operó a escala piloto con agua residual real un sistema configurado según el esquema UCT (*University of Cape Town*) con reactores anóxico y aerobio híbridos con soporte de lecho fijo, capaz de eliminar biológicamente nitrógeno y fósforo aplicando altas cargas orgánicas, tiempos de retención hidráulico de 4 horas y tiempos de retención de sólidos en suspensión entre 12 y 7 días.
- Se demostró el incremento de la capacidad nitrificante en el reactor aerobio híbrido y el incremento de la capacidad desnitrificante en el reactor anóxico híbrido debido a la presencia de biopelícula comparando las tasas máximas de actividad

biológica alcanzadas por las biomásas del reactor híbrido y por el fango activo por separado, por medio de ensayos discontinuos de actividad biológica realizados *in situ* y *ex situ*.

- Los ensayos discontinuos de nitrificación y desnitrificación *in situ* y *ex situ* resultaron adecuados para determinar la actividad biológica de los reactores híbridos aerobio y anóxico.
- Durante los ensayos de actividad biológica de los reactores híbridos *in situ*, se comprobó mediante modelización que en caso de no considerar el efecto de la difusión del sustrato añadido hacia el interior de la biopelícula la tasa aparente medida puede ser mayor a la real. Esto supone que se deban descartar las medidas realizadas durante los primeros minutos del ensayo. La duración de este periodo de acumulación dependerá principalmente del espesor y la superficie de biopelícula presente en el reactor híbrido.
- Se comprobó que la capacidad de eliminación de nitrato de la biopelícula del reactor anóxico híbrido depende principalmente de la concentración de nitrato presente en el reactor ya que por debajo de 4 mgN-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>/L la tasa de consumo se redujo notablemente frente a la del fango activo. De esto se desprende la recomendación de operar este tipo de reactores manteniendo concentraciones mínimas de nitrato de 2 mgN-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>/L.
- Se concluyó que las condiciones de operación aplicadas durante el presente trabajo de tesis no fueron las más adecuadas para obtener la máxima actividad biológica en el reactor anóxico híbrido, ya que se operó por debajo de la concentración mínima de nitratos recomendable (2 mgN-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>/L).
- Al igual que en un sistema biopelícula convencional, la superficie específica de soporte para biopelícula instalada en el reactor influye en la capacidad de depuración del sistema híbrido. No obstante, su efecto sobre la calidad del efluente se verá limitada si el reactor es operado en condiciones de baja concentración de nitratos. En las condiciones experimentadas, los resultados del modelo mostraron que incluir soporte con una superficie específica de 150 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup><sub>reactor</sub> incrementaba la capacidad de

desnitrificación en sólo un 4,5 %, o una reducción de la concentración de  $\text{NO}_3^-$  de 1,25 mgN/L.

- El proceso de eliminación biológica de fósforo fue llevado a cabo por la biomasa en suspensión a pesar de la presencia del soporte y la biopelícula en los reactores anóxico y aerobio. Sin embargo, los resultados de las simulaciones de diversos escenarios de operación, mostraron un deterioro del rendimiento de eliminación de fósforo con la presencia de la biopelícula, debido a la competencia de las biomasas heterótrofa y acumuladora de fosfato por el sustrato.
- Fue posible aproximar las condiciones hidrodinámicas del reactor anóxico híbrido en las condiciones experimentadas mediante la estimación de la constante de afinidad, entendida como un coeficiente que integra los distintos factores (físicos y biológicos) de reducción de la capacidad biológica. Esta aproximación confirmó que la microaireación intermitente con burbuja gruesa puede ser una estrategia de mezclado conveniente para este tipo de reactores anóxicos híbridos, dando lugar a biopelículas densas con un espesor reducido de capa límite.

Como recomendaciones para futuras líneas de investigación:

- Se recomienda operar los sistemas híbridos aplicando un afluente con cargas más altas, (de tipo industrial), y/o menores tiempos de retención de sólidos suspendidos.
- Sería interesante confirmar los resultados de la simulación en cuanto al reparto de actividad entre las biomasas mediante técnicas de análisis microbiológico.
- Dada la importancia de la hidrodinámica en este tipo de tecnología, se recomienda el empleo de modelos capaces de incluir tanto el comportamiento biológico como hidrodinámico, tipo computational fluid dynamics (CFD).

- Se considera recomendable también profundizar en la evaluación de los coeficientes de difusión en la biopelícula y de la densidad de la biopelícula, así como la relación existente entre ellos.

**La aplicabilidad del reactor aerobio híbrido con membranas para *sewer mining*** fue demostrada aplicando una herramienta para la comparativa de alternativas de diferente naturaleza que persiguen un mismo objetivo, el análisis coste-eficacia. La principal conclusión que se desprende es que dicha tecnología de tratamiento de agua residual se presenta como una opción de tratamiento susceptible de ser instalada incluso dentro de un entorno urbano, y que permite obtener un efluente de agua regenerada, apta para usos como riego.

Además, el trabajo presentado en el capítulo 5 muestra que:

- El análisis coste-eficacia es una herramienta útil para la comparación de alternativas de distinta naturaleza.
- En casos de escasez de agua y que exista la necesidad de incrementar la calidad de las masas de agua existentes, la instalación de plantas de tratamiento descentralizado y reutilización *in situ* puede tener mayores efectos sobre la calidad de las aguas superficiales que la ampliación de las instalaciones de tratamiento centralizado para mejorar la calidad del efluente vertido. Al constituir una nueva fuente de agua para determinados usos como el riego de zonas verdes, permiten liberar parte de la presión sobre la masa de agua superficial.

Para futuros trabajos en esta línea de investigación se recomienda ampliar el análisis de costes de la tecnología en cuanto a instalación y mantenimiento. Además, sería de gran interés realizar este tipo de comparativa considerando los beneficios ambientales asociados a la tecnología, es decir, considerar su viabilidad mediante un análisis coste-beneficio.



