

Control y Operación de Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales: Modelado y Simulación

Ramon Vilanova*, Ignacio Santín, Carles Pedret

^aDepartamento de Telecomunicaciones y de Ingeniería de Sistemas, Escuela de Ingeniería,
Universidad Autónoma de Barcelona, 08193 Bellaterra, Barcelona, Spain

Resumen

Este trabajo constituye la primera parte de una revisión de la problemática del control y operación de estaciones depuradoras de aguas residuales (EDAR) para el tratamiento de agua residual urbana. En esta primera parte nos centramos en el modelado y simulación mientras que la segunda parte se dedica en exclusiva al control y operación. Esta depuración se realiza, mayoritariamente, mediante procesos biológicos, concretamente, mediante el denominado proceso de fangos activados. El hecho de tratar con un proceso biológico conlleva una elevada complejidad tanto desde el punto de vista de modelado como, por supuesto, de control y operación. Para poder ubicar convenientemente el problema, se presenta una caracterización de las aguas residuales urbanas y las necesidades de depuración asociadas. El control y operación descansan en gran medida en la disponibilidad de modelos apropiados y, ya hoy en día, de una elevada fiabilidad. Se presentan los modelos de la familia ASM; poniendo especial énfasis en el ASM1 que se describe en más detalle; así como las características de otras unidades de proceso como el decantador y su interconexión. En estos modelos destacan los entornos BSM de *benchmarking*, que han sido esenciales para todo el posterior desarrollo en la actividad de control y operación.

Palabras Clave:

Estaciones depuradoras de aguas residuales; proceso de fangos activados; benchmarking

1. Introducción

Disponer de agua de calidad es esencial para la salud humana, la protección del medio ambiente y el desarrollo económico. En los países industrializados el tratamiento de aguas residuales se ha convertido en un requisito indispensable para mantener la calidad del agua en condiciones óptimas. Por ello, la depuración de las aguas residuales se convierte en necesidad ineludible. La depuración de agua se refiere al tratamiento o adecuación del agua residual previo a su vertido.

El agua residual es producto de la actividad humana. Es recogida por una red de alcantarillado y transportada a una estación depuradora de aguas residuales (EDAR), donde es tratada en función de la capacidad de la planta para posteriormente ser vertida a un medio receptor. Existen diferentes sistemas para la depuración de aguas residuales, aunque se pueden catalogar en base a dos grandes estrategias de depuración: una, por procesos fisicoquímicos y otra, por procesos biológicos. Por lo común,

las aguas residuales industriales suelen tratarse por métodos fisicoquímicos, mientras que las aguas domésticas o urbanas por procesos biológicos. Estos procesos biológicos no son más que una *versión tecnológica* de los procesos de autodepuración que se desarrollan de manera natural en los cauces de agua. Efectivamente, al arrojar sustancias al agua por debajo de ciertas concentraciones límite, se inicia un proceso de autodepuración, debido a diversos microorganismos. Estos microorganismos descomponen los desechos, metabolizándolos y transformándolos en sustancias simples, como dióxido de carbono, nitrógeno, etc. En cambio, si estas sustancias arrojadas poseen una alta concentración de materias tóxicas, los microorganismos son destruidos y se anula la autodepuración. La componente interesante de esta *versión tecnológica* es que posibilita una aceleración de estos procesos naturales.

En los últimos años ha aumentado el interés en los problemas de operación y control de las plantas de tratamiento de agua debido a las regulaciones, cada vez más exigentes, sobre la calidad del agua. También con el fin de que el agua tratada puede ser, por un lado, utilizable en otras actividades, tales como riego de áreas verdes, lavado de patios y naves industriales, etc., sin presentar ningún riesgo a la salud pública y, por otro lado, que no degraden el estado natural de los ecosistemas receptores. Por

* Autor en correspondencia

Correos electrónicos: Ramon.Vilanova@uab.cat (Ramon Vilanova),
Ignacio.Santin@uab.cat (Ignacio Santín), Carles.Pedret@uab.cat
(Carles Pedret)

esta razón, es fundamental diseñar plantas de tratamiento capaces de satisfacer las restricciones ambientales cada vez más exigentes, al menor coste.

Se plantea de esta forma una revisión de la problemática relativa a la depuración mediante procesos biológicos. El objetivo es presentar una visión suficientemente amplia tanto de la problemática en sí misma como de la actividad que, a nivel de investigación, se ha generado en los últimos años alrededor de la misma. La revisión se estructura en dos partes. En una primera parte se presenta en detalle la problemática de las aguas residuales y su tratamiento, así como los desarrollos a nivel de modelado y simulación, mientras que la segunda parte se centrará en el control y operación de las mismas. Aunque cada uno de los dos trabajos está concebido con entidad por sí mismo, las interacciones son obvias y deben verse como un todo.

En primer lugar realizamos una caracterización de las aguas residuales, en la cual es importante ir un poco más allá de la mera definición puesto que la caracterización de las mismas nos marcará las necesidades de depuración y, a su vez, nos ayudará también a contextualizar los límites que se imponen en las concentraciones de descarga a las aguas receptoras y que, en definitiva, nos establecen los objetivos que ha de conseguir la operación de la EDAR. Estas necesidades de depuración y los nutrientes que nos interesará reducir, sino eliminar, nos llevan a que muchas EDAR obedezcan a estructuras similares con el fin de implementar determinados procesos de tratamiento. De entre estos procesos son especialmente importantes los de eliminación de nutrientes como el nitrógeno (N) y el fósforo (P).

Esta eliminación se consigue, tal como se ha comentado más arriba, mediante una *versión tecnológica* de los procesos de autodepuración que se lleva a cabo mediante el proceso de fangos activados. Se presentan, por tanto, brevemente detalladas las características de este proceso, su modelado, así como los modelos establecidos en el área, sus características y como han contribuido al desarrollo de la aplicación de las técnicas de control y operación de EDAR.

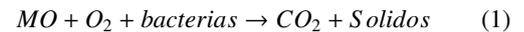
2. Aguas residuales urbanas

Una estación depuradora de aguas residuales (EDAR) tiene como objetivo conseguir, a partir de aguas negras o mezcladas y mediante diferentes procedimientos físicos, químicos y biotecnológicos, un agua efluente de mejores características de calidad, tomando como base ciertos parámetros de contaminación normalizados. En general, las EDAR tratan agua residual local procedente, en su mayor parte, del consumo ciudadano así como de la escorrentía superficial del drenaje de las zonas urbanizadas.

La composición de las aguas residuales urbanas es muy variable y depende de muchos factores como el propio consumo de agua, aguas industriales que vierten a la red urbana, régimen alimenticio, costumbres de la población, etc. Se componen fundamentalmente de aguas residuales domésticas, que tienen una contaminación predominantemente orgánica. Ello hace que las aguas residuales urbanas sean biodegradables, es decir, que pueden ser depuradas mediante tratamientos biológicos. La caracterización del agua residual urbana se realiza mediante un

conjunto de parámetros que se utilizan para medir su contaminación. Estos parámetros son de utilidad también para el diseño de la EDAR puesto que en función del grado de contaminación presente en una determinada zona urbana, puede requerir diferentes niveles de tratamiento. Para medir la contaminación de las aguas residuales urbanas los parámetros más habituales son:

- **Materia Orgánica (MO):** Se entiende como materia orgánica la de los compuestos orgánicos del carbono. El contenido en materia orgánica en las aguas residuales expresa su capacidad de absorción del oxígeno disuelto que contienen las aguas de los cauces naturales, según la reacción:



Para valorar la materia orgánica se utilizan diversos parámetros, principalmente la DQO (Demanda Química de Oxígeno) y DBO5 (Demanda Bioquímica de Oxígeno a los cinco días). Ambos cuantifican la cantidad de materia orgánica presente en el agua residual, medida en forma de mgO_2/l . Estos parámetros suponen una medida del impacto que tendría el vertido de las aguas residuales sobre los niveles de oxígeno del cauce receptor.

- **Sólidos en Suspensión (SS - mg/l):** Cuantifica el impacto de los sólidos en el cauce receptor, cuya acumulación da lugar a la turbidez y a la formación de fangos.
- **Nitrógeno(N - mgN/l) Total y Fósforo(P - mgP/l) Total:** Proporcionan una medida de nutrientes responsables de la eutrofización (es decir, el crecimiento excesivo de algas y otras plantas) del cauce receptor. El nitrógeno se mide en forma de *nitrógeno amoniacal* (NH_4^+ o NH_3) y expresa el contenido de nitrógeno en forma de ion amonio, así como del *nitrógeno total Kjeldahl* (KTN) que es un indicador que refleja la cantidad total de nitrógeno en el agua, suma del nitrógeno orgánico en sus diversas formas (proteínas y ácidos nucleicos en diversos estados de degradación, urea, aminas, etc.) y el ion amonio NH_4^+ . El nitrógeno KTN mide el nitrógeno total capaz de ser nitrificado a nitritos y nitratos y, posteriormente y en su caso, desnitrificado a nitrógeno gaseoso. No incluye, por tanto, los nitratos ni los nitritos.

Para medir la contaminación de las aguas residuales de una población se usa el concepto de *habitante-equivalente* (h-e), que es una unidad de medición de la contaminación biodegradable presente en las aguas residuales urbanas. La definición oficial de habitante equivalente es según indica la Directiva 91/271: la carga orgánica biodegradable con una demanda bioquímica de oxígeno de cinco días (DBO5), de 60 gramos de oxígeno por día. Esta definición para determinar los habitantes equivalentes se debe contabilizar haciendo la media de la semana de mayor carga del año sin lluvias o vertidos extraordinarios. En la Tabla 1 se muestran los límites de contaminación establecidos para el efluente de una EDAR. Como puede verse, los componentes más nocivos como el Nitrógeno y el Fósforo se establecen en función de los h-e que descargan a la EDAR.

Tabla 1: Límites de vertidos en aguas residuales urbanas

Parámetro	Límite en efluente
Sólidos en Suspensión (mg/l)	35
DBO5 (mgO ₂ /l)	25
DQO (mgO ₂ /l)	125
Nitrógeno (mgN/l)	15 (10K a 100K h-e) 10 (≥ 100K h-e)
Fósforo (mgP/l)	2 (10K a 100K h-e) 1 (≥ 100K h-e)

3. Eliminación de Nitrógeno (N) y Fósforo (P)

En los casos en los que las aguas que salen de la EDAR se vierten a ecosistemas con riesgo de eutrofización es importante eliminar los nutrientes (P y N) que estas aguas puedan llevar, para no aumentar la intensidad de ese proceso. Esta eliminación de nutrientes es el principal cometido del tratamiento biológico basado en el proceso de fangos activados. A pesar de estar concebido inicialmente para la eliminación de materia orgánica (carbono), las EDAR actuales se diseñan para tratar también la eliminación de nitrógeno y fosforo.

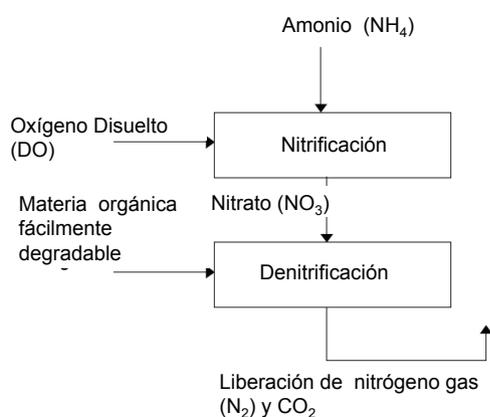
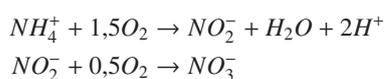


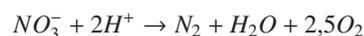
Figura 1: Esquema del proceso de eliminación de nitrógeno en base a nitrificación/denitrificación

El proceso de eliminación de nitrógeno requiere de condiciones aerobias y anóxicas (es decir, con presencia de nitrato en vez de oxígeno en el agua). En la Figura 1 se muestra un esquema simplificado del proceso. El nitrógeno puede encontrarse en diferentes estados de oxidación (NH_4^+ , NO_3^- , NO_2^-). En primer lugar, durante el tratamiento biológico habitual, la mayor parte de los compuestos orgánicos de nitrógeno se convierten en amoníaco. La eliminación del amoníaco se realiza en dos pasos. En el primero el amoníaco se oxida a nitrato en el proceso denominado *nitrificación*. Este proceso se puede describir de manera simplificada mediante la siguiente reacción química:



Es decir, al amoníaco se oxida primero a nitrito y luego a nitrato. Este proceso tiene lugar gracias a las bacterias nitrificantes, que son aerobias (realizan su función en presencia de oxígeno). Este proceso de nitrificación necesita de reactores de mucho mayor volumen que los necesarios para realizar únicamente la eliminación de carbono orgánico. Las temperaturas bajas también pueden dificultar el proceso.

A continuación se procura la eliminación de los nitratos en el proceso llamado *desnitrificación*. Este proceso tiene lugar en condiciones anóxicas. Es decir, el oxígeno está presente, básicamente, en el nitrato, de manera que las bacterias responsables de esta acción respiran el oxígeno como nitrato en vez de como oxígeno disuelto como sería en condiciones aerobias. La siguiente reacción muestra el esquema básico de este proceso.



Para llevar a cabo estos procesos hacen falta reactores de gran volumen, aireación de grandes masas de agua y recirculación de fangos que complican y encarecen todo el proceso de depuración. Para conseguir la eliminación del nitrógeno hay diferentes configuraciones de plantas para este propósito. No obstante, la configuración más extendida es la basada en el sistema de pre-denitrificación, que se muestra en la figura (3). Con el fin de satisfacer el aporte de materia orgánica fácilmente biodegradable, el reactor biológico que realiza la etapa de denitrificación se sitúa en el punto de aporte del agua a tratar, en el afluente. Para asegurar la presencia de nitrato en este reactor, el agua a la salida del siguiente reactor, nitrificante, es recirculada a través de la recirculación interna. Por otro lado, para mantener los fangos en el sistema, se utiliza una recirculación de fangos. Esta sirve también para reciclar más nitratos al reactor denitrificante. De esta forma el reactor desnitrificante se mantiene anóxico mientras que al reactor nitrificante se le aporta aire para que opere como aerobio.

Respecto a la eliminación del fósforo, ésta puede realizarse biológicamente o químicamente. El tratamiento biológico se basa en unos microorganismos específicos denominados PAOs¹. Estos microorganismos liberan fosfato en condiciones anaerobias y luego lo capturan en condiciones ya sean anóxicas o aerobias. Así como en el caso del nitrógeno éste puede encontrarse en diferentes estados de oxidación, el fósforo lo encontramos bajo un único estado de oxidación: PO_4^{3-} . Este proceso se muestra de forma esquemática en la Figura (2). Las plantas diseñadas para tratamiento de fósforo, son típicamente bastante similares a las configuraciones usadas para eliminación de nitrógeno. Para eliminar el fósforo se suelen pasar las aguas por un reactor *anaerobio* (reactor BIO-P), que precede al sistema de eliminación de nitrógeno, facilitando así, una mayor asimilación de ese elemento por las bacterias. Así se llega a eliminar del orden 60 % - 70 % del fósforo.

En este proceso, se juega con la capacidad de estas bacterias, PAOs, de acumular PO_4^{3-} por encima de sus requerimientos metabólicos. A pesar de que en la fase anaerobia se liberan

¹PAOs: Phosphorous Accumulating Organisms

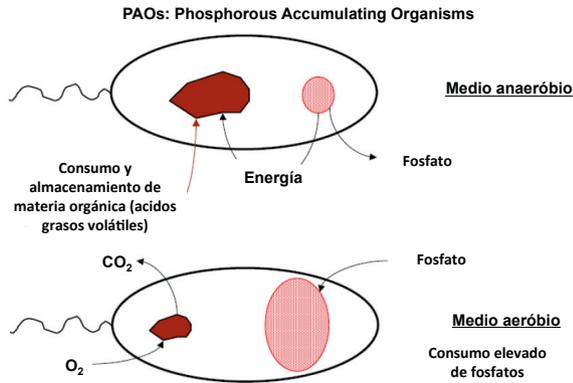


Figura 2: Esquema de funcionamiento de los PAOs

fosfatos, la clave del proceso radica en que la acumulación aerobia es mayor que la liberación que tiene lugar en la fase anaerobia. Si este proceso no es suficiente se puede complementar con una precipitación química forzada por la adición de sulfato de aluminio o cloruro férrico.

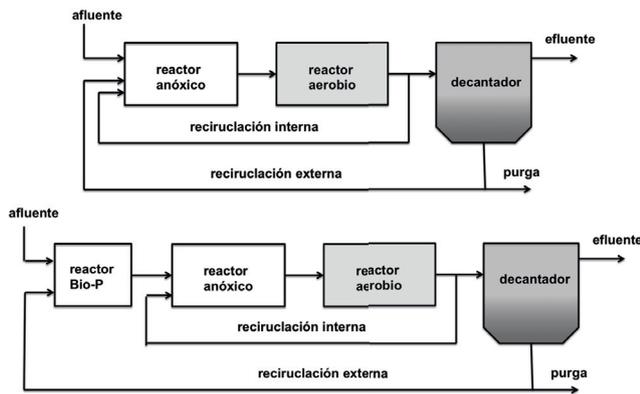


Figura 3: Esquemas EDAR para la eliminación de N y P (Ingildsen (2002))

4. Modelado

El proceso de fangos activados (ASP²), es el más ampliamente utilizado en las aplicaciones de tratamiento biológico. Básicamente debido a que es una tecnología asequible y que puede ser adaptada a diferentes tipos de tratamiento. En el proceso de fangos activados, el fango está constituido por unas bacterias en suspensión que constituyen la denominada biomasa, la responsable de la eliminación de los contaminantes. Dependiendo del diseño y de la aplicación específica, una EDAR basada en fangos activados puede plantearse para eliminación biológica de nitrógeno y/o de fósforo además de la eliminación de sustancias de carbono orgánico. A lo largo de los años, han ido apareciendo diferentes configuraciones de procesos de fangos activados. En Jeppsson (1996) se proporciona una revisión exhaustiva de los mismos.

4.1. El proceso de fangos activados (ASP)

La configuración básica para el proceso de fangos activados es la que se muestra en la Figura 4. En esta configuración, los fangos que se recogen a la salida del decantador, son parcialmente sacados del sistema (purga de fangos) y parcialmente recirculados al bioreactor (recirculación de fangos). El ASP es un proceso biológico en el que los microorganismos oxidan y mineralizan materia orgánica. Estos microorganismos son, básicamente, bacterias, las cuales pueden también encontrarse en el agua que llega a la planta. La composición y especies concretas de estos microorganismos, no solo dependen del afluente a la EDAR sino del diseño y operación de la misma.

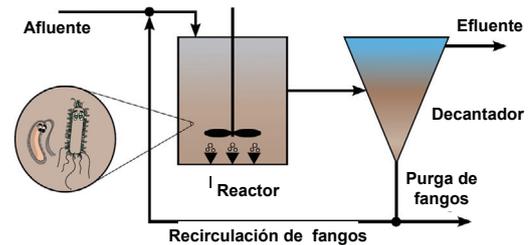


Figura 4: Configuración simple para el proceso de fangos activados (ASP)

Estas bacterias necesitan de un aporte continuo de energía para poder crecer y, en definitiva, mantenerse vivas. El crecimiento de las mismas se basa en la adquisición de sustrato y nutrientes que se encuentran fuera de la membrana de la célula en un proceso que requiere energía. El oxígeno es utilizado por estos microorganismos para oxidar la materia orgánica. Entre estos microorganismos encontramos bacterias que pueden utilizar el oxígeno ya sea como oxígeno disuelto en el agua o no. Son las llamadas bacteria heterótrofas. Éstas representan la mayor parte de bacterias presentes en los fangos y utilizan carbono orgánico como sustrato. Otro tipo de bacterias esenciales en el ASP son las autótrofas. Estas tan sólo pueden crecer con la ayuda de oxígeno disuelto y utilizando carbono inorgánico como sustrato.

Con el fin de mantener la población de microorganismos en el sistema, se recircula una parte de los fangos decantados al reactor biológico. El resto, que contiene partículas resultado de la sedimentación, a la vez que parte de fangos, se retira del sistema mediante un determinado caudal de purga.

4.2. Bioreactores - la familia de modelos ASMx

Dentro de los diferentes modelos propuestos para describir los fenómenos biológicos que tienen lugar en el proceso de fangos activados, la familia de modelos propuestos por la *International Water Association (IWA)* representan la contribución que ha tenido mayor aceptación y hoy en día un *standard de facto*. Los modelos de la familia ASM (ASM1, ASM2, ASM2d, ASM3) Henze et al. (2002) son utilizados en la gran mayoría de estudios de investigación basados en simulación. Además, están considerados como el estado del arte actual en cuanto a modelos del proceso de fangos activados y son también los utilizados en la gran mayoría de plataformas comerciales.

²ASP: Activated Sludge Process

Cuando en el grupo de actividad en *Mathematical Modeling for Design and Operation of Biological Wastewater Treatment* de la IWA se planteó la elaboración del Activated Sludge Model No. 1 (ASM1) el propósito era desarrollar una plataforma común que pudiera ser utilizada en futuros modelos para eliminación de nitrógeno. El propósito era el de obtener un modelo con la complejidad mínima necesaria. El ASM1 fue publicado en 1987, Henze et al. (1987), y toma en consideración dos tipos de sustrato, rápida y lentamente biodegradable COD (RBCOD³ y SBCOD⁴) así como un proceso de hidrólisis. A su vez, se asume que el sustrato lentamente biodegradable está formado completamente de sustrato particulado (XS⁵). El ASM1 introduce la eliminación de nitrógeno y de la materia orgánica en base al consumo de oxígeno y el nitrato como aceptor de electrones. No obstante, no se considera la eliminación de fósforo. El desarrollo del ASM1 se realizó teniendo en mente, básicamente, EDAR municipales, Henze et al. (2002, 2008).

Siendo el ASM1 el modelo más extendido y en el que descasan las posteriores extensiones dentro de la familia ASM, se presenta, en el Apéndice 1, un resumen de su formulación, con las variables de estado, reacciones implicadas, etc. Esto ayudará a proporcionar una idea de la complejidad de los citados modelos y su eventual viabilidad para poder utilizarlos como modelos para control.

El Activated Sludge Model No. 2 (ASM2) fue publicado en 1995. Este modelo, incluye la eliminación tanto de nitrógeno como de fósforo. Por aquel entonces el papel de la denitrificación en relación a la eliminación biológica del fósforo no era clara del todo y, debido a esto, el grupo de acción de la IWA decidió no incluir este elemento. No obstante, la investigación en este campo fue rápida y los organismos encargados de la acción denitrificante (PAOs) fueron introducidos con el fin de que las simulaciones pudieran dar respuesta tanto a predicciones teóricas como resultados prácticos. Debido a esto, el modelo ASM2 fue expandido en 1999 dando lugar al ASM2d, modelo en el que la acción desnitrificante de los PAOs estaba ya incluida, Henze et al. (2002).

Posteriormente a los modelos ASM1, ASM2 y ASM2d, se introdujo el Activated Sludge Model No. 3 (ASM3). Este modelo describe los mismos procesos que el ASM1 pero introduce algunas correcciones Henze et al. (2008). La razón más importante para la introducción del ASM3 fue el reconocimiento de la importancia que tienen las diferentes velocidades de consumo de oxígeno que se describen en el proceso: el consumo rápido que tiene lugar en la degradación del RBCOD, consumo lento en la degradación de las SBCOD, e incluso la más lenta velocidad de absorción de oxígeno endógena (OUR⁶).

4.3. Decantador secundario

Las plantas de tratamiento basadas en fangos activos transforman materia orgánica en biomasa. De esta forma, para que

la operación que se lleva a cabo en la EDAR sea efectiva es necesario eliminar esta biomasa antes de que el efluente sea enviado a las aguas receptoras. Esta eliminación de la biomasa tiene lugar en el sedimentador secundario. La sedimentación de las partículas de biomasa se consigue mediante gravedad. Parte de la biomasa recogida se purga y elimina de la planta mientras que una fracción es devuelta a los reactores biológicos de manera que se vaya manteniendo una apropiada relación sustrato / biomasa. El sedimentador, por tanto, incorpora funciones de clarificación y espesamiento en la misma unidad. En la figura (5) se muestra un esquema simplificado de un sedimentador. Los complejos procesos que tienen lugar en el sedimentador secundario, así como su importancia para poder disponer de una descripción precisa de las dinámicas que conlleva un ASP, han hecho que los procesos de sedimentación supongan un gran reto para los investigadores orientados al modelado matemático del ASP.

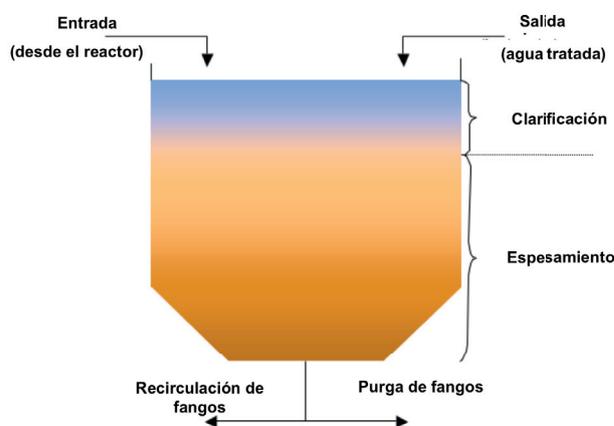


Figura 5: Esquema simple de un sedimentador mostrando las capas de clarificación y espesamiento.

Un primer modelo de sedimentación, operando en modo batch, fue propuesto por Kynch (1952) en el cual el transporte de fangos se describe por un balance másico en términos de una ecuación en derivadas parciales. Diferentes autores introdujeron a continuación extensiones a este primer modelo. Así, Petty (1975) consideró el caso de un espesamiento continuo de un sólido en suspensión mediante sedimentación por gravedad. Vitasovic (1989), Takacs et al. (1991) y últimamente Diehl (2007) consideraron el flujo de sedimentación de capa a capa. En Jeppsson (1996) se puede encontrar una revisión bastante exhaustiva de los diferentes enfoques de modelado adoptados, mientras que en el informe de la IWA Ekama et al. (1997) se puede encontrar una profunda revisión sobre el funcionamiento del sedimentador.

Actualmente, el modelo de Takács es el más utilizado tanto en investigación como en entornos comerciales, Takacs et al. (1991). En el Apéndice 2 se presentan los principios y ecuaciones detalladas de este modelo de sedimentador.

El modelo de Takács ofrece buenos resultados durante una operación normal de la EDAR en la que el decantador trabaja en una sedimentación continuada, de manera que la concentración

³RBCOD: Readily Biodegradable Chemical Oxygen Demand

⁴SBCOD: Slowly Biodegradable Chemical Oxygen Demand

⁵XS: Slowly Biodegradable Biomass

⁶OUR: Oxygen Uptake Rate

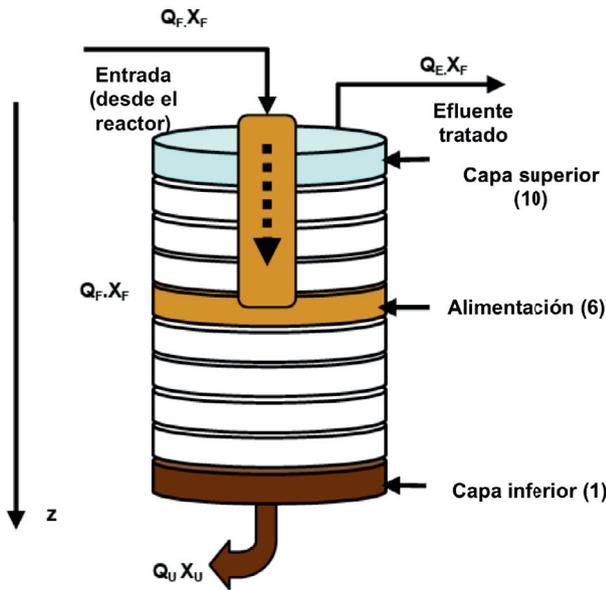


Figura 6: Descomposición en capas de acuerdo al modelo de Takács Cadet et al. (2015)

de fangos sedimentados es normalmente siempre va aumentando (o al menos no disminuye) a medida que profundizamos en el decantador Cadet et al. (2015) y Ekama et al. (1997). No obstante, durante eventos extremos como puede ser lluvia o tormenta, estas condiciones pueden variar y entonces el método de Takács proporciona resultados erróneos.

4.4. Interacción entre los modelos del reactor y el sedimentador

Aunque de manera sucinta, merece especial atención el hecho de considerar modelos dinámicos diferentes para el reactor biológico y el sedimentador junto con el hecho de tener un caudal de recirculación de fangos entre ambos. Este hecho se comenta en Diehl (2007). Mientras que el ASM1 está basado en un modelo de 13 componentes, el sedimentador tan sólo considera las concentraciones de material soluble y material particulado. Por tanto, todos los componentes particulados del ASM1 se agregan en un único estado en el modelo del sedimentador. El proceso inverso debe tener lugar en el otro sentido. El problema reside en las unidades empleadas en ambos modelos. En el sedimentador las unidades empleadas para describir este material son en $g(SS)/m^3$ mientras que en el ASM1, las unidades para la materia orgánica son $g(COD)/m^3$ y gN/m^3 para la fracción total de nitrógeno.

4.5. Modelos de fangos activados reducidos

La simulación basada en modelos altamente detallados y rigurosos es una práctica habitual en muchos campos de la ingeniería puesto que permiten una comprensión más profunda y certera del comportamiento del sistema. El estudio del control y operación de EDAR no es una excepción. No obstante, a pesar de que los modelos de la familia ASM incorporan gran parte

del conocimiento existente en relación a las reacciones biológicas que tienen lugar en los procesos de eliminación de carbono, nitrógeno y fósforo, hay algunas desventajas, ya resaltadas en Jeppsson (1996): identificabilidad, no-linealidades difíciles de gestionar, parámetros difíciles de estimar y, a la vez, variantes en el tiempo, etc. Por tanto, a pesar de la utilidad que puedan tener como modelos rigurosos, hay situaciones en las que un modelo simplificado puede ofrecer ventajas. En base a este planteamiento, a lo largo de los años se han ido proponiendo versiones simples del ASP obedeciendo a diferentes propósitos y requerimientos según los procesos que en cada caso sea más importante que el modelo represente. Un modelo más simple puede ser útil, por ejemplo, para construir un *soft-sensor* como herramienta on-line para determinar estados no medibles.

Diferentes aplicaciones requieren un tratamiento diferente respecto al modelo reducido. Por esta razón, en la literatura se pueden encontrar variedad de modelos reducidos. A continuación se presentan aquellas propuestas en las que el propósito de desarrollo del modelo reducido fue, expresamente, su aplicación en identificación y control.

La reducción más directa es, posiblemente, la de despreñar la parte de desnitrificación y asumiendo, únicamente, condiciones aerobias. Kabouris y Georgakakos (1992) investiga la aplicación de control óptimo a un modelo reducido de ASM1 obtenido de esta forma. Únicamente se mantienen 5 de las 13 variables de estado del ASM1. Marsili-Libelli (1989) desarrolla un modelo de bajo orden para el sistema ASP con eliminación de carbono y nitrificación. La motivación básica es la ausencia en la literatura de un modelo útil para propósito de control, debido a la elevada complejidad de los existentes. El modelo desarrollado describe la biodegradación de carbono, nitrificación, utilización de DO así como la sedimentación de fangos. El crecimiento de bacterias se modela en base a una ley predador/presa modificada de Volterra en vez de las usuales leyes de Monod.

En Carstensen et al. (1995) se trata el problema de la identificación. Formula modelos simples capaces de proporcionar información on-line sobre el estado de la EDAR. El modelo propuesto es un modelo tipo *grey-box* en el que los parámetros cinéticos de Monod correspondientes a los procesos de nitrificación y desnitrificación pueden ser estimados mediante una predicción de error y estimación de máxima verosimilitud. Una idea similar se desarrolló en Robuste (1990).

En Zhao et al. (1995) se introduce un modelo ASM1 simplificado con el fin de describir las dinámicas del nitrógeno. El modelo viene representado por un conjunto de ecuaciones en términos de las concentraciones de amonio y nitrato (medibles on-line). Con el mismo propósito, en Julien et al. (1998) y Julien et al. (1999) se propone también un modelo reducido para la identificación y control de un único reactor que ha de operar para nitrificación y desnitrificación de manera alterna. El modelo reducido está dividido en dos submodelos. Uno que describe las condiciones aeróbicas (tres estados) y otro (dos estados) para las condiciones anóxicas.

Partiendo de las mismas suposiciones que Julien et al. (1999), en Gomez-Quintero et al. (2000) se elabora, en base a consideraciones bioquímicas, un modelo un poco más simplificado del

ASM1. EL modelo final tiene tan sólo 4 estados, con la particularidad que tienen el mismo significado que en el ASM1 original.

Una de las mayores limitaciones de este modelo es la formulación que adopta la materia orgánica, puesto que viene representada únicamente en términos del sustrato fácilmente biodegradable, el cual no es directamente medible on-line. El modelo propuesto por Jeppsson (1993) y Jeppsson y Olsson (1993), en cambio, incluye la concentración de COD como variable de estado. Este modelo supone uno de los primeros intentos de reducción del modelo ASM1 en base a suposiciones cualitativas referentes a los procesos biológicos implicados.

Además de los trabajos anteriores, que están basados en razonamientos ligados al conocimiento físico del proceso, existen otras propuestas basadas en enfoques más metodológicos y genéricos de reducción de modelos. En esta línea, en Stefens et al. (1997) se propone una metodología para la reducción de procesos biológicos complejos. Esta metodología está basada en la asociación de valores propios a variables de estado de Kokotovic et al. (1976) y es aplicada a un modelo ASP para eliminación de carbono y nitrificación. En Smets et al. (2003) se propone una reducción de la complejidad de ASM1 mediante linealización con la finalidad de reducir el tiempo de computación. El objetivo en este caso era su aplicación en estrategias de control predictivo. Relacionado también de manera directa con el propósito de control, en Lee et al. (2002) se propone un modelo lineal en espacio de estados de orden reducido. La propuesta descansa en el estudio de cinco técnicas diferentes de reducción de modelos (truncación directa, realización balanceada con pesos frecuenciales, truncación balanceada de Schur, aproximación por perturbación singular y aproximación por norma óptima de Hankel). La conclusión fue que el método basado en perturbación singular proporcionaba los menores errores en zonas de baja frecuencia. Por tanto, es más apropiado para propósitos de control.

4.6. Digestión anaerobia

Aunque en este trabajo nos hemos centrado principalmente en la línea de aguas, no debemos olvidar que los lodos que se extraen del sistema son también procesados en la línea de fangos. Se presentan en esta sección los aspectos esenciales del tratamiento de los lodos que se extraen de la línea de aguas así como algunos aspectos relativos al tratamiento de fangos mediante digestión anaerobia por ser el más habitual.

Una parte de los lodos procedentes del decantador secundario se recirculan al primer reactor biológico, mientras que otra parte se tratan para posteriormente ser eliminados. También, una parte de los lodos del decantador primario se llevan al proceso de tratamiento de lodos. Éste proceso consta primero de un espesamiento de lodos, posteriormente de una digestión anaerobia y finalmente pasan por la deshidratación. El líquido extraído del espesamiento y de la deshidratación se recircula nuevamente al tratamiento primario.

El espesamiento trata de reducir el volumen de lodos mediante la extracción de agua. De esta manera permite a los digestores optimizar mejor su capacidad, así como disminuir la

cantidad de productos químicos y el calor necesario para su digestión. Se diferencian dos tipos de espesamiento: por gravedad y por flotación. El espesamiento por gravedad tiene un funcionamiento similar al decantador. Tiene forma cónica y está formado por un eje central que gira mediante un rotor y está provisto de unas rasquetas de fondo para el barrido de los fangos y unas piquetas verticales para homogeneizar la masa. En el caso del espesamiento por flotación, a diferencia del espesamiento por gravedad, los lodos se trasladan a la parte superior, normalmente mediante la inserción de aire.

Mediante la deshidratación también se extrae el contenido de agua disminuyendo de esta manera el volumen de los lodos. En este caso, la deshidratación tiene como objetivo una mayor manejabilidad de los lodos, así como facilidad de transporte, reduciendo los costes. También es importante para evitar los olores que puedan derivarse y para evitar la formación de lixiviados en caso de ser evacuados a vertederos. Se diferencian varias clases de deshidratación, de las cuales las comúnmente utilizadas en las EDAR son por centrifugación o por filtros prensa. En la centrifugación, los lodos se separan por la aplicación de una fuerza centrífuga mediante un tambor cilindro-cónico de eje horizontal. En los filtros prensa el método de separación se obtiene principalmente haciendo pasar un par de telas filtrantes o correas a través de un sistema de rodillos.

En cuanto a la digestión, se diferencian dos clases, aerobia y anaerobia. La digestión aerobia consiste en la degradación biológica de la materia orgánica mediante la actividad microbológica en condiciones aerobias. Debido a que este proceso ya se realiza en el tratamiento secundario mediante los reactores aeróbicos, en la zona de tratamiento de lodos de las EDAR es más común que se lleve a cabo el proceso de digestión anaerobia. Éste consiste en la transformación de la materia orgánica, en biogás (CH_4 y CO_2) y digestato, una fuente de nutrientes que se puede usar como fertilizante.

El proceso de digestión anaerobia se realiza por una población mixta de microorganismos en ausencia de oxígeno y requiere de varios pasos: Hidrólisis, donde grandes y complejos polímeros como carbohidratos, celulosa, proteínas y grasas se descomponen por enzimas hidrolíticas en azúcares simples, aminoácidos y ácidos grasos. Acidogénesis, donde los monómeros simples se descomponen en ácidos grasos volátiles. Acetogénesis, que se basa en la descomposición de los productos de la acidogénesis en ácido acético, liberando hidrógeno y dióxido de carbono. Y por último, se realiza la metanogénesis, llevada a cabo por las bacterias formadoras de metano.

Uno de los aspectos más importantes del digestor anaerobio en la actualidad es la generación de biogás, para sacar el máximo provecho de los residuos convirtiéndolo en energía renovable. El biogás es una mezcla de alrededor de 60 % de metano, 40 % de dióxido de carbono y trazas de otros gases contaminantes. La composición exacta del biogás depende del tipo de materia prima que se digiere. El biogás puede ser quemado para proporcionar calor, electricidad o ambos. Alternativamente, el biogás puede ser "mejorado," a metano puro, a menudo llamado biometano, mediante la eliminación de otros gases. Un metro cúbico de biogás con un contenido de metano del 60 % se convierte en una energía de 6,7 kWh.

En las EDAR, la variable que puede regular la cantidad de lodos que se llevan al digestor anaerobio es el caudal de purga del decantador secundario. Aumentando el caudal de purga, una mayor cantidad de lodos se dirige hacia el digestor, produciendo una mayor cantidad de biogás y por lo tanto consiguiendo un ahorro en costes de operación. Si bien, normalmente, con una mayor cantidad de lodos hay una mayor reducción de costes, hay que tener en cuenta, por un lado la capacidad del digestor y, por otro lado, que existen unos costes en el tratamiento y eliminación de lodos. Por lo tanto, la relación entre variación de caudal de purga y ahorro en costes no es siempre proporcional, sino que depende de los rangos de valores de caudal. También es de gran importancia destacar que un aumento del caudal de purga supone una reducción de lodos recirculados a los reactores biológicos y, por lo tanto, tiene como consecuencia un aumento de nutrientes en el efluente, empeorando la calidad del agua. Además, este aumento de nutrientes no se produce inmediatamente, sino que tiene efectos con un gran retraso, aspecto que dificulta en gran medida su regulación.

En referencia al modelado de la digestión anaerobia, es bien conocido a nivel internacional el ADM1 Batstone et al. (2002) El Grupo de Trabajo de Modelación de la Digestión Anaeróbica de IWA se estableció en 1997 en el 8º Congreso Mundial sobre Digestión Anaeróbica (Sendai, Japón) con el objetivo de desarrollar un modelo de digestión anaerobia generalizada. El modelo incluye las etapas de hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis, comentados anteriormente. Las reacciones que tienen lugar en el digestor son complejas, con una serie de pasos secuenciales y paralelos. El modelo divide estas reacciones en dos tipos principales: reacciones bioquímicas, normalmente catalizadas por enzimas intra o extracelulares y que actúan sobre la reserva de material orgánico disponible biológicamente, y reacciones fisicoquímicas, que abarcan asociación/disociación y transferencia gas-líquido (la precipitación no se incluye en ADM1). El sistema a modelar está basado en un reactor completamente agitado con una sola corriente de entrada y salida, y un volumen de líquido constante. Algunos ligeros cambios con respecto a la versión original de ADM1 se realizaron por Rosen et al. (2006) y Nopens et al. (2009), para tener un tiempo de cálculo razonable para toda una EDAR, específicamente para el Benchmark Simulation Model N°2 (BSM2), explicado más adelante.

5. Simulación

Mediante el uso de herramientas de simulación es posible realizar estudios y análisis del efecto de diferentes condiciones ambientales (en gran parte marcados por las características del afluente), testear la sensibilidad respecto a diferentes parámetros de diseño, aplicar diferentes configuraciones y estrategias de control para estudiar su eficiencia, etc. Existen diferentes entornos específicos para la simulación y estudio de EDAR, como los presentados en Olsson y Newell (1999) y en Copp (2002), como son BioWin, GPSX, SIMBA, STOAT, WEST, entre otros. No obstante, desde un punto de vista práctico, se puede plantear la realización de simulaciones mediante una implementación del modelo de fangos activados en un entorno

de propósito general, que admita programación, como es, por ejemplo Matlab/Simulink®. Este es un entorno muy extendido en la comunidad de control y que ofrece muchas posibilidades y facilidades tanto para programación modular como interacción mediante el entorno gráfico de Simulink.

La simulación proporciona un medio apropiado, de bajo coste y efectivo, para la evaluación de estrategias de control y operación. No obstante, por otro lado, sobretodo en un proceso tan complejo como supone una EDAR, la elevada cantidad de posibles escenarios sugirieron la necesidad de una cierta estandarización respecto al protocolo a seguir para poder comparar estrategias de control de una manera efectiva. Para poder realizar una comparación efectiva, cada estrategia de control debe ser simulada bajo el mismo escenario y las mismas condiciones. Con este propósito, y puesto que para el proceso de fangos activados existen modelos estándar ampliamente aceptados, se realizaron, bajo el paraguas de acciones COST de la unión europea, unos protocolos de simulación que han permitido estandarizar los estudios.

Los modelos resultantes y escenarios propuestos han sido la base en la que descansan las diferentes herramientas de simulación existentes. Por tanto, a continuación se describen primero con cierto detalle los Benchmark Simulation Model No.1 y No.2, y luego se describen las plataformas *software* más extendidas que proporcionan herramientas para el modelado y simulación de EDAR bajo diferentes configuraciones.

5.1. Los modelos de referencia IWA/COST

El grupo de trabajo de las COST Action 624 y 682, junto con el grupo de Respirometría de la IWA desarrollaron un protocolo y las correspondientes herramientas *software* de *benchmarking* para EDAR: evaluación del desempeño y de estrategias de control para estaciones depuradoras de aguas residuales Copp (2002) y Alex et al. (2008).

En una primera formulación el Benchmark se planteó a nivel de la línea de aguas y constituye un entorno de simulación en el que se define el esquema de la planta, las cargas de afluente, los procedimientos de test así como los criterios de evaluación. Seguidamente, el modelo de simulación IWA/COST fue extendido para incluir la EDAR en su totalidad, es decir, la línea de aguas junto con el tratamiento de fangos así como las interacciones y relaciones entre ellos Jeppsson et al. (2006), Jeppsson et al. (2007) y Nopens et al. (2010). En un último paso, se han incluido el modelo de una red de alcantarillado Olsson y Jeppsson (2006).

BSM1

El IWA/COST Benchmark Simulation Model No. 1 (BSM1) se basa en el modelado del tratamiento secundario, es decir, donde tiene lugar el tratamiento biológico del agua residual. El BSM1 define el diseño de la planta, la composición del afluente (que consta de 15 variables), los procedimientos para llevar a cabo las simulaciones y los criterios para evaluar los resultados.

El esquema considerado es el que se muestra en la figura 7, en el que se muestran todos los componentes del sistema así como dos lazos de control convencionales que forman parte del

benchmark y son conocidos como el sistema de control por defecto (DCS⁷), Copp (2002).

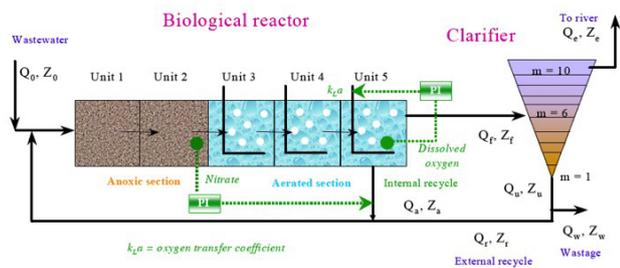


Figura 7: Esquema de EDAR en BSM1 (Alex et al. (2008)).

El BSM1 está compuesto por cinco reactores de fangos activos. Los dos primeros reactores tienen un volumen de 1000 m^3 cada uno y son anóxicos, encargados de realizar la desnitrificación, que es la reducción de nitrato a nitrógeno gas mediante la bacterias heterótrofas. Los tres reactores siguientes tienen un volumen de 1333 m^3 cada uno y son aeróbicos, donde se produce la nitrificación, que consiste en la oxidación de amonio a nitrato mediante las bacterias autótrofas. Este proceso tiene dos etapas. Primero se produce la nitrificación, proceso realizado por las bacterias amonioxidantes, que obtienen su energía de la oxidación de amonio a nitrito. Posteriormente tiene lugar la nitrificación, proceso realizado por las bacterias nitritoxidantes que obtienen su energía de la oxidación de nitrito a nitrato. El BSM1 utiliza la familia de modelos ASM para realizar la simulación de estos procesos biológicos que tienen lugar en los reactores.

El BSM1 también está compuesto por una recirculación interna, desde el quinto reactor biológico hasta el primero, con el objetivo de alimentar de nitrato el proceso de desnitrificación, debido a que el afluente es escaso en nitratos. A continuación del quinto reactor, se sitúa un sedimentador secundario, que tiene un volumen de 6000 m^3 . El sedimentador está compuesto por diez niveles, donde los lodos se van acumulando en los niveles inferiores y el agua tratada que permanece en el nivel superior corresponde al efluente. El quinto reactor está conectado con el sexto nivel (empezando por el nivel inferior) del sedimentador secundario. El BSM1 no considera los efectos biológicos producidos en el sedimentador secundario, sólo considera un sistema de decantación por gravedad. Con el fin de mantener la población de microorganismos, una parte de los lodos que se encuentran en el nivel inferior del sedimentador se recirculan a la zona anóxica (recirculación externa). El resto de lodos del sedimentador son tratados, cuya cantidad puede ser modificada mediante el caudal de purga (Q_w). No obstante, este valor se mantiene fijo por defecto al valor de $385 \text{ m}^3/\text{s}$ y se recomienda no modificarlo si se quieren comparar resultados, debido a que el BSM1 no tiene en cuenta los posibles beneficios del proceso de tratamiento de lodos, como puede ser la formación de biogás.

La planta está diseñada para un afluente con un caudal medio de $18.446 \text{ m}^3/\text{d}$, un promedio de COD biodegradable de $300 \text{ g}/\text{m}^3$ y un tiempo de retención hidráulico medio de 14.4 h , basado en el caudal medio en tiempo seco y el volumen total de los reactores más el del sedimentador. La dinámica del afluente viene definida por tres perfiles: tiempo seco, lluvioso y tormenta. Cada uno de estos afluentes está compuesto por datos correspondientes a dos semanas de simulación. Los datos correspondientes al afluente de lluvia son los mismos que en tiempo seco pero añadiendo un episodio de lluvia, y en el caso del afluente de tormenta, añadiendo dos episodios de tormenta, que son más cortos pero de mayor intensidad que el de lluvia.

En lo que respecta al control de la planta, el DCS consiste en estrategias de control básicas comúnmente utilizadas en las EDARs. Por un lado, el nivel de oxígeno disuelto (S_O) en el quinto reactor ($S_{O,5}$) es controlado mediante un controlador Proporcional-Integral (PI) que manipula el coeficiente de aireación ($K_L a$) en el quinto tanque ($K_{L,5} a$) con el fin de mantener un determinado nivel de aireación en el bioreactor. Además de este lazo de S_O , el benchmark define un segundo lazo para controlar el nivel de nitrato (S_{NO}) en el segundo reactor ($S_{NO,2}$) mediante la manipulación del caudal de recirculación interna (Q_a). Debido a que en la zona aeróbica tiene lugar la oxidación de amonio (S_{NH}) a nitrato (S_{NO}), el primer lazo de control trata de mantener el nivel de S_O con el objetivo de obtener una relación adecuada entre la eliminación de S_{NH} y la generación de S_{NO} , teniendo en cuenta, también, que un aumento de $K_L a$, tiene como consecuencia un aumento de costes de operación. En cuanto al segundo lazo, éste controla la cantidad de S_{NO} eliminada mediante Q_a , de manera que aumentando Q_a , se desnitrifica más S_{NO} , pero son necesarios mayores costes de operación debido a la energía de bombeo.

Como se ha comentado anteriormente, se establece un protocolo de simulación para asegurar que los resultados se obtengan en las mismas condiciones y que, de esta manera, su comparación sea justa. En primer lugar, se realiza una simulación de 150 días, con lazo de control cerrado y utilizando datos del afluente constantes con el objetivo de llevar el sistema a un estado estacionario. Posteriormente se ejecuta una simulación de 15 días con tiempo seco y, finalmente, se efectúa la simulación con el afluente deseado (tiempo seco, lluvia o tormenta). Sólo se consideran los resultados de los últimos siete días.

En referencia a la evaluación de los resultados, se diferencian dos niveles. Por un lado se evalúa el rendimiento de los controladores mediante el error del valor real respecto a la consigna. Los criterios que utiliza el BSM1 para su evaluación son la integral del error cuadrático (ISE), integral del error absoluto (IAE), desviación máxima, la varianza del error y el error medio absoluto. Por otro lado, se evalúan los efectos de las estrategias de control sobre el rendimiento de la planta. Los índices utilizados para esta evaluación son el índice de calidad del efluente (EQI) y el índice de coste global (OCI). En cuanto a la calidad del efluente, además del EQI, también existen límites establecidos para la concentración de contaminantes y existen multas económicas en el caso de ser sobrepasados, dependiendo de la legislación vigente. Las concentraciones de efluente de nitrógeno total ($S_{N_{tot}}$), Demanda Total de Oxígeno Químico

⁷DCS: Default Control System

(COD_t), NH, Total de Sólidos Suspendidos (TSS) y Demanda Bioquímica de Oxígeno durante cinco días (BOD₅) deben obedecer a los límites indicados en la Tabla 2.

Tabla 2: Límites de concentración de contaminantes en el efluente

Variable	Value
S _{N_{tot}}	< 18 gN.m ⁻³
COD _t	< 100 gCOD.m ⁻³
NH	< 4 g N.m ⁻³
TSS	< 30 g S.S.m ⁻³
BOD ₅	< 10 gBOD.m ⁻³

S_{N_{tot}} se calcula como la suma de S_{NO} y nitrógeno Kjeldahl (S_{NKj}), siendo este la suma de nitrógeno orgánico y S_{NH}.

EQI se define para evaluar la calidad del efluente mediante un promedio ponderado de las concentraciones de los contaminantes en el efluente. Sus unidades son kg contaminantes/día. Por lo tanto, una menor EQI corresponde a una mayor calidad del efluente.

$$EQI = \frac{1}{1000 \cdot T} \int_{t=7d}^{t=14d} (2 \cdot TSS(t) + 1 \cdot COD(t) + 30 \cdot NK_j(t) + 10 \cdot S_{NO}(t) + 2 \cdot BOD_5(t)) \cdot Q(t) \cdot dt \quad (2)$$

A su vez, el OCI se define como:

$$OCI = AE + PE + 5 \cdot SP + 3 \cdot EC + ME \quad (3)$$

donde AE es la energía de aireación, PE es la energía de bombeo, SP es la producción de lodos, EC es el consumo de carbono de fuente externa y ME es la energía de mezclado. AE se calcula con la siguiente ecuación:

$$AE = \frac{S_o^{sat}}{T \cdot 1,8 \cdot 1000} \int_{t=7d}^{t=14d} \sum_{i=1}^5 V_i \cdot K_L a_i(t) \cdot dt \quad (4)$$

donde *i* es el número de reactor y S_o^{sat} es el valor de saturación de S_o y es igual a 8 mg/l

PE se define cómo:

$$PE = \frac{1}{T} \int_{7días}^{14días} (0,004 \cdot Q_{in}(t) + 0,008 \cdot Q_a(t) + 0,05 \cdot Q_w(t)) \cdot dt \quad (5)$$

SP se calcula a partir del TSS en la purga (TSS_w) y los sólidos acumulados en el sistema:

$$SP = \frac{1}{T} \cdot (TSS_a(14d) - TSS_a(7d) + TSS_s(14d) - TSS_s(7d) + \int_{t=7d}^{t=14d} TSS_w \cdot Q_w \cdot dt) \quad (6)$$

donde TSS_a son los TSS en los reactores y TSS_s son los TSS en el sedimentador.

EC es el carbón que se puede añadir para mejorar la desnitrificación y se calcula de la siguiente manera:

$$EC = \frac{COD_{EC}}{T \cdot 1000} \int_{t=7d}^{t=14d} \left(\sum_{i=1}^{i=n} q_{EC,i} \right) \cdot dt \quad (7)$$

donde q_{EC,i} es el caudal de carbono externo (q_{EC}) añadido al compartimento *i*, COD_{EC} = 400 gCOD.m⁻³ es la concentración de sustrato fácilmente biodegradable en EC.

ME se calcula en función del volumen del reactor:

$$ME = \frac{24}{T} \int_{t=7d}^{t=14d} \sum_{i=1}^5 [0,005 \cdot V_i \text{ si } K_L a_i(t) < 20d^{-1} \text{ sino } 0] \cdot dt \quad (8)$$

BSM1 LT

A pesar de que tanto BSM1 como BSM2 se han convertido ambos cómo unos standar *de facto* tanto en la representación de EDAR desde el punto de vista de modelado como de los procedimientos y protocolos para llevar a cabo experimentación con ellos. Después de un uso intensivo del BSM1, se han revelado a su vez algunas limitaciones:

- Los períodos de evaluación con que se trabaja son demasiado cortos (dos semanas)
- Los efectos estacionales que ocurren a lo largo del año no son tenidos en cuenta.
- Los eventuales fallos en instrumentación (sensores y actuadores) así como en unidades de proceso, no están incluidos en los protocolos de experimentación.

Estos hechos son los que motivaron la evolución del primer benchmark, el BSM1, hacia la definición de lo que se conoce como Longterm Benchmark Simulation Model No. 1 (BSM1 LT). En este caso, las perturbaciones que supone el afluente de entrada a la planta son generadas mediante un modelo de afluente Gernaey et al. (2006). El período de evaluación es ahora de un año, la temperatura media es de 15°C con una variación de unos 5°C. Durante todo este año de evaluación, el modelo genera los efectos que tienen las diferentes estaciones en cuanto a variaciones en la temperatura así como en el caudal del afluente.

BSM2

Una vez establecido el BSM1, con el Benchmark Simulation Model No. 2 (BSM2) Jeppsson y Pons (2004); Jeppsson et al. (2007) se plantea la representación de toda la EDAR, incluyendo también el tratamiento primario y el tratamiento de lodos (ver figura 8).

En el BSM2, la planta está diseñada para un promedio de caudal de afluente en tiempo seco de 20648.36 m³/día, correspondiente a la carga de unos 100.000 h-e, y una DQO promedio en el afluente de 592.53 mg/l. Incluye la mayor parte de unidades de proceso presentes en EDAR de mediana y gran escala.

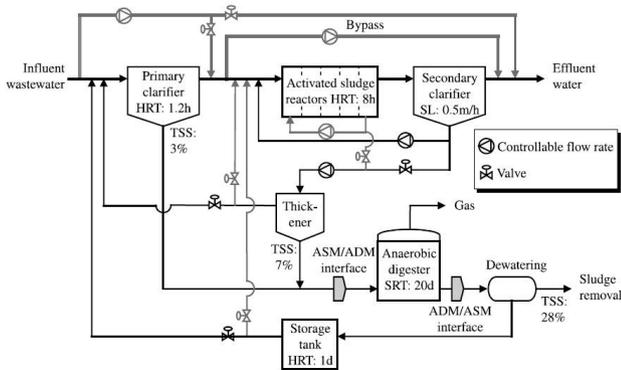


Figura 8: Distribución del BSM2 (Jeppson et al., 2007)..

El tratamiento secundario del BSM2 es similar al del BSM1: también está formado por 5 reactores de lodos activos, de los cuales los dos primeros son anóxicos y los tres siguientes aeróbicos. La diferencia con respecto al BSM1 son los volúmenes de los reactores, que se han adaptado al nuevo afluente utilizado en el BSM2. El volumen de cada reactor anóxico es de 1500 m^3 y el de cada reactor aeróbico es de 3000 m^3 , que supone un volumen total de $12,000 \text{ m}^3$ y un tiempo de retención hidráulico de 14h. En el caso del sedimentador secundario, también tiene un volumen de 6000 m^3 . Se diferencian 10 niveles y no se tienen en cuenta reacciones biológicas. Igual que el BSM1, el BSM2 consta de una recirculación interna desde el último reactor al primero y una recirculación externa desde el sedimentador secundario al primer reactor.

Las principales diferencias que presenta el BSM2 con respecto al BSM1 son el afluente utilizado, el tratamiento primario mediante un sedimentador y el tratamiento de lodos. En este caso se dispone de un único afluente formado por datos correspondientes a 609 días, de los cuales se evalúa el último año. Tiene en cuenta la temperatura y contiene datos tanto para tiempo seco como para episodios de lluvia y de tormenta. El sedimentador primario se encarga de separar los sólidos sedimentables y contiene un volumen de 900 m^3 . En cuanto al tratamiento de lodos, la parte que no se recircula desde el sedimentador secundario se lleva a un espesador para aumentar el contenido de sólidos del lodo, eliminando una porción de la fracción líquida. Posteriormente, estos lodos se llevan al digestor anaeróbico, donde la materia orgánica se descompone en digestato y biogás, generando energía, lo que supone una reducción de costes. En el siguiente paso, el deshidratador extrae el exceso de agua que contienen los lodos y ésta se recircula al sedimentador primario pasando por un tanque de retención que regula el caudal de recirculación.

En cuanto al sistema de control, el BSM2 propone estrategias de control por defecto para poder comparar resultados. No son las mismas estrategias de control que las establecidas en el BSM1, pero también están basadas en el control de la zona del tratamiento biológico. El BSM2 original (Jeppson et al. (2007)) propone una estrategia de control por defecto (defCL), basada en un lazo cerrado mediante un controlador PI que con-

trola S_O en el cuarto tanque ($S_{O,4}$) a la referencia de 2 mg/l manipulando K_{La} en el tercer tanque ($K_{La,3}$), K_{La} en el cuarto tanque ($K_{La,4}$) y $K_{La,5}$, con $K_{La,5}$ igual al valor medio de $K_{La,3}$ y $K_{La,4}$. Se fija q_{CE} en el primer reactor ($q_{CE,1}$) a un valor constante de $2 \text{ m}^3/\text{d}$. Se determinan dos valores diferentes de Q_w dependiendo del período del año: de 0 a 180 días y de 364 a 454 días Q_w se fija en $300 \text{ m}^3/\text{d}$, y para los periodos de tiempo restantes el valor de Q_w es igual a $450 \text{ m}^3/\text{d}$. La finalización del diseño de la planta BSM2 se presenta en Nopens et al. (2010), en la que se proponen dos nuevas estrategias de control. La primera estrategia de control (CL1) se basa en la modificación de la defCL, controlando también $S_{O,4}$ a 2 mg/l , pero en este caso mediante la manipulación de $K_{La,3}$ y $K_{La,4}$, y añadiendo otro lazo para controlar $S_{O,5}$ manipulando $K_{La,5}$. Para ambos lazos de control se aplican controladores PI. La segunda estrategia de control (CL2) añade un control en cascada a CL1. Por lo tanto, se aplica un controlador PI para controlar S_{NH} en el quinto tanque ($S_{NH,5}$) a la referencia de $1,5 \text{ mg/l}$ manipulando la referencia de $S_{O,5}$. En el caso de CL2, se aplica $q_{EC,1}$ a un valor constante de $1 \text{ m}^3/\text{d}$.

Aunque estas estrategias de control por defecto solamente se aplican en el tratamiento biológico, el BSM2 también posibilita la aplicación de estrategias de supervisión y control total a nivel de planta, teniendo en cuenta las interacciones entre las diferentes unidades y analizando los beneficios de cara a la operación global de la planta. Por ejemplo, permite variar el Q_w , teniendo en cuenta que si éste aumenta, se llevan a tratar mayor cantidad de fangos, produciendo más biogás y por lo tanto reduciendo costes pero, por otra parte, se recircula una menor cantidad de lodos al tratamiento biológico, pudiendo aumentar los niveles de contaminación. Además también es posible manipular el caudal que proviene del tanque de retención y que se recircula al sedimentador primario.

En referencia al protocolo de simulación para poder comparar resultados, en el BSM2 se debe completar un período de estabilización de 200 días en lazo cerrado utilizando entradas constantes. Posteriormente ya se simula el afluente que contiene 609 días, de los cuales sólo los datos generados durante los 364 días finales de la simulación se utilizan para la evaluación.

Los criterios de evaluación utilizados en el BSM2 son los mismos que en el BSM1. El rendimiento del control se evalúa según los criterios ISE e IAE, desviación máxima, la varianza del error y el error medio absoluto. Y el rendimiento de la planta se evalúa mediante EQI, OCI y el porcentaje de concentración de contaminantes que sobrepasan los límites establecidos en la Tabla 2. Sin embargo, en este caso se modifica OCI en el cálculo de AE, ya que S_o^{sat} depende de la temperatura, y además se añade la producción de metano (MET_{prod}) generada en el digestor anaeróbico y la energía neta de calentamiento (HE_{net}), que se calcula como:

$$HE^{net} = \max(0, HE - 7 \cdot MET_{prod}) \quad (9)$$

donde HE es la energía necesaria para calentar el digestor anaeróbico a la temperatura de funcionamiento. Se calcula como:

$$HE = \frac{1000 \cdot 4,186}{86400 \cdot T} \int_{t=245d}^{t=609d} (T_{ad} - T_{ad,i}) Q_{ad}(t) \cdot dt \quad (10)$$

donde T_{ad} es la temperatura del digestor anaerobio, $T_{ad,i}$ es la temperatura en la entrada del digestor anaerobio y Q_{ad} es el caudal del digestor anaerobio.

Finalmente, en el BSM2 se calcula el OCI con la siguiente ecuación:

$$OCI = AE + PE + 3 \cdot SP + 3 \cdot EC + ME - 6 \cdot MET_{prod} + HE_{net} \quad (11)$$

6. Conclusiones

En este trabajo se ha presentado una revisión de los desarrollos en modelado y simulación de estaciones depuradoras de aguas residuales. La presentación se ha centrado en las estaciones depuradoras que se basan en un tratamiento biológico. La operación de estas estaciones es notablemente complejo debido a la misma naturaleza biológica de los elementos degradantes de la materia orgánica y los nutrientes. Se han presentado las configuraciones usuales para la eliminación del carbono, nitrógeno y fósforo. El tratamiento biológico más extendido hoy en día es el basado en el proceso de fangos activados. Se han mostrado los desarrollos en cuanto a modelado de los mismos así como de las otras unidades de proceso que encontramos en una estación depuradora, poniendo especial énfasis en la familia de modelos ASM como *standard de facto* de amplia aceptación hoy en día y en base a los cuales se han desarrollado las principales herramientas de simulación. A parte de los productos de simulación comerciales, merecen especial mención las plataformas BSM establecidas como escenarios de benchmarking que nos facilitan las tareas de desarrollo, evaluación y comparación de estrategias de control.

Control and operation of wastewater treatment plants (I)

Abstract

This tutorial is the first part of a review of the problems arising with the control and operation of wastewater treatment plants (WWTP) for urban wastewater. This first part will concentrate in the modelling and simulation steps whereas the second part will cover the control and operation issues. This treatment is carried out, mainly, by biological processes. Specifically, by the so-called activated sludge process. Dealing with a biological process entails a high complexity both from the viewpoint of modelling and, of course, from what matters to control and operation. In order to properly locate the problem, a characterisation of the urban wastewater and the associated treatment needs are presented. Control and operation rely heavily on the availability of appropriate models and, today, of proved reliability. The models of the ASM family are presented; placing special emphasis on the ASM1 that is described in more detail; as well as the characteristics of other process units like

the settler and its interconnection. These models highlight the BSM benchmarking environments, which have been essential for all subsequent development in the control and operation activity.

Keywords:

wastewater treatment plants; activated sludge process; benchmarking

Agradecimientos

Este trabajo es fruto de la investigación de los autores en diversos proyectos financiados por el Ministerio de Economía y Competitividad que han desembocado en el proyecto que se está llevando a cabo actualmente, DPI2016-77271-R

Referencias

- Alex, J., Benedetti, L., Copp, J., Gernaey, K., Jeppsson, U., Nopens, I., Pons, M.-N., Steyer, J.-P., Vanrolleghem, P., 2008. Benchmark simulation model no. 1 (bsm1). Tech. rep., Lund University.
- Batstone, D. J., Keller, J., Angelidaki, I., Kalyuzhnyi, S., Pavlostathis, S., Rozzi, A., Sanders, W., Siegrist, H., Vavilin, V., 2002. The iwa anaerobic digestion model no 1 (adm1). *Water Science and Technology* 45 (10), 65–73.
- Cadet, C., Martins, V. D. S., Dochain, D., oct 2015. Dynamic modeling of clarifier-thickeners for the control of wastewater treatment plants: a critical analysis. En: 2015 19th International Conference on System Theory, Control and Computing (ICSTCC). IEEE. DOI: 10.1109/icstcc.2015.7321354
- Carstensen, J., Haffemoës, P., Madsen, H., 1995. Statistical identification of monod-kinetic parameters from on-line measurements. *Water Science and Technology* 31 (2), 125–133.
- Copp, J. B., 2002. The Cost Simulation benchmark: Description and simulator manual (COST Action 624 and Action 682). Luxembourg: Office for Official Publications of the European Union.
- Diehl, S., sep 2007. Estimation of the batch-settling flux function for an ideal suspension from only two experiments. *Chemical Engineering Science* 62 (17), 4589–4601. DOI: 10.1016/j.ces.2007.05.025
- Ekama, G. A., Barnard, J. L., GÅ¼nther, F. W., Krebs, P., McCorquodale, J. A., Parker, D. S., Wahlberg, E. J., 1997. Secondary settling tanks: Theory, modelling, design and operation. iawq scientific and technical report no. 6. Tech. rep., International Association on Water Quality, England.
- Gernaey, K. V., Rosen, C., Jeppsson, U., 2006. Wwtp dynamic disturbance modelling - an essential module for long-term benchmarking development. *Water science and technology* 53, 225–234.
- Gomez-Quintero, C., Queinnec, I., Babary, J., June 14–16 2000. A reduced nonlinear model of an activated sludge process. En: In Proc. of the International Symposium on Advanced Control on Chemical Processes (ADCHEM). Pisa, Italy.
- Henze, M., Grady, C., Gujer, W., Marais, G., Matsuo, T., 1987. Activated sludge model I. Scientific and Technical Report No.1., IAWQ., London, UK.
- Henze, M., Gujer, W., Mino, T., van Loosdrecht, M., 2002. Activated Sludge Models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3. Scientific and Technical Reports, No. 9. IWA Publishing.
- Henze, M., van Loosdrecht, M., Brdjanovic, D., Ekama, G., 2008. Biological Wastewater Treatment: Principles, Modelling and Design. IWA Publishing.
- Ingildsen, P., 2002. Realising full-scale control in wastewater treatment systems using in situ nutrient sensors. Ph.D. thesis, Department of Industrial Electrical Engineering and Automation.
- Jeppsson, U., 1993. On the verifiability of the activated sludge dynamics. Master's thesis, IEA, Lund Institute of Technology.
- Jeppsson, U., 1996. Modelling aspects of wastewater treatment processes. Ph.D. thesis, Department of Industrial Electrical Engineering and Automation, Lund Institute of Technology, Lund, Sweden.

Jeppsson, U., Olsson, G., 1993. Reduced order models for on-line parameter identification of the activated sludge process. *Water Science and Technology* 28 (11-12), 173–183.

Jeppsson, U., Pons, M.-N., mar 2004. The COST benchmark simulation model - current state and future perspective. *Control Engineering Practice* 12 (3), 299–304.
DOI: 10.1016/j.conengprac.2003.07.001

Jeppsson, U., Pons, M.-N., Nopens, I., Alex, J., Copp, J., Gernaey, K., Rosen, C., Steyer, J.-P., Vanrolleghem, P., 2007. Benchmark Simulation Model No 2: general protocol and exploratory case studies. *Water Science and Technology* 56 (8), 67–78.

Jeppsson, U., Rosen, C., Alex, J., Copp, J., Gernaey, K., Pons, M.-N., Vanrolleghem, P., 2006. Towards a benchmark simulation model for plant-wide control strategy performance evaluation of WWTPs. *Water Science and Technology* 53 (1), 287–295.

Julien, S., Babary, J., Lessard, P., 1998. Theoretical and practical identifiability of a reduced order model in an activated sludge process doing nitrification and denitrification. *Water science and technology* 37 (12), 309–316.

Julien, S., Lessard, P., Barbary, J., 1999. A reduced order model for control of a single reactor activated sludge process. *Mathematical and Computer Modelling of Dynamical Systems* 5 (4), 337–350.

Kabouris, J., Georgakakos, A., 1992. Accounting for different time scales in activated sludge process control. *Water Science and Technology* 26 (5-6), 1381–1390.

Kokotovic, P. V., O'malley, R., Sannuti, P., 1976. Singular perturbations and order reduction in control theory : an overview. *Automatica* 12 (2), 123–132.

Kynch, G. J., 1952. A theory of sedimentation. *Transactions of the Faraday Society* 48, 166.
DOI: 10.1039/tf9524800166

Lee, T., Wang, F., Newell, R., oct 2002. Robust model-order reduction of complex biological processes. *Journal of Process Control* 12 (7), 807–821.
DOI: 10.1016/s0959-1524(02)00006-9

Marsili-Libelli, S., 1989. Modelling, identification and control of the activated sludge process. *Lignocellulosic Materials*, 89–148.

Nopens, I., Batstone, D. J., Copp, J. B., Jeppsson, U., Volcke, E., Alex, J., Vanrolleghem, P. A., apr 2009. An ASM/ADM model interface for dynamic plant-wide simulation. *Water Research* 43 (7), 1913–1923.
DOI: 10.1016/j.watres.2009.01.012

Nopens, I., Benedetti, L., Jeppsson, U., Pons, M.-N., Alex, J., Copp, J. B., Gernaey, K. V., Rosen, C., Steyer, J.-P., Vanrolleghem, P. A., 2010. Benchmark Simulation Model No 2: finalisation of plant layout and default control strategy. *Water Science and Technology* 62 (9), 1967–1974.

Olsson, G., Jeppsson, U., 2006. Plant-wide control: dream, necessity or reality? *Water science and technology* 53 (3), 121–129.

Olsson, G., Newell, B., 1999. Wastewater treatment systems: modelling, diagnosis and control. IWA publishing.

Petty, C., 1975. Continuous sedimentation of a suspension with a nonconvex flux law. *Chemical Engineering Science* 30 (12), 1451–1458.
DOI: 10.1016/0009-2509(75)85022-6

Robuste, J., 1990. Modelització i identificació del proces de fangs activats. Ph.D. thesis, Universidad Autónoma Barcelona.

Rosen, C., Vrecko, D., Gernaey, K., Pons, M., Jeppsson, U., aug 2006. Implementing ADM1 for plant-wide benchmark simulations in matlab/simulink. *Water Science & Technology* 54 (4), 11.
DOI: 10.2166/wst.2006.521

Smets, I. Y., Haeghebaert, J. V., Carrette, R., Van Impe, J. F., 2003. Linearization of the activated sludge model asm1 for fast and reliable predictions. *Water research* 37 (8), 1831–1851.

Steffens, M., Lant, P., Newell, R., mar 1997. A systematic approach for reducing complex biological wastewater treatment models. *Water Research* 31 (3), 590–606.
DOI: 10.1016/s0043-1354(96)00273-4

Takacs, I., Patry, G. G., Nolasco, D., oct 1991. A dynamic model of the clarification-thickening process. *Water Research* 25 (10), 1263–1271.
DOI: 10.1016/0043-1354(91)90066-y

Vitasovic, Z., 1989. Continuous settler operation: a dynamic model. Ch. *Dynamic Modelling and Expert Systems in Wastewater Engineering*, pp. 59–81.

Zhao, H., Isaacs, S., Söeberg, H., Kümmel, M., 1995. An analysis of nitrogen removal and control strategies in an alternating activated sludge process. *Water research* 29 (2), 535–544.

Apéndice A. El modelo ASM1

En el presente apéndice se muestran las ecuaciones que el ASM1 aplica para modelar los procesos biológicos que tienen lugar en los reactores del tratamiento secundario de la EDAR. El ASM1 se utiliza tanto en el BSM1 como el BSM2, si bien en el BSM2 se incluyen algunas modificaciones para tener en cuenta los efectos de la variación de la temperatura. La Tabla A.3 muestra una lista de variables utilizadas en las ecuaciones de los procesos, que no se definen en el presente artículo y que son comunes tanto para el BSM1 como para el BSM2, excepto la temperatura que solamente se utiliza en el BSM2.

Tabla A.3: Variables de los procesos biológicos del ASM1

Definición	Acrónimo
Materia orgánica inerte soluble	S_I
Sustrato rápidamente biodegradable	S_S
Materia orgánica en partículas inerte	X_I
Sustrato lentamente biodegradable en partículas	X_S
Biomasa heterotrófica activa	$X_{B,H}$
Biomasa autotrófica activa	$X_{B,A}$
Productos que provienen del decaimiento de biomasa	X_P
Nitrógeno orgánico soluble rápidamente biodegradable	S_{ND}
Nitrógeno orgánico en partícula biodegradable	X_{ND}
Alcalinidad	S_{ALK}
Temperatura	T_{as}

Se consideran ocho procesos biológicos diferentes descritos en la Tabla A.4. Se representan como ρ_k , siendo k el número de proceso.

Tabla A.4: Lista de procesos biológicos del ASM1

Proceso	Descripción
ρ_1	Crecimiento aeróbico de las bacterias heterótrofas
ρ_2	Crecimiento anóxico de las bacterias heterótrofas
ρ_3	Crecimiento aeróbico de las bacterias autótrofas
ρ_4	Decaimiento de las bacterias heterótrofas
ρ_5	Decaimiento de las bacterias autótrofas
ρ_6	Amonificación del nitrógeno orgánico soluble
ρ_7	Hidrólisis de materia orgánica atrapada
ρ_8	Hidrólisis de nitrógeno orgánico soluble atrapado

Estos procesos biológicos se definen de forma diferente en el BSM1 y en el BSM2, debido a que en el BSM2 se tiene en cuenta la temperatura. Así como en el BSM1 todos los valores utilizados para los parámetros estequiométricos y cinéticos corresponden a una temperatura aproximada de 15°, en el caso del BSM2 el valor de algunos parámetros dependen de la temperatura. Estos son: la tasa de crecimiento para las bacterias heterótrofas (μ_{HT}), la tasa de crecimiento para las bacterias autótrofas (μ_{AT}), la tasa de descomposición de las bacterias heterótrofas (b_{HT}), la tasa de descomposición de las bacterias

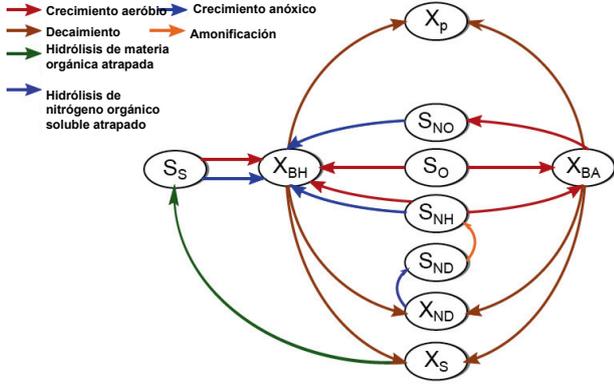


Figura A.9: Procesos biológicos que están reflejados en ASMI

autótrofas (b_{AT}), la tasa de amonificación (k_{aT}) y la tasa para la hidrólisis de componentes en partículas (k_{hT}).

Los procesos biológicos definidos en el BSM1 son los siguientes:

$$\rho_1 = 4 \left(\frac{S_S}{10 + S_S} \right) \left(\frac{S_O}{0,2 + S_O} \right) X_{B,H} \quad (\text{A.1})$$

$$\rho_2 = 4 \left(\frac{S_S}{10 + S_S} \right) \left(\frac{0,2}{0,2 + S_O} \right) \left(\frac{S_{NO}}{0,5 + S_{NO}} \right) 0,8 \cdot X_{B,H} \quad (\text{A.2})$$

$$\rho_3 = 0,5 \left(\frac{NH}{1 + NH} \right) \left(\frac{S_O}{0,4 + S_O} \right) X_{B,A} \quad (\text{A.3})$$

$$\rho_4 = 0,3 \cdot X_{B,H} \quad (\text{A.4})$$

$$\rho_5 = 0,3 \cdot X_{B,A} \quad (\text{A.5})$$

$$\rho_6 = 0,05 \cdot S_{ND} \cdot X_{B,H} \quad (\text{A.6})$$

$$\rho_7 = 3 \cdot \frac{X_S/X_{B,H}}{0,1 + (X_S/X_{B,H})} \left[\left(\frac{S_O}{0,2 + S_O} \right) + 0,8 \left(\frac{0,2}{0,2 + S_O} \right) \left(\frac{S_{NO}}{0,5 + S_{NO}} \right) \right] X_{B,H} \quad (\text{A.7})$$

$$\rho_8 = 3 \cdot \frac{X_S/X_{B,H}}{0,1 + (X_S/X_{B,H})} \left[\left(\frac{S_O}{0,2 + S_O} \right) + 0,8 \left(\frac{0,2}{0,2 + S_O} \right) \left(\frac{S_{NO}}{0,5 + S_{NO}} \right) \right] X_{B,H} (X_{ND}/X_S) \quad (\text{A.8})$$

En el BSM2, al considerar la temperatura como una variable, los procesos quedan definidos del siguiente modo:

$$\rho_1 = \mu_{HT} \left(\frac{S_S}{10 + S_S} \right) \left(\frac{S_O}{0,2 + S_O} \right) X_{B,H} \quad (\text{A.9})$$

donde μ_{HT} es:

$$\mu_{HT} = 4 \cdot \exp \left(\left(\frac{\text{Ln} \left(\frac{4}{3} \right)}{5} \right) (T_{as} - 15) \right) \quad (\text{A.10})$$

$$\rho_2 = \mu_{HT} \left(\frac{S_S}{10 + S_S} \right) \left(\frac{0,2}{0,2 + S_O} \right) \left(\frac{S_{NO}}{0,5 + S_{NO}} \right) 0,8 \cdot X_{B,H} \quad (\text{A.11})$$

$$\rho_3 = \mu_{AT} \left(\frac{S_{NH}}{1 + S_{NH}} \right) \left(\frac{S_O}{0,4 + S_O} \right) X_{B,A} \quad (\text{A.12})$$

donde μ_{AT} es:

$$\mu_{AT} = 0,5 \cdot \exp \left(\left(\frac{\text{Ln} \left(\frac{0,5}{0,3} \right)}{5} \right) (T_{as} - 15) \right) \quad (\text{A.13})$$

$$\rho_4 = b_{HT} \cdot X_{B,H} \quad (\text{A.14})$$

donde b_{HT} es:

$$b_{HT} = 0,3 \cdot \exp \left(\left(\frac{\text{Ln} \left(\frac{0,3}{0,2} \right)}{5} \right) (T_{as} - 15) \right) \quad (\text{A.15})$$

$$\rho_5 = b_{AT} \cdot X_{B,A} \quad (\text{A.16})$$

donde b_{AT} es:

$$b_{AT} = 0,05 \cdot \exp \left(\left(\frac{\text{Ln} \left(\frac{0,05}{0,03} \right)}{5} \right) (T_{as} - 15) \right) \quad (\text{A.17})$$

$$\rho_6 = k_{aT} \cdot S_{ND} \cdot X_{B,H} \quad (\text{A.18})$$

donde k_{aT} se define como:

$$k_{aT} = 0,05 \cdot \exp \left(\left(\frac{\text{Ln} \left(\frac{0,05}{0,04} \right)}{5} \right) (T_{as} - 15) \right) \quad (\text{A.19})$$

$$\rho_7 = k_{hT} \cdot \frac{X_S/X_{B,H}}{0,1 + (X_S/X_{B,H})} \left[\left(\frac{S_O}{0,2 + S_O} \right) + 0,8 \left(\frac{0,2}{0,2 + S_O} \right) \left(\frac{S_{NO}}{0,5 + S_{NO}} \right) \right] X_{B,H} \quad (\text{A.20})$$

donde k_{hT} se define como:

$$k_{hT} = 3 \cdot \exp \left(\left(\frac{\text{Ln} \left(\frac{3}{2,5} \right)}{5} \right) (T_{as} - 15) \right) \quad (\text{A.21})$$

$$\rho_8 = k_{hT} \cdot \frac{X_S/X_{B,H}}{0,1 + (X_S/X_{B,H})} \left[\left(\frac{S_O}{0,2 + S_O} \right) + 0,8 \left(\frac{0,2}{0,2 + S_O} \right) \left(\frac{S_{NO}}{0,5 + S_{NO}} \right) \right] X_{B,H} (X_{ND}/X_S) \quad (\text{A.22})$$

La combinación de estos procesos, multiplicado por parámetros estequiométricos, da lugar a las relaciones de conversión de las diferentes variables (r_j), refiriéndose como j a cada una de las variables del proceso. Estas relaciones de conversión se definen a continuación:

$$r_{S_I} = 0 \quad (\text{A.23})$$

$$r_{S_S} = -\frac{1}{0,67} \cdot \rho_1 - \frac{1}{0,67} \cdot \rho_2 + \rho_7 \quad (\text{A.24})$$

$$r_{X_I} = 0 \quad (\text{A.25})$$

$$r_{X_S} = (1 - 0,08) \cdot \rho_4 + (1 - 0,08) \cdot \rho_5 - \rho_7 \quad (\text{A.26})$$

$$r_{X_{B,H}} = \rho_1 + \rho_2 - \rho_4 \quad (\text{A.27})$$

$$r_{X_{B,A}} = \rho_3 - \rho_5 \quad (\text{A.28})$$

$$r_{X_P} = 0,08 \cdot \rho_4 + 0,08 \cdot \rho_5 \quad (\text{A.29})$$

$$r_{S_O} = -\frac{1 - 0,67}{0,67} \cdot \rho_1 - \frac{4,57 - 0,24}{0,24} \cdot \rho_3 \quad (\text{A.30})$$

$$r_{S_{NO}} = -\frac{1 - 0,67}{2,86 \cdot 0,67} \cdot \rho_2 + \frac{1}{0,24} \cdot \rho_3 \quad (\text{A.31})$$

$$r_{S_{NH}} = -0,08\rho_1 - 0,08\rho_2 - \left(0,08 + \frac{1}{0,24}\right)\rho_3 + \rho_6 \quad (\text{A.32})$$

$$r_{S_{ND}} = -\rho_6 + \rho_8 \quad (\text{A.33})$$

$$r_{S_{ND}} = (0,08 - 0,08 \cdot 0,06) \cdot \rho_4 + (0,08 - 0,08 \cdot 0,06) \cdot \rho_5 - \rho_8 \quad (\text{A.34})$$

$$r_{S_{ALK}} = -\frac{0,08}{14} \cdot \rho_1 + \left(\frac{1 - 0,67}{14 \cdot 2,86 \cdot 0,67} - \frac{0,08}{14}\right)\rho_2 - \quad (\text{A.35})$$

$$-\left(\frac{0,08}{14} + \frac{1}{7 \cdot 0,24}\right)\rho_3 + \frac{1}{14}\rho_6$$

Por último, las ecuaciones del balance de masas se define de la siguiente manera:

- Para el primer reactor ($k=1$):

$$\frac{dZ_1}{dt} = \frac{1}{V_1} (Q_a \cdot Z_a + Q_r \cdot Z_r + Q_{in} \cdot Z_{in} + r_{z,1} \cdot V_1 - Q_1 \cdot Z_1) \quad (\text{A.36})$$

- Para los reactores del 2 al 5 (k de 2 a 5):

$$\frac{dZ_k}{dt} = \frac{1}{V_k} (Q_{k-1} \cdot Z_{k-1} + r_{z,k} \cdot V_k - Q_k \cdot Z_k) \quad (\text{A.37})$$

dónde Z es cualquier concentración del proceso, Z_1 es Z en el primer reactor, Z_a es Z en la recirculación interna, Z_r es Z en la recirculación externa, Z_{in} es Z del afluente, V es el volumen, V_1 es V en el primer reactor, Q_1 es el caudal en el primer reactor y es igual a la suma de Q_a , Q_r y Q_{in} , k es el número de reactor y Q_k es igual a Q_{k-1} .

- Para el caso especial del S_O :

$$\begin{aligned} \frac{dS_{O,k}}{dt} = & \frac{1}{V_k} (Q_{k-1} \cdot S_{O,k-1} + r_{S_{O,k}} \cdot V_k + \\ & + K_{La,k} \cdot V_k \cdot (S_O^{sat} - S_{O,k}) - Q_k \cdot S_{O,k}) \end{aligned} \quad (\text{A.38})$$

- Para la temperatura:

$$\frac{dT_{as,k}}{dt} = \frac{1}{V_k} (Q_{k-1} \cdot T_{as,k-1} - Q_k \cdot T_{as,k}) \quad (\text{A.39})$$

Apéndice B. Modelo de Takács del sedimentador

En este apéndice se muestran las ecuaciones correspondientes al modelo del sedimentador de acuerdo al modelo de 10 capas de Takacs et al. (1991). En este modelo se supone que en el sedimentador no tienen lugar reacciones biológicas. Las partículas que entran se distribuyen de manera uniforme e instantánea a través de la capa de entrada y las ecuaciones del modelo tan sólo consideran el flujo en sentido vertical. El sedimentador se considera formado por un conjunto de capas, de manera que el flujo de sólidos debido a la gravedad depende de la concentración de fangos en la misma. Uno de los parámetros más importantes en este modelo es la velocidad de la relación entre las componentes líquida/sólida en la zona de sedimentación.

El principio básico de este modelo está basado en balance másico de los sólidos en suspensión en cada una de las capas. El flujo de sólidos en cada capa se denomina J y depende de la concentración de sólidos en la capa así como de la velocidad de sedimentación:

Tabla A.5: Modelo de fangos activados para oxidación de carbono, nitrificación y denitrificación.

Proceso (j)/ Componente (i)		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	Reacción de proceso, $\rho_j [ML^{-3}T^{-1}]$
		S_I	S_S	X_I	X_S	$X_{B,H}$	$X_{B,A}$	X_P	S_O	S_{NO}	S_{NH}	S_{ND}	X_{ND}	S_{ALK}	
1	Crecimiento aeróbico de heterótrofos		$-\frac{1}{Y_H}$			1			$-\frac{1-Y_H}{Y_H}$		$-i_{XB}$			$-\frac{i_{XB}}{14}$	$\hat{\mu}_H \left(\frac{S_S}{K_S+S_S} \right) \left(\frac{S_O}{K_{O,H}+S_O} \right) X_{B,H}$
2	Crecimiento anóxico de heterótrofos		$-\frac{1}{Y_H}$			1			$-\frac{1-Y_H}{2,86Y_H}$		$-i_{XB}$			$\frac{1-Y_H}{14 \cdot 2,86Y_H} - \frac{i_{XB}}{14}$	$\hat{\mu}_H \left(\frac{S_S}{K_S+S_S} \right) \left(\frac{K_{O,H}}{K_{O,H}+S_O} \right) \times \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO}+S_{NO}} \right) \eta_g X_{B,H}$
3	crecimiento aeróbico de autótrofos						1		$-\frac{4,57-Y_A}{Y_A}$	$\frac{1}{Y_A}$	$-i_{XB} - \frac{1}{Y_A}$			$-\frac{i_{XB}}{14} - \frac{1}{7Y_A}$	$\hat{\mu}_A \left(\frac{S_{NH}}{K_{NH}+S_{NH}} \right) \left(\frac{S_O}{K_{O,A}+S_O} \right) X_{B,A}$
4	Decaimiento de heterótrofos				$1 - f_P$	-1		f_P					$i_{XB} - f_P i_{XP}$		$b_H X_{B,H}$
5	Decaimiento de autótrofos				$1 - f_P$		-1	f_P					$i_{XB} - f_P i_{XP}$		$b_A X_{B,A}$
6	Amonificación de nitrógeno orgánico soluble										1	-1		$\frac{1}{14}$	$k_a S_{ND} X_{B,H}$
7	Hidrólisis de materia orgánica atrapada		1		-1										$k_h \frac{X_S/X_{B,H}}{K_X+(X_S/X_{B,H})} \left[\left(\frac{S_O}{K_{O,H}+S_O} \right) + \eta_h \left(\frac{K_{O,H}}{K_{O,H}+S_O} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO}+S_{NO}} \right) \right] X_{B,H}$
8	Hidrólisis de nitrógeno orgánico atrapado											1	-1		$\rho_7 \left(\frac{X_{ND}}{X_S} \right)$
Velocidades de conversión observadas $[ML^{-3}T^{-1}]$		$r_i = \sum_j v_{ij} \rho_j$													
Parámetros estequiométricos: Rendimiento heterótrofo Y_H Rendimiento autótrofo: Y_A Fracción de biomasa que resulta en producto particulado: f_P Masa N/Masa COD en biomasa: i_{XB} Masa N/Masa COD en producto de biomasa: i_{XP}		Materia orgánica inerte soluble $[M(COD)L^{-3}]$	Materia fácilmente biodegradable $[M(COD)L^{-3}]$	Materia orgánica inerte particulada $[M(COD)L^{-3}]$	Sustrato biodegradable lentamente $[M(COD)L^{-3}]$	Biomasa heterótrofa activa $[M(COD)L^{-3}]$	Biomasa autótrofa activa $[M(COD)L^{-3}]$	Productos particulados procedentes del decaimiento de biomasa $[M(COD)L^{-3}]$	Oxígeno (COD negativo) $[M(-COD)L^{-3}]$	Nitrógeno en formato nitrato y nitrito $[M(N)L^{-3}]$	Nitrógeno en forma $NH_4^+ + NH_3$ $[M(N)L^{-3}]$	Nitrógeno orgánico biodegradable soluble $[M(N)L^{-3}]$	Nitrógeno orgánico biodegradable particulado $[M(N)L^{-3}]$	Alcalinidad- Unidades molares	Parámetros cinéticos: Crecimiento y decaimiento Heterótrofo $\hat{\mu}_H, K_S, K_{O,H}, K_{NO}, b_H$ Crecimiento y decaimiento autótrofo: $\hat{\mu}_A, K_{NH}, K_{O,A}, b_A$ factor de corrección para el crecimiento anóxico de heterótrofos: η_g Amonificación: k_a Hidrólisis: k_h, K_X Factor de corrección para la hidrólisis anóxica: η_h

$$J = v_s(X)X$$

De esta forma, la ecuación de estado correspondiente a la concentración en cada capa toma la forma:

$$\frac{d}{dt}X = \frac{1}{h}\Delta J$$

donde h es la altura de cada capa y ΔJ es la diferencia de flujos que tiene lugar en la capa. Considerando que tenemos n capas, que la alimentación al sedimentador se realiza en la capa m , y distinguiendo entre cinco tipos de capas dependiendo de su posición respecto a la capa de alimentación: La capa superior, las capas por encima de la de alimentación, la capa de alimentación, las capas por debajo de la de alimentación y la capa inferior, tenemos las siguientes ecuaciones de estado para las concentraciones en cada una de las capas:

$$\frac{d}{dt}X_1 = \frac{1}{h}(J_{up,2} - J_{up,1} - J_{s,1}) \tag{B.1}$$

$$\frac{d}{dt}X_i = \frac{1}{h}(J_{up,i+1} - J_{up,i} + J_{s,i-1} - J_{s,i} \quad 2 \leq i < m) \tag{B.2}$$

$$\frac{d}{dt}X_j = \frac{1}{h}\left(\frac{(Q_{in} - Q_s)X_{in}}{A} - J_{up,m} - J_{dn,m} + J_{s,m-1} - J_{s,m}\right) \tag{B.3}$$

$$\frac{d}{dt}X_j = \frac{1}{h}(J_{dn,j-1} - J_{dn,j} - J_{s,j-1} - J_{s,j} \quad m < j < n) \tag{B.4}$$

$$\frac{d}{dt}X_n = \frac{1}{h}(J_{dn,n-1} - J_{dn,n} - J_{s,n-1}) \tag{B.5}$$

donde A es la sección del sedimentador, Q_{in} y X_{in} representan, respectivamente, el flujo y concentración de entrada que proviene del reactor. El caudal de fangos que sacamos del sedimentador viene dado por la suma de los caudales de recirculación, Q_s y purga Q_w , mientras que el agua tratada que se deriva al afluyente es $Q_{in} - Q_w$.

Apéndice B.1. Velocidad de sedimentación

La expresión mas usada para la velocidad de sedimentación es la función de Vesilind para la que se han realizado numerosos experimentos de validación. Se corresponde con la zona final del sedimentador, justo antes de la compactación, donde la velocidad disminuye y la concentración aumenta. La función de Vesilind toma la forma

$$V_S(X) = V_0 e^{-r_h X}$$

donde V_0 es una constante $[m/d]$ y r_h es el parametro de sedimentación correspondiente a la zona final del sedimentador

$[m^3/g]$. Esta expresión es válida únicamente para las zonas de concentración elevada de fangos. Con el fin de extender la formulación a la parte superior del decantador, donde las concentraciones son bajas, Takacs et al. (1991) proponen un modelo de velocidad de sedimentación basado en una doble exponencial.

$v_{s,i}(X_i) = \max\{0, \min\{V_{Smax}, v_0(e^{-r_h(X_i-X_{min})} - e^{-r_p(X_i-X_{min})})\}$ where V_{Smax} es la máxima velocidad de sedimentación, $[m.d^{-1}]$, r_p es el parámetro que caracteriza la sedimentación en la zona de floculación y X_{min} es la mínima concentración de sólidos en suspensión. Los parámetros V_0 , r_h y r_p se determinan usualmente mediante ajustes empíricos y utilizando tests de sedimentación de fangos. Este ajuste *de laboratorio* mediante tests es uno de los puntos débiles puesto que no es representativo de una situación dinámica como la que se genera mediante la aplicación de acciones de control.

Esta doble exponencial es la que permite tener en cuenta, de manera simultánea, los fenómenos de clarificación y sedimentación. Esta velocidad de doble exponencial se introduce en cada una de las capas en que se divide el decantador. De esta manera, la concentración en cada capa se considera una variable de estado y se considera como estas dos velocidades afectan a esta concentración.

El cálculo de los balances de flujos en cada una de las capas, es de acuerdo a los flujos mostrados en la figura (XX)

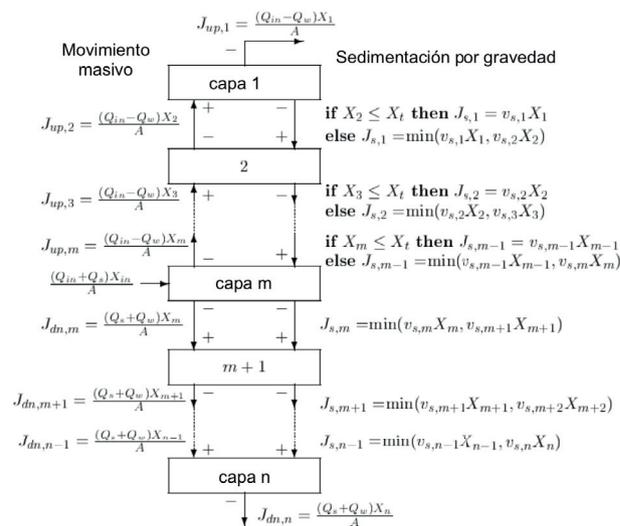


Figura B.10: Balance de sólidos entre las diferentes capas Takacs et al. (1991)