

Calibración de un simulador para el sistema de lodos activados de la Planta de Riles de CCU - Chile

Calibration of a simulator for the activated sludge system of the liquid waste plant from CCU Chile

Calibração de um simulador para o sistema de lamas ativadas da estação de Rile do CCU-Chile

DOI: rces.v25n37.a9

Recibido: 01/04/2015

Aceptado: 01/10/2015

Erwin Werner Cárcamo

Magíster (c) en Ingeniería Eléctrica, Ingeniero Civil Electrónico la Universidad de La Frontera, Temuco – Chile. Reside en la ciudad de Puerto Montt, Chile. Actualmente es Académico Adjunto de la Universidad San Sebastián, Sede De la Patagonia - Chile, en la Facultad de Ingeniería y Tecnología, específicamente del Departamento de Ingeniería Civil Industrial; además, imparte docencia en el Instituto Tecnológico Regional de la Universidad de Los Lagos, Sede Puerto Montt - Chile. erwin_werner@hotmail.com

Nelson Aros Oñate

Grado M. Sc. en Ingeniería Electrónica, Ingeniero Civil Electricista de la Universidad Técnica Federico Santa María, Valparaíso – Chile. Reside en la ciudad de Temuco – Chile. Actualmente es Profesor Asociado del Departamento de Ingeniería Eléctrica de la Universidad de La Frontera, Temuco - Chile desde 1987. Además es miembro 'The Institute of Electrical & Electronics Engineers' - IEEE desde 1995 y de Red Iberoamericana de Ingeniería de PROyecto – RIIPRO desde 2010. nelson.aros@ufrontera.cl

Christian Antileo Hernández

Grado Dr. en Ciencias de la Ingeniería mención Química, M. Sc. en Ingeniería Química, Ingeniero Civil Químico de la Universidad de Concepción, Concepción - Chile. Reside en la ciudad de Temuco - Chile. Actualmente es Profesor Asociado del Departamento de Ingeniería Química de la Universidad de La Frontera, Temuco - Chile. Pertenece al grupo de investigación de Biotecnología Ambiental y Recursos Hídricos de la Universidad de La Frontera.

Christian.antileo@ufrontera.cl

Calibración de un simulador para el sistema de lodos activados de la Planta de Riles de CCU - Chile

Palabras clave

Modelos matemáticos, simulador calibrado, sistema dinámico, sistema de lodos activados, metodología de recopilación de datos, RIL real.

Resumen

El tratamiento biológico de los residuos industriales es un tema prioritario para el desarrollo sustentable de una sociedad. En los últimos veinte años ha existido un avance significativo en el aumento de la eficiencia y la disminución de los costos energéticos. En este sentido, la simulación de plantas de tratamiento permite explorar nuevas estrategias de operación y propender a la optimización de tratamiento biológico. En este trabajo se propone simular la planta de tratamiento biológica de Compañía Cerveceras Unidas de la ciudad de Temuco. Esta planta evacua el efluente tratado a un estero (La Laucha), el cual se utiliza como fuente de agua para regadío. Para ello, se modeló y calibró un sistema de lodos activados y su clarificador secundario. El reactor aerobio se caracteriza por un alto gasto energético por aireación y, en este caso, el operador manipula manualmente la instrumentación (PLC, con control PID), a fin de obtener un mayor rendimiento a un menor costo. Este modelo calibrado permite diseñar, proponer y/o optimizar estrategias de control, y crear un sistema supervisor del proceso para minimizar el gasto de energía por aireación del sistema. Así, la estrategia de trabajar en primera instancia por simulación persigue reducir riesgos y costos de operación, pues no se establece una intervención directa del proceso.

Calibration of a simulator for the activated sludge system of the liquid waste plant from CCU Chile

Abstract

The biological treatment of industrial residues is a priority topic for the sustainable development of a society. In the last twenty years, there has been a meaningful advance in efficiency increase and lowering of energy costs. In this sense, the simulation of treatment plants allows for the exploration of new operation strategies and probe towards the optimization of biological treatment. This paper aims to simulate the biological treatment plant of Compañía Cerveceras Unidas from the city of Temuco. This plant evacuates the treated effluent into a marsh (La Laucha), which is used as a water source for irrigation. For this task, a calibrated sludge system and its clarifier were modeled and calibrated. Aerobic reactors are categorized for a high energy cost due to aeration and in this case, the operator manually handles the instrumentation, in order to obtain a higher performance at a lower cost. This calibrated model allows the designing, proposal and optimizing of control strategies and the creation of a supervising system of the process in order to lower the energy cost due to the aeration of the system. Thus, the strategy of working in the first instance by simulation seeks to reduce risks and operation costs, since it does not establish a direct intervention of the process.

Keywords

Mathematical models, calibrated simulator, dynamic system, activated sludge system, data collection methodology, real RIL.

Clasificación JEL: C02, C61, C65,

Calibração de um simulador para o sistema de lamas ativadas da estação de Rile do CCU-Chile

Resumo

O tratamento biológico dos resíduos industriais é tema importante para o desenvolvimento sustentável da sociedade. Nos últimos vinte anos têm existido um avanço significativo no aumento da eficiência e diminuição dos custos energéticos. Neste contexto, a simulação de estações de tratamento permite verificar novas estratégias de operação e ajuda na otimização do tratamento biológico. Este documento propõe simular a estação de tratamento biológico da *Compañía Cerveceras Unidas* da cidade de Temuco. Esta estação evacua o afluente tratado ao fluxo de água *La Laucha*, uma fonte de água para irrigação. Para tanto, foi modelado e calibrado um sistema de lamas ativadas e seu clarificador secundário. O reator aeróbio é caracterizado por um alto gasto energético por arejamento. Nesse caso, o operador mexe manualmente a instrumentação (PLC) com o fim de obter maior rendimento e um menor custo. O modelo calibrado permite desenhar, propor e/ou otimizar estratégias de controle, e criar um sistema de verificação para minimizar o gasto de energia pelo arejamento do sistema. Assim, a estratégia de trabalhar por simulação busca reduzir riscos e custos de operação, dado que não tem intervenção direta do processo.

Palavras-chave

Modelos matemáticos, simulador calibrado, sistema dinâmico, sistema de lamas ativadas, metodologia de recolhimento de dados.

1. Introducción

El proceso de preparación de cerveza a menudo genera grandes cantidades de aguas residuales y residuos sólidos que deben ser tratados del modo menos costoso y más seguro para cumplir la normativa de descarga chilena. Se considera que por cada litro de cerveza que se fabrica, aproximadamente diez litros de agua es requerida para la preparación, enjuague y refrigeración del proceso. Esta agua, previo a su descarga, es tratada mediante un proceso primario (decantación) y secundario (biológico). Este tratamiento eleva los costos de producción para la mayor parte de las fábricas de cerveza (Simate *et al.*, 2011). Por lo anterior, fabricantes de cerveza modernos buscan modos de reducir el uso del agua durante el proceso de producción y/o medios para un tratamiento rentable. A pesar de la descarga de grandes volúmenes de efluentes contaminantes a lo largo del año (Braeken, Van der Bruggen y Vandecasteele, 2004; Parawira, Kudita y Nyandoroh, 2005), la industria cervecera constituye un segmento económico importante de cualquier país (Fillaudeau *et al.*, 2007; Fillaudeau, Blanpain-Avet y Daufin, 2006); de hecho, la cerveza es la quinta bebida más consumida en el mundo (Fillaudeau, Blanpain-Avet y Daufin, 2006).

La preparación de la cerveza implica dos pasos principales: preparación y embalado del producto final. Los subproductos generados de estos pasos —granos gastados, exceso de levadura, entre otros— son responsables de la contaminación cuando son mezclados con los efluentes, y el lavado de tanques, botellas, máquinas y pisos producen altas cantidades de agua contaminada (Doubla *et al.*, 2007).

La evacuación de las aguas no tratadas o parcialmente tratadas de la fábrica de cerveza en cuerpos acuá-

ticos puede constituir problemas de contaminación potenciales o severos, ya que las aguas residuales contienen compuestos orgánicos que disminuyen la disponibilidad de oxígeno en los cuerpos hídricos receptores (Sarfo-Afriye, 1999). Además, las normas se hacen cada vez más rigurosas y el coste del agua aumenta, por lo cual el reúso del agua adquiere mayor importancia en estos días (Simate *et al.*, 2011).

El tratamiento biológico de aguas residuales puede ser aerobio —con suministro de aire/oxígeno— o anaerobio (Goldammer, 2008). Generalmente, el aerobio ha sido aplicado con mucho éxito para el tratamiento de residuos líquidos de la fabricación de cerveza, y recientemente los sistemas anaerobios se han vuelto una atractiva opción (Goldammer, 2008). Los procesos de transformación biológica desempeñan un papel central en las tecnologías actuales de tratamiento de residuos (Simate *et al.*, 2011), y están basados en la actividad de una microflora muy diversa, tal como bacterias (protozoos y rotíferos). Por lo tanto, después de que el flujo de residuos de la fábrica de cerveza se ha sometido a pretratamientos físicos y químicos en la planta de tratamiento de la industria Compañía de Cervecerías Unidas S. A., el flujo de residuos es sometido al tratamiento biológico primeramente anaeróbico y posteriormente aeróbico.

1.1 Hipótesis del trabajo

Mediante la simulación del sistema de lodos activados de RIL (residuo industrial líquido) real de la planta cervecera CCU, es posible encontrar una estrategia y/o modo de operación que conduzca a un ahorro energético menor que 10 % del costo. Además se podrá determinar la capacidad real de tratamiento de la planta.

1.2 Objetivos del trabajo

- Objetivo general**
 Diseñar un simulador calibrado para el sistema de lodos activados de la planta de RILES de CCU y utilizarlo como modelo de prueba para propósitos de control.
- Objetivos específicos**
 Modelar la planta de lodos activados para un período de operación acotado y cuantificar las variables que influyen en el modelo.
 Calibrar el modelo ASM1 con los datos adquiridos de la planta real de sistema de lodos activados de CCU.
 Validar el simulador con distintos flujos de entrada.

2. Marco teórico

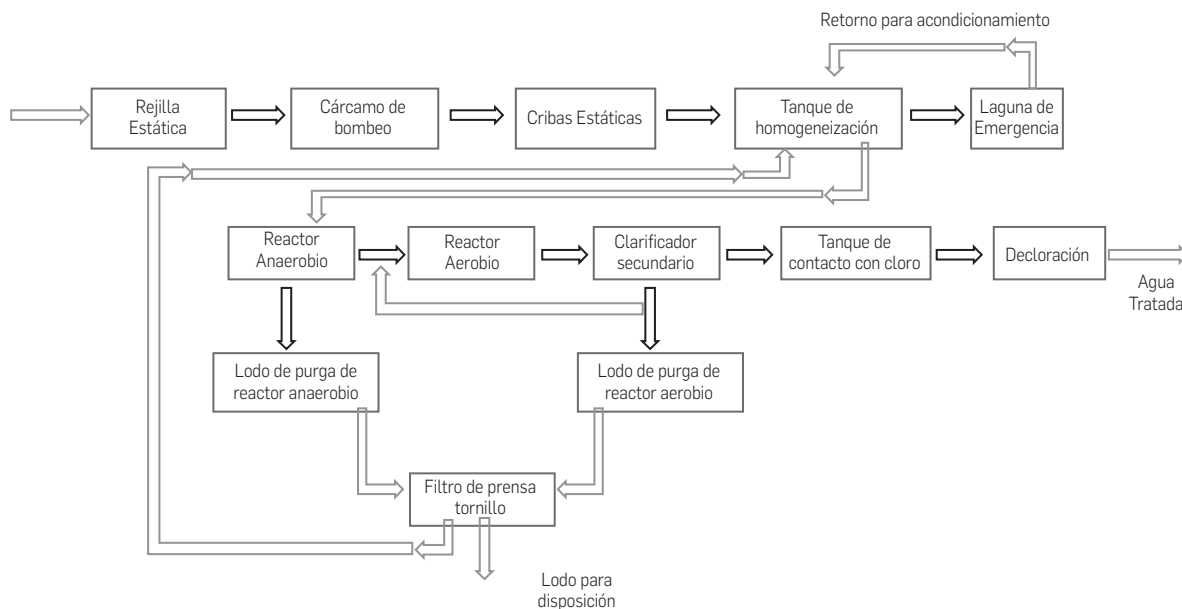
2.1 Planta de tratamiento residual - Industria Cervecería CCU planta Temuco

El esquema de la planta de tratamiento de la industria Cervecería CCU se puede apreciar en la figura 1.

Pretratamiento:

El agua residual, proveniente de la producción de cerveza, entra por gravedad a una rejilla batiente donde se eliminan los sólidos más gruesos que puedan dañar el equipo mecánico. Luego el RIL ingresa a la sección del cárcamo y es conducido por una bomba

Figura 1. Esquema de la planta de tratamiento de la industria Cervecería CCU



Fuente: CCU, 2000

a las cribas estáticas autolimpiantes; en esta etapa se eliminan otros sólidos, como cascarillas y orujo (). Estos sólidos se depositan en una tolva para su posterior disposición.

El RIL filtrado ingresa al tanque de homogeneización por gravedad. Este tanque garantiza el suministro continuo a las bombas de alimentación del tratamiento biológico. En caso de que hubiera valores máximos en el flujo y el pH, el RIL es derivado a la laguna de emergencia. El objetivo de este tanque es, obviamente, homogeneizar el RIL; para ello, cuenta con un agitador de baja velocidad. Así, el RIL es acondicionado mediante el ajuste de pH con sosa o ácido, según sea el caso, y la adición de nutrientes. Antes que el RIL entre al tratamiento biológico (por medio de bombas), pasa por un desarenador ciclónico para eliminar arenas y partículas finas que puedan afectar el tratamiento biológico.

Tratamiento biológico

Con el RIL ya en el reactor anaerobio UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket), se comienza el tratamiento. En esta etapa se lleva a cabo la mayor parte de la remoción de la materia orgánica presente en el RIL. Como resultado de la degradación de la materia en el reactor anaerobio, se obtiene biogás (una mezcla de H_2 y CH_4) y RIL con una concentración menor de materia orgánica. Pero aún no cumplen la normativa y deben ser tratados por medio de un sistema de tratamiento aeróbico de lodos activos.

Postratamiento

El biogás actualmente es colectado y utilizado como combustible en el área de las calderas. El biogás sobrante es conducido a un quemador donde se oxida finalmente a CO_2 y agua. Para completar al efluente del reactor anaerobio, que contiene aproximadamente

15-20 % de la materia orgánica del afluente, la planta cuenta con un sistema de lodos activados en la modalidad aireación extendida (consiste en un reactor aerobio y un clarificador), que elimina la materia orgánica que no fue removida en la etapa anaerobia anterior. El efluente del reactor aerobio ingresa al clarificador donde se separa la biomasa en suspensión y de esta, una parte se recircula al reactor aerobio intentando una relación (comida/microorganismos) constante, mientras que la otra parte se purga. El efluente clarificado es enviado por gravedad al tanque de contacto con el cloro. En este tanque, el RIL tratado se desinfecta a fin de eliminar patógenos que pudieran estar presentes. El agua desinfectada se conduce al canal Parshall donde se elimina el exceso de cloro y se mide el caudal.

Los lodos purgados de ambos reactores son ingresados a un filtro de prensa tornillo, donde se desaguan para finalmente ser enviados a disposición fuera de la planta (CCU, 2000).

La simulación del tratamiento biológico de aguas servidas ayuda a ingenieros a entender y operar su planta de tratamiento. Un mejor entendimiento puede reducir el coste operacional y mejorar la eficiencia. Estas simulaciones han resultado ser útiles en la optimización y mejoramiento de las plantas. Además de otras ventajas, este modelo facilita el ajuste entre el tiempo de retención aeróbico y el control de aireación (Baek, Jeon y Pagilla, 2009).

2.2 Sistema de lodos activos

El tratamiento de lodo activado para las aguas residuales es difícil de ser controlado debido a su comportamiento complejo y no lineal; sin embargo, el control del nivel de oxígeno disuelto en los reactores juega un papel importante en la operación de la planta

(Holenda *et al.*, 2008). El sistema de lodos activados se puede observar en forma más detallada en la figura 2, donde es proveniente del reactor anaerobio en el caso de esta planta; , flujo de salida de lodo decantado del clarificador; es el flujo de recirculación de lodo al reactor; es el flujo de purga de lodos, y es el efluente tratado.

Las plantas de tratamiento de aguas residuales son sistemas con grandes no linealidades, sujetas a perturbaciones significativas en el flujo y carga, junto con la variación en la composición del influente. Sin embargo, estas plantas deben funcionar continuamente y deben cumplir estrictas regulaciones (Holenda *et al.*, 2008).

En los estudios de simulación, el modelo internacionalmente aceptado, y frecuentemente elegido para simular los procesos en plantas de tratamiento de aguas residuales, es el modelo ASM1 para los lodos activado (Henze *et al.*, 1987). En 1983, el modelo ASM1 de lodos activado fue publicado por IAWQ Task Group en "Modelo matemático para diseño y operación de procesos de tratamiento biológico de aguas servidas". En esta publicación aparece la des-

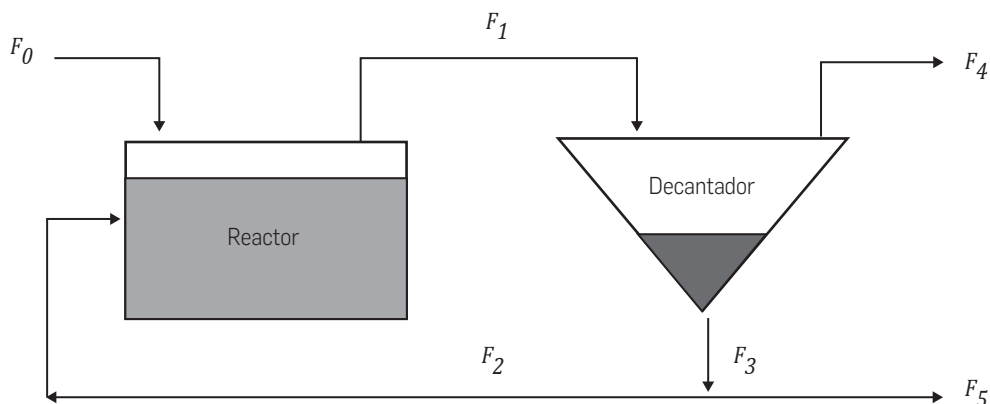
cripción matemática del proceso biológico para la remoción de amoníaco y de materia orgánica (Henze *et al.*, 2000).

Desde la primera introducción del ASM1, varias modificaciones han sido sugeridas (ASM2, ASM2d, ASM3) y hay varias limitaciones con el ASM1; sin embargo, su precisión y validación práctica universal eclipsan estas limitaciones (Marsi-Libelli y Giunti, 2002).

2.3 Modelo ASM1

El modelo incluye ocho procesos dinámicos: crecimiento aeróbico de los heterotróficos (); crecimiento anóxico de heterotróficos (); crecimiento aeróbico de autotróficos (); decaimiento de heterotróficos (); decaimiento de autotróficos (); amonificación de nitrógeno orgánico soluble (); hidrólisis de orgánicos entrampado (), e hidrólisis de nitrógeno orgánico entrampado (). Este modelo ha sido aplicado a la simulación de plantas de tratamiento industrial y municipal a escala real.

Figura 2. Esquema del sistema de lodos activados



2.4 Desarrollo de simuladores de procesos

La adquisición de un simulador puede ser muy importante a la hora de tomar una decisión de operación o diseño de procesos. En Tocchi se estudió la eficiencia del rendimiento de la planta bajo distintos regímenes de aireación, y se encontró que estos influyen fuertemente en el rendimiento de remoción (Tocchi *et al.*, 2012). Hoy en día, es más común que las industrias modelen sus plantas. En Colussi se puede apreciar la creación de un simulador para un proceso de tratamiento anaerobio de aguas residuales de una destilería en Italia que produce Biogás; los resultados de simulación han permitido la autosostenibilidad de energía de la destilería (Colussi *et al.*, 2012).

En Grecia se creó un simulador que es ajustado para cuatro diferentes plantas de tratamiento de aguas residuales, tanto para procesos anaerobios como aerobios. En él, varios escenarios han sido explorados, y muestran que la evolución de las variables relevantes sigue las tendencias reportadas en la literatura (Gracia *et al.*, 2009).

Algunos estudios vía simulación para la búsqueda de mejores estrategias de control se pueden encontrar en la literatura, los cuales han obtenido muy buenos resultados. Fernández *et al.* (2011) se plantearon el objetivo de seleccionar la mejor configuración para un controlador de aireación tipo ON/OFF de una planta de tratamiento de agua residual de tamaño real para asegurar los mejores valores de concentración de referencia para la concentración de oxígeno disuelto. A consecuencia de la optimización del regulador de oxígeno disuelto, se obtuvo un sistema más estable, mejorando la calidad del efluente y lodos activados, y la vida útil del equipo de aireación. Además, los gastos de aireación fueron reducidos en aproximadamente 17 %.

También, vía simulación, el diseño de un controlador óptimo sobre el sistema de aireación mejora la eficacia y la fiabilidad del proceso de lodos activados. En Chachuat, dos problemas son formulados: el primero tiene que ver con la minimización de la descarga de nitrógeno y el segundo se dirige a la minimización del consumo de energía eléctrica. Los resultados muestran que las mejoras significativas pueden ser alcanzadas con respecto a la actual estrategia de aireación, con reducciones de hasta 37 % para el primer problema y aproximadamente 27 % para el segundo (Chachuat, Roche y Latifi, 2005).

La factibilidad de probar distintas estrategias de control —vía simuladores— permite conocer de antemano, y sin intervenir la planta real, los resultados de estas pruebas. En Stare, varias estrategias de control para la remoción de nitrógeno son propuestas y evaluadas en un simulador de un proceso de lodos activados; el objetivo fue determinar qué estrategia de control entrega el mejor rendimiento con respecto a los costes operativos de planta. Un detallado estudio fue realizado, evaluando varias estrategias (Stare *et al.*, 2007).

La literatura muestra que es una buena inversión producir simuladores de los procesos industriales (Fernández *et al.*, 2011; Chachuat, Roche y Latifi, 2005).
Sistema de control de oxígeno disuelto

El esquema de control del oxígeno disuelto de la planta CCU consta de un reactor dividido en dos módulos; cada uno posee un sensor de oxígeno disuelto (OD). El flujo de aireación es otorgado por un soplador controlado por un variador de frecuencia a través un regulador de la familia PID (Proporcional-Derivativo-Integral), cuya referencia del oxígeno es de 2 mg/l (solo se airea con uno a la vez). El PLC sirve para monitorear los niveles de OD.

La concentración del OD en WWTP (Waste Water Treatment Plants) ha sido reconocida como una variable importante a controlar para propósitos económicos y como objetivo de eficacia del proceso. Una adecuada concentración de OD tiene que ser mantenida por una aireación apropiada. El consumo de aireación es muy importante, ya que es el responsable de aproximadamente del consumo eléctrico de la planta (Ingildsen, Jeppsson y Olsson, 2002).

El control de la concentración de OD en la zona aeróbica de un proceso de lodo activado es por lo general realizada en tres formas diferentes: la primera es el control de reacción basado en la medición de amoníaco y/o oxígeno en el reactor aeróbico (Lindberg y Carlsson, 1996; Suescun *et al.*, 2000); la segunda es la estrategia de control realimentada basada en el modelo (Ingildsen, Jeppsson y Olsson, 2002; Ma, Peng y Wang, 2005); y la última es el control de variación en el tiempo de la consigna de OD.

Para la primera y segunda estrategia de control, la consigna del lazo de control es normalmente fijada en un valor constante con base en consideraciones teóricas y heurísticas acerca de los diferentes procesos biológicos que ocurren en la zona aeróbica. Un problema con tal control afecta al proceso solo cuando el influente causa cambios en la última zona aeróbica, que es por lo general demasiado tarde con respecto a las constantes de tiempo de proceso y perturbaciones del influente. Otro problema consiste en que lleva al consumo de energía innecesario debido a la aireación alta y también puede inhibir procesos anóxicos (Zhang, Yuan y Wang, 2008). Obviamente, el valor de referencia fue elegido como un compromiso entre varios valores que serían más convenientes en diferentes condiciones operacionales. Además, podría ser difícil elegir una referencia conveniente de OD debido a la competencia de las reacciones biológicas y causas económicas. Para el tercer tipo de control, que es por lo general deter-

minado por un regulador de nivel más alto conducido por la concentración de amoníaco en la zona aeróbica. Este es un control de referencia de OD que varía en el tiempo, un problema de tal control consiste en que no puede vencer la dinámica de las perturbaciones del influente (Zhang, Yuan y Wang, 2008).

En la literatura, muchas revisiones extensas basadas en la simulación pueden ser encontradas en el control del proceso de producción de lodo activado (Coen *et al.*, 1997; Devisscher *et al.*, 2005). La concentración de oxígeno disuelto, el índice de recirculación interna del flujo, el índice de recirculación de lodo y la tasa de dosificación de carbón externa son con frecuencia las variables manipuladas más investigadas en estos sistemas (Marsi-Libelli y Giunti, 2002; Barros y Carlsson, 1998; Oehmen, Yuan y Ingildsen, 2002; Yuan y Keller, 2002). Sin embargo, el control de oxígeno disuelto (OD) es el más estudiado, dado que el nivel OD en los reactores aerobios presenta una significativa influencia en el comportamiento y la actividad de los microorganismos heterotróficos y autotróficos que viven en el lodo activado.

La concentración de oxígeno disuelto en la parte aerobia del proceso de lodo activado debería ser suficientemente alta para suministrar bastante oxígeno a los microorganismos en el lodo, así la materia orgánica es degradada y el amonio es convertido al nitrato. Por otra parte, un OD excesivamente alto, que requiere una tasa alta de aireación, lleva a un consumo de energía alto y también puede deteriorar la calidad de lodo. Un OD alto en el agua de recirculación asimismo hace menos eficiente la desnitrificación. Por esto, tanto para propósitos económicos como para motivos del proceso, es de interés controlar el OD (Holenda *et al.*, 2008).

Otras estrategias más avanzadas son: Carlsson *et al.* (1994) han aplicado un regulador que se autosinto-

niza, basado en la estimación en línea de la tasa de transferencia de oxígeno; Lindberg y Carlsson (1996) desarrollaron una estrategia de diseño de un control no lineal de OD, y Cadet Beteau y Hernandez (2004) implementaron una estrategia de control de multi-criterios con el sistema de supervisor difuso Takagi-Sugeno para disminuir el costo total, manteniendo un buen desempeño.

3. Metodología

Este trabajo se enfocó en calibrar el modelo ASM1 para el sistema de lodos activados con el fin de crear un simulador que ayude a comparar y validar distintas estrategias de control del oxígeno disuelto. Así, contar con un modelo calibrado que permite: diseñar, proponer y/u optimizar estrategias de control y operación, y crear un sistema supervisor del proceso, enfocado a minimizar el gasto de energía por aireación del sistema, ya que es en este punto en el que se consume la mayor cantidad de energía del proceso. La estrategia de trabajar por simulación en primera instancia persigue el objetivo de reducir riesgos y costos de operación, sin la intervención directa del proceso.

Pensando en un futuro cercano, la inclusión del proceso anaerobio al simulador puede permitir dominar los problemas que se presentan al tratar de unir procesos digestores aeróbicos y anaerobios que trabajan en serie o al conectar las líneas de agua y lodo en un WWTP (Gracia *et al.*, 2009).

Para la creación del simulador se usó el *software* Matlab/Simulink. Y para su calibración fue necesario contar con datos de la planta de RILES de la CCU, tales como: (flujo proveniente del reactor anaerobio); (flujo de salida de lodo decantado del clarificador); (flujo de recirculación de lodo al reactor); (flujo de purga de lodos); (flujo del efluente tratado); (oxígeno disuelto en el reactor); (demanda química de oxígeno en el efluente); (medición de ph en el reactor), y (temperatura en el reactor).

También fue necesario hacer análisis químicos para determinar los parámetros de la planta que se usaron en el modelo ASM1. Los análisis realizados se muestran en la tabla 1.

3.1 Modelación del sistema de lodos activados

Modelo del reactor CSTR:

El modelo del reactor está basado en la matriz de estequiometría ASM1 (Jubany *et al.*, 2008). La tabla original se ha modificado; se eliminaron los componentes menos importantes y los procesos que no son determinantes o no vienen al caso, como los anóxicos. La estequiometría del proceso se muestra en el cuerpo () de la tabla 2 y la cinética de los procesos se muestra en el cuerpo .

Se consideran tres compuestos solubles: C_{TAN} = nitrógeno amoniacal total; C_S = materia orgánica fácilmente biodegradable, y C_{OD} = concentración de oxígeno disuelto.

Tabla 1. Tipos de análisis y períodos de muestreo

Parámetros	Período de muestreo	Frecuencia de muestras	Número de muestras	Factor de sobredimensión	Número de muestras*F. de S.
DQO	2 meses	día por medio	60	1,5	90
Sólidos suspendidos	2 meses	día por medio	60	1,5	90
Nitrito	2 meses	día por medio	60	1,5	90
Nitrógeno amoniacal	2 meses	día por medio	60	1,5	90
Sólidos totales	2 meses	día por medio	60	1,5	90

Fuente: elaboración propia

Tabla 2. Matriz del modelo y ecuaciones cinéticas

		A						P
		C_{TAN}	C_S	X_{AOB}	X_H	X_S	C_{OD}	Ecuaciones cinéticas
$\rho(1)$	Crecimiento Aerobio de C_{AOB}	$-\frac{1}{Y_A} - ixb$		1			$\left(\frac{3,43 - Y_A}{Y_A}\right)$	$\mu_{max,AOB} \cdot \frac{C_{NH3}}{K_{S,AOB} + C_{NH3} + \left(\frac{C_{NH3}^2}{K_{IS,AOB}}\right)}$ $\left(\frac{C_{OD}}{K_{OD,AOB} + C_{OD}}\right) \cdot X_{AOB}$
$\rho(3)$	Crecimiento Aerobio de X_H	$-ixb$	$-\frac{1}{Y_H}$		1		$\left(\frac{1 - Y_H}{Y_H}\right)$	$\mu_{max,H} \cdot \left(\frac{C_{OD}}{K_{O,H} + C_{OD}}\right) \cdot \left(\frac{C_S}{K_{S,H} + C_S}\right) \cdot X_H$
$\rho(4)$	Decaimiento de C_{AOB}			-1		$1 - f_P$		$b_A \cdot X_{AOB}$
$\rho(6)$	Decaimiento de X_H				-1	$1 - f_P$		$b_H \cdot X_H$

Fuente: Jubany *et al.* (2008)

Además, tres compuestos particulados: X_{AOB} = concentración de bacterias amonio oxidante; X_H = concentración de bacterias heterotróficas, y X_S = materia orgánica lentamente biodegradable. Estas variables son las que aportan sólidos sedimentables y que al ingresar al decantador, se sedimentan hacia el fondo de este y producen mayor concentración de las mismas y que se recircula al reactor.

Con

$$NH_3 = \frac{TAN \cdot 10^{pH}}{K_{NH_3}^T + 10^{pH}} \cdot \frac{17}{14} \quad (1)$$

Modelo del decantador por capas:

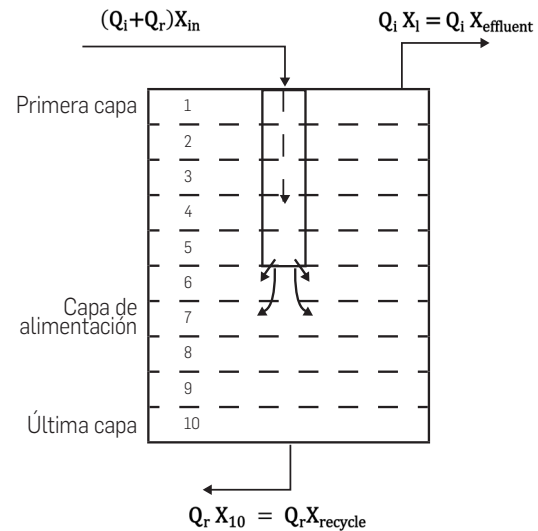
El modelo de Vitasovic predice el perfil de concentración de sólidos en el decantador dividiendo este en varias capas de grosor constante (se usaron diez capas en este trabajo), como se muestra en la figura 3. Se realizó un balance de sólidos alrededor de cada capa (Vitasovic, 1986).

El modelo está basado en los siguientes supuestos:

- Los sólidos de entrada son distribuidos instantánea y uniformemente a través de toda el área de la sección de la capa del clarificador.
- Solo el flujo vertical se considera en el modelo.

El modelo de Vitasovic no incluye un componente de clarificación. Por consiguiente, los sólidos suspendidos del efluente no son predichos durante condiciones de funcionamiento normales. Sin embargo, cuando la función de clarificación y/o espesamiento del decantador falla, el modelo predecirá una gran cantidad de los sólidos suspendidos del efluente (Vitasovic, 1986). Vitasovic arbitrariamente define la altura del manto de lodo como la altura de la primera capa con una concentración de sólidos mayor a 3.000 mg/l.

Figura 3. Esquema del modelo del decantador por capas

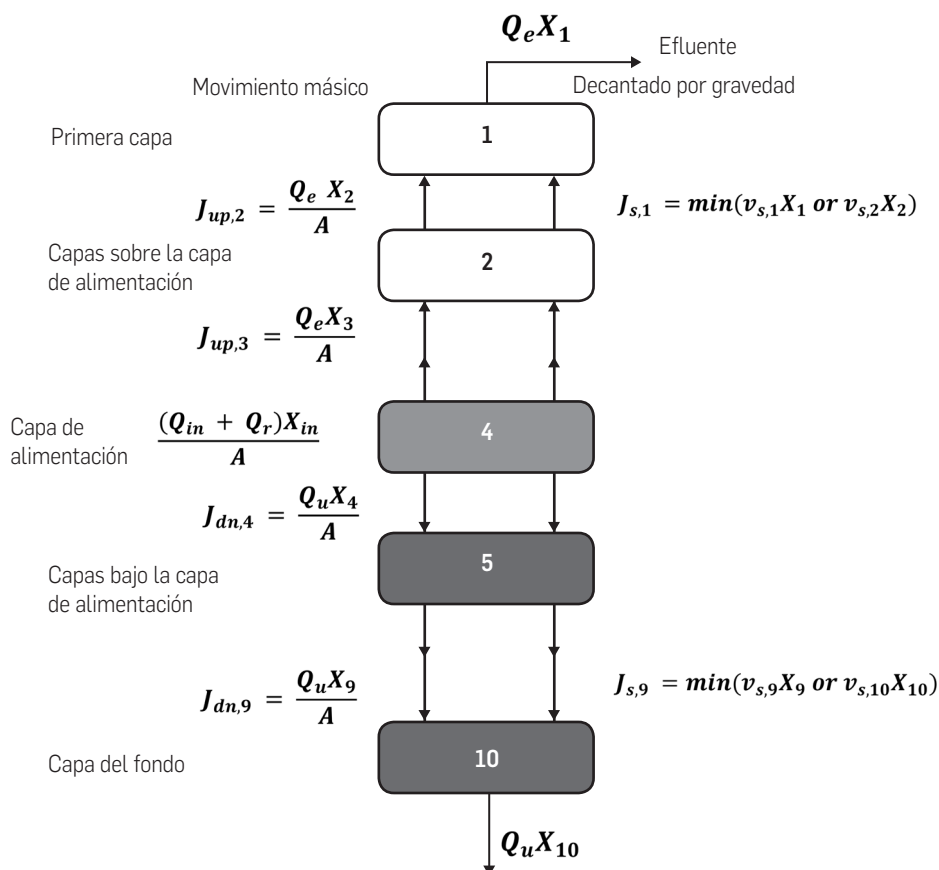


La figura 4 muestra el balance de masa para cada capa del decantador. El modelo de Vitasovic está basado en el análisis tradicional del flujo de sólidos, a excepción de la concentración umbral (X_t) diseñado para limitar el flujo hacia abajo de sólidos para que pueda ser manejado por la capa de abajo. Por ejemplo, sobre la capa de alimentación el flujo de salida de la capa $j+1$ está restringido, si la concentración en la capa j es mayor o igual que algún valor umbral (X_t), en este caso el flujo de la capa j es puesto igual al $\min[J(j), J(j+1)]$.

El flujo de sólidos, debido al movimiento másico del líquido, es sencillo de evaluar; es igual al producto de la concentración (X) y la velocidad másica del líquido (v_b), que puede aumentar o disminuir según la posición de la capa con respecto al punto de alimentación.

El flujo de sólidos, debido a la decantación por gravedad de las partículas de sólidos, está dado como el producto de la concentración (X) y la velocidad de colocación de las partículas (v_s) de sólidos.

Figura 4. Balance de sólidos de las capas del decantador



Como se indicó antes, varios modelos han sugerido describir la velocidad de decantación del licor mezclado (lodo). Uno de los modelos de velocidad de decantación más extensamente aceptado es de Vesilind (1968):

$$v_s = v_0 \cdot e^{(-\alpha \cdot X)} \quad (2)$$

Donde: v_s = velocidad de decantación de la suspensión; v_0 = velocidad de decantación máxima; X = concentración de sólidos, y α = parámetro del modelo.

$V_{s,j}$ ($j = 1, \dots, 10$), Velocidad de sedimentación con que los sólidos sedimentables se concentran hacia el fondo del sedimentador, y X_j ($j = 1, \dots, 10$), concentración de sólidos sedimentables en el sedimentador. Donde j es el número de capa; el sedimentador está dividido en diez capas. Por lo tanto, hay una velocidad de sedimentación por capa y una concentración de SS por cada capa. La primera capa es la superior, por esta sale el efluente del sistema, casi sin sólidos sedimentables. La última capa, la décima, es la del fondo, de donde sale la recirculación de lodos hacia el reactor y el flujo de la purga de lodo.

Este modelo fue usado con éxito por Copp (2002) y Vitasovic (1986).

Sin embargo, debería reconocerse que la ecuación de velocidad de decantación de Vesilind solo se aplica en condiciones de decantación complejas. Como la concentración de sólidos en las capas superiores del clarificador son menores a la concentración de decantación típica, las velocidades de decantación predichas por la ecuación de Vesilind excederá la velocidad de decantación actual de las partículas floc (Li y Ganczarzyk, 1987).

En un decantador que opera normalmente, la concentración de sólidos en las capas superiores de un clarificador aumenta con la profundidad. A causa de las fuerzas dinámicas que afectan a las partículas floc sobre el punto de alimentación, la distribución del tamaño de las partículas floc cambia de una capa a otra. Para Roth y Pinnow (1981), las partículas en el efluente del clarificador secundario de plantas de lodo activado siguen una distribución logaritmo-normal. Según Patry y Takács (1992), debido a las dificultades operacionales del clarificador secundario, el promedio de la velocidad de decantación de sólidos en las capas superiores del clarificador secundario podría estar relacionado con su concentración. Por ejemplo, una capa en la parte superior del clarificador secundario tiene una distribución logaritmo-normal para el tamaño de las partículas. Como aumenta la velocidad superior, las partículas con una velocidad de decantación más alta (es decir, partículas de diámetro más grande) serán

fluidas y llevadas hacia arriba. Como el tamaño de partículas se omite en el cero, esto causará un promedio y varianza más grande de los diámetros de partículas.

4. Resultados de la simulación

El comportamiento de los componentes en el reactor CSTR se muestra en las figuras 5, 6, 7, 8 y 9.

Las figuras 5 y 6 muestran el decaimiento de la concentración de nitrógeno amoniacal y materia orgánica en el tiempo, producto de la oxidación. La especie que se oxida primero es la materia orgánica y es esperable, dado que las bacterias que remueven el contaminante (heterotróficas) poseen una velocidad de crecimiento mayor que las que remueven amonio (autotróficas). Se observa también en la figura 5 que la velocidad de remoción de nitrógeno aumenta una vez que se termina de oxidar la materia orgánica a las 2,3 h (aprox.), lo cual se explica porque ambos procesos compiten por oxígeno.

La concentración de las bacterias aumenta más lentamente que las ; ello se observa en las figuras 7 y 8. Asimismo, las concentraciones más altas se presentan para las bacterias heterotróficas, aunque los niveles de crecimiento de las bacterias nitrificantes calculadas por esta simulación son relativamente altos.

Figura 5. Comportamiento del nitrógeno amoniacal total, C_{TAN} [mg/L]

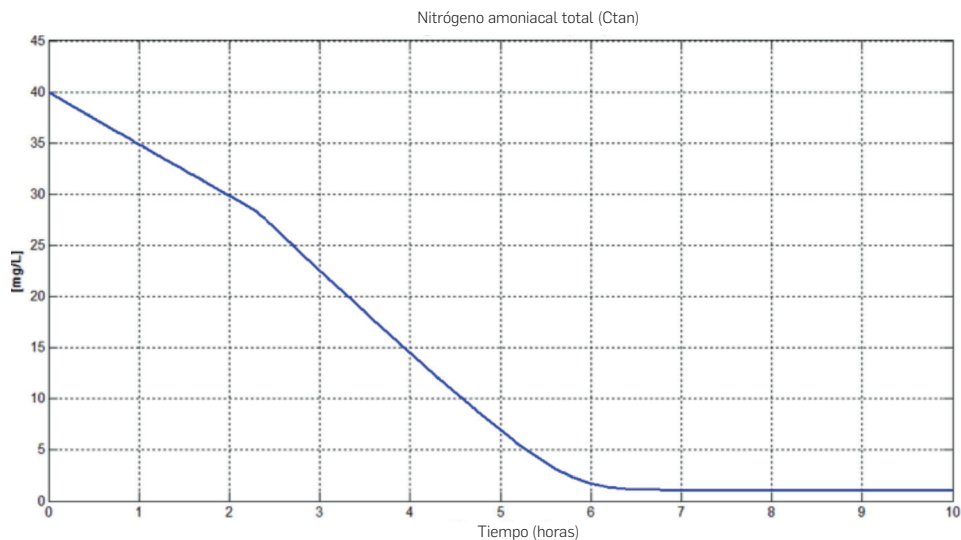


Figura 6. Comportamiento de la materia orgánica fácilmente biodegradable, C_s [mg/L]

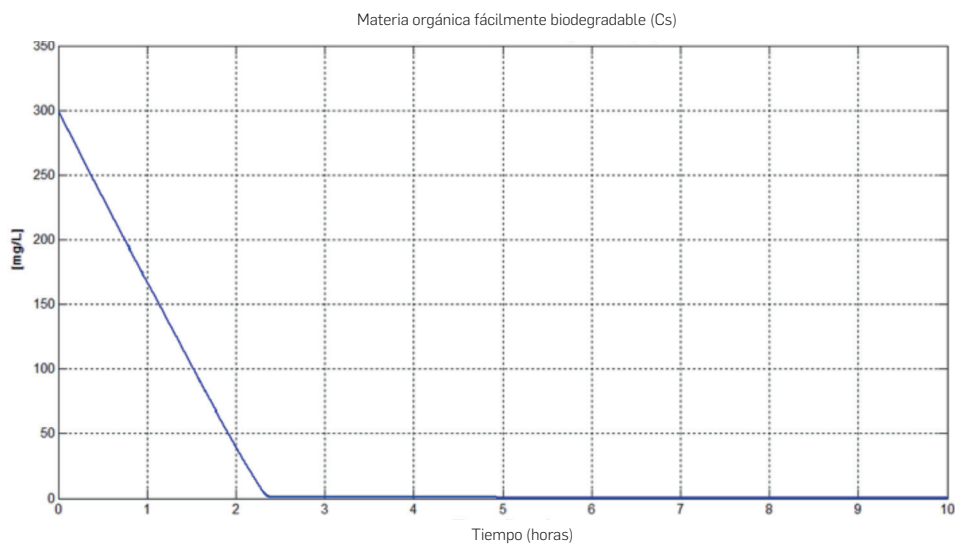


Figura 7. Comportamiento de la concentración de bacterias amonio oxidantes, X_{aob} [mg/L]

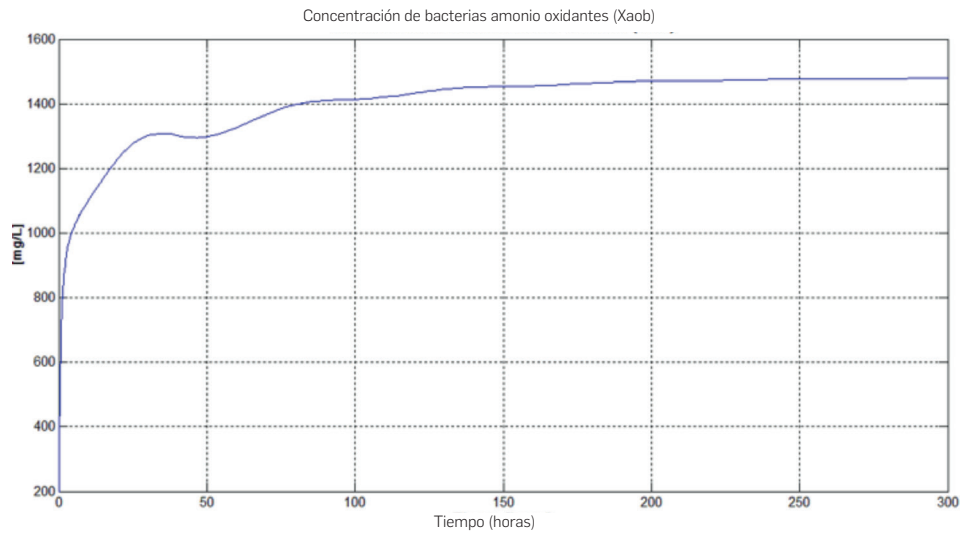


Figura 8. Comportamiento de la concentración de bacterias heterotróficas, X_h [mg/L]

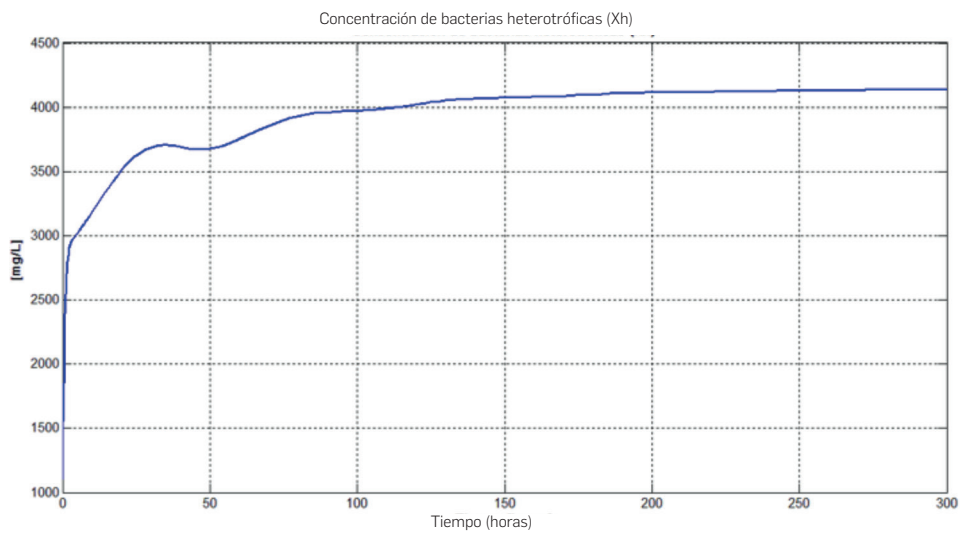
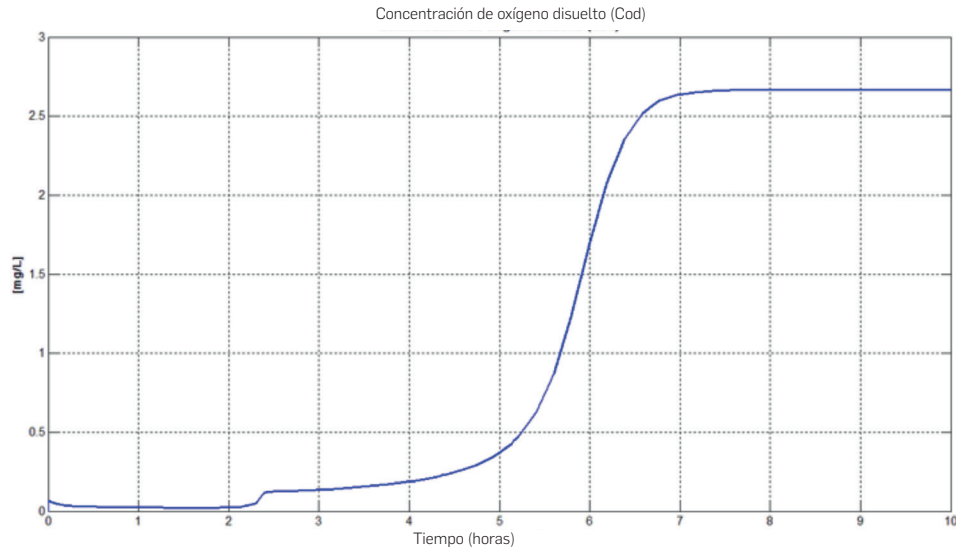
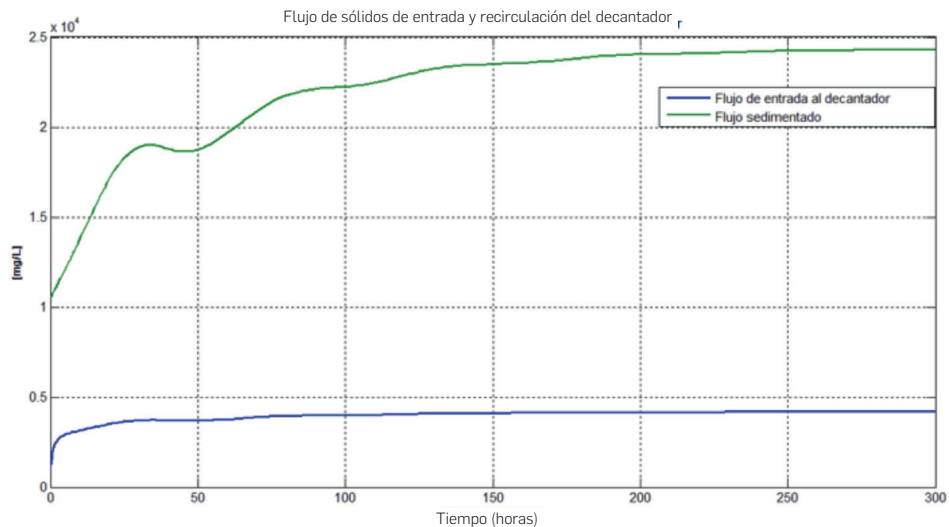


Figura 9. Comportamiento de la concentración de oxígeno disuelto, C_{OD} , [mg/L]



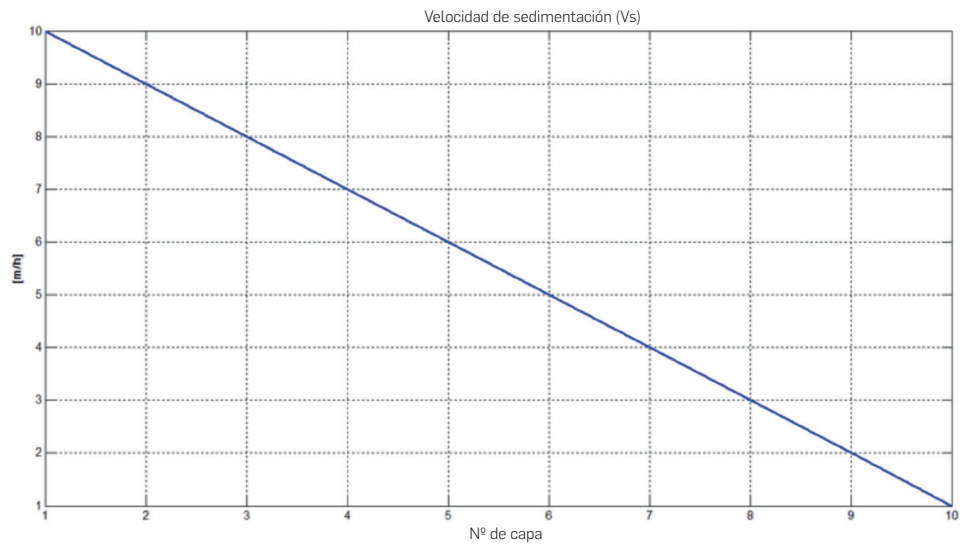
El comportamiento del flujo de recirculación y de entrada del decantador se muestra en la figura 10. La curva azul es la concentración de sólidos que entra al decantador y la verde es lo que sale al fondo del decantador. Se observa cómo crece la concentración y se mantiene constante pasado un tiempo, y las magnitudes de las concentraciones están dentro de lo esperado.

Figura 10. Comportamiento del flujo de sólido de entrada (color azul) y flujo de recirculación del decantador (color verde)



La velocidad de sedimentación debe decrecer en forma lineal a medida que aumenta en el número de capa; así lo demuestra la figura 11.

Figura 11. Comportamiento de la velocidad de sedimentación, V_s [mg/L]



A continuación, las figuras 12, 13, 14 y 15 muestran cómo se concentran los sólidos dentro del decantador a través de las capas, en un determinado tiempo.

Figura 12. Comportamiento de la decantación por capa a las diez horas de simulación

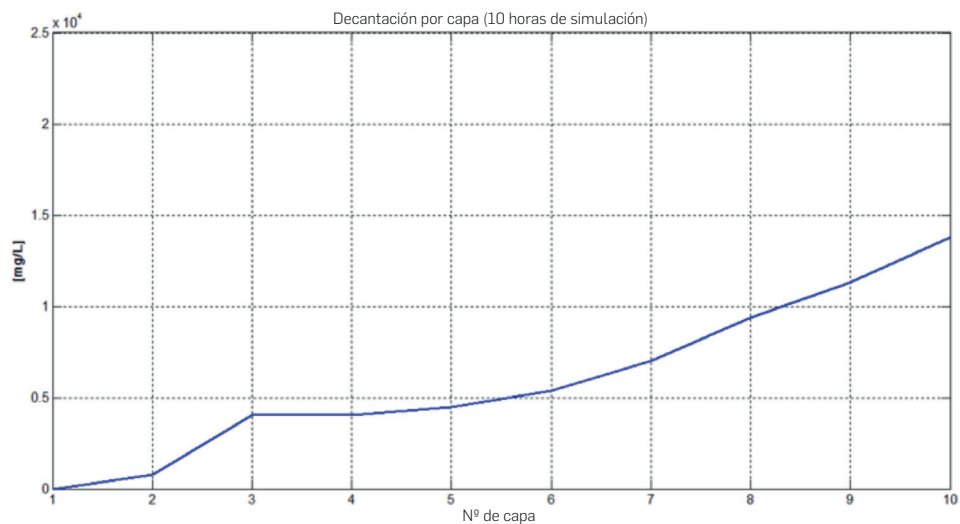


Figura 13. Comportamiento de la decantación por capa a las cien horas de simulación

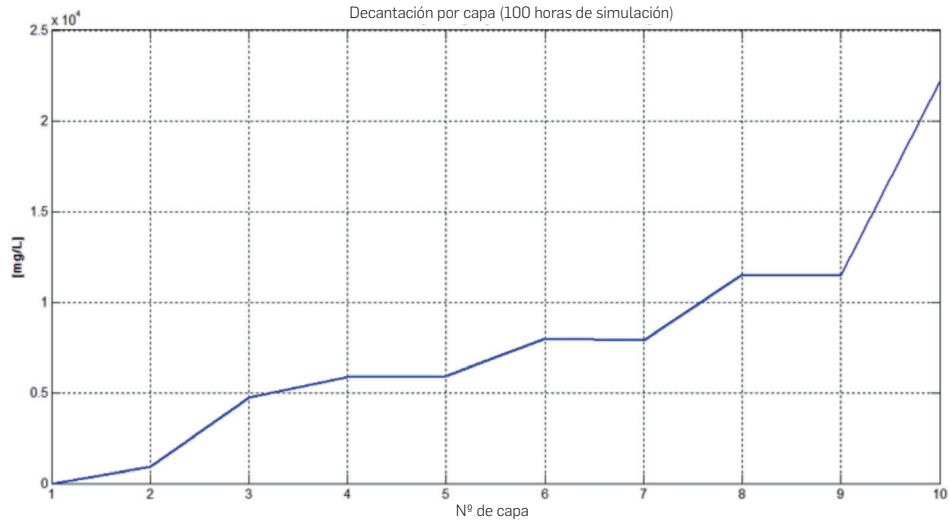


Figura 14. Comportamiento de la decantación por capa a las trecientas horas de simulación

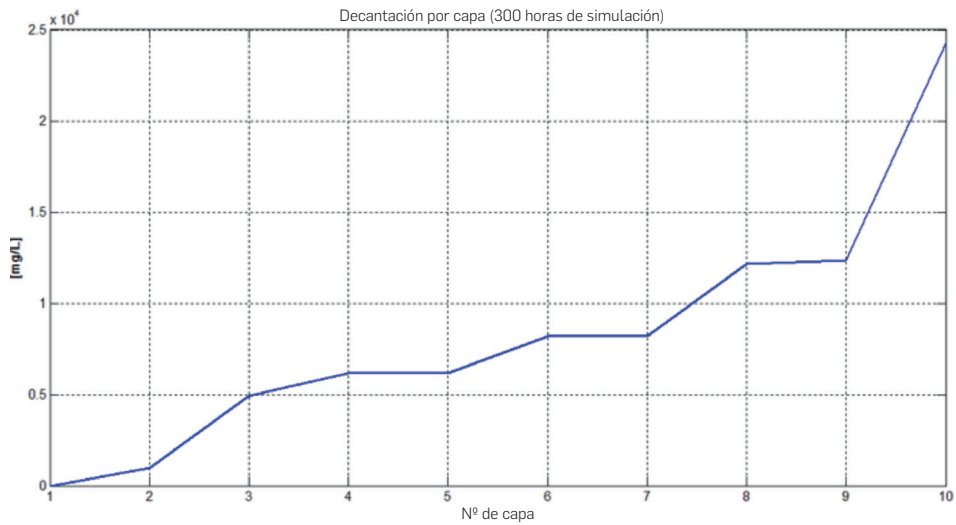
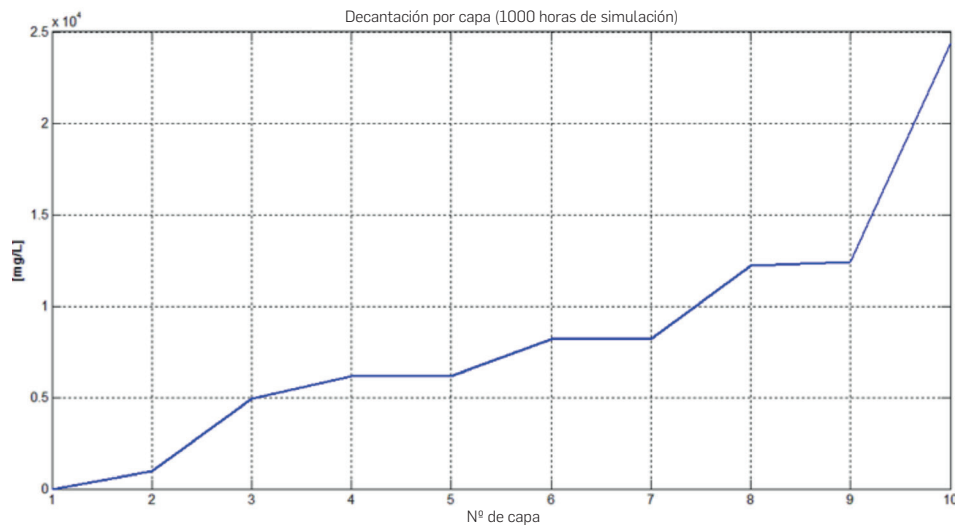


Figura 15. Comportamiento de la decantación por capa a las mil horas de simulación



En literatura se presentan las gráficas típicas de los sistemas de decantación, similares a las obtenidas por el simulador presentado por David, Vasel y Vende (2009). Donde a mayor tiempo de simulación, mayor es la cantidad decantada. Lo anterior ocurre hasta antes de llegar al punto de estabilidad, que se da a las 275 horas aproximadamente.

5. Conclusiones

Las variables del sistema han sido estudiadas, comprendiendo la influencia de ellas en el modelo. Por su parte, el modelo ASM1 ha sido revisado y analizado, y se ha implementado en Matlab/Simulink. Este no ha sido calibrado debido a que existen problemas en el sistema de adquisición de datos de la planta CCU; se espera que esto se solucione lo más pronto posible para proceder con los análisis y adquisiciones correspondientes.

Las ventajas de un simulador calibrado son: otorga la posibilidad de comprender de mejor forma lo que sucede internamente en el proceso; se conoce de forma automática, gráfica y sencilla las implicancias de cambiar el valor de un parámetro o una consigna; es más sencillo explicar a terceros cómo opera la planta, facilitando el entendimiento para nuevos operadores; el simulador puede presentar valores aproximados a los reales en forma gráfica o de tabla (Excel), como el flujo en el efluente o afluente del sistema, o la cantidad de oxígeno disuelto; permite el diseño, comparación y validación de estrategias de control de manera segura, sin arriesgarse a manipular la planta o especular sobre los resultados, y si existiera algún problema, antes de la intervención, a través del simulador se puede mejorar la situación y tener una mejor idea de lo que sucede. Esto agiliza la solución del inconveniente.

Referencias

- Baek, S. H., Jeon, S. K. and Pagilla, K. (2009). Mathematical modelling of aerobic membrane bioreactor (MBR) using activated sludge model no. 1 (ASM1). *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, 15, 835-840.
- Barros, P. R. and Carlsson, R. (1998). Iterative design of a nitrate controller using an external carbon source in an activated sludge process. *Water Science and Technology*, 37(12), 95-102.
- Braeken, L., Van der Bruggen, B. and Vandecasteele, C. (2004). Regeneration of brewery waste water using nanofiltration. *Water Research*, 38(13), 3075-3082.
- Cadet, C., Beteau, J. F. and Hernandez, C. S. (2004). Multicriteria control strategy for cost/quality compromise in Wastewater Treatment Plants. *Control Engineering Practice*, 12, 335-347.
- Carlsson, B., Lindberg, C. F., Hasselblad, S. and Xu S. (1994). On-line estimation of the respiration rate and the oxygen transfer rate at Kungsängen wastewater plant in Uppsala. *Water Science and Technology*, 30(4), 255-263.
- CCU (Compañía Cervecerías Unidas S. A.). (2000). Manual de operación, planta de tratamiento de residuos industriales líquidos de la Cervecería Temuco. Temuco, Chile.
- Chachuat, B., Roche, N. and Latifi, M. A. (2005). Optimal aeration control of industrial alternating activated sludge plants. *Biochemical Engineering Journal*, 23, 277-289.
- Coen, F., Vanderhaegen, B., Boonen, I., Vanrolleghem, P. A. and Van Meenen, P. (1997). Improved design and control of industrial and municipal nutrient removal plants using dynamic models. *Water Science and Technology*, 35(10), 53-61.
- Colussi, I., Cortesi, A., Gallo, V., Rubesa, A. and Vitanza, R. (2012). Modelling of an Anaerobic Process producing Biogas from Winery Wastes. *Chemical Engineering Transactions*, 27.
- Copp, J. B. (Ed.). (2002). *The COST Simulation Benchmark: Description and Simulator Manual*. Luxembourg: Office for Official Publications of the European Community.
- David, R., Saucez, P., Vassel, J. L., Vande, A. (2009). Modeling and numerical simulation of secondary settlers: A Method of Lines strategy. *Water Research*, 43, 319-330.
- Degrémont. (1989). *Water Technical Handbook*. París: Degrémont.
- Devisscher, M., Ciacci, G. F., Benedetti, L., Bixio, D. and Thoeve, C. (2005). Estimating costs and benefits of advanced control for wastewater treatment plants- the magic methodology. In *Proceedings of the 2nd IWA Conference on Instrumentation, Control and Automation for Water and Wastewater Treatment and Transport system*.
- Doubla, A., Laminsi, A., Nzali, A., Njoyim, E., Kamsu-Kom, J. and Brisset, J. L. (2007). Organic pollutants abatement and biodecontamination of brewery effluents by a nonthermal quenched plasma at atmospheric pressure. *Chemosphere*, 69, 332-337.
- Fernández, F. J., Castro, M. C., Rodrigo, M. A. and Cañizares, P. (2011). Reduction of aeration costs by tuning a multi-set point on/off controller: A case study. *Control Engineering Practice*, 19, 1231-1237.
- Fillaudeau, L., Blanpain-Avet, P. and Daufin, G. (2006). Water, wastewater and waste management in brewing industries. *Journal of Cleaner Production*, 14, 463-471.
- Fillaudeau, L., Boissier, B., Moreau, A., Blanpain-Avet, P., Ermolaev, S., Jitariouk, N. and Gourdon, A. (2007). Investigation of rotating and vibrating filtration for clarification of rough beer. *Journal of Food Engineering*, 80, 206-217.
- Goldammer, T. (2008). *The Brewers' Handbook*. Clifton: Apex Publishers.
- Gracia, M., Grau, P., Huete, E., Gómez, J., García-Heras, J. L. and Ayesa, E. (2009). New generic mathematical model for WWTP sludge digesters operating under aerobic and anaerobic conditions: Model building and experimental verification. *Water Research*, 43, 4626-4642.

- Henze, M., Grady, C. P. L., Gujer, W., Marais, G. V. R. and Matsuo, T. (1987). *Activated Sludge Model No. 1. IAWPRC scientific and technical reports no. 1*. London: IWA Publishing.
- Henze, M., Gujer, W., Mino, T. and Van Loosdrecht, M. (2000). Activated sludge models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3. IWA Scientific and Technical Report No. 9, IWA, London.
- Holenda, B., Domokos, E., Redey, A. and Fazakas, J. (2008). Dissolved oxygen control of the activated sludge wastewater treatment process using model predictive control. *Computers and Chemical Engineering*, 32, 1270-1278.
- Ingildsen, P., Jeppsson, U. and Olsson, G. (2002). Dissolved oxygen controller based on online measurements of ammonia combining feedforward and feedback. *Water Sci. Technol.*, 45, 453-460.
- Jubany, I., Carrera, J., Lafuente, J. and Baeza, J. A. (2008). Start-up of a nitrification system with automatic control to treat highly concentrated ammonium wastewater: Experimental results and modeling. *Chemical Engineering Journal*, 144, 407-419.
- Li, D. H. and Ganczarczyk, J. J. (1987). Stroboscopic determination of settling velocity, size and porosity of activated sludge flocs. *Water Research*, 21(3), 257-262.
- Lindberg, C. F. and Carlsson, B. (1996). Nonlinear and set-point control of the dissolved oxygen concentration in an activated sludge process. *Water Sci. Technol.*, 34, 135-142.
- Ma, Y., Peng, Y. and Wang, S. (2005). Feedforward-feedback control of dissolved oxygen concentration in a predenitrification system. *Bioprocess. Biosyst. Eng.*, 27, 223-228.
- Marsi-Libelli, S. and Giunti, L. (2002). Fuzzy predictive control for nitrogen removal in biological wastewater treatment. *Water Science and Technology*, 34(3/4), 37-44.
- Oehmen, A., Yuan, Z. and Ingildsen, P. (2002). Control of nitrate recirculation flow in predenitrification systems. *Water Science and Technology*, 45(4/5), 29-36.
- Parawira, W., Kudita, I. and Nyandoroh, M. G. (2005). A study of industrial anaerobic treatment of opaque beer brewery wastewater in a tropical climate using a full-scale UASB reactor seeded with activated sludge. *Process Biochemistry*, 40(2), 593-599.
- Patry, G. G. and Takács, I. (1992). Settling of flocculent suspensions in secondary clarifiers. *Water Research*, 26(4), 473-479.
- Roth, M. and Pinnow, P. (1981). Determination of the particle size distribution in secondary effluents. *Vom Wass*, 57, 309-327.
- Sarfo-Afriye, Y. (1999). A Study of Industrial Waste Management in Kumasi (Case Study), Kumasi Breweries Limited. The Coca-Cola Bottling Company of Ghana.
- Simate, G. S., Cluett, J., Iyuke, S. E., Musapatika, E. T., Ndlovu, S., Walubita, L. F. and Alvarez, A. E. (2011). The treatment of brewery wastewater for reuse: State of the art. *Desalination*, 273, 235-247.
- Stare, A., Vreko, D., Hvala, N. and Strmcnik, S. (2007). Comparison of control strategies for nitrogen removal in an activated sludge process in terms of operating costs: A simulation study. *Water Research*, 41, 2004-2014.
- Suescun, J., Ostolaza, X., Garcia-Sanz, M. and Ayesa, E. (2000). Real-time control strategies for predenitrification-nitrification activated sludge plants biodegradation control. *Water Sci. Technol.*, 45, 453-460.
- Tocchi, C., Federici, E., Fidati, L., Manzi, R., Vincigurerra, V. and Petruccioli, M. (2012). Aerobic treatment of dairy wastewater in an industrial three-reactor plant: Effect of aeration regime on performances and on protozoan and bacterial communities. *Water Research*, 46, 3334-3344.
- Vesilind, P. A. (1968). Theoretical considerations: Design of prototype thickeners from batch settling tests. *Water and Sewage Works*, 115, 302-307.
- Vitasovic, Z. Z. (1986). Continuous settler operation: A dynamic model. In G. G. Patry and D. Chapman (Editors). *Dynamic Modelling and Expert Systems I Wastewater Engineering* (pp. 59-81). Chelsea: Lewis.

- Yuan, Z. and Keller, J. (2002). Integrated control of nitrate recirculation and external carbon addition in a predenitrification system. *Water Science and Technology*, 48(11/12), 345-354.
- Zhang, P., Yuan, M. and Wang, H. (2008). Improvement of nitrogen removal and reduction of operating costs in an activated sludge process with feedforward-cascade control strategy. *Biochemical Engineering Journal*, 41, 53-58.