



UNIVERSIDAD DE LA RIOJA

TESIS DOCTORAL

Título
Estrategías de control robusto para digestores aerobios termófilos autosostenidos de fangos procedentes de estaciones depuradoras de aguas residuales
Autor/es
Silvano Nájera Canal
Director/es
Montserrat Gil Martínez
Facultad
Escuela Técnica Superior de Ingeniería Industrial
Titulación
Departamento
Ingeniería Eléctrica
Curso Académico

Tesis presentada como compendio de publicaciones. La edición en abierto de la misma NO incluye las partes afectadas por cesión de derechos



Estrategías de control robusto para digestores aerobios termófilos autosostenidos de fangos procedentes de estaciones depuradoras de aguas residuales, tesis doctoral de Silvano Nájera Canal, dirigida por Montserrat Gil Martínez (publicada por la Universidad de La Rioja), se difunde bajo una Licencia Creative Commons Reconocimiento-NoComercial-SinObraDerivada 3.0 Unported.
Permisos que vayan más allá de lo cubierto por esta licencia pueden solicitarse a los titulares del copyright.

© El autor
© Universidad de La Rioja, Servicio de Publicaciones, 2017
publicaciones.unirioja.es
E-mail: publicaciones@unirioja.es



**UNIVERSIDAD
DE LA RIOJA**
Departamento
de Ingeniería Eléctrica

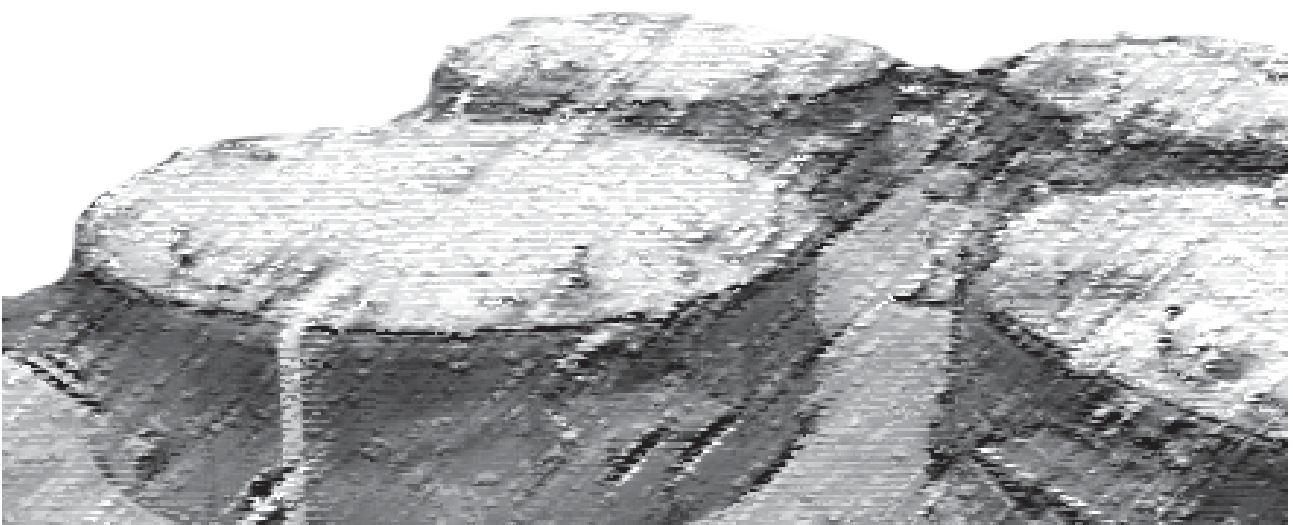
TESIS DOCTORAL

ESTRATEGIAS DE CONTROL ROBUSTO PARA DIGESTORES AEROBIOS TERMÓFILOS AUTOSOSTENIDOS DE FANGOS PROCEDENTES DE ESTACIONES DEPURADORAS DE AGUAS RESIDUALES

SILVANO NÁJERA CANAL

DIRECTORA DE TESIS:

DRA. MONTSERRAT GIL MARTÍNEZ



LOGROÑO, JUNIO 2017

Estrategias de control robusto
para digestores aerobios termófilos
autosostenidos de fangos procedentes
de estaciones depuradoras de aguas
residuales

*Tesis que presenta para optar al título de
Doctor Ingeniero Industrial*

D. Silvano Nájera Canal

Dirigida por

Dra. Montserrat Gil Martínez

Departamento de Ingeniería Eléctrica
Grupo de Investigación de Ingeniería de Control
Escuela Técnica Superior de Ingeniería Industrial
Universidad de La Rioja

*A toda mi familia,
a mi abuela Andresa
y especialmente a Patri*

*"El desarrollo progresivo del hombre depende
vitalmente de la invención; es el producto más
importante de su cerebro creativo."*

NIKOLA TESLA



Agradecimientos

Quisiera expresar mi mayor agradecimiento a todas las personas que me han acompañado durante este largo camino y han estado a mi lado apoyándome, es decir, a toda mi familia con la que he podido compartir menos tiempo del que me hubiera gustado. Sobre todo, gracias a ti, Patri, ya que sin tu apoyo esto nunca hubiera sido posible. Gracias por vuestra comprensión ya que este capítulo de mi vida ha merecido la pena, y sois partícipes de ello.

Deseo asimismo expresar mi más sincero agradecimiento y reconocimiento a Montserrat Gil, no solo por su constante ética en el trabajo e infatigable labor como directora de esta tesis sino también por su extraordinaria calidad como persona.

También me gustaría agradecer a todas las personas que han aparecido en este camino, que he tenido el placer de conocer y con las que he podido compartir inquietudes; a todos los compañeros del grupo de investigación (los actuales y los que se han ido) y a los compañeros de cada una de las estancias que he realizado, especialmente a Ión Irizar (CEIT - *Centro Estudios e Investigaciones Técnicas de Guipúzcoa*), Ramón Vilanova (UAB - *Universidad Autónoma de Barcelona*) y Jean-Philippe Steyer (LBE-INRA - *Laboratoire de Biotechnologie de l'Environnement*,

Institut National de la Recherche Agronomique). No me olvido de todos los que no han sido nombrados en estas líneas, pero se sienten identificados leyéndolas por los momentos vividos. Gracias a todos.

Por último, deseo expresar mi agradecimiento al Gobierno de La Rioja por la ayuda y financiación recibida a través del proyecto de investigación *IMPULSA 2010/01 (Consejería de Educación, Cultura y Deporte, Gobierno de La Rioja)* en el que se adscribe esta tesis, por la beca para formación de personal investigador *FPI PRED/12* recibida y por la financiación de las estancias de investigación realizadas en CEIT, UAB y LBE-INRA. Asimismo, es de agradecer a la Universidad de La Rioja (Vicerrectorado de Investigación, Transferencia del Conocimiento y Posgrado, Universidad de La Rioja) la financiación recibida a través de las ayudas para la realización de Tesis Doctorales *ATUR 13/32, ATUR 14/26 y ATUR 15/21*.

Índice

Agradecimientos	VII
Preámbulo	XV
Introducción	XVII
Antecedentes	XVII
Motivación	XXI
Objetivos y metodología	XXII
Publicaciones y justificación de la unidad temática	XXIV
Estructura del documento	XXVI
1. Modelos de control, índices de evaluación y estrategias de operación	1
Resumen.	1
1.1. Análisis del proceso ATAD	2
1.2. Modelos de control	6
1.3. Índices de evaluación	9
1.4. Estrategias de operación.	12
2. Estrategias de control robusto	15
Resumen.	15
2.1. Estrategia de control SISO	16

2.2. Estrategia de control MISO.	22
3. Resultados	31
Resumen	31
3.1. Estrategias de operación.	31
3.2. Estrategia de control SISO	34
3.2.1. Experimento 1	34
3.2.2. Experimento 2	35
3.2.3. Comparativa	36
3.3. Estrategia de control MISO	38
3.3.1. Experimento 1	38
3.3.2. Experimento 2	38
3.3.3. Comparativa	40
4. Conclusiones y líneas de continuación	43
4.1. Conclusiones	43
4.2. Líneas de trabajo futuras	45
A. Artículo I	47
B. Artículo II	57
C. Artículo III	69
D. Artículo IV	87
Bibliografía	93

Índice de figuras

I.1.	Principales reacciones bioquímicas en ATAD	XVIII
I.2.	Esquema de proceso ATAD.	XIX
1.1.	Perfiles de temperatura durante un <i>batch</i> con diferente aireación	4
1.2.	Perfiles de variables durante el <i>batch</i> n ^o 50 bajo condiciones de sustrato limitante, oxígeno limitante y aireación óptima.	5
1.3.	T_{avg} vs. Q_a para $X_{s,in} = 20 \text{ kg/m}^3$	6
1.4.	Análisis estacionario de T_{avg} vs. Q_a para fango crudo con: (a) diferente contenido de $X_{s,in}$ y SRT fijo; (b) contenido de $X_{s,in}$ fijo y diversos valores de SRT	7
2.1.	Diagrama de bloques de la estructura de control SISO.	16
2.2.	Estructura de control realimentado lineal equivalente.	17
2.3.	QFT <i>loop-shaping</i> del controlador	18
2.4.	Estabilidad y <i>performance</i> robustos.	19
2.5.	Conjuntos <i>fuzzy</i> de entrada/salida: (a) <i>Fuzzy A</i> , y (b) <i>Fuzzy B</i>	21
2.6.	Mapas de contorno de δ_o : (a) <i>Fuzzy A</i> ; (b) <i>Fuzzy B</i>	22
2.7.	Diagrama de bloques de la estructura de control MISO.	23

2.8.	Respuestas frecuenciales de las plantas escaladas.	25
2.9.	<i>Loopshaping</i> : (a) $P_{Q_a}^{zoh}(z)C_{Q_a}(z)$; and (b) $P_{SRT}^{zoh}(z)C_{SRT}(z)$. . .	27
2.10.	Respuestas frecuenciales de especificaciones y lazo-cerrado: (a) estabilidad; y (b) rechazo de perturbaciones.	28
2.11.	Distribución frecuencial de la banda de control.	28
3.1.	T_{avg} vs. Q_a para SRT entre 10 y 15 días ($X_{s,in} = 30$ kg/m ³ , $T_{air} = 15$ °C, y $T_{sludge} = 15$ °C)	32
3.2.	T_{avg} vs. SRT para Q_a entre 12,000 y 28,000 m ³ /d ($X_{s,in} = 30$ kg/m ³ , $T_{air} = 15$ °C, y $T_{sludge} = 15$ °C)	32
3.3.	Ratio de coste de aireación vs. ratio de producción para diferentes temperaturas T_{avg} y $X_{s,in} = 20$ kg/m ³ . . .	33
3.4.	Experimento de validación: (a) Variación de $X_{s,in}$; (b) Variable controlada; (c) Variable actuada; (d) Error . . .	34
3.5.	Experimentos de validación: (a) rango de variación de X_s ; (b) Detalle de temperaturas	35
3.6.	Funcionamiento en el dominio del tiempo	38
3.7.	Experimento de validación: (a) entradas de perturbación; y (b) variables de control y variable controlada para la estrategia MISO COST	39
3.8.	Experimento de validación: (a) variable controlada para la estrategia OL ($SRT = 12.5$ días y $Q_a = 18,750$ m ³ /d); y (b) variable de control y variable controlada para estrategia de control SISO ($SRT = 12.5$ días)	39

Índice de tablas

1.1. Estrategias de operación y control y sus efectos colaterales	12
2.1. Reglas “ <i>If-then</i> ” para δ_Q : (a) <i>Fuzzy A</i> ; (b) <i>Fuzzy B</i>	21
2.2. Estrategias de control	22
2.3. Conjuntos de puntos de equilibrio con $T_{air} = T_{studge} = 15\text{ }^\circ\text{C}$	24
3.1. Índices de evaluación para las estrategias de control de la tabla 1.1	33
3.2. Comparativa de estrategia SISO vs. estrategias de caudal fijo OL	36
3.3. Comparativa de la estrategia de control vs. estrategias de caudal fijo	37
3.4. Comparación de estrategias	40
3.5. Evaluación de estrategias	41

Preámbulo

Se presenta esta tesis como compendio de publicaciones según la normativa para la defensa de tesis doctoral de la Universidad de La Rioja, aprobada por Consejo de Gobierno de 3 de noviembre de 2016, y según procedimiento para la tramitación de tesis doctorales en la Universidad de la Rioja aprobado por el Comité de Dirección de Doctorado el 17 de febrero de 2017.

A continuación se hacen constar las referencias completas de las 3 publicaciones en revista que dan lugar al compendio, todas ellas indexadas en las bases de datos internacionales (*Journal Citation Reports* de Thomson-Reuters) y con alto factor de impacto en diversas áreas temáticas:

Nájera, S., Gil-Martínez, M., Zambrano, J.A., “ATAD control goals through the analysis of process variables and evaluation of quality, production and cost,” *Water Science and Technology*, vol. 71(5), pp. 717-724, 2015. DOI:[10.2166/wst.2015.006](https://doi.org/10.2166/wst.2015.006)

Nájera, S., Zambrano, J.A. and Gil-Martínez, M., “Improvements in ATAD using quantitative feedback control and nonlinear generator of optimal operating points,” *Chemical Engineering Science*, vol. 102, pp. 613-621, 2013. DOI:[10.1016/j.ces.2013.08.006](https://doi.org/10.1016/j.ces.2013.08.006)

Nájera, S., Gil-Martínez, M. and Rico-Azagra, J., “Dual-Control of Autothermal Thermophilic Aerobic Digestion Using Aeration and Solid Retention Time,” *Water*, vol. 9(6), 426, pp. 1-15, 2017. DOI:[10.3390/w9060426](https://doi.org/10.3390/w9060426)

Además de estos artículos publicados en revistas con alto factor de impacto, el siguiente artículo presentado en congreso internacional de reconocido prestigio, completa la unidad temática presentada en este compendio:

Zambrano, J.A., Gil-Martínez, M., Nájera, S. and Irizar, I., “Evaluation of a new control strategy for ATAD technology based on Quantitative Feedback Theory,” in *Proceedings 11th IWA Conference on Instrumentation Control and Automation*, Narbonne, France, September 2013.

Otras publicaciones en congresos internacionales [22, 23] detalladas a lo largo del documento, han precedido a los documentos citados que avalan esta tesis.

Introducción

Antecedentes

Tanto la creciente producción de fango procedente de las estaciones depuradoras de aguas residuales (EDAR) como el conjunto de normas y recomendaciones de diferentes organismos medioambientales en torno a estos residuos están aumentando el interés en los denominados tratamientos avanzados de fangos. Estos tratamientos permiten: convertir los fangos en productos aplicables como tratamiento a diferentes terrenos sin peligro para el medioambiente ni para la salud humana, revalorizarlos mediante la obtención de energía a partir de los mismos, o simplemente reducir la cantidad de fango residual generada y eliminar los peligros de su vertido.

La tecnología basada en la digestión aerobia termófila autosostenida o ATAD¹ (*Autothermal Thermophilic Aerobic Digestion*) permite mejorar las características del fango bruto procedente de las EDAR [17] rico en nutrientes y materia orgánica, para poder ser usado en condiciones seguras como tratamiento de terrenos. Las reacciones bioquímicas del proceso generan energía en forma de calor, lo que permite alcanzar temperaturas dentro del rango termofílico (55-70 °C)

¹ En adelante y por simplicidad se utilizará la sigla ATAD para referirse tanto al proceso de digestión como al tanque de digestión o reactor biológico.

sin ningún aporte térmico adicional. Aun así, la energía demandada por el sistema de aireación que requiere este proceso es alta [20]. Una diferencia importante entre la digestión ATAD y otros procesos de digestión aerobia es su alta temperatura de funcionamiento que impide la nitrificación. No obstante, existe una similitud significativa entre la bioquímica del tratamiento ATAD y del proceso de fangos activos: en cuanto la materia orgánica biodegradable se agota, los microorganismos empiezan a utilizar su propio protoplasma como fuente de materia orgánica con el fin de obtener energía para el mantenimiento celular y para la síntesis de nuevo material celular (fase de respiración endógena). Durante esta fase el contenido de materia orgánica del fango se reduce. Mediante el proceso de oxidación, la materia orgánica se convierte en biomasa, amoníaco, dióxido de carbono y agua [21].

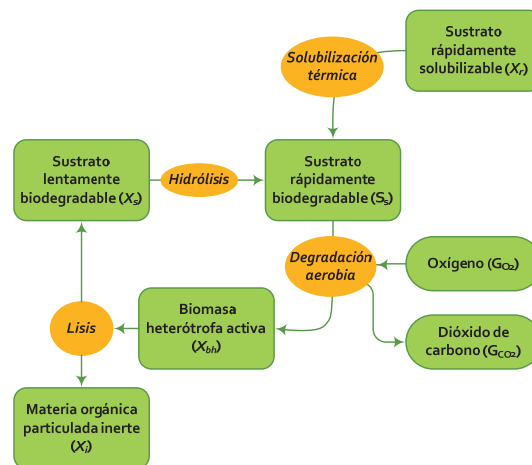


Figura I.1: Principales reacciones bioquímicas en ATAD.

El tratamiento ATAD persigue tanto la pasteurización del fango (eliminación de patógenos) [18, 34, 36] como la estabilización del mismo (reducción de materia orgánica que puede atraer especies transmisoras de patógenos y producir malos olores)[36]. En función del grado de pasteurización y estabilización se pueden conseguir fangos con diferentes características [31] que se pueden clasificar en diversas clases de biosólidos. Algunas normas y recomendaciones [7, 35, 36] establecen los criterios para estas clasificaciones y para el cumplimiento de los objetivos del tratamiento.

La Ingeniería de Control juega un papel fundamental en la mejora de la eficiencia, fiabilidad y competitividad de los procesos. Desde la

perspectiva del control automático, el proceso ATAD presenta varios retos:

- La escasez de variables medibles en-línea que aportan información significativa sobre la evolución o el estado del proceso de digestión. El entorno agresivo dentro del ATAD (temperaturas, PH, humedad y altas concentraciones de sólidos) provoca que algunos sensores no funcionen correctamente o necesiten mucho mantenimiento para ser fiables con el paso del tiempo. Únicamente los sensores de ORP y temperatura cumplen las características técnicas que permiten obtener medidas fiables con suficiente robustez en este medio.
- La variabilidad del fango influente en cuanto a su composición. Esta variabilidad provoca un cambio constante en las condiciones del proceso y no existen sensores que puedan proporcionar información en tiempo real.
- Las reacciones físico-químicas y biológicas no lineales del proceso ATAD se representan mediante modelos matemáticos complejos. Estos son excesivamente complejos para el diseño de los elementos de control, y normalmente los diseños para modelos simplificados solo pueden ser validados para una operación acotada del sistema.
- El modo de operación del proceso generalmente de tipo *batch*. Este modo de operación se compone por una secuencia de llenado, reacción y vaciado del digester, lo que permite asegurar las características del fango de salida del proceso.

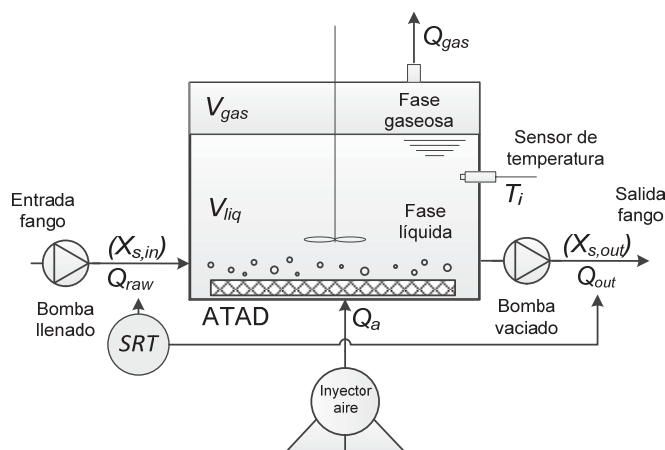


Figura I.2: Esquema de proceso ATAD.

- Las posibles variables para el control del proceso son el aporte de aire, el tiempo de duración del *batch* y el caudal de fango influente, aunque habitualmente solo se emplea el caudal de aire.

Desde las primeras generaciones de ATAD en la década de los años 70, se han desarrollado diversos sistemas de control más o menos sofisticados para regular la cantidad de aireación aplicada al reactor. Uno de los primeros controles propuestos en la literatura [2], modificaba el caudal de aire en función de la variación de la temperatura del fango para mantener ésta en un rango predefinido. En la segunda generación de ATAD se utilizó el potencial de oxidación-reducción (ORP) para detectar el agotamiento del sustrato orgánico biodegradable [33, 38]. En [16] se propuso un control usando la señal de monitorización de fluorescencia de compuestos biológicos como indicador de la actividad fisiológica de los microorganismos termofílicos, para obtener una operación estable y económica del sistema. En [9] se mostró una operación continua de un ATAD donde la temperatura era controlada manteniendo el contenido de sólidos a la entrada tan alto como fuera posible y suministrando suficiente oxígeno. Algunas estrategias de control no-lineal recientes [40, 41] evaluaron el perfil de temperatura del fango durante la digestión de un *batch*. La evolución de esta temperatura puede presentar un punto de inflexión que indica el agotamiento del sustrato orgánico biodegradable. Basándose en este hecho, se presentaron diferentes estrategias: corte de aire durante el resto del *batch* a partir de la aparición del punto de inflexión, o incrementos/decrementos fijos en la aireación del siguiente *batch*.

La utilización de los denominados *benchmark* de simulación es una práctica metodológica muy habitual para la evaluación y comparación objetiva del comportamiento de estrategias de control en EDAR. El *benchmark* BSM1 (*Benchmark Simulation Model n^o 1*; [4]), y su última revisión, el BSM1_LT [30], son dos estándares ampliamente utilizados para analizar estrategias de control en procesos de tratamiento de EDAR. Estos *benchmark* son específicos para tecnologías de fangos activados con eliminación de nitrógeno. Su ámbito de aplicación se restringe al tratamiento del agua residual y ninguno de ellos recoge el tratamiento de fango de tipo ATAD. A pesar de ello, la publicación en los últimos años de modelos matemáticos dinámicos para las tecnologías de tratamiento de fangos [1, 10] abren las puertas para la

definición de *benchmarks* específicos para la evaluación de sistemas de control del tratamiento ATAD [40, 41].

Por otro lado, existen informes contradictorios en la literatura actual con respecto a la eficiencia energética y la rentabilidad de los sistemas ATAD [18]. En [19] se afirma que el tratamiento ATAD requiere mucha energía en su operación y es costoso e ineficaz frente a otras opciones de tratamiento de fangos. Otros investigadores, sin embargo, han indicado que es económicamente competitivo si se compara con la digestión anaerobia, e incluso la opción más económica para pequeñas y medianas poblaciones [5, 15, 29]. Esta información contradictoria puede haber sido el factor principal por el que este tratamiento se haya empleado relativamente poco. Sin embargo, lo que se conoce con certeza es que se trata de un tratamiento que requiere mucha energía para su operación [20]. A la vista de estas consideraciones, muchos investigadores están de acuerdo en la necesidad de determinar las condiciones óptimas de operación de los sistemas ATAD [17, 18].

Motivación

En la actualidad, la introducción de técnicas de control en el tratamiento de fangos mediante ATAD es todavía incipiente, reduciéndose en la mayoría de los casos a la automatización de las operaciones secuenciales del proceso, a variaciones manuales en base a unas reglas heurísticas establecidas por el conocimiento del proceso o a un control simple no lineal sobre alguna variable dentro de un lazo de realimentación. Estas formas de controlar el proceso, aunque persiguen mantener unos puntos de operación deseados, presentan problemas de estabilidad, ineficacia y provocan que el proceso en ocasiones funcione lejos de los niveles óptimos de rendimiento. Desde el punto de vista del control automático, el proceso ATAD presenta diversos retos que pueden resumirse como sigue:

- La variabilidad en la composición del fango bruto sin posibilidad de ser medida en tiempo real y la dificultad para conocer la evolución del tratamiento, reduciéndose la información a la temperatura del digestor. Es necesario por tanto relacionar ésta con los objetivos y limitaciones del tratamiento.

- El modo de operación tipo *batch* es necesario para asegurar las características del fango tratado y el control del proceso debe contemplarlo.
- Las posibles variables para el control del proceso (caudal de aireación, tiempo de duración del *batch* y caudal de fango) se encuentran actualmente infrautilizadas o gestionadas de forma manual. Su adecuada incorporación en lazos de control puede sin duda mejorar la eficiencia, calidad y fiabilidad del tratamiento.
- Para el diseño de controladores se emplean modelos simplificados que, facilitando el proceso de diseño, limitan la validez del control a ciertos rangos o condiciones de operación. La incorporación de parámetros de incertidumbre en los modelos de diseño puede mejorar el rango de validez de los controladores resultantes y de las estrategias de control. Además, una adecuada gestión de los puntos de operación es fundamental.

Aún hay una serie de cuestiones respecto al funcionamiento de estos sistemas (optimización y control) que no han sido exploradas y otras que pueden ser mejoradas, como el caudal de aireación, el tiempo de retención, el caudal de fango o la temperatura del mismo. La susceptibilidad de mejora mediante el empleo de sistemas de control automático es mayor cuanto más cambiantes sean las condiciones ambientales o del fango entrante, ya que, en estos casos, la capacidad de reajuste manual puede resultar insuficiente. Además, la incorporación de lazos de control realimentado asegura la consecución de objetivos (consignas) de forma fiable y precisa. Sin embargo, los avances teóricos en Ingeniería de Control de las últimas décadas, que reportan importantes beneficios prácticos, han sido poco explotados en el control de este proceso. Es igualmente un reto establecer las relaciones oportunas entre los objetivos y variables de los lazos de control, y los objetivos y preocupaciones del tratamiento ATAD.

Objetivos y metodología

En el marco de las circunstancias motivantes expuestas, los objetivos de esta tesis son:

- Analizar en profundidad el funcionamiento, la estructura y los factores que influyen tanto en la demanda energética como en la

capacidad de la planta, preservando los objetivos de calidad del fango tratado.

- Estudiar las posibilidades de reducir la demanda de energía debida a la aireación de los sistemas ATAD mediante la alteración automática de las condiciones de operación, para mejorar la calidad del efluente, los costes y la rapidez cumpliendo las normativas de calidad más restrictivas para optimizar el proceso.
- Estudiar las alternativas de control para digestores ATAD, cuyas estrategias de control actuales no son óptimas. La investigación tratará de encontrar una solución multiobjetivo del problema (rapidez, volumen, gasto, calidad, etc.) teniendo en cuenta las variaciones de la planta (condiciones de operación, condiciones ambientales, variabilidad del fango, etc.).
- Interpretar los objetivos de gestión del proceso ATAD en términos propios de las estructuras de control: variable controlada, variables manipulables, consignas y puntos de operación, perturbaciones, y modelos dinámicos simplificados para el diseño de controladores.
- Definir estrategias y objetivos. Crear estructuras de control y diseñar los elementos de control para cumplir los objetivos óptimos determinados.
- Evaluar mediante *benchmarks* de simulación e índices de evaluación el resultado de las estrategias de control respecto a estrategias anteriores, en base a índices referentes a la calidad, los costes y la producción.

Tras un primer estudio de este proceso, se observó que la teoría de realimentación cuantitativa, conocida más comúnmente como *Quantitative Feedback Theory* (QFT) [12, 13, 32] se presenta especialmente adecuada para afrontar el diseño de las estructuras de control. Destaca su versatilidad para obtener controladores robustos y fiables en la práctica. Además, cabe destacar la dilatada experiencia del grupo de investigación en dicha materia.

Se utilizará un simulador no lineal del proceso ATAD (*AT_BSM-ATAD Benchmark Simulation Model*), ya contrastado ante la comunidad científica [40, 41] para obtener información sobre el proceso de la reacción y su funcionamiento interno, con el fin de determinar los objetivos y modelos simplificados para un control automático del

ATAD. Dicho simulador se utilizará finalmente para validar y comparar las estructuras y estrategias de control propuestas.

Publicaciones y justificación de la unidad temática

El marco en el que se engloban las publicaciones que conforman este compendio es la mejora de la operación del proceso ATAD mediante el análisis del proceso basado en modelos y la introducción de estructuras de control automático cuyos controladores se han diseñado siguiendo los principios cuantitativos y robustos de QFT.

La primera publicación que conforma el compendio de esta tesis, *“ATAD control goals through the analysis of process variables and evaluation of quality, production and cost”* [25], define unos índices para la evaluación de la calidad, la producción y el coste del proceso. Se realiza un análisis de la digestión aerobia basado en estudios estacionarios de la temperatura media del digestor cuando es operado con distintos caudales de aireación y de fango tratado en cada batch. Esto permite establecer casos generales de operación según balances entre los índices evaluados. Por último se propone y evalúan posibles estrategias de control para dar cumplimiento a los anteriores casos de operación. Una versión previa de estos contenidos se publicó en su congreso asociado *11th IWA Conference on Instrumentation Control and Automation “In Conference Proceedings”* [23], asociada a la publicación periódica.

La segunda publicación, *“Improvements in ATAD using quantitative feedback control and nonlinear generator of optimal operating points”* [24], establece una estructura de control realimentado lineal con un controlador diseñado mediante QFT, que opera en puntos de operación de temperatura y caudal de aireación establecidos no-linealmente mediante un sistema de decisión fuzzy, en base a la evolución de la temperatura media e instantánea del ATAD. La estructura de control propuesta persigue la máxima temperatura posible dentro del digestor, limitada por la carga orgánica del fango, por lo que maximiza los niveles de pasteurización y estabilización del fango tratado. Además, esta situación de funcionamiento se logra aplicando la aireación estrictamente necesaria, evitando pérdidas energéticas por aireación excesiva. En la publicación en congreso internacional *“Evaluation of a new control strategy for ATAD*

technology based on Quantitative Feedback Theory” [42] se evalúa la citada estrategia de control frente a otras anteriores en la literatura.

La tercera publicación, “*Dual-Control of Autothermal Thermophilic Aerobic Digestion using Aeration and Solid Retention Time*” [26] presenta una estructura de control realimentado lineal de doble actuación sobre la aireación y el tiempo de retención de sólidos en el digestor para lograr un control multi-objetivo flexible. Por un lado, la temperatura del digestor es regulada de acuerdo a consignas que garantizan la estricta pasteurización del efluente según las normativas y recomendaciones existentes. De esta forma se evitan costes de aireación innecesarios. Por otro lado, se regula el caudal de aireación de acuerdo a consignas cuya elección obedece a diferentes estrategias. Modificando la consigna del caudal de aireación se controla el ratio de producción, maximizándolo o ajustándolo a los requerimientos impuestos aguas arriba o abajo del digestor. Los lazos de control realimentado aseguran las citadas consignas de temperatura y caudal, a pesar de cambios en la temperatura del fango o del aire, y a pesar de la variabilidad del influente. Los controladores de realimentación se diseñan siguiendo los principios de la teoría de realimentación cuantitativa QFT. En la publicación se hace un estudio comparativo de las diferentes estrategias de control dual, comparándose también sus ventajas respecto a un control manual o a un control automático que regula la temperatura sólo mediante el caudal de aireación. Para la comparativa se emplean índices que miden la calidad del fango tratado, los costes de operación y la producción.

En resumen, el primer artículo “*ATAD control goals through the analysis of process variables and evaluation of quality, production and cost*” [25] establece desde la perspectiva del control automático del proceso ATAD, el contexto para el desarrollo de diferentes estrategias de operación. En los artículos “*Improvements in ATAD using quantitative feedback control and nonlinear generator of optimal operating points*” [24] y “*Dual-Control of Autothermal Thermophilic Aerobic Digestion using Aeration and Solid Retention Time*” [26] se presentan dos estructuras de control realimentado que responden a diferentes estrategias de operación, mientras que en la publicación “*Evaluation of a new control strategy for ATAD technology based on Quantitative Feedback Theory*” [42], se realiza una evaluación adicional de la estrategia desarrollada en [24].

A continuación se detalla la calidad científica de las publicaciones en revista de este compendio:

Artículo I: “*ATAD control goals through the analysis of process variables and evaluation of quality, production and cost*” [25]:

Factor de impacto JCR (*Journal Citation Reports - 2015*): 1.064

Posición en el área “*Water Resources*”: 54/85 - Q3

Factor de impacto SJR (*Scimago Journal Rank - 2015*): 0.469

Posición en el área “*Environmental Engineering*”: 47/172 - Q2

Artículo II: “*Improvements in ATAD using quantitative feedback control and nonlinear generator of optimal operating points*” [24]:

Factor de impacto JCR (*Journal Citation Reports - 2013*): 2.613

Posición en el área “*Chemical Engineering*”: 24/133 - Q1

Factor de impacto SJR (*Scimago Journal Rank - 2013*): 1.196

Posición en el área “*Industrial and Manufacturing Engineering*”:
32/436 - Q1

Artículo III: “*Dual-Control of Autothermal Thermophilic Aerobic Digestion using Aeration and Solid Retention Time*” [26]:

Factor de impacto JCR (*Journal Citation Reports - 2016*): 1.832

Posición en el área “*Water Resources*”: 34/88 - Q2

Factor de impacto SJR (*Scimago Journal Rank - 2016*): 0.548

Posición en el área “*Water Science and Technology*”: 64/225 - Q2

Estructura del documento

El [capítulo 1](#) recoge: el análisis de las variables más importantes del ATAD en términos de control a partir de un modelo no lineal del proceso, los índices y estrategias globales de operación, así como la metodología para la obtención de modelos sencillos para un desarrollo posterior de sistemas de control. El [capítulo 2](#) presenta las estructuras de control, así como los criterios que se han tenido en cuenta para su configuración y el diseño de sus elementos. En el [capítulo 3](#) se muestran los principales resultados obtenidos a partir de las innovaciones desarrolladas en los dos capítulos anteriores. El [capítulo 4](#) presenta las conclusiones finales así como las líneas de continuación, a las que siguen los apéndices que recogen los trabajos publicados y la [bibliografía](#).

Capítulo 1

Modelos de control, índices de evaluación y estrategias de operación

Resumen

En este capítulo se desarrolla un método para la obtención de los modelos simplificados utilizados para el diseño del sistema de control. Los modelos simplificados son extraídos a partir de un análisis estacionario del ATAD, obtenido mediante simulaciones sobre el benchmark AT_BSM. Mediante el estudio de diferentes variables bioquímicas, se establece la analogía entre las situaciones de sustrato limitante u oxígeno limitante y los puntos de las curvas de la temperatura media del digestor (T_{avg}) para diferentes condiciones de caudal de aire (Q_a) y de tiempo de retención de sólidos (SRT). Una vez extraído el conocimiento del proceso, se definen unos índices para representar y cuantificar en términos globales y porcentuales respecto a un valor de referencia, la calidad (compuesta por medidas de

estabilización y pasteurización según diferentes criterios), el coste y la producción del proceso. A continuación se estudia el balance entre estos índices para cada punto de operación del tratamiento, estableciéndose diferentes estrategias de operación. Para cada una de ellas se indican las directivas de control que permiten alcanzarlas.

1.1. Análisis del proceso ATAD

Una profunda comprensión del proceso ATAD es fundamental para establecer los objetivos alcanzables por el mismo. El modelo de ATAD empleado para el análisis se engloba dentro del benchmark de simulación denominado AT_BSM [40], basado en [10]. Este modelo de simulación implementado en Matlab/Simulink[®] incorpora las transformaciones tanto bioquímicas como fisicoquímicas del proceso (basadas parcialmente en el modelo ASM1) relacionadas con el balance másico y equilibrio químico entre las fases líquida y gaseosa del reactor. También tiene en cuenta el balance energético en forma de calor. El modelo no lineal está formado por 24 variables de estado.

Según el AT_BSM, el fango influente está formado por: una composición estacionaria obtenida por medio de simulaciones del *Benchmark Simulation Model no.2* (BSM2) evaluado por [37], y una composición de materia orgánica variable. Este análisis tiene en cuenta X_s (sustrato lentamente biodegradable) como la variable principal para cuantificar el contenido de materia orgánica en el fango.

La forma de operación del digestor (figura I.2) establecida en AT_BSM corresponde a una secuencia cíclica formada por 0.5 h de alimentación de fango, 23 h de reacción aireada (con aireación constante) y 0.5 h de extracción de fango tratado. Cada secuencia completa se denomina *batch* y durante cada ciclo se alimenta con fango (Q_{raw}) una porción del volumen total del ATAD ($V_{ATAD} = 2,350 \text{ m}^3$), coincidiendo el tiempo de retención de sólidos con:

$$SRT = \frac{V_{ATAD}}{Q_{raw}} \quad (1.1)$$

Para una operación estable del digestor, SRT se puede regular entre 10 y 15 días. Para una operación práctica del ATAD es necesaria la disponibilidad de un tanque de almacenamiento previo que permita absorber las variaciones de caudal Q_{raw} .

Las siguientes variables están directamente relacionadas con el funcionamiento del proceso: temperatura instantánea del digestor (T_i), caudal de aire inyectado (Q_a), tiempo de retención de sólidos (SRT), sustrato lentamente biodegradable (X_s), sustrato rápidamente solubilizable (X_r), sustrato rápidamente biodegradable (S_s), bacterias heterótrofas (X_{bh}), oxígeno disuelto (S_{o_2}) y algunos indicadores como los sólidos volátiles (VS) y el indicador de demanda bioquímica de oxígeno ($bCOD$) que dan cuenta del contenido de materia orgánica del fango.

La temperatura del fango T_i dentro del reactor es normalmente la única variable medible que ofrece información veraz en-línea acerca del estado del digestor, aunque en ocasiones también es posible extraer información a partir de potencial de oxígeno disuelto [38] o la fluorescencia de ciertos compuestos biológicos [16].

Debido a las condiciones aerobias del proceso [2], Q_a se usa normalmente como variable manipulada. Sin embargo, el SRT es otra posible variable manipulable [3] que puede ser fácilmente operada modificando tanto el tiempo de duración del *batch*, como el volumen de fango tratado por *batch*. En este análisis, se considerará un tiempo de duración fijo de 1 día, y una posible variación del caudal de fango tratado, que finalmente modifica el SRT de acuerdo a (1.1).

Las principales reacciones del proceso según la figura I.1 son la solubilización del sustrato rápidamente solubilizable X_r debido al efecto del *shock térmico*, la hidrólisis que representa la solubilización del sustrato lentamente biodegradable X_s a sustrato rápidamente biodegradable S_s , la degradación aerobia de S_s a través de la biomasa de bacterias heterótrofas X_{bh} usando el oxígeno disuelto S_{o_2} , y la lisis de las bacterias debido a la fase de respiración endógena y la muerte celular que produce X_s y materia particulada inerte X_i .

Otros indicadores de especial interés en el análisis que sólo se pueden medir fuera-de-línea (con un retardo de varios días) son la demanda bioquímica de oxígeno y los sólidos volátiles. Las ecuaciones dinámicas de estos dos indicadores comparten varios términos, de tal forma que su evolución sigue la misma tendencia.

$$VS = \begin{pmatrix} S_s \cdot \gamma_{TOD,S_s}^{-1} + S_i \cdot \gamma_{TOD,S_i}^{-1} + X_s \cdot \gamma_{TOD,X_s}^{-1} + \\ X_r \cdot \gamma_{TOD,X_r}^{-1} + X_{bh} \cdot \gamma_{TOD,X_{bh}}^{-1} + X_i \cdot \gamma_{TOD,X_i}^{-1} \end{pmatrix} \quad (1.2)$$

$$bCOD = S_s + X_s + X_r + X_{bh} \quad (1.3)$$

donde $\gamma^{-1}_{TOD,i}$ define la cantidad de oxígeno requerido para oxidar los elementos que conforman el compuesto orgánico o inorgánico al que hacen referencia [11].

Según [40], el resultado del tratamiento del lote (*batch*) se puede clasificar en dos grupos: (i) oxígeno limitante cuando el sustrato biodegradable no se ha digerido completamente (el ATAD se ha operado de forma subaireada), y (ii) sustrato limitante cuando el sustrato biodegradable ha sido completamente digerido (el ATAD se ha operado de forma sobreaireada) [10]. La figura 1.1 muestra estos escenarios mediante una comparativa de la evolución de la temperatura instantánea, T_i , dentro del digestor durante el tratamiento del *batch*, para la misma composición del fango de entrada pero diferente aireación. Existe una dependencia lineal hasta la saturación (“codo” en la temperatura) entre la temperatura del fango y el consumo del sustrato biodegradable. El perfil de temperatura del caso A de la figura 1.1 muestra un *batch* en condiciones de oxígeno limitante (subaireado). El caso B muestra un *batch* en condiciones de sustrato limitante (sobreaireado), cuando se produce un codo lejos del final de la reacción. Además de un consumo innecesario, un exceso de aire enfría el digestor perjudicando al siguiente *batch* en cuanto a la temperatura máxima que podrá alcanzar. Por último, el caso C representa un *batch* en condiciones óptimas de aireación, coincidiendo la aparición del codo con el final del tiempo de reacción.

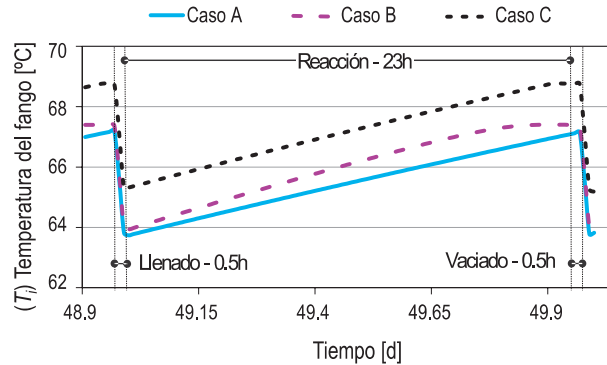


Figura 1.1: Perfiles de temperatura durante un *batch* con diferente aireación.

Manteniendo constante durante 50 días el caudal de aireación, Q_a , y el tiempo de retención de sólidos, SRT , se alcanza un régimen estacionario en el comportamiento del *batch*. Para $SRT = 14$ días, y tres casos distintos de aireación Q_a (subaireado, sobreaireado, y

aireación óptima), la [figura 1.2](#) muestra el perfil de diferentes variables de interés durante el *batch* del día 50, que analizaremos a continuación.

En términos del modelo bioquímico, el “*codo*” en la evolución de la temperatura T_i [figura 1.2\(a\)](#) coincide con el consumo de sustrato biodegradable (S_s y X_s) según las [figuras 1.2\(c\)](#) y [1.2\(d\)](#). Cuando no hay más sustrato biodegradable para ser digerido, se produce la lisis de la biomasa X_{bh} y el oxígeno disuelto S_{O_2} comienza a aumentar. Así que este “*codo*” en la temperatura T_i también coincide con la completa eliminación de sólidos volátiles VS y de la demanda bioquímica de oxígeno $bCOD$, que son los indicadores del grado de estabilización ([figura 1.2\(b\)](#)).

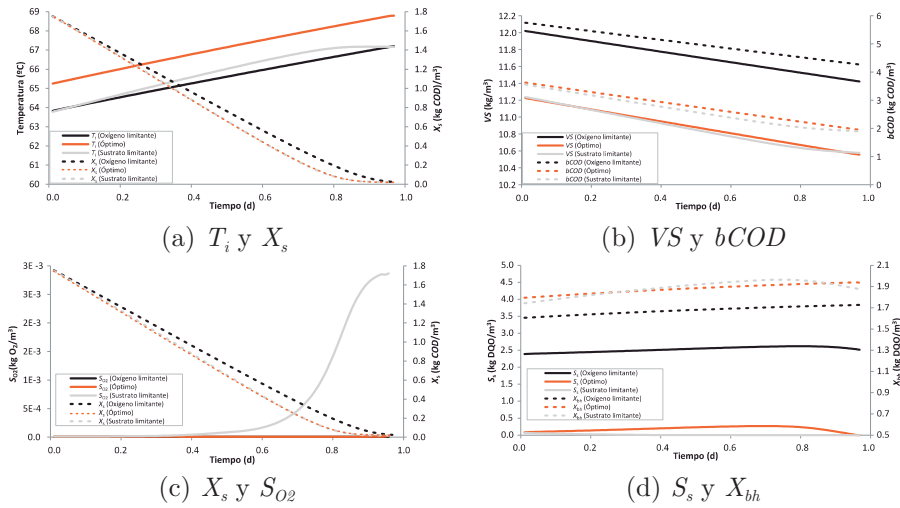


Figura 1.2: Perfiles de variables durante el *batch* n^o 50 bajo condiciones de sustrato limitante, oxígeno limitante y aireación óptima.

Un *batch* en condiciones de oxígeno limitante no alcanza la máxima degradación de materia orgánica (VS y $bCOD$) según la [figura 1.2\(b\)](#) y la operación en régimen estacionario desprende unas biomazas menores que en las otras condiciones. Las condiciones de sustrato limitante no propician ni la máxima temperatura, ni la mayor cantidad de biomasa, ni el coste de aireación mínimo. Sin embargo, el caso de aireación óptima alcanza la máxima degradación y las máximas temperaturas T_i ([figura 1.2\(a\)](#)). Además preserva una biomasa alta y mantiene la concentración de oxígeno al mínimo nivel. Estas características no sólo mejoran los costes de operación y la calidad del

fango tratado sino que también representan una mayor eficiencia del proceso y mejor respuesta ante perturbaciones.

1.2. Modelos de control

Considerando fijo el tiempo de duración del *batch* ($t_{s2} = 1$ día), se empleará éste como intervalo de muestreo en las estructuras de control. Manteniendo el caudal de aireación Q_a durante el *batch* (1día), se calcula la temperatura media del digester durante dicho *batch*, T_{avg} . El objetivo será diseñar el controlador lineal adecuado que actualiza Q_a cada intervalo de muestreo ($t_{s2} = 1$ día) para regular la temperatura media T_{avg} . El tiempo de retención de sólidos, SRT , puede también usarse como variable manipulable. En tal caso el correspondiente controlador lineal actualiza SRT cada intervalo de muestreo ($t_{s2} = 1$ día) para regular la temperatura media T_{avg} .

El sensor de temperatura en el digester captará la evolución de ésta intra-*batch*; véase por ejemplo la figura 1.2.(a). Se toman muestras de temperatura T_i cada $t_{s1} = 1$ min, que arroja un total de $N_i = 1,440$ muestras durante la duración total del *batch*, con las que se calcula la variable controlada T_{avg} , que se actualiza cada intervalo de muestreo ($t_{s2} = 1$ día). La variable X_s se utilizará como el principal indicador del contenido orgánico del influente.

Bajo estas premisas, en este apartado se deducirán los modelos que relacionan las variables manipulables Q_a y SRT con la variable controlada T_{avg} . En primer lugar se estudiará el comportamiento estacionario.

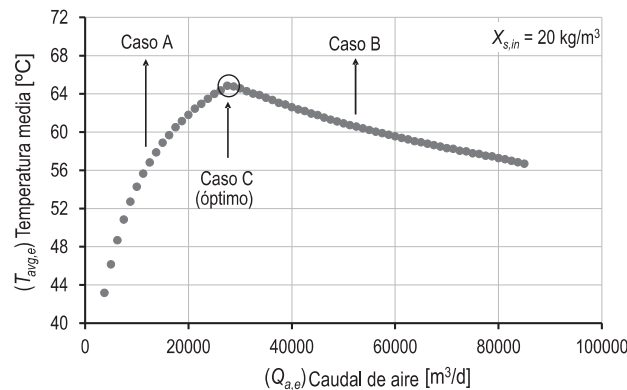


Figura 1.3: T_{avg} vs. Q_a para $X_{s,in} = 20 \text{ kg}/m^3$

Siendo $SRT = 14$ días y $X_{s,in} = 20 \text{ kg/m}^3$ en la [figura 1.3](#) se muestra T_{avg} del *batch* n^o 50 para distintos Q_a . Sobre ella, se detallan las tres condiciones de aireación descritas en la [sección 1.1](#): subaireado (Case A), sobre-aireado (caso B) y de aireación óptima (caso C). El punto máximo en T_{avg} se alcanza para la aireación óptima, y además implica el mejor funcionamiento de todo el conjunto de variables bioquímicas tal como se ha descrito en la [sección 1.1](#).

En la [figura 1.4](#) se muestra el resultado de T_{avg} en el *batch* n^o 50 para diferentes valores tanto de las entradas manipulables, Q_a y SRT , como del contenido orgánico, $X_{s,in}$. Se puede concluir que existe un par óptimo $\{Q_a^{opt}, T_{avg}^{max}\}$ para cada combinación $\{X_{s,in}, SRT\}$. Más allá del máximo, los incrementos en la aireación no regulan la reacción y enfrían el reactor.

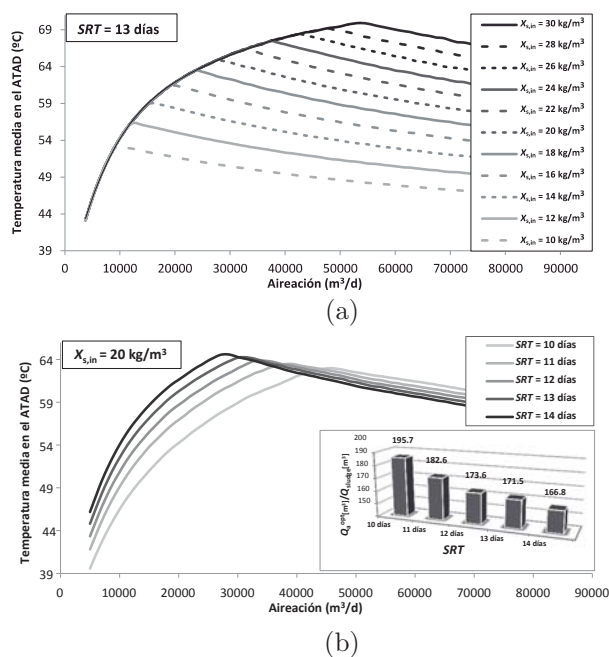


Figura 1.4: Análisis estacionario de T_{avg} vs. Q_a para fango crudo con: (a) diferente contenido de $X_{s,in}$ y SRT fijo; (b) contenido de $X_{s,in}$ fijo y diversos valores de SRT

El detalle gráfico en la parte inferior-derecha de la [figura 1.4\(b\)](#) representa el ratio entre el caudal de aireación y el caudal de fango crudo entrante para alcanzar la temperatura máxima (condición de tratamiento óptimo).

La [figura 1.4\(a\)](#) establece una zona común para todo el conjunto de variación de $X_{s,in}$ y un mismo valor de SRT . Esta curva común establece la zona de oxígeno limitante para cada $X_{s,in}$ según el SRT empleado. La ecuación que se ajusta a cada una de estas curvas (según el SRT empleado – véase la [figura 1.4 \(b\)](#)) es del tipo:

$$T_{avg,e}^* = a_5(Q_{a,e}^*)^5 + a_4(Q_{a,e}^*)^4 + a_3(Q_{a,e}^*)^3 + a_2(Q_{a,e}^*)^2 + a_1(Q_{a,e}^*) + a_0 \quad (1.4)$$

El subíndice e denota las variables de equilibrio y el asterisco delimita los puntos de la zona de oxígeno limitante. Esta curva común define la zona de operación deseable, donde un incremento del caudal de aireación implica un aumento en la temperatura del ATAD. La regulación del caudal de aire no tiene sentido más allá del punto máximo (en función de cada $X_{s,in}$ y cada SRT) ya que el contenido orgánico del fango se habrá agotado.

En la zona oxígeno limitante, se identifican modelos dinámicos de primer orden que servirán para diseñar los controladores lineales. Se considera la respuesta temporal de T_{avg} cuando se producen cambios escalón en Q_a y SRT . Los modelos son:

$$P_{Q_a}(s) = \frac{T_{avg}(s)}{Q_a(s)} = \frac{k}{(\tau s + 1)} \quad (1.5)$$

$$P_{SRT}(s) = \frac{T_{avg}(s)}{SRT(s)} = \frac{k}{(\tau s + 1)} \quad (1.6)$$

Donde k [$^{\circ}\text{C}$ día/ m^3] es la ganancia del sistema, τ [día] es la constante de tiempo, y s es la variable de Laplace [6]. Los rangos de incertidumbre del parámetro k se obtienen mediante una linealización de primer orden del comportamiento estático no lineal (1.4). La incertidumbre del parámetro τ se obtiene a partir de la respuesta transitoria de diversos experimentos bajo condiciones de oxígeno limitante. Los rangos de incertidumbre de los parámetros en (1.5) y (1.6), específicos para el diseño del controlador, dependen del punto de operación y la estrategia de control, por lo que se detallan en los capítulos posteriores. En el trabajo [22] se presenta una versión reducida de este análisis para la propuesta de la estrategia de control llevada a cabo posteriormente en [24].

1.3. Índices de evaluación

La operación de un ATAD puede perseguir diferentes intereses (medioambientales, industriales, empresariales, sociales o políticos), lo que puede representar el cumplimiento de diversos objetivos según ciertos criterios. Entre ellos, se definen los siguientes:

Coste operacional – El criterio económico es una prioridad tanto para operadores de plantas de tratamiento público como privado. La aireación es un factor relevante en el tratamiento aerobio ya que afecta tanto a la calidad del efluente como a los costes del tratamiento. El buen uso de Q_a es crucial para minimizar los costes operacionales, teniendo en cuenta las siguientes consideraciones:

- Una sobreaireación incrementa los costes sin alcanzar una calidad significativamente mejor del fango tratado, y lo que es más, el efecto de enfriamiento por sobreaireación puede impedir la pasteurización del fango.
- La subaireación reduce los costes pero también la calidad del fango tratado ya que una menor T_{avg} implica una peor pasteurización y menor reducción de materia orgánica.
- El empleo de otra variable manipulada como el *SRT* también afecta a la aireación requerida por el proceso. La [figura 1.4\(b\)](#) muestra como un mayor *SRT* reduce los costes por aireación para la misma calidad del fango tratado a expensas de reducir el ratio de producción.

Ratio de producción - El ratio de producción está condicionado por el *SRT* empleado según las consecuencias previamente descritas. El cambio de las condiciones de vida de la población y el cambio de las condiciones ambientales modifican drásticamente el volumen de agua residual a tratar y por tanto el volumen de fango entrante al proceso. En otras ocasiones también se transportan fangos procedentes de otras plantas para ser tratados en un ATAD centralizado. Al mismo tiempo, el ratio de producción está limitado por la capacidad del ATAD (volumen del digester y volumen del tanque de almacenamiento). Cuando el volumen de la línea de fangos está próximo al límite máximo, es obligatorio incrementar al máximo el ratio de producción para evitar desbordamientos a pesar de incrementar los costes operacionales.

Calidad del producto – En términos de las políticas medioambientales, la calidad del fango puede ser evaluada mediante la comparación de diferentes parámetros antes y después del tratamiento. En general, cada regulación medioambiental establece su propio criterio y límites sobre ciertos parámetros. Además es ampliamente reconocido el uso de criterios separados para evaluar la calidad del efluente en términos de reducción de materia orgánica (estabilización) y de reducción de patógenos presentes (pasteurización). Una mayor T_{avg} en el proceso ATAD mejora tanto la estabilización como la pasteurización a expensas de un incremento en el coste de aireación.

Para poder calificar el proceso en este contexto, se definen los siguientes índices para evaluar los anteriores objetivos; coste de operación, ratio de producción y calidad del producto. Estos índices permitirán comparar la adecuación de las estrategias de control desarrolladas en relación con los diferentes intereses del operador de la planta:

Índice de coste (I_C) – Este índice computa la energía total (aireación E_{Q_a} , bombeo E_{pump} y mezclado E_{mix}) empleada en el reactor ATAD por unidad de volumen tratado [40]. El índice está normalizado como porcentaje de un requerimiento de energía media $E_{ref} = 12 \text{ kWh/m}^3_{\text{sludge}}$, extraído de [35] para sistemas Fuchs.

$$I_C [\%] = \frac{E_{Q_a} [\text{kWh d}^{-1}] + E_{pump} [\text{kWh d}^{-1}] + E_{mix} [\text{kWh d}^{-1}]}{V_{out} [\text{m}^3 \text{ d}^{-1}] E_{ref} [\text{kWh/m}^3]} 100 \quad (1.7)$$

Índice de producción (I_P) – Este índice porcentual expresa el ratio entre el volumen de fango tratado y el volumen máximo que puede ser tratado.

$$I_P [\%] = \frac{V_{out} [\text{m}^3 \text{ d}^{-1}]}{V_{\max ATAD} [\text{m}^3 \text{ d}^{-1}]} 100 \quad (1.8)$$

I_P es un índice fiable solo si el ATAD se opera de una forma correcta, es decir, un desbordamiento en el tanque de almacenamiento no podrá ser contemplado mediante este índice, ni considerado como volumen de fango tratado.

Índice de calidad (I_Q) – Este índice computa una combinación de los índices de *estabilización* ($I_{Q_{ST}}$) y *pasteurización* ($I_{Q_{PA}}$).

$$I_Q [\%] = \begin{cases} 0.5 I_{Q_{ST}} + 0.5 I_{Q_{PA}} & , \quad \text{if } I_{Q_{PA}} \leq 100 \\ 0.5 I_{Q_{ST}} + 50 & , \quad \text{if } I_{Q_{PA}} > 100 \end{cases} \quad (1.9)$$

Índice de estabilización ($I_{Q_{ST}}$) – Una de las recomendaciones de estabilización más popular es la U.S. EPA regulation 40 CFR Part 503 [36], la cual establece al menos un 38% de reducción de sólidos volátiles durante el tratamiento como criterio general para el cumplimiento de la estabilización. Este criterio es contemplado según el siguiente índice:

$$I_{Q_{ST}} [\%] = \frac{VS_{in} [\text{kg COD m}^{-3}] - VS_{out} [\text{kg COD m}^{-3}]}{VS_{in} [\text{kg COD m}^{-3}]} \frac{100}{0.38} \quad (1.10)$$

$I_{Q_{ST}} = 100\%$ significa un 38% de reducción en sólidos volátiles y por lo tanto un cumplimiento completo con dicha regulación.

Índice de pasteurización ($I_{Q_{PA}}$) – La recomendación de la Unión Europea para la pasteurización [7], en adelante EU, establece el mantenimiento del fango al menos durante 20 horas por encima de 55 °C. Otras regulaciones son más restrictivas como la [35], en adelante USEPA, que establece un tiempo mínimo D como función de la temperatura T_i :

$$D[\text{d}] = \frac{50070000}{10^{0.14T_i}} \quad (1.11)$$

El siguiente índice representa éste último criterio:

$$I_{Q_{PA}} [\%] = \sum_{i=1}^N \frac{T_s [\text{h}]}{D[\text{d}] 24 [\text{h d}^{-1}]} 100 \quad (1.12)$$

Donde T_s es el tiempo de muestreo en horas de las muestras de temperatura y N es el número de muestras en cada *batch*. $I_{Q_{PA}} = 100\%$ significa un cumplimiento completo de la regulación.

Nótese que los índices $I_{Q_{ST}}$ y $I_{Q_{PA}}$ no sólo evalúan si se cumple el criterio suscrito por la regulación específica, sino también su grado de cumplimiento. Pueden tomar valores mayores de 100% lo que implica calidades de fango más allá de los requerimientos de la regulación, e inevitablemente mayores gastos. Para evitar el crecimiento exponencial de $I_{Q_{PA}}$ a partir del 100%, se define una función a tramos en (1.9).

1.4. Estrategias de operación

Debido a que los objetivos descritos en la [sección 1.3](#) no son alcanzables por completo al mismo tiempo todos ellos, se deben establecer combinaciones de equilibrio entre los mismos tal como se muestran en la [tabla 1.1](#), que definen las estrategias de control más comunes en ATAD.

Tabla 1.1: Estrategias de operación y control y sus efectos colaterales.

Objetivos			Estrategia de control	Efectos colaterales
Coste I_c	Calidad I_Q	Producción I_P		
	La mejor		Aumentar SRT hasta el máximo & proveer Q_a para alcanzar la mayor T_{avg}	La menor producción y el mayor coste
La menor		La mayor	Disminuir SRT hasta el mínimo & proveer el mínimo Q_a para cumplir con la regulación de calidad	$I_Q \approx 100\%$
	Buena	Alta	Disminuir SRT hasta el mínimo & proveer Q_a para alcanzar la mayor T_{avg}	Mayor coste

Los objetivos atendidos en cada estrategia causan inevitablemente efectos colaterales sobre los objetivos no atendidos.

- La mayor T_{avg} asegura una calidad del efluente máxima. Maximiza tanto la estabilización ($I_{Q_{ST}}$) como la pasteurización ($I_{Q_{PA}}$) con valores por encima de 100%. Por lo tanto I_Q es el mejor posible
- Disminuir SRT asegura una mayor producción porque está directamente relacionado con el volumen tratado por *batch*.
- Para un SRT dado, se puede perseguir la mejor calidad buscando la mayor T_{avg} posible (reacción óptimamente

aireada) o solo la calidad que una determinada regulación establezca, ahorrando costes en aireación.

- Si el ratio de producción se adapta al fango existente en la línea del proceso y se trata de conseguir la mejor calidad, los costes dependerán de la variación de *SRT*.

Este análisis ofrece reglas heurísticas para formular las especificaciones de control en una configuración de control automático y también provee herramientas cuantitativas (índices) para evaluar las características de los controladores.

Capítulo 2

Estrategias de control robusto

Resumen

En este capítulo se presentan las estrategias de control y el diseño de los controladores desarrollados en los artículos [24] y [26]. En ambas estrategias, los controladores de los lazos de realimentación se diseñan mediante la metodología de control robusto denominada “*Quantitative Feedback Theory*” o QFT [13, 39].

La primera estrategia permite alcanzar la máxima estabilización y pasteurización del fango mediante la aplicación de un Q_a óptimo para cada situación de fango influente. La estructura de control realimentado de tipo SISO propuesta trabaja sobre puntos de trabajo prealimentados formados por cuplas de consigna de T_{avg} y *bias* de Q_a . Estos puntos de trabajo son establecidos de forma no lineal en función del contenido de materia biodegradable del influente. Un sistema *fuzzy* se encarga de tomar estas decisiones en base a la información proporcionada por el perfil de temperatura durante el *batch*.

La segunda estrategia permite alcanzar la pasteurización mínima a pesar de las posibles variaciones en la temperatura del fango influente y del aire, así como a la variabilidad del contenido orgánico del fango influente. La estructura de control de tipo MISO responde a un sistema de doble actuación con reparto de la banda frecuencial entre las variables Q_a y SRT , usando para ello dos controladores. El punto de operación de T_{avg} se establece para el cumplimiento estricto de la pasteurización en función de las regulaciones existentes y el punto de operación de Q_a se establece para un objetivo adicional (reducción de costes o incremento de producción).

2.1. Estrategia de control SISO

El objetivo de esta estrategia es la máxima estabilización y pasteurización (máxima T_{avg}) de un fango de contenido orgánico variable mediante la aplicación de un Q_a óptimo. La estructura de control propuesta tiene 3 componentes diferentes: (i) el controlador robusto diseñado mediante QFT, (ii) un sistema *fuzzy* basado en reglas encargado de diferenciar la operación oxígeno-limitante de la substrato-limitante y (iii) el generador de referencias del punto de operación óptimo dada la variabilidad del fango. Estos componentes aparecen en la figura 2.1 que se detalla a continuación:

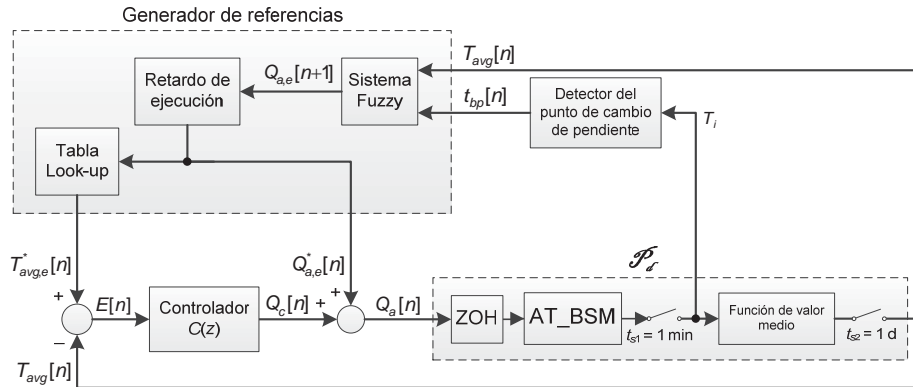


Figura 2.1: Diagrama de bloques de la estructura de control SISO.

Se propone un controlador lineal C para asegurar el funcionamiento deseado en la búsqueda del punto de operación óptimo (la mayor temperatura alcanzable) a pesar de la variabilidad en la

composición del fango entrante. Una secuencia de puntos de operación ($T_{avg,e}^* - Q_{a,e}^*$) llega al lazo realimentado desde un bloque generador de referencias: $T_{avg,e}^*$ constituye el punto de consigna para T_{avg} y $Q_{a,e}^*$ es un ajuste de *bias* para Q_a (véase figura 2.1).

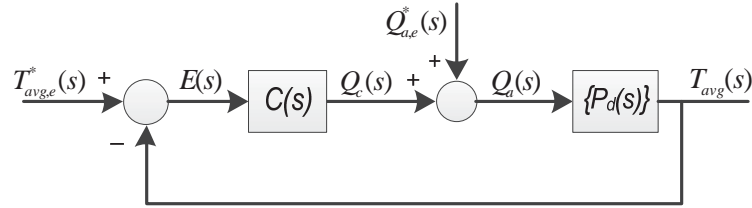


Figura 2.2: Estructura de control realimentado lineal equivalente.

El controlador lineal reacciona frente a desviaciones de T_{avg} de $T_{avg,e}^*$ frente a las nuevas condiciones que demanda $Q_{a,e}^*$ y frente a otras perturbaciones o variabilidad en los parámetros. La aireación Q_a permanece constante durante el tiempo de *batch*. Un bloque calcula la temperatura media T_{avg} a partir de las muestras de temperatura instantánea T_i recogidas durante un *batch*. La figura 2.2 representa el lazo de control realimentado equivalente. Los cambios no lineales en los puntos de operación son reemplazados por incertidumbre y un problema de rechazo robusto de perturbaciones a la entrada de la planta. El modelo con incertidumbre es:

$$P_{Q_a}(s) = \frac{T_{avg}(s)}{Q_a(s)} = \frac{k}{(\tau s + 1)}, \quad k \in [0.2, 1] \times 10^{-3}, \quad \tau \in [6, 9] \quad (2.1)$$

El controlador implementado será en el dominio discreto, empleando un retenedor de orden cero (ZOH), y un muestreo con $t_{s2} = 1$ día. Entonces, el modelo pseudo-continuo [14] equivalente es:

$$P_d(s) \approx P(s) \frac{2}{(t_{s2}s + 2)} \quad (2.2)$$

Se establecen las siguientes especificaciones frecuenciales de estabilidad ($MF = 45^\circ$ y $MG = 5\text{dB}$) y rechazo de perturbaciones (0.471 °C de desviación máxima en T_{avg} para un escalón de 1,000 m³/día en Q_a ; tiempo de establecimiento menor de 26.3 días):

$$\left| \frac{L(s)}{1+L(s)} \right|_{s=j\omega} \leq W_s; \quad \text{where } W_s = 1.3; \quad \forall P_d \in P_d, \quad \forall \omega \in [0, \infty) \quad (2.3)$$

$$\left| \frac{P_d(s)}{1+L(s)} \right|_{s=j\omega} \leq W_d(\omega); \text{ where } W_d(\omega) = \left| \frac{4.92 \times 10^{-3} s}{\left(\frac{s}{0.26} + 1 \right)^2} \right|_{s=j\omega} \quad \forall P_d \in P_d, \quad \forall \omega \leq 0.3 \quad (2.4)$$

Se eligieron especificaciones no demasiado demandantes (tiempo de establecimiento de menos de 26.3 días) por diversas razones. En primer lugar, se sacrifica una respuesta más rápida del sistema a favor de la estabilidad para el rango total de operación; este mecanismo evita respuestas sub-amortiguadas que pueden producir grandes excursiones más allá del punto óptimo estacionario, a pesar de que el generador de referencias trate de situar al sistema en la zona de oxígeno limitante. Recalcar que una operación más allá del máximo implica una realimentación positiva además de no representar ningún beneficio en la operación del ATAD. En segundo lugar, la estrategia de basar el control en la temperatura media del *batch* también impone un límite inferior a las dinámicas de lazo cerrado, consecuente con el tiempo de muestreo de 1 día. Y finalmente, las restricciones de actividad biológica; al cultivo bacteriano le lleva un tiempo alcanzar un nuevo equilibrio biológico y térmico cuando la composición del fango está cambiando.

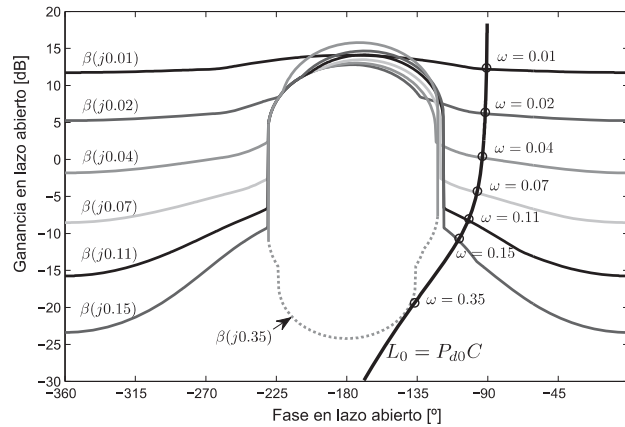


Figura 2.3: QFT *loop-shaping* del controlador.

La figura 2.3 muestra el diseño del controlador en términos de la técnica QFT [14]. La función de transferencia del lazo nominal $L_0(j\omega)$ cumple las restricciones $\beta(j\omega_i)$ impuestas por los *bounds* a diferentes frecuencias ω_i . Estos *bounds* QFT transforman las especificaciones del

lazo cerrado y la incertidumbre en términos de restricciones para la función de transferencia del lazo abierto nominal $L_0 = P_{d0} C$. La [figura 2.4](#) muestra las gráficas de Bode de lazo cerrado. El sistema satisface el performance W_d y la estabilidad W_s en el dominio de la frecuencia para el conjunto de plantas dentro del dominio de incertidumbre considerado.

El controlador discreto $C(z)$ se calcula a partir del controlador continuo $C(s)$ mediante la transformación bilineal “*Tustin*” con un periodo de muestreo de un día. Se satisface la colocación permisible de polos y ceros dominantes para una buena aproximación “*Tustin*” [14]. La equivalencia en frecuencia entre $C(s)$ y $C(z)$ se cumple hasta $\omega = 1$ rad/día.

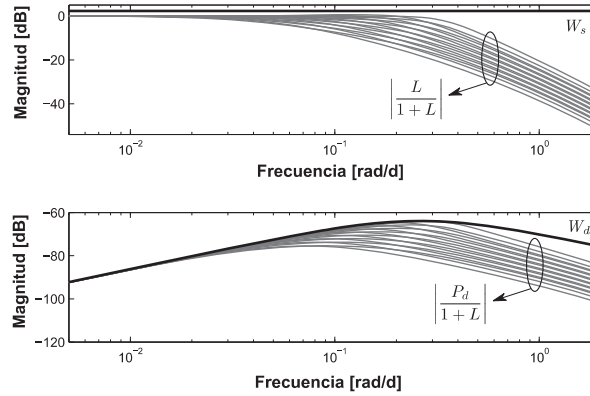


Figura 2.4: Estabilidad y *performance* robustos.

$$C(s) = \frac{207.50 \left(\frac{1}{0.13}s + 1 \right)}{s \left(\frac{1}{0.39}s + 1 \right)} \quad (2.5)$$

El análisis en-línea de la evolución de la temperatura del fango T_i , a lo largo del *batch* indirectamente da información acerca de la composición real del fango ($X_{s,in}$ no es medible en-línea), y por tanto ayuda a decidir la mejor operación para el siguiente *batch*. Esto es el establecimiento del nuevo punto de operación $T_{avg,e}^* - Q_{a,e}^*$ que el generador de referencias calcula. La diferencia entre un *batch* y otro en condiciones de oxígeno limitante y sustrato limitante es la aparición de un codo en el temperatura del fango T_i . Para su detección se emplea un algoritmo basado en regresión lineal usando una ventana móvil de

datos [41]. La señal del detector de codo se utiliza en el generador de referencias que se explica a continuación.

El generador de referencias en la [figura 2.1](#) guiará al ATAD hacia el punto óptimo $\{T_{avg,e}, Q_{a,e}\}$. Según la [figura 1.4\(a\)](#), son necesarios cambios adecuados en el bias del caudal de aire $Q_{a,e}$ para obtener la máxima $T_{avg,e}$ bajo cambios no previstos en $X_{s,in}$. Basándose en la información de la temperatura del fango durante el *batch*, se puede implementar una ley adaptativa para el ajuste bias de la aireación. En este sentido, el generador de referencias debe realizar dos acciones: (i) incrementar la aireación si el punto óptimo no se ha alcanzado; y (ii) decrementar la aireación si el punto se ha alcanzado. La ley adaptativa es la siguiente:

$$Q_{a,e}^{(n+1)} = Q_{a,e}^{(n)} + \delta_Q^{(n+1)} \quad (2.6)$$

donde

$$\delta_Q^{(n+1)} = f(t_{bp}^{(n)}, T_{avg}^{(n)}) \quad (2.7)$$

donde t_{bp} es el tiempo de detección del codo, T_{avg} es la temperatura media, δ_Q es el factor de incremento/decremento aplicado al bias de aireación en el siguiente *batch*. El índice n se refiere al n ésimo *batch* del proceso.

Calculado el nuevo *bias* $Q_{a,e}$, se obtiene su correspondiente $T_{avg,e}$ de acuerdo a la relación (1.4) en la zona oxígeno limitante. Esta función se almacena en la tabla *look-up* del esquema de control de la [figura 2.1](#).

Para calcular el incremento adaptativo δ_Q se emplea lógica *fuzzy* [43] con el fin de incluir conocimiento heurístico sobre el proceso. T_{avg} reporta información importante mientras que el reactor trabaja en condiciones de oxígeno limitante, y t_{bp} proporciona información importante cuando el reactor está trabajando en condiciones de sustrato limitante. Luego se diseñan dos bloques *fuzzy* para incrementar y decrementar los valores (δ_Q) del bias de aireación: *fuzzy* A para valores de incremento (oxígeno limitante) y *fuzzy* B para valores de decremento (sustrato limitante). T_{avg} y sus variaciones ΔT_{avg} son las entradas del *fuzzy* A, t_{bp} y sus variaciones Δt_{bp} son las entradas para el *fuzzy* B. En cuanto a las entradas, t_{bp} puede tomar cualquier valor desde 0 hasta 1 día (valores mayores que 0 representan una detección de codo; 1 representa una no detección de codo), y T_{avg} se mueve en el rango mostrado en la [figura 1.4\(a\)](#). Después de un análisis de sensibilidad, el rango para δ_Q se estableció entre -2,000 y 1,400 m³/d.

La realización del módulo *fuzzy* sigue la metodología clásica: fuzzificación de las entradas, diseño del motor de inferencia y defuzzificación de la salida. Una vez que las variables de entrada/salida y su *universo de discurso* han sido definidos, se diseñan las funciones de pertenencia (figura 2.5) y reglas (tabla 2.1) para los bloques *fuzzy*.

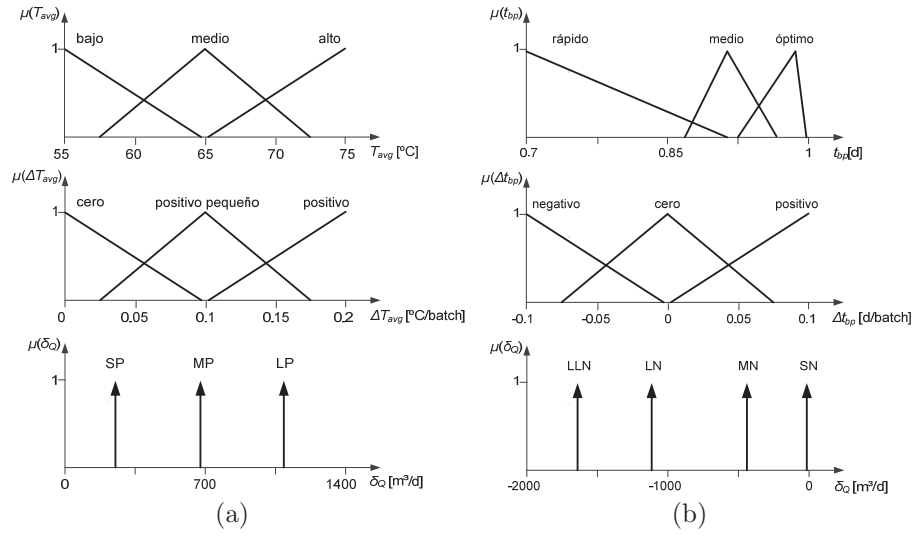


Figura 2.5: Conjuntos *fuzzy* de entrada/salida: (a) *Fuzzy A*, y (b) *Fuzzy B*.

Las bases de reglas (tabla 2.1) fueron desarrolladas atendiendo a las variaciones positivas/negativas deseadas. Se aplicó un método de inferencia tipo *Sugeno* [27] para crear un mapa para los bloques *fuzzy*. Las figuras 2.2(a) y 2.2(b) muestran el mapa de contorno de las salidas para el rango completo de las entradas de los sistemas *fuzzy A* y *B* respectivamente. La leyenda muestra la escala de color para la salida δ_Q .

Tabla 2.1: Reglas “*If-then*” para δ_Q : (a) *Fuzzy A*; (b) *Fuzzy B*.

		(a)				(b)			
		ΔT_{avg}				Δt_{bp}			
		cero	positivo pequeño	positivo		negativo	cero	positivo	
T_{avg}	bajo	SP	SP	SP		rápido	LLN	LN	MN
	medio	SP	SP	MP		medio	LN	MN	MN
	alto	SP	MP	LP		óptimo	MN	SN	MN

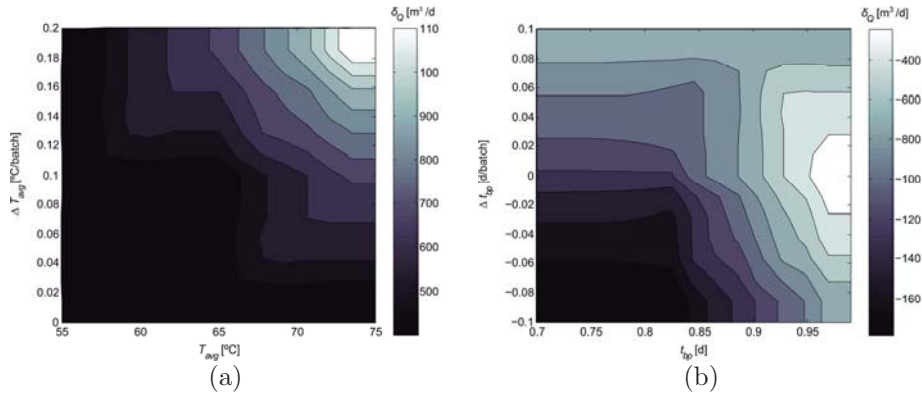


Figura 2.6: Mapas de contorno de δ_Q : (a) *Fuzzy A*; (b) *Fuzzy B*.

Los experimentos de validación de la estrategia de control SISO presentada se muestran en el [capítulo 3](#).

2.2. Estrategia de control MISO

La estrategia MISO permite alcanzar la pasteurización estrictamente mínima mediante la regulación de T_{avg} a un valor de consigna $T_{avg,ref}$ que se elige de acuerdo a las recomendaciones existentes. Se establece $T_{avg,ref}$ a 55 °C o a 56.8 °C según las recomendaciones USEPA [36] o EU [7], respectivamente. Para regular la temperatura se utiliza tanto Q_a como SRT como variables manipulables. El empleo de estas dos variables proporciona un segundo objetivo a determinar. Este se consigue fijando una consigna $Q_{a,ref}$ para el caudal de aireación Q_a . Este después de haber contribuido a la regulación dinámica de T_{avg} vuelve al valor de consigna. Bajo estas premisas, se desarrollan dos estrategias MISO según la [tabla 2.2](#):

Tabla 2.2: Estrategias de control.

Objetivos de la estrategia			Variables reguladas dentro de la estructura de control realimentado (figura 2.1)	Identificador
Calidad	Coste de aireación	Ratio de producción		
Pasteurización estricta	Alto	El mayor	USEPA: $T_{avg,ref} = 55$ °C, $Q_{a,ref} = 22,524$ m ³ /d EU: $T_{avg,ref} = 56.8$ °C, $Q_{a,ref} = 26,100$ m ³ /d	MISO PROD
	El menor	Bajo	USEPA: $T_{avg,ref} = 55$ °C, $Q_{a,ref} = 15,053$ m ³ /d EU: $T_{avg,ref} = 56.8$ °C, $Q_{a,ref} = 17,500$ m ³ /d	MISO COST

- La estrategia MISO COST proporciona un coste de aireación mínimo a la vez que asegura la pasteurización.
- La estrategia MISO PROD proporciona el mayor ratio de producción asegurando la pasteurización.

La estructura de control propuesta es válida para las dos estrategias de control planteadas en la [tabla 2.2](#). Dichas estrategias se seleccionan cambiando convenientemente la consigna $Q_{a,ref}$. Valores bajos de $Q_{a,ref}$ permiten un ahorro de costes de aireación pero indirectamente llevan al proceso a mayores valores de SRT , lo que implica menores tasas de producción. Por el contrario, si se seleccionan valores altos de $Q_{a,ref}$, se incrementa los niveles de aireación para tratar eventualmente más fango (SRT disminuye). Además, $Q_{a,ref}$ se puede modificar para adaptar la tasa de producción al flujo de fango existente en la línea de fangos (según tanque de almacenamiento previo) o hacia un proceso posterior como puede ser un digestor anaerobio. Hay que tener en cuenta que para una misma temperatura del digestor, las pérdidas másicas por evaporación son mayores con SRT elevados. Esto implica que la estrategia que minimiza los costes de aireación también minimiza los costes de transporte al producirse una mayor deshidratación del fango.

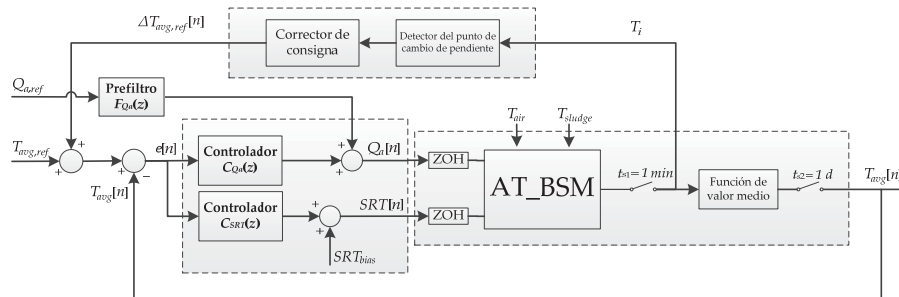


Figura 2.7: Diagrama de bloques de la estructura de control MISO.

Según la estructura de control propuesta, la temperatura T_{avg} es regulada a un valor de consigna $T_{avg,ref}$ (55 °C o 56.8 °C) a pesar de los cambios en las temperaturas T_{air} , T_{sludge} y la variabilidad del contenido en materia orgánica del fango $X_{s,in}$. Cuando $X_{s,in}$ no puede proporcionar $T_{avg,ref}$, el sistema alcanza su límite de saturación no lineal, lo cual se debe evitar para una operación estable mediante una reducción de la consigna $T_{avg,ref}$. Esto se logra mediante un detector de “codo” en el perfil de temperatura según [40, 41] y un sistema corrector de la

temperatura de consigna $T_{avg,ref}$. En la [figura 2.7](#) las muestras se numeran mediante el índice n . El bloque ‘*zoh*’ representa un mantenedor de orden cero en cada una de las variables de actuación durante el tiempo de *batch*. El bloque “*Mean Value Function*” calcula la temperatura media T_{avg} cada día como el valor medio de las 1440 muestras de temperatura instantánea del digestor T_i (se toma una muestra de temperatura cada minuto). Además un muestreador actualiza la salida de la planta cada $t_{s2} = 1$ día. El control de T_{avg} se lleva a cabo mediante dos controladores que determinan Q_a y SRT respectivamente. Este planteamiento permite regular la entrada rápida Q_a a una cierta consigna $Q_{a,ref}$, mientras que la entrada lenta SRT adapta su estado estacionario para mantener T_{avg} en $T_{avg,ref}$ a pesar de las posibles perturbaciones; es necesario proporcionar un cierto *bias* para SRT para el arranque de la planta.

El diseño de los controladores según la teoría de control lineal no depende de la selección del punto de operación ($T_{avg,ref}$ y $Q_{a,ref}$) sino de las dinámicas de comportamiento desde las entradas del sistema - SRT , Q_a , T_{air} , T_{sludge} - hasta la salida T_{avg} , y de las especificaciones de funcionamiento establecidas para el comportamiento en lazo cerrado de T_{avg} . Según esto, se ajustan modelos dinámicos lineales de primer orden en el dominio de la variable s -Laplace [6] a las respuestas dinámicas de $T_{avg}(t)$ cuando las entradas del reactor - $SRT(t)$, $Q_a(t)$, $T_{air}(t)$, $T_{sludge}(t)$ - experimentan cambios de tipo escalón desde sus valores de equilibrio según la [tabla 2.3](#).

Tabla 2.3: Conjuntos de puntos de equilibrio con $T_{air} = T_{sludge} = 15$ °C.

SRT [d]	11	12	13	14
Q_a [m ³ /d] ($T_{avg,ref} = 55$ °C)	22,524	20,025	17,426	15,053
Q_a [m ³ /d] ($T_{avg,ref} = 56.8$ °C)	26,100	23,000	20,000	17,500

NOTA: $X_{s,in}$ es considerado por encima de 30 kg/m³ durante los experimentos.

Para ello se desarrollan simulaciones en el AT_BSM con los siguientes cambios de tipo escalón respecto a los puntos de equilibrio descritos en la [tabla 2.3](#): ± 1 día para SRT , $\pm 1,000$ m³/d para Q_a , y ± 5 °C para T_{air} y T_{sludge} . Siempre que la composición $X_{s,in}$ del fango permita alcanzar $T_{avg,ref}$, los modelos dinámicos no se verán afectados por los cambios en $X_{s,in}$. El conjunto de modelos identificados con incertidumbre, expresados como funciones de transferencia de primer orden, son los siguientes:

$$P_{Q_a}(s) = \frac{T_{avg}(s)}{Q_a(s)} = \frac{k_{Q_a}}{(\tau_{Q_a}s+1)}; k_{Q_a} \in [0.73, 1.5] \times 10^{-3}; \tau_{Q_a} \in [5.93, 9.6] \quad (2.8)$$

$$P_{SRT}(s) = \frac{T_{avg}(s)}{SRT(s)} = \frac{k_{SRT}}{(\tau_{SRT}s+1)}; k_{SRT} \in [1.49, 2.06]; \tau_{SRT} \in [6.59, 9.51] \quad (2.9)$$

$$P_{T_{air}}(s) = \frac{T_{avg}(s)}{T_{air}(s)} = \frac{k_{T_{air}}}{(\tau_{T_{air}}s+1)}; k_{T_{air}} \in [0.15, 0.23]; \tau_{T_{air}} \in [6.15, 9.5] \quad (2.10)$$

$$P_{T_{sludge}}(s) = \frac{T_{avg}(s)}{T_{sludge}(s)} = \frac{k_{T_{sludge}}}{(\tau_{T_{sludge}}s+1)}; k_{T_{sludge}} \in [0.58, 0.59]; \tau_{T_{sludge}} \in [6.43, 9.61] \quad (2.11)$$

Las constantes de tiempo están expresadas en días. La ganancia k_{Q_a} esta expresada en $^{\circ}\text{C}\cdot\text{d}/\text{m}^3$, la ganancia k_{SRT} en $^{\circ}\text{C}/\text{d}$, y las ganancias $k_{T_{air}}$ y $k_{T_{sludge}}$ en $^{\circ}\text{C}/^{\circ}\text{C}$. Para comparar adecuadamente la influencia de cada entrada, las plantas (2.8)-(2.11) están escaladas considerando los puntos de operación en el equilibrio según [tabla 2.3](#), y la excursión dinámica admisible de las variables SRT entre 10 y 15 días y Q_a entre 1,000 y 65,000 m^3/d , y T_{air} y T_{sludge} entre 10 y 20 $^{\circ}\text{C}$. La [figura 2.8](#) muestra la respuesta frecuencial de las plantas escaladas.

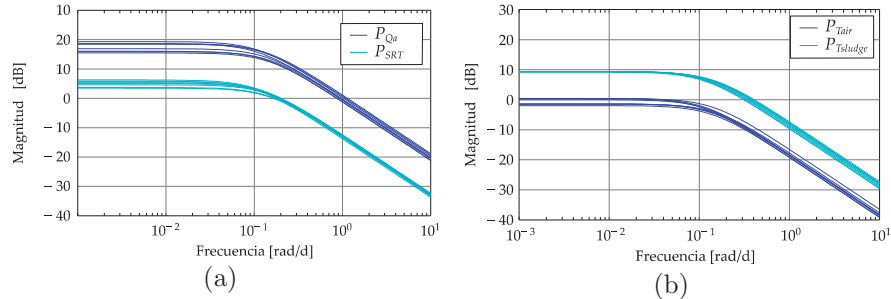


Figura 2.8: Respuestas frecuenciales de las plantas escaladas.

Comparando la magnitud de P_{Q_a} y P_{SRT} , Q_a es más potente que SRT a lo largo de toda la banda frecuencial $\omega = [0, \infty]$ rad/d. Se establece que P_{Q_a} opere en frecuencias altas para proporcionar un mejor comportamiento transitorio. P_{SRT} operará en la banda de frecuencias bajas. Los controladores C_{Q_a} y C_{SRT} se encargarán de esta distribución de la banda frecuencial. Debido a la contribución de las dos entradas, se alcanzará el estado estacionario antes en la salida T_{avg} que en las entradas manipuladas; se determina un máximo de 20 días de tiempo de establecimiento para la entrada más lenta SRT . Esto ayuda a elegir

el reparto frecuencial, estableciendo $\omega = 0.2$ rad/d como la frecuencia de conmutación entre los dos lazos.

Se establece que las variaciones en $T_{air}(t)$ y $T_{sludge}(t)$ hasta ± 5 °C entre dos *batches* consecutivos no deben desviar $T_{avg}(t)$ más de ± 0.6 °C respecto a su consigna $T_{avg,ref}(t)$. Además, el punto de consigna se debe recuperar en menos de 7 días (se asume recuperado el equilibrio de T_{avg} cuando se encuentra dentro de la banda ± 0.05 °C alrededor del punto de consigna). Estas especificaciones temporales de rechazo de perturbaciones se traducen en el siguiente modelo de respuesta frecuencial:

$$W_d(s) \Big|_{s=j\omega} = \frac{1.621s}{(1+s)^2} \Big|_{s=j\omega} \quad (2.12)$$

Estas especificaciones son relativamente ambiciosas para el periodo de muestreo $t_{s2} = 1$ día. Los controladores se diseñan en el dominio discreto usando la transformada Z [6] para sacar el mayor partido de la banda frecuencial disponible $\omega = [0, \pi/t_{s2}]$ rad/d. Nótese que el periodo de muestreo t_{s2} es acorde con la naturaleza discreta de la operación del digester: las entradas manipuladas Q_a y SRT se mantienen durante el tiempo de *batch* (1 día) y la temperatura media T_{avg} se calcula por cada *batch*. Consecuentemente las plantas continuas (2.8)-(2.11) se transforman a sus equivalentes discretos $P_{Q_a}^{zoh}(z)$, $P_{SRT}^{zoh}(z)$, $P_{T_{air}}^{zoh}(z)$, $P_{T_{sludge}}^{zoh}(z)$. Para conseguir controladores robustos [39], el conjunto completo de plantas deben cumplir (2.12). Esto se formula como sigue:

$$\left| \frac{T_{avg}(z)}{T_{air}(z)} \right|_{z=e^{j\omega}} = \left| \frac{P_{T_{air}}^{zoh}(z)}{1 + P_{Q_a}^{zoh}(z)C_{Q_a}(z) + P_{SRT}^{zoh}(z)C_{SRT}(z)} \right|_{z=e^{j\omega}} \leq |W_d(j\omega)| \quad (2.13)$$

$$\left| \frac{T_{avg}(z)}{T_{sludge}(z)} \right|_{z=e^{j\omega}} = \left| \frac{P_{T_{sludge}}^{zoh}(z)}{1 + P_{Q_a}^{zoh}(z)C_{Q_a}(z) + P_{SRT}^{zoh}(z)C_{SRT}(z)} \right|_{z=e^{j\omega}} \leq |W_d(j\omega)| \quad (2.14)$$

Para una estabilidad robusta es deseable alcanzar un margen de fase de 45° a pesar de las variaciones no correlacionadas de $P_{Q_a}^{zoh}(z)$ y $P_{SRT}^{zoh}(z)$. Por lo tanto, las especificaciones de estabilidad se definen de la siguiente forma:

$$\left| T_{Q_a}(z) \right|_{z=e^{j\omega}} = \left| \frac{P_{Q_a}^{zoh}(z)C_{Q_a}(z)}{1 + P_{Q_a}^{zoh}(z)C_{Q_a}(z) + P_{SRT}^{zoh}(z)C_{SRT}(z)} \right|_{z=e^{j\omega}} \leq 1.3 \quad (2.15)$$

$$\left| T_{SRT}(z) \right|_{z=e^{j\omega}} = \left| \frac{P_{SRT}^{zoh}(z)C_{SRT}(z)}{1 + P_{Q_a}^{zoh}(z)C_{Q_a}(z) + P_{SRT}^{zoh}(z)C_{SRT}(z)} \right|_{z=e^{j\omega}} \leq 1.3 \quad (2.16)$$

Las especificaciones de control se tienen que cumplir para todas las plantas discretas equivalentes y en todas las frecuencias $\omega = [0, \pi]$ rad/d. Se define el siguiente reparto frecuencial:

$$\begin{aligned} \left| P_{SRT}^{zoh}(z)C_{SRT}(z) \right|_{z=e^{j\omega}} &\gg \left| P_{Q_a}^{zoh}(z)C_{Q_a}(z) \right|_{z=e^{j\omega}}, \omega \in [0, 0.2] \\ \left| P_{Q_a}^{zoh}(z)C_{Q_a}(z) \right|_{z=e^{j\omega}} &\gg \left| P_{SRT}^{zoh}(z)C_{SRT}(z) \right|_{z=e^{j\omega}}, \omega \in [0.2, \pi] \end{aligned} \quad (2.17)$$

Los controladores se diseñan mediante *loop-shaping* en el dominio de la frecuencia para alcanzar las especificaciones de control (2.13)-(2.16) con la participación (2.17) de dos lazos de control según el método QFT [13]. La figura 2.9 muestra como las funciones en lazo abierto cumplen los *bounds* que representan las especificaciones de control. Una descripción de la metodología general empleada se puede encontrar en [28]. Los controladores diseñados son

$$C_{SRT}(z) = \frac{0.4z^2}{(z-1)(z-0.71)} \quad (2.18)$$

$$C_{Q_a}(z) = \frac{7274.703(z-0.652)}{z-0.7625} \quad (2.19)$$

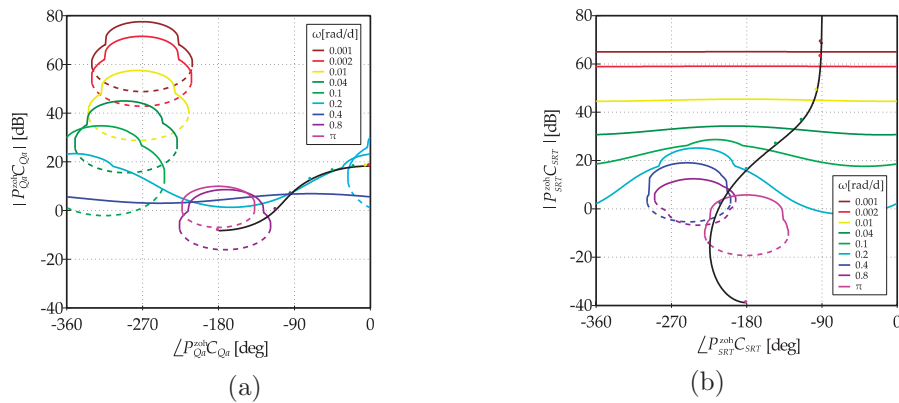


Figura 2.9: Loopshaping: (a) $P_{Q_a}^{zoh}(z)C_{Q_a}(z)$; and (b) $P_{SRT}^{zoh}(z)C_{SRT}(z)$.

La [figura 2.10](#) muestra el cumplimiento de las especificaciones de control robustas (2.13)-(2.16) y la [figura 2.11](#) muestra el reparto de la banda frecuencial entre los dos lazos (2.17).

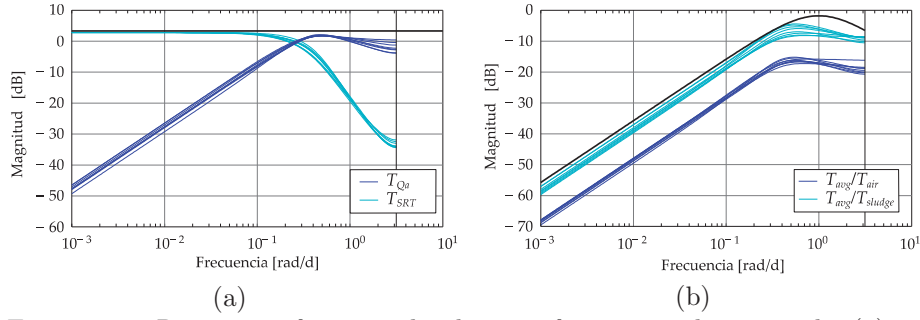


Figura 2.10: Respuestas frecuenciales de especificaciones y lazo-cerrado: (a) estabilidad; (b) rechazo de perturbaciones.

Gracias a la contribución de la entrada rápida Q_a , el estado estacionario en la salida T_{avg} se alcanza más rápido que en la variable de entrada lenta SRT . Hay que tener en cuenta que ambas estrategias recogidas en la [tabla 2.2](#) son alcanzables con el mismo conjunto de controladores, cambiando únicamente el punto de operación mediante $Q_{a,ref}$.

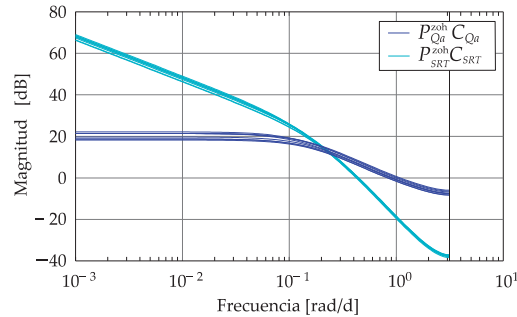


Figura 2.11: Distribución frecuencial de la banda de control.

Un cambio de tipo escalón en $Q_{a,ref}$ desviará T_{avg} de su punto de consigna, lo que será corregido por (2.18) y (2.19). De la misma forma estos controladores compensarán las desviaciones en T_{avg} producidas por cambios en T_{air} y T_{sludge} . Sin embargo un posible cambio de $Q_{a,ref}$ para modificar la estrategia seleccionada, producirá una excursión no contemplada en el diseño de los controladores. Para ello, se diseña un prefiltro que suaviza el cambio de $Q_{a,ref}$ al comienzo de su repuesta transitoria:

$$F_{Qa}(z) = \frac{0.0239761 z^4}{(z-0.6065)^4} \quad (2.20)$$

Para poder observar las ventajas de emplear las estrategias MISO según la [tabla 2.2](#) frente a la estrategia SISO se diseña un controlador SISO equivalente con la misma especificación de estabilidad $MF = 45^\circ$:

$$C_{Qa}^{SISO}(z) = \frac{7079.75 z(z-0.6952)}{(z-1)(z-0.1081)} \quad (2.21)$$

En la estrategia de control SISO, SRT toma un valor fijo ya que no participa en el lazo de regulación. El controlador (2.21) proporciona las especificaciones de control para cada SRT según la [tabla 2.3](#).

Los resultados de validación de la estructura de control MISO propuesta se incluyen en el [capítulo 3](#).

Capítulo 3

Resultados

Resumen

En este capítulo se recogen los resultados más importantes alcanzados en la presente Tesis Doctoral. A partir de simulaciones desarrolladas sobre el modelo AT_BSM, primeramente se muestran las relaciones estacionarias entre las variables manipuladas y la variable controlada, que sirven para plantear las estrategias de operación y control. A continuación se muestran los principales resultados de validación de las estrategias de control presentadas en la [sección 2.1](#) (estrategia SISO) y la [sección 2.2](#) (estrategia MISO). Asimismo, se presentan tablas comparativas entre las diferentes estrategias desarrolladas y anteriores mediante la evaluación de índices a través de simulaciones sobre el AT_BSM.

3.1. Estrategias de operación y control

Tras una serie de simulaciones en el AT_BSM siguiendo la metodología y condiciones especificadas en la [sección 1.2](#), se obtienen las siguientes gráficas que representan los estados estacionarios del

sistema para $X_{s,in} = 30 \text{ kg/m}^3$, $T_{air} = T_{sludge} = 15 \text{ }^\circ\text{C}$ y diferentes valores de Q_a y SRT .

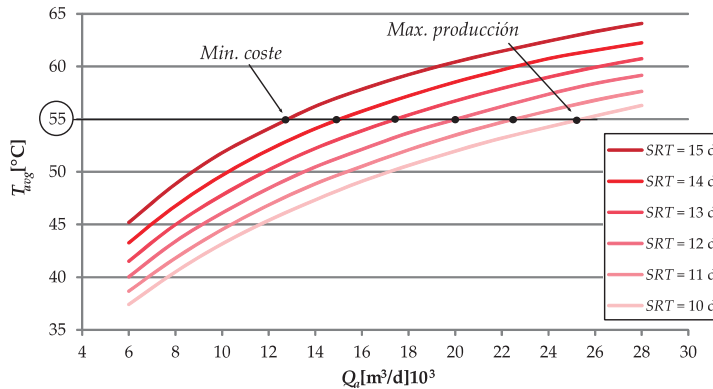


Figura 3.1: T_{avg} vs. Q_a para SRT entre 10 y 15 días ($X_{s,in} = 30 \text{ kg/m}^3$, $T_{air} = 15 \text{ }^\circ\text{C}$, y $T_{sludge} = 15 \text{ }^\circ\text{C}$)

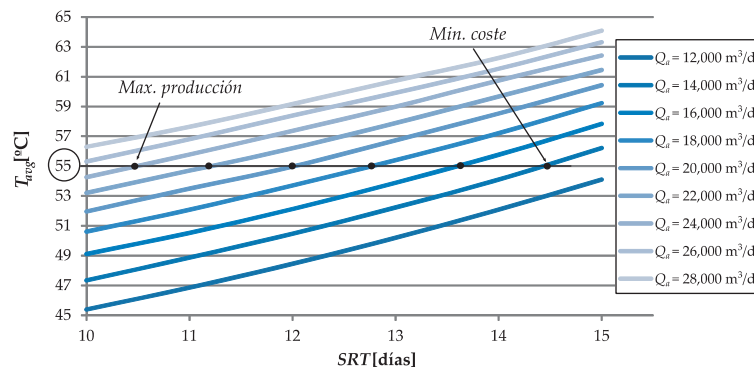


Figura 3.2: T_{avg} vs. SRT para Q_a entre 12,000 y 28,000 m^3/d ($X_{s,in} = 30 \text{ kg/m}^3$, $T_{air} = 15 \text{ }^\circ\text{C}$, y $T_{sludge} = 15 \text{ }^\circ\text{C}$).

En las [figuras 3.1](#) y [3.2](#) se representan sobre la línea de $55 \text{ }^\circ\text{C}$ (pasteurización estricta según EU) los puntos de máxima producción y mínimo coste correspondientes a los puntos de operación que se persiguen en la estrategia de control MISO desarrollada en la [sección 2.2](#).

La [figura 3.3](#) representa el ratio entre Q_a y Q_{raw} para cada SRT de operación (de 15 a 10 días) o ratio de producción (de 157 a 235 m^3) y diferentes temperaturas ($55 \text{ }^\circ\text{C}$, $56.8 \text{ }^\circ\text{C}$ y $T_{max,s}$). La información que nos proporciona es crucial para el establecimiento de las estrategias de control ya que representa la cantidad de aire empleada por volumen de fango tratado dependiendo del modo de operación con que manejemos

el sistema. La temperatura $T_{max,s}$ representa la temperatura máxima alcanzable para cada SRT y para $X_{s,in} = 20 \text{ kg/m}^3$. Existen diferencias de hasta un 30% en costes de aireación dependiendo del SRT de operación y la menor tasa de aireación se produce para la menor temperatura estudiada (55 °C).

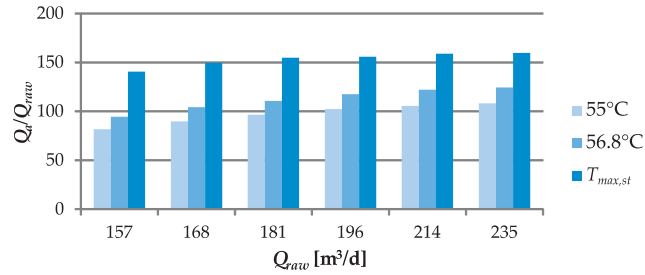


Figura 3.3: Ratio de coste de aireación vs. ratio de producción para diferentes temperaturas T_{avg} y $X_{s,in} = 20 \text{ kg/m}^3$.

Asimismo, se llevan a cabo 3 experimentos de simulación para ilustrar las estrategias de control listadas en la [tabla 1.1](#). Se tiene en cuenta una composición en el fango de entrada constante de $X_{s,in} = 20 \text{ kg/m}^3$ y los índices se calculan tras 100 días de inicialización durante 50 días de funcionamiento controlado:

- Experimento 1: Busca la mejor calidad del fango tratado. Para ello se aplica un valor de Q_a óptimo y un SRT elevado (14 días).
- Experimento 2: Busca el menor coste de aireación y el mayor ratio de producción posible. Este experimento se desarrolla minimizando Q_a y manteniendo SRT al mínimo (10 días).
- Experimento 3: Busca la mayor producción y una buena calidad del fango tratado, para lo cual se emplea un valor de Q_a óptimo y un mínimo SRT (10 días).

Tabla 3.1: Índices de evaluación para las estrategias de control de la [tabla 1.1](#).

Experimento	Índices de evaluación		
	Coste I_C	Calidad I_Q	Producción I_P
1	93.81	115.01	63.94
2	74.41	101.22	91.54
3	91.20	111.17	92.56

Los valores numéricos de la [tabla 3.1](#) son representativos del funcionamiento de la planta bajo condiciones establecidas. Estos resultados prueban las relaciones mencionadas en el [capítulo 1](#) entre los objetivos de control y validan las estrategias propuestas.

3.2. Estrategia de control SISO

3.2.1. Experimento 1

En primer lugar el funcionamiento del AT_BSM controlado ha sido evaluado considerando fluctuaciones en forma de escalón en el sustrato lentamente biodegradable ($X_{s,in}$) según [figura 3.4\(a\)](#). Los escalones han sido convenientemente espaciados para ilustrar como el sistema controlado alcanza el punto de operación óptimo (máxima $T_{avg,e}$) en esas nuevas condiciones. Conociendo que el algoritmo del generador de referencias se basa en incrementos y decrementos en el bias de aireación y en la consigna de temperatura, es lógico que aparezca una pequeña oscilación en la respuesta controlada del sistema ([figura 3.4\(b\)](#)). Esto significa que es necesaria una excitación continua del sistema para operar cerca del punto óptimo.

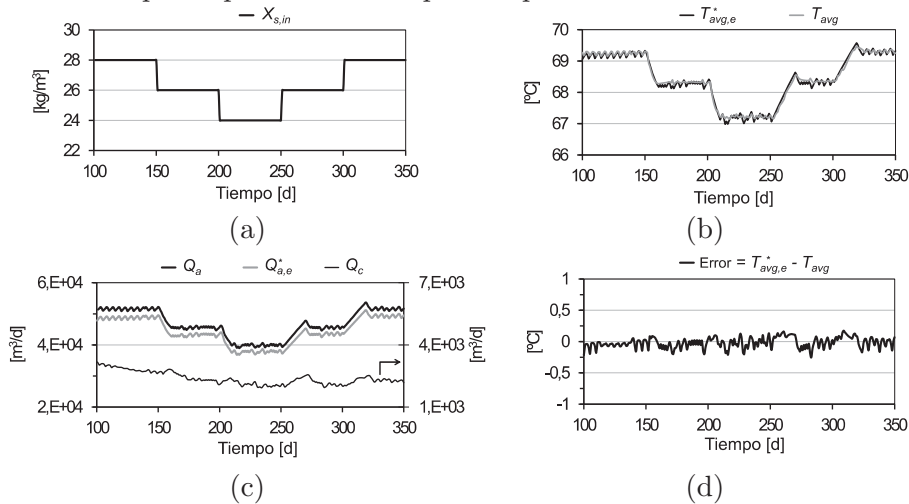


Figura 3.4: Experimento de validación: (a) Variación de $X_{s,in}$; (b) Variable controlada; (c) Variable actuada; (d) Error.

Se compara también la contribución del generador de referencias en la aireación ($Q_{a,e}$) y la contribución del controlador realimentado

(Q_c) cuando ocurre un cambio escalón (figura 3.4(c)). Esto asegura un rápido restablecimiento de las referencias dentro de la zona estable del control realimentado.

3.2.2. Experimento 2

Se lleva a cabo un segundo experimento de validación compuesto por dos patrones de variación de $X_{s,in}$: zona 1 y zona 2 tal como se muestra en la figura 3.5. Para poder comparar esta estrategia con otras se hace necesario el establecimiento de una serie de criterios e índices de evaluación.

El patrón de $X_{s,in}$ en la zona 1 de la figura 3.5(a) intenta ilustrar los beneficios bajo las condiciones de diseño preestablecidas. La figura 3.5(b) detalla la evolución dinámica de las temperaturas alrededor del cambio escalón (entre el día 145 y el 170); el experimento de la zona 1 se realiza desde el día 100 hasta el 200. Se puede observar el rápido cambio que se produce en la consigna de temperatura ($T_{avg,e}$) de acuerdo con el rápido incremento en el contenido orgánico del fango de entrada. Este cambio ayuda a que T_{avg} se incremente hasta que se detecten nuevos codos en T_i . En este momento, se generan nuevas referencias que restablecen los puntos de operación estables. Después de 10 días, la estrategia de control SISO se aproxima a la máxima $T_{avg,e}$ alcanzable.

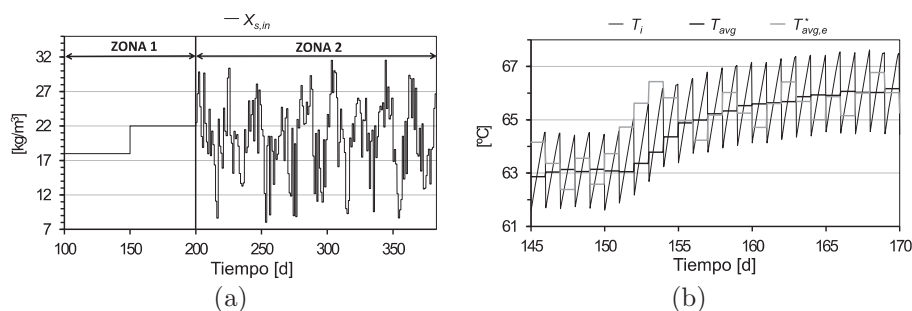


Figura 3.5: Experimentos de validación: (a) rango de variación de $X_{s,in}$; (b) Detalle de temperaturas.

En la práctica, se produce una variación diaria en $X_{s,in}$, lo que se intenta reproducir en la segunda parte del experimento (zona 2) en la figura 3.5(b). Obviamente, la estrategia SISO no puede alcanzar el óptimo ya que las condiciones están continuamente cambiando y es necesario un mínimo de 10 días para que esto se pueda observar. Los periodos de tiempo simulado (figura 3.5) incorporan una variación de la

temperatura ambiente entre 9 y 21 °C. Los puntos de operación ($T_{avg,e}^* - Q_{a,e}^*$) son determinados por el generador de referencias, el cual incorpora el conocimiento del proceso extraído de los experimentos iniciales de la [figura 1.4](#). Dependiendo del periodo de tiempo analizado en estos experimentos, la temperatura ambiente será diferente. Entonces existirá una ligera desviación entre los puntos máximos ($T_{avg,e} - Q_{a,e}$) (puntos óptimos) como consecuencia de la variación de la temperatura ambiente. Sin embargo, pequeñas diferencias en la aireación afectarán fuertemente en el seguimiento de estos puntos óptimos, por lo que la afección de la temperatura ambiente será despreciable.

3.2.3. Comparativa

Se realizan dos comparativas de la estrategia SISO, primero frente a controles manuales, los más populares en la práctica (OL#) y después frente a otras estrategias de control no lineal desarrolladas en [\[40\]](#).

Tabla 3.2: Comparativa de estrategia SISO vs. estrategias de caudal fijo OL.

Estrategia	Zona 1				Zona 2			
	PQI %	StQI %	bCOD _{out} kg O ₂ /d	AE kWh/d	PQI %	StQI %	bCOD _{out} kg O ₂ /d	AE kWh/d
SISO	100	100	220.75	945.5	100	75.27	257.37	1,066.99
OL1 (5,000 m ³ /d)	0	0	1849.02	192.51	0	0	1,989.47	190.76
OL2 (10,000 m ³ /d)	0	0	1201.34	384.99	0	9.89	1,334.42	381.51
OL3 (15,000 m ³ /d)	100	10	751.63	577.45	100	37.91	886.91	572.22
OL4 (20,000 m ³ /d)	100	100	392.72	769.88	100	63.74	522.97	762.93
OL5 (25,000 m ³ /d)	100	100	274.44	962.29	100	71.43	304.57	953.6
OL6 (30,000 m ³ /d)	100	100	212.33	1154.59	100	75.82	238.4	1,144.22

Según la [tabla 3.2](#), los índices de evaluación PQI y $StQI$, extraídos de [\[40\]](#), cumplen la normativa reguladora completamente (100%). Calculando el valor de aireación media a lo largo del periodo de 100 días, la estrategia SISO emplea alrededor de 25,000 m³/d; La estrategia equivalente en lazo abierto OL5 también proporciona índices PQI y $StQI$ del 100% a expensas de un ligero coste de aireación mayor del 1.8% en comparación con SISO (véase su dato AE). Sin embargo,

la biodegradabilidad del efluente es distinta; el $bCOD_{out}$ es de 274.44 kg-O₂/d en la estrategia OL5 mientras que el $bCOD_{out}$ es 220.75 en la estrategia SISO. Una interpolación lineal entre la estrategia OL5 y la OL6 indica que para conseguir una biodegradabilidad similar a la estrategia SISO sería necesario un caudal de aire de 29,322 m³/d, el cual conllevaría un AE de 988.36 kWh/d. Además, si el $ATAD$ es operado en lazo abierto en vez de con la estrategia SISO, una mejora comparable en la calidad del producto final acarrearía un coste de operación de un 4.5% extra. La [tabla 3.3](#) muestra los valores de los índices de evaluación para la estrategia SISO y otras estrategias evaluadas anteriormente en [40].

Tabla 3.3: Comparativa de la estrategia de control vs.estrategias de caudal fijo.

Estrategia	PQI %	StQI %	WV _{out} m ³ /d	ThE _{out} Mcal/d	bCOD _{out} kg O ₂ /d	AE kWh/d	OCI kWh/d
OL	100	97.8	166.9	11,770	554	2,475	5,368
ST1	100	98.1	166.9	11,842 (0.6%)	558 (0.7%)	2,394 (-3.3%)	5,288 (-1.5%)
ST2	100	97.3	166.9	11,865 (0.8%)	454 (-18%)	2,522 (1.9%)	5,415 (0.8%)
SISO	100	97.8	166.9	11,807 (0.3%)	504 (-9%)	2,502 (1.1%)	5,391 (0.4%)

En paréntesis, índices expresados como porcentaje respecto a OL .

La estrategia de lazo abierto OL evaluada en este caso considera un caudal constante de aireación de 65,000 m³/d en cada *batch*; no se aplica ninguna ley de control. ST1 es la estrategia OL combinada con el apagado de la aireación cuando se detecta un codo en la temperatura; la aireación se reinicia en el siguiente *batch*. La estrategia ST2 es la estrategia ST1 combinada con una regulación de aire de *batch* a *batch*; la regulación se basa en incrementos y decrementos fijos en el caudal de aire, dependiendo si se ha detectado codo durante el *batch*.

Comparando con la estrategia OL, la estrategia SISO tiene un valor de $bCOD_{out}$ un 9% menor, lo que significa mayor estabilización del fango tratado. Sin embargo, estos resultados se han alcanzado con un caudal de aire de un 1.1% mayor, y como consecuencia, un incremento en el coste de operación de un 0.4%. Los resultados de la estrategia SISO la sitúan entre la solución ahorrativa ST1 y la solución de estabilización máxima ST2. Sin embargo, esta solución mantiene activo y constante el aire, no produciéndose situaciones anaerobias en ningún momento que podrían generar problemas. Esta estrategia busca continuamente los puntos de operación óptima para el *batch* siguiente.

3.3. Estrategias de control MISO

3.3.1. Experimento 1

La [figura 3.6](#) muestra la evolución temporal de las principales variables en un primer experimento. $X_{s,in}$ permanece constante a 30 kg/m^3 y se introducen cambios de $\Delta T_{sludge} = -3 \text{ }^\circ\text{C}$ y $\Delta T_{air} = -5 \text{ }^\circ\text{C}$ en $t = 50 \text{ d}$ y $t = 70 \text{ d}$ respectivamente. Las desviaciones máximas de T_{avg} ($0.39 \text{ }^\circ\text{C}$ y $0.27 \text{ }^\circ\text{C}$) se encuentran por debajo de la especificación de diseño ($0.6 \text{ }^\circ\text{C}$ por cada $5 \text{ }^\circ\text{C}$ de perturbaciones), y el tiempo de establecimiento se encuentra alrededor de 7 días. En los primeros instantes, Q_a rápidamente asume la tarea del control y progresivamente SRT lo releva asumiendo el régimen permanente (alrededor de 20 días más tarde).

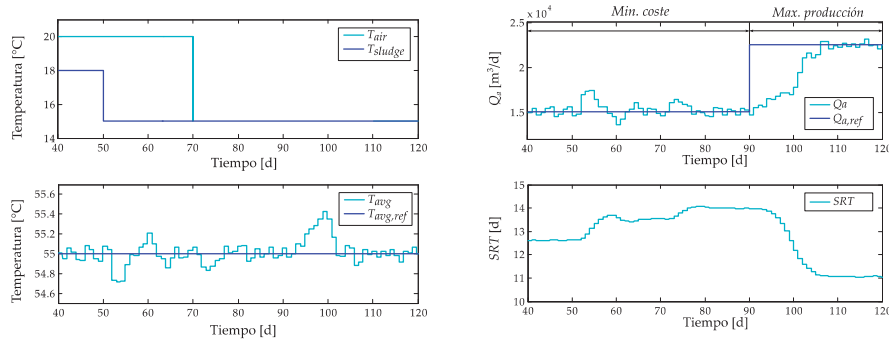


Figura 3.6: Funcionamiento en el dominio del tiempo.

En régimen estacionario, SRT alcanza un equilibrio diferente para compensar las perturbaciones. Sin embargo Q_a siempre recupera el punto de consigna $Q_{a,ref}$. En este sentido, $Q_{a,ref}$ se selecciona convenientemente en función de la estrategia deseada: mínimo coste de aireación (MISO COST) para $t < 90 \text{ d}$, o máxima tasa de producción (MISO PROD) para $t > 90 \text{ d}$. En $t = 90$ días, $Q_{a,ref}$ se modifica para cambiar de estrategia de operación. Se puede observar cómo cambia T_{avg} según los parámetros de diseño y la suave transición de las variables SRT y Q_a .

3.3.2. Experimento 2

Un segundo experimento considera variabilidad en $X_{s,in}$, T_{air} y T_{sludge} . La [figura 3.7\(a\)](#) muestra estas variaciones y la [figura 3.7\(b\)](#)

muestra la evolución de las principales variables de la estrategia de control MISO COST. La temperatura T_{avg} es convenientemente regulada a 55 ± 0.2 °C gracias a una actuación rápida de Q_a (alrededor de $Q_{a,ref}$ de mínimo coste), que compensa las dinámicas rápidas de las perturbaciones, y a la actuación lenta de SRT , que compensa principalmente la variabilidad a medio plazo de las temperaturas T_{air} y T_{shudqe} .

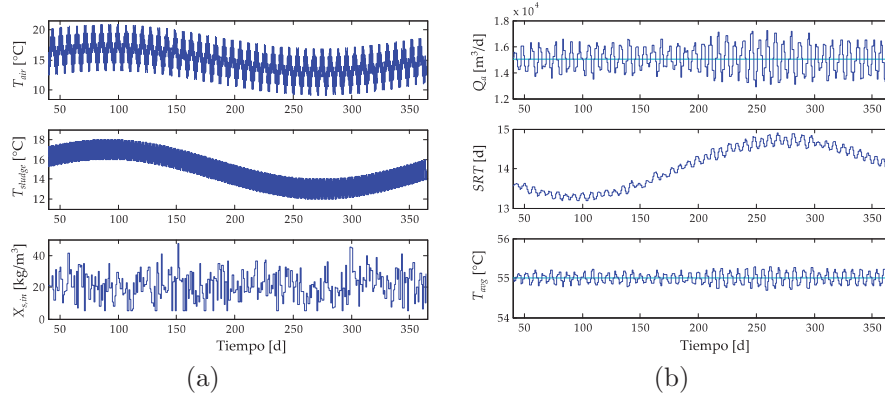


Figura 3.7: Experimento de validación: (a) entradas de perturbación; y (b) variables de control y variable controlada para la estrategia MISO COST.

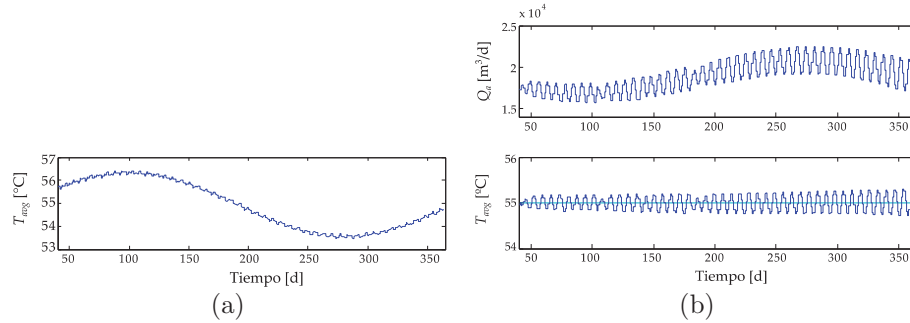


Figura 3.8: Experimento de validación: (a) variable controlada para la estrategia OL ($SRT = 12.5$ días y $Q_a = 18,750$ m³/d); y (b) variable de control y variable controlada para estrategia de control SISO ($SRT = 12.5$ días).

Por otro lado, la [figura 3.8\(a\)](#) representa la evolución de la temperatura del digestor T_{avg} para un control manual donde $Q_a = 18,750$ m³/día y $SRT = 12.5$ días. La ausencia de información realimentada impide una regulación adecuada de la temperatura, que se desvía del valor deseado debido a la variabilidad de las condiciones de operación. La [figura 3.8\(b\)](#) muestra las variables para una estrategia

de control SISO donde $SRT = 12.5$ días. La temperatura del digestor T_{avg} se regula convenientemente a 55 ± 0.2 °C gracias a la única actuación de Q_a . La ausencia de un segundo controlador para manejar SRT impide poder alcanzar un segundo objetivo.

3.3.3. Comparativa

Finalmente, considerando $X_{s,in}$, T_{air} , y T_{sludge} según la [figura 3.7\(a\)](#), se realizan simulaciones en el AT_BSM para comparar diferentes estrategias de control. Las estrategias comparadas se resumen en la [tabla 3.4](#).

Tabla 3.4: Comparación de estrategias.

	OL	SISO	MISO STD	MISO COST	MISO PROD
Q_a [m ³ /d]	18,750 (USEPA) 21,500 (EU)	Lazo realimentado libre	Lazo realimentado a $Q_{a,ref} = 18,750$ (USEPA) o a $Q_{a,ref} = 21,500$ (EU)	Lazo realimentado a $Q_{a,ref}$ según tabla 2.3	Lazo realimentado a $Q_{a,ref}$ según tabla 2.3
SRT [d]	12.5	12.5	Lazo realimentado libre	Lazo realimentado libre	Lazo realimentado libre

La temperatura deseada en el digestor se escoge entre 55 °C o 56.8 °C (según los criterios de USEPA o EU, respectivamente) para cumplir el criterio de pasteurización mínima estricta. Las estrategias en lazo abierto OL usan Q_a y SRT fijos. Primero, se establece un SRT medio de 12.5 días. Entonces se selecciona un $Q_a = 18,750$ m³/día que permite alcanzar $T_{avg} = 55$ °C, considerando un comportamiento teórico (temperaturas medias $T_{air} = T_{sludge} = 15$ °C y composición constante del influente $X_{s,in} = 30$ kg/m³). Otro $Q_a = 21,500$ m³/día se estima de forma similar para permitir alcanzar $T_{avg} = 56.8$ °C. La estrategia SISO emplea un lazo de control realimentado que regula T_{avg} a $T_{avg,ref}$ mediante la actuación sobre Q_a ; SRT se establece manualmente en 12.5 días. Las estrategias MISO emplean la misma estructura de control según la [figura 2.7](#) y los mismos elementos de control (2.18)–(2.20). Las consignas empleadas en MISO COST y MISO PROD se detallan en la [tabla 3.4](#). Una estrategia MISO STD utiliza valores intermedios entre los empleados por MISO COST y MISO PROD. La evaluación de los índices se presenta en la [tabla 3.5](#).

Tabla 3.5: Evaluación de estrategias.

	$T_{avg} = 55 \text{ }^\circ\text{C}$ (USEPA)				$T_{avg} = 56.8 \text{ }^\circ\text{C}$ (EU)			
	I_{QP}^{USEPA} [%]	I_{QP}^{EU} [%]	I_C [%]	I_P [%]	I_{QP}^{USEPA} [%]	I_{QP}^{EU} [%]	I_C [%]	I_P [%]
OL	100.61	7.17	34.28	74.75	175.92	44.9	39.12	74.91
SISO	106.62 (5.97%)	0	35.18 (2.63%)	74.76 (0.01%)	191.32 (8.75%)	100	40.37 (3.20%)	74.96 (0.07%)
MISO	106.42 (5.77%)	0	34.83 (1.70%)	73.66 (-1.46%)	190.99 (8.57%)	100	39.89 (1.97%)	73.53 (-1.84%)
MISO	105.08 (4.44%)	0	32.32 (-5.72%)	63.93 (-14.47%)	188.55 (7.18%)	100	37.18 (-4.96%)	64.39 (-14.04%)
COST	107.81 (7.16%)	0	37.04 (8.05%)	82.93 (10.94%)	193.9 (10.22%)	100	42.54 (8.74%)	83.42 (11.36%)
PROD								

NOTA: Entre paréntesis se expresan los porcentajes respecto a OL.

Debido a que la temperatura de consigna se elige para cumplir estrictamente la pasteurización según USEPA o EU, los índices de calidad son acordes a cada situación. Revelan cómo el criterio menos detallado de la recomendación EU conlleva un mayor índice de calidad pero inevitablemente mayores costes. La principal diferencia entre las estrategias de lazo cerrado es que aseguran el cumplimiento del índice de calidad frente a la OL que no lo puede hacer. Respecto a la producción en cada estrategia, se asocia directamente con el punto de operación elegido. La principal diferencia entre la estrategia MISO y SISO es que la primera atiende a un segundo objetivo (menor I_C o mayor I_P) en función del punto de operación seleccionado (MISO COST o MISO PROD).

Capítulo 4

Conclusiones y líneas de continuación

4.1. Conclusiones

La presente Tesis Doctoral establece un nuevo enfoque del proceso de tratamiento de fangos ATAD desde la perspectiva del control automático, y más particularmente mediante la incorporación de controladores robustos.

Para ello, y en base a los análisis realizados sobre el *benchmark* AT_BSM y los índices evaluados, se ha establecido la repercusión de las variables manipulables caudal de aire Q_a y tiempo de retención de sólidos SRT sobre la temperatura media del digester en el lote de tratamiento T_{avg} . Esto ha permitido determinar diferentes estrategias de operación de acuerdo a objetivos globales de calidad, coste y producción, que son hasta cierto punto contrapuestos.

Se ha desarrollado una metodología para la obtención de modelos lineales con incertidumbre basados en la temperatura media del digester ATAD a partir de simulaciones sobre un modelo no lineal.

Teniendo en cuenta los modos de operación y modelos de control obtenidos, se han establecido dos estrategias de control realimentado

(SISO y MISO) basadas en controladores robustos para ciertas condiciones del influente (incertidumbre en contenido orgánico $X_{s,in}$) y condiciones ambientales (variación en T_{air} y T_{sludge}).

La estrategia de control SISO permite alcanzar la mejor calidad en el efluente (mayor estabilización y pasteurización) sin desperdiciar energía por una sobreactuación innecesaria sobre el sistema. Esto se consigue mediante la aireación adecuada, es decir, manteniendo los puntos de operación del sistema en los puntos del análisis estacionario que reportan una mayor temperatura media en el ATAD. Para ello, en una estructura de control realimentado, se suministran acciones *feedforward* como consigna para la temperatura media y como *bias* para el nivel de aireación (puntos de operación). Estas referencias *feedforward* convergen hacia el funcionamiento óptimo bajo cambios desconocidos en la composición del fango de entrada, mediante un sistema de decisión *fuzzy*. Este determina los incrementos o decrementos para el *bias* del caudal de aireación en función de las temperaturas medidas (instantánea y media del *batch*). Una tabla *look-up* calcula la consigna de temperatura para el nuevo nivel de aireación. Entonces el controlador de realimentación garantiza que se alcance cada nuevo punto de operación. Este controlador se ha diseñado usando QFT (*Quantitative Feedback Theory*) para cumplir unos determinados *performance* y estabilidad robustos.

La estrategia de control MISO permite alcanzar la pasteurización mínima estricta según las regulaciones existentes en materia medioambiental, sin desperdiciar energía. Además, permite adaptar la producción a la cantidad de fango proveniente de procesos anteriores o posteriores al ATAD, o minimizar el coste de aireación. Todo ello se consigue mediante el empleo simultáneo de las variables manipulables Q_a y SRT , que proporcionan una regulación de la temperatura media al valor de consigna compensando las variaciones en el contenido orgánico del fango y las variaciones de temperaturas de aire y de fango. El caudal de aireación actúa rápidamente para contrarrestar las desviaciones de la temperatura del digestor mientras que el tiempo de retención de sólidos domina en estado estacionario. Para ello, dos controladores realimentados diseñados mediante la técnica QFT calculan estas acciones de control. El control dual permite además incorporar una consigna para la variable rápida, el caudal de aire, de modo que éste recupera el valor de referencia tras su intervención transitoria en la regulación de la temperatura. Una conveniente selección de la consigna de Q_a permite regular el ratio de producción

deseado, o por el contrario, operar en un punto de máxima eficiencia o mínimo coste de operación.

Ambas estrategias de control se han comparado entre sí y con estrategias de control previas en la literatura, así como con operaciones en modo manual. La evaluación de ciertos índices ha mostrado las diferencias de estas estrategias de control en cuanto a la calidad del fango tratado, el coste y la producción del tratamiento.

Aunque estos resultados muestran las mejoras sobre un modelo específico de ATAD, las estrategias de control presentadas permiten ser implementadas en otros *benchmarks* y modelos de simulación, o incluso en ATAD reales.

4.2. Líneas de trabajo futuras

Aunque el modelo no lineal empleado refleja con precisión las principales reacciones biológicas en el ATAD, carece de algunos factores como la generación de espumas, que hay que tener en cuenta en la operación de ATAD reales. Por ello y con un enfoque eminentemente práctico, para futuros trabajos se cree conveniente tener en cuenta la formación de espumas.

La supervisión del *batch* analizando el perfil de la temperatura instantánea es un método sencillo pero algunas veces poco fiable por la pequeña variación en la pendiente. Una línea de trabajo futura responde a la mejora de la fiabilidad en la detección de codos (agotamiento de materia orgánica) mediante el empleo adicional de la información que proporciona la señal ORP (*Oxygen Reduction Potential*).

Otra línea de trabajo responde a una mayor optimización de la aireación del sistema. Una de las posibilidades reside en la adaptación *inbatch* de la aireación del digestor a la evolución del cultivo biológico. Aunque actualmente es complicado conocer esta evolución, existen métodos experimentales para su determinación, como la fluorescencia de ciertos compuestos. La adaptación del caudal de aireación *inbatch* complica la detección del punto de operación óptimo del proceso mediante el análisis de la evolución de la temperatura instantánea.

El enfoque *plant-wide* también proporciona una posible línea de trabajo en el control de este tratamiento. Este planteamiento promociona el establecimiento de objetivos globales a nivel de planta que incurran en un control del proceso asociado a los objetivos a nivel

de planta. La estrategia MISO desarrollada ayuda desde el punto de vista de la flexibilidad de la producción, pero un análisis en profundidad de otras variables de los procesos colindantes puede generar nuevas estrategias de control que mejoren este aspecto.

Por último, la validación con datos experimentales de plantas ATAD reales es uno de los trabajos futuros pendientes para las estrategias desarrolladas.

Para incorporar el *know-how* tanto del proceso como del contexto *plant-wide* se cuenta con la colaboración de expertos y diversas empresas del sector (diseño y gestión de plantas) como *Navarra de Infraestructuras Locales* (NILSA), responsable de diversos ATAD en Navarra, *Agua Energía y Medioambiente* (AEMA) o *Nolter Ingeniería y Medioambiente*, así como centros de investigación como el *Centro de Estudios e Investigaciones Técnicas de Gipuzcoa* (CEIT).

Apéndice A

Artículo I

ATAD control goals through the
analysis of process variables and
evaluation of quality, production
and cost

Nájera, S., Gil-Martínez, M.
and Zambrano, J.A.

Water Science and Technology
2015

Apéndice B

Artículo II

Improvements in ATAD using
quantitative feedback control
and nonlinear generator of
optimal operating points

Nájera, S., Zambrano, J.A.
and Gil-Martínez, M.

Chemical Engineering Science
2013

Apéndice C

Artículo III

Dual-Control of Autothermal Thermophilic Aerobic Digestion using Aeration and Solid Retention Time

Nájera, S., Gil-Martínez, M.
and Rico-Azagra, J.

*Special Issue: Water Treatment of Wastewater and
Drinking Water through Advanced Technologies*

Water
2017



Article

Dual-Control of Autothermal Thermophilic Aerobic Digestion Using Aeration and Solid Retention Time

Silvano Nájera *, Montserrat Gil-Martínez and Javier Rico-Azagra

Electrical Engineering Department, University of La Rioja, c/San José de Calasanz 31, 26004 Logroño, Spain; montse.gil@unirioja.es (M.G.-M.); javier.rico@unirioja.es (J.R.-A.)

* Correspondence: silvano.najera@unirioja.es; Tel.: +34-941-299-496

Received: 11 March 2017; Accepted: 9 June 2017; Published: 13 June 2017

Abstract: Autothermal thermophilic aerobic digestion (ATAD) is an advanced sewage sludge treatment which allows compliance with increasingly demanding regulations. Concerning sludge pasteurization, a certain average temperature must be assured in the digester during batch treatment. Aeration flow is the variable most manipulated to regulate the digester temperature. Additionally, the manipulation of the batch sludge flow—which is related to the solid-retention-time—is considered to improve temperature regulation despite variations in air and sludge temperatures and the variability of raw sludge organic content. Thus, a dual-input control structure was provided where the aeration and solid-retention-time contributed as faster and slower inputs, respectively. Two controllers intervened, and the set-point for the batch average temperature was chosen to meet the minimum effluent quality established by the US regulations or European recommendations, considering that lower set point temperatures save aeration costs. A set-point for the aeration allowed us to achieve an extra goal, which aimed at either reducing operation costs or increasing production rates. The two feedback controllers were designed following the robust control methodology known as quantitative feedback theory (QFT). Improvements were compared with single-input (aeration-flow) control strategy and open-loop control strategy. Simulations were performed on a benchmark non-linear simulation model for ATAD.

Keywords: Autothermal Thermophilic Aerobic Digestion (ATAD); sludge pasteurization; wastewater treatment (WWT); mid-ranging control; quantitative feedback theory (QFT); process control

1. Introduction

New regulations in the increasingly stringent wastewater treatment sector promote the use of advanced wastewater and sludge treatments. The sludge that is obtained in wastewater treatments is rich in nutrients and organic matter, which makes it reusable as a soil fertilizer [1] after proper processing. Autothermal thermophilic aerobic digestion (ATAD) is a reference technology for sludge stabilization and pasteurization [2,3]. ATAD treatment is based on the aeration of the raw sludge in a closed reactor for a specified retention time. When sludge pasteurization is mandatory, the digester is usually operated in batch-mode (a sequence of feeding-reaction-withdrawal that is repeated batch after batch) to avoid hydraulic shorts and ensure time-temperature conditions. By supplying a suitable amount of air, several biochemical reactions consume the organic matter content in the sludge, which reduces the potential of the sludge to attract disease vectors (insects, rodents, birds, etc.) [4]. Exothermic reactions generate heat, which maintains the reactor temperature at around 55 °C without the need to apply external heat energy. The high temperature during the batch time reduces the pathogen concentration in the sludge [5–7].

The control of the reaction is vital to achieving proper stabilization (vector attraction reduction) and pasteurization (pathogen reduction) levels as per the regulations and recommendations guidelines.

The standards by the US Environmental Protection Agency (USEPA) [4,8] and the EU Commission [9] were considered. Several ATAD control approaches have been proposed in the scientific literature. Breider et al. [10] described an intuitive way to regulate the digester temperature through aeration flow. Kim and Oh [11] developed a control method using fluorescence monitoring of the biological activity to search for aeration savings. Wareham et al. [12] pursued the best stabilization level and considered the oxidation-reduction-potential (ORP) to cut off aeration. Zambrano [13] non-linearly varied the aeration during the batch based on the slope of the temperature evolution, which aimed to obtain maximum organic matter degradation without excessive aeration. With the same objectives, Nájera et al. [14] proposed a feedback control structure whose controller was designed following linear robust control techniques. García et al. [15] compared ATAD as a single treatment with dual ATAD and post-anaerobic digestion, where both layouts looked for a medium level of stabilization. Nájera et al. [16] also considered the treated-sludge quality, the treatment-cost, and the rate of treated-sludge to propose different trade-off control strategies. Since relatively small thermophilic temperatures comply with the pasteurization criteria, pasteurization is a common goal in all ATAD control approaches. The study of this goal is relevant in both the single ATAD and dual configuration; the latter can include a second aerobic or anaerobic stage [17].

To carry out any control strategy, the digester temperature is practically the only robust on-line measurable variable that provides relevant information regarding the digestion status. The regulation of the temperature to a required set-point mostly uses aeration flow, which provides major controllability [10]. In addition, the sludge flow can also be manipulated. In the batch operation, the solid-retention-time is preferred to describe the sludge-flow manipulation and can be achieved by changing either the batch time or the sludge volume treated per batch. Nájera et al. [16] discussed the influence of both control variables (air-flow and solid-retention-time) in the digester temperature, and eventually in the quality of the treated-sludge, in the operation-cost and rate of treated-sludge (production-rate).

The use of multiple manipulated inputs is widely used in process control [18–21]. The involvement of two control variables inside the feedback control structures allows the achievement of two control objectives. In this work, one control objective was temperature regulation to a specified set-point that was conveniently selected to ensure the required sludge quality. The other control objective was the regulation of air-flow to a specified set-point that was selected to achieve different goals. The obvious goal was to save aeration-costs by reducing the aeration set-point. On the other hand, higher aeration set-points for the same digester temperature would reduce the solid-retention-time. Next, a second goal was to increase the production-rate by increasing the aeration set-point. The indirect regulation of the production-rate would be useful to adapt the digester sludge-flow to circumstances upstream or downstream (e.g., possible pre-holding tank level near its limits). As smaller digester temperatures save aeration costs, the temperature set-point was fixed to the minimum value to meet the USEPA (or EU) recommendation for pasteurization [8,9]. The result of low thermophilic digestion temperatures is poor stabilization. Anaerobic digestion [22] would complete the treatment at a second stage. Nevertheless, larger temperature set-points favor sludge stabilization (volatile solids reduction), but do not necessarily assure the regulation [4,8] fulfilment.

From a dynamic point of view, both the aeration-flow and the solid-retention-time cooperate in the digester temperature regulation. This temperature is disturbed by the variability of air and sludge temperatures, or by the variability of the organic content of the inlet sludge, amongst others. Thus, robust controllers were designed based on quantitative feedback theory principles [23]. Their particularities for two-input one-output structures are detailed in Rico-Azagra et al. [24].

An ATAD benchmark simulation model [13,25] was used for the study of the digester behavior, for the validation of the control structure, and for evaluations and comparisons.

The remainder of the paper is organized as follows. Section 2 studies the influence of air-flow and solid-retention-time on the digester temperature, and the control strategies are defined, as is the dual-control structure used to achieve them. Appendix A thoroughly describes the method used to

design the robust controllers. Section 3 evaluates the expected performance of the dual-control where quality, cost, and production indexes are evaluated to show the improvements versus single-control and manual control. In Section 4, the main conclusions are presented.

2. Materials and Methods

2.1. Steady-State Analysis of the ATAD

Current benchmark simulation models (BSMs) [26] were extended to ATAD technology through the benchmark simulation model AT_BSM [13,25]. This was used in this work for the ATAD analysis, and for the simulation and validation of the proposed control strategies.

In AT_BSM, the digester (Figure 1a) was modeled as a tank with two completely-stirred volumes (liquid and gaseous phases). Biological reactions and energy balances were considered [27]. The biochemical model (Figure 1b) was based on the standard ASM1 with slight modifications to make it consistent with observations from the ATAD reactors (acid-base reactions and liquid-gas transfers). Temperature evolution was obtained through the system energy balance, which considered several heat fluxes involved in the process: influent and effluent heat energy, heat fluxes through walls and gas-liquid surface, and heat transfer from the mixing equipment. A total number of 24 dynamic variables were included in a state-space model [13]. A 24 h (1 day) cycle sequence was established in AT_BSM: 0.5 h for sewage feeding; 23 h for reaction (aerated reaction phase); and 0.5 h for sludge withdrawal. During each cycle (batch), a portion of the total reactor volume ($V_{ATAD} = 2,350 \text{ m}^3$) was drained and filled. Next, the solids retention time (SRT) is given by:

$$SRT = \frac{V_{ATAD}}{Q_{raw}} \quad (1)$$

where Q_{raw} is the mean influent flow per batch. The mean effluent flow per batch Q_{out} is equal to Q_{raw} minus the evaporation shrinkages. For a stable operation of the digester, SRT can be moved over 10–15 d (day). The ability to change SRT involves the existence of a pre-holding tank [13] to regulate the influent flow and to absorb fluctuations of the outlet flow. The influent definition consists of: (i) a constant composition given by simulations of the benchmark simulation model No.2 (BSM2) evaluated by Vrecko et al. [28]; and (ii) a significant variability of the biodegradable content. Departing from an exhaustive analysis of the raw sludge in the BSM2, 2/3 parts of the mixed raw sludge were due to the slowly biodegradable substrate ($X_{s,in}$) [13]. For simplicity, $X_{s,in}$ was used as the principal indicator to quantify the biodegradable organic matter content in the raw sludge. The sludge temperature T_{sludge} and the air temperature T_{air} considered long-term and short-term variations [13]. The mean aeration flow per batch Q_a was rated up to $65,000 \text{ m}^3/\text{d}$.

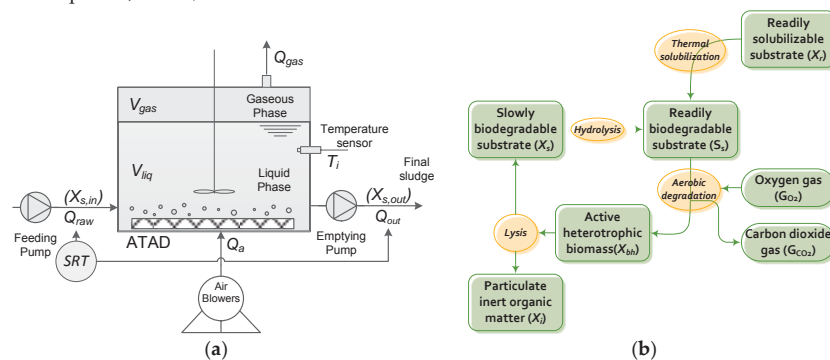


Figure 1. Autothermal thermophilic aerobic digestion (ATAD) (a) Scheme of the process and variables; and (b) Main biochemical reactions. SRT : solids retention time.

Regulation tasks on AT_BSM were performed on the batch average temperature T_{avg} . Manipulated variables SRT and Q_a remained constant for the 1-day batch time, and were updated by the control law batch after batch. Therefore, constant manipulated inputs were considered for the present steady-state analysis. T_{avg} was on-line computed as the mean value of $N_i = 1,440$ records of instantaneous temperature T_i . These were captured during the 1-day treatment evolution (one T_i sample was taken every minute). For proper pasteurization, the USEPA [8] establishes a minimum time D (d) as a function of the sludge temperature T_i ($^{\circ}\text{C}$), which is expressed by:

$$D = \frac{50,070,000}{10^{0.14T_i}} \quad (2)$$

In contrast, the European Commission [9] recommends that the temperature inside the reactor should be over 55°C for at least 20 h without admixture or withdrawal during treatment. Fuchs and Fuchs [29] asserted that sufficient batch-time at a temperature between $50\text{--}70^{\circ}\text{C}$ assured reliable disinfection. After several simulations on AT_BSM, we adopted T_{avg} set-points around 55°C to meet the pasteurization regulations.

As in Nájera et al. [16], our analysis studied the steady-state temperature T_{avg} reached after 50 days at constant conditions of manipulated inputs, air and sludge temperatures, and influent composition. Figure 2 shows the results around the temperature of interest $T_{avg} = 55^{\circ}\text{C}$. A wide range of manipulated inputs, Q_a and SRT , were analyzed. A relatively high organic matter content $X_{s,in}$ was fixed to 30 kg/m^3 in the analysis so that the required temperature could be provided by the manipulation of both Q_a and SRT over their respective ranges. Considering that Q_a is directly proportional to the aeration cost and SRT is inversely proportional to the sludge flow (production-rate), operating points of “minimum cost” and “maximum production” are highlighted in Figure 2 (some curves have been excluded in Figure 2b since their SRT values were out of the range over 10–15 d).

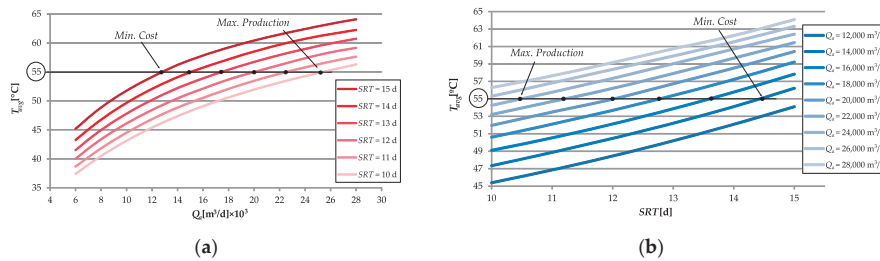


Figure 2. (a) T_{avg} vs. Q_a for SRT over 10–15 d ($X_{s,in} = 30\text{ kg/m}^3$, $T_{air} = 15^{\circ}\text{C}$, and $T_{sludge} = 15^{\circ}\text{C}$); and (b) T_{avg} vs. SRT for Q_a over 12,000–28,000 m^3/d ($X_{s,in} = 30\text{ kg/m}^3$, $T_{air} = 15^{\circ}\text{C}$, and $T_{sludge} = 15^{\circ}\text{C}$).

The ratio Q_a/Q_{min} represents the aeration cost in a fairer way for analysis. It indicates the amount of air required per unit of treated sludge. Figure 3 evaluates that ratio for several production rates from 157 m^3/d to 235 m^3/d , which corresponded to the SRT from 15 d to 10 d, respectively, as per Equation (1). The bar diagram (Figure 3) shows the trade-off between reducing the aeration cost and increasing the production-rate. Results are shown for several temperatures. They reveal the importance of achieving the strictly required pasteurization temperature to save aeration costs for the same production rate. Temperature $T_{max,st}$ means that the maximum achievable temperature (61.4°C , 61.1°C , 60.6°C , 60.45°C , 60.1°C , 59.7°C) for each SRT (from 15 d to 10 d, respectively) and for $X_{s,in} = 20\text{ kg/m}^3$; thus, $T_{max,st}$ involved the best attainable stabilization level, which was different for each SRT and Q_a (see Nájera et al. [16] for further details). The aeration-cost savings were around 30% if pasteurization was solely achieved, and was out of scope for this work if this decision compensated a post-treatment for the required sludge stabilization. $T_{avg} = 55^{\circ}\text{C}$ and $T_{avg} = 56.8^{\circ}\text{C}$ distinguished the minimum required temperature to meet the USEPA and EU pasteurization criteria, respectively.

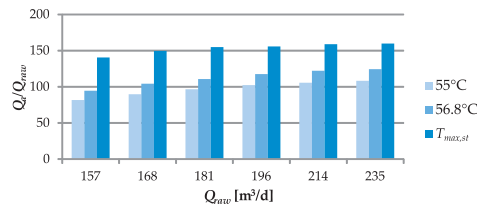


Figure 3. Aeration cost ratio vs. production-rate for several temperatures and $X_{s,in} = 20$ kg/m³.

2.2. Dual-Control System of the ATAD

Two control strategies were attempted to achieve pasteurization temperatures (Table 1): MISO COST, which yielded the lowest aeration cost; and MISO PROD, which yielded the highest production rate. The feedback control structure to accomplish them is shown in Figure 4. One strategy or the other was selected by changing the aeration set-point $Q_{a,ref}$. Overall, smaller values of $Q_{a,ref}$ save aeration costs, but indirectly lead to higher SRT values, which involves lower production rates. On the other hand, higher values of $Q_{a,ref}$ increase the aeration levels to eventually treat more sludge (SRT decreases). Furthermore, $Q_{a,ref}$ can be rated to adapt the effluent flow to a second treatment stage, which, for example, would consist of an anaerobic digestion for full stabilization. For the same digester temperature, shrinkages by evaporation are larger when solid-retention-times are larger. Thus, the strategy that minimizes aeration costs (less Q_a) also minimizes transport costs (less Q_{out}).

Table 1. Control strategies. MISO: multiple input single output.

Control strategy			Regulated Variables Inside Feedback Control Structure (Figure 4)	Label
Quality	Aeration Cost	Production Rate		
Strictly pasteurization (Goal)	Higher (Side effect)	Highest (Goal)	USEPA: $T_{avg,ref} = 55$ °C, $Q_{a,ref} = 22,524$ m³/d EU: $T_{avg,ref} = 56.8$ °C, $Q_{a,ref} = 26,100$ m³/d	MISO PROD
	Lowest (Goal)	Lower (Side effect)	USEPA: $T_{avg,ref} = 55$ °C, $Q_{a,ref} = 15,053$ m³/d EU: $T_{avg,ref} = 56.8$ °C, $Q_{a,ref} = 17,500$ m³/d	MISO COST

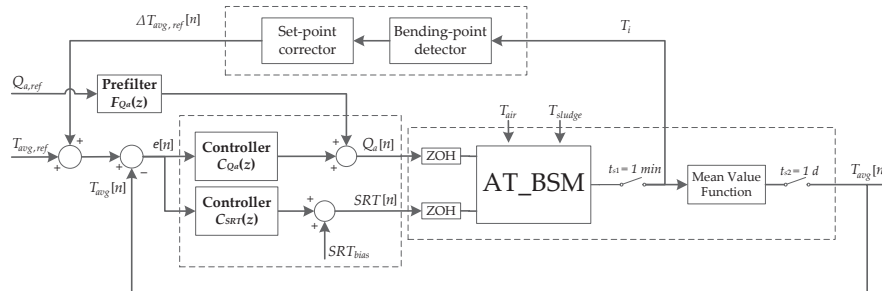


Figure 4. Block diagram of the control structure. ZOH: zero-order-hold.

The feedback control structure assured that the batch average temperature T_{avg} was regulated to a specified set-point $T_{avg,ref}$ despite changes in temperatures T_{air} , T_{sludge} , and variability of the biodegradable organic matter content in the raw sludge $X_{s,in}$. Whenever the pasteurization requirement was met, as small as possible values for $T_{avg,ref}$ were selected, since smaller temperatures reduce aeration costs for the same production rate. Accordingly, the $T_{avg,ref}$ was chosen as 55 °C or 56.8 °C for USEPA or EU recommendations, respectively (Table 1).

If the input energy that $X_{s,in}$ carried in was not sufficient to maintain the $T_{avg,ref}$, this set-point was reduced for stable operation [14]. This situation was observed through a sharp decrease in the slope of the batch T -temperature profile. An algorithm for its detection is described in Zambrano [13] and Zambrano et al. [25]. Here, it was implemented under the block “bending-point detector” of Figure 4. Consequently, Nájera et al. [14] presented a fuzzy logic algorithm to provide the corrections $\Delta T_{avg,ref}$. This task was included in the block “set-point corrector” of Figure 4.

The main novelty in feedback control was the use of two manipulated inputs— Q_a and SRT —to regulate the digester temperature. The fastest input Q_a quickly reacted to any T_{avg} temperature deviation, and progressively gave way to the participation of the slowest input SRT . In this way, Q_a recovered its steady state $Q_{a,ref}$ to meet steady-state control strategies. SRT deviated from its bias point whenever any disturbance persisted. The dynamic collaboration between the two inputs was tailored by a proper design of controllers C_{Q_a} and C_{SRT} based on a robust methodology in Rico-Azagra et al. [24] in the framework of quantitative feedback theory (QFT) with the following main characteristics summarized. Appendix A provides details on the design of the controllers from a more technical point of view for robust control practitioners. The dual-control design first required dynamic modeling of the process. Thus, dynamical models were identified from the two manipulated inputs (SRT , Q_a) to the output (T_{avg}), and from the disturbance inputs (T_{air} , T_{sludge}) to the output (T_{avg}). Several operating points were considered, as summarized in Table 2. This yielded dynamical models with known parameter uncertainty (see Appendix A). A thorough study of the dynamic properties of the process models helped to allocate the frequency band between the two manipulated inputs: Q_a was planned to work at higher frequencies than SRT to achieve a better transient performance. The frequency of 20 rad/s was the frontier between input contributions. The control specifications were guaranteed for the whole set of models. Hence, the terminology of *robust* control is used. For robust stability, a phase margin of 45° was selected. As performance specifications, it was decided that sharp variations in T_{air} and T_{sludge} up to $\pm 5^\circ\text{C}$ between two consecutive batches should not deviate T_{avg} more than $\pm 0.6^\circ\text{C}$ from its set-point $T_{avg,ref}$. Furthermore, this set-point should be recovered at no longer than seven days. Thus, the robust controllers were designed based on the process models and the control specifications (see Appendix A). The controllers were:

$$C_{SRT}(z) = \frac{0.4z^2}{(z-1)(z-0.71)} \quad (3)$$

$$C_{Q_a}(z) = \frac{7274.703(z-0.652)}{z-0.7625} \quad (4)$$

where the variable z is introduced by the Z-transform, which is a method for the design of sampled-data control systems [30]. Here, the sample-time equaled the batch time (i.e., 1 day). In Figure 4, each sample was distinguished by the index n . The “zoh” block performed a zero-order-hold of the computed control actuations during the 1-day treatment. The “mean-value-function” computed T_{avg} each day as the mean value of 1,440 records of instantaneous temperature T_i . A T_i sample was taken every minute ($t_{s1} = 1$ min). Additionally, the sampler of the output to update the control law was labelled $t_{s2} = 1$ d.

Table 2. Set of equilibrium points. $T_{air} = T_{sludge} = 15^\circ\text{C}$.

<i>SRT</i> (d)	11	12	13	14
Q_a (m^3/d) ($T_{avg,ref} = 55^\circ\text{C}$)	22,524	20,025	17,426	15,053
Q_a (m^3/d) ($T_{avg,ref} = 56.8^\circ\text{C}$)	26,100	23,000	20,000	17,500

NOTE: $X_{s,in}$ was considered above 30 kg/m^3 during the experiments.

A step-change in the Q_a set-point would deviate T_{avg} from its set-point, which would be properly corrected by Equations (3) and (4) in a similar way, as T_{avg} deviations due to step-changes in T_{air} and T_{sludge} were compensated. However, that step-change in Q_a set-point was driven straight away to the actuation

Q_a at the step time. A pre-filter (F_{Q_a} in Figure 4) could conveniently smooth the peak at the beginning of the transient response of Q_a . In our case, a suitable pre-filter was:

$$F_{Q_a}(z) = \frac{0.0239761z^4}{(z-0.6065)^4} \quad (5)$$

To point out the benefits of using two control inputs, MISO (Multiple Input Single Output) control strategies in Table 1 were compared with SISO (Single Input Single Output) control, which uses a single control input. In this last case, only the aeration flow (Q_a) could provide the T_{avg} regulation capacity required by the control specifications for robust disturbance rejection. Accordingly, the designed controller was:

$$C_{Q_a}^{SISO}(z) = \frac{7079.75z(z-0.6952)}{(z-1)(z-0.1081)} \quad (6)$$

In the SISO strategy, SRT takes a fixed value (i.e., this input does not participate in the closed-loop dynamic regulation). Equation (6) provided the expected closed-loop control specifications for any SRT value in Table 2. An even simpler control method would manually fix both the Q_a and SRT ; thus, they would not participate in the dynamic T_{avg} regulation. We denote this mode as OL (open-loop).

3. Results and Discussion

This section shows several time-domain simulations that were run on the AT_BSM inside the control scheme of Figure 4.

Figure 5 shows the time evolution of the main variables in a first experiment. $X_{s,in}$ remained constant at 30 kg/m³, and sudden changes of $\Delta T_{sludge} = -3$ °C and $\Delta T_{air} = -5$ °C took place at $t = 50$ d and $t = 70$ d, respectively. Maximum deviations of T_{avg} (0.39 °C and 0.27 °C) were below the maximum permitted of 0.6 °C for a 5 °C disturbance step, and the settling-time to recover the 55 °C set-point was around seven days as expected. In the first moments after any disturbance, Q_a quickly assumed the regulation task, and progressively SRT became more relevant. The steady state of those manipulated inputs was reached before 20 days as prescribed. In steady-state, the SRT necessarily reached different equilibria to compensate the disturbances. However, Q_a always recovered the set-point $Q_{a,ref}$. In this way, $Q_{a,ref}$ was conveniently selected based on the desired strategy: minimum aeration cost (MISO COST) for $t < 90$ d, or maximum production rate (MISO PROD) for $t > 90$ d. Focusing on the $Q_{a,ref}$ change that took place at $t = 90$ d, it could check the expected performance in the T_{avg} set-point recovery and the smooth transition of manipulated inputs SRT and Q_a .

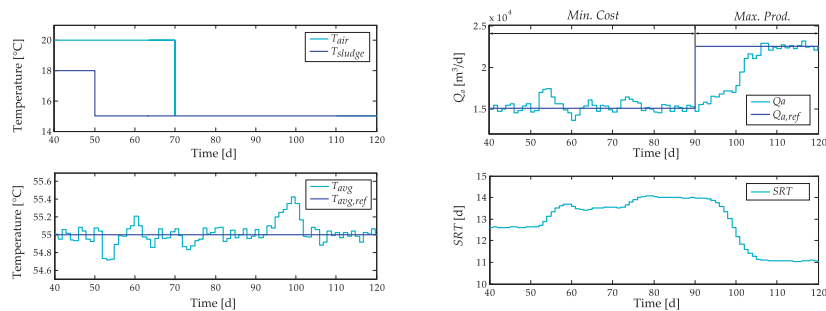


Figure 5. Time domain performance.

A second experiment considered variability in $X_{s,in}$, T_{air} , and T_{sludge} (see Figure 6a). Figure 6b depicts the evolution of the main variables involved in a MISO COST feedback control strategy.

The digester temperature T_{avg} was conveniently regulated to 55 ± 0.2 °C thanks to a fast actuation Q_a (around $Q_{a,ref}$ of minimum cost), which compensated the fastest disturbance dynamics, and to a slow actuation SRT , which mainly compensated the midterm variability of air and sludge temperatures. On the other hand, Figure 7a depicts the evolution of the digester temperature T_{avg} for manual control, where $Q_a = 18,750$ m³/d and $SRT = 12.5$ d. The absence of feedback information impeded a suitable regulation of the temperature, which deviated from the desired value due to the variability of input conditions (Figure 6a). Figure 7b shows the variables for a SISO feedback control strategy where $SRT = 12.5$ d. The digester temperature T_{avg} was conveniently regulated to 55 ± 0.2 °C thanks to the single actuation of Q_a . The absence of a second controller to handle SRT impeded the achievement of a second goal by means of an extra set-point.

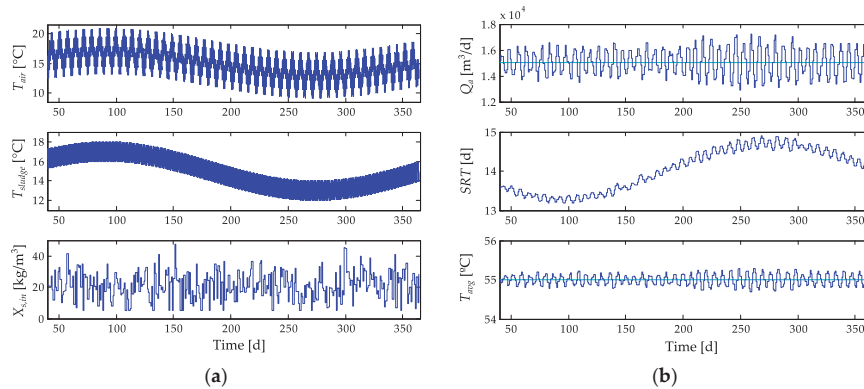


Figure 6. Validation experiment: (a) disturbance inputs; and (b) control variables and controlled variable for MISO COST strategy.

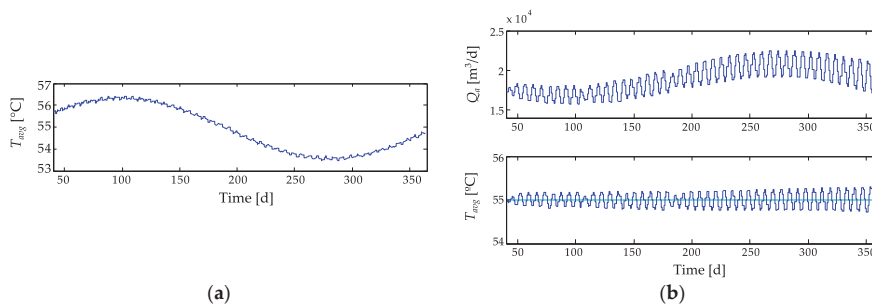


Figure 7. Validation experiment: (a) controlled variable for open-loop (OL) strategy ($SRT = 12.5$ d and $Q_a = 18,750$ m³/d); and (b) control variable and controlled variable for single input single output (SISO) control ($SRT = 12.5$ d).

Finally, considering $X_{s,in}$, T_{air} , and T_{sludge} in Figure 6a, the AT_BSM simulations were separately performed for the comparison of several control strategies. The following evaluation indexes were computed using the data for the same period of 100 d ($N = 100$ batches).

- (i) Pasteurization USEPA Index – I_{QP_USEPA} (%) quantifies the quality of pasteurization as per USEPA guidelines [4,8]:

$$I_{QP_USEPA} = \frac{\sum_{j=1}^N I_{Qpa}^{(j)} Q_{raw}^{(j)} [\text{m}^3 \text{d}^{-1}]}{\sum_{j=1}^N Q_{raw}^{(j)} [\text{m}^3 \text{d}^{-1}]} 100, \text{ where } I_{Qpa}^{(j)} = \frac{N_i t_{sl} [\text{d}]}{\sum_{i=1}^{N_i} D^{(i)} [\text{d}]} \quad (7)$$

where $t_{sl} = 6.94 \times 10^{-4}$ d is the sampling time of intra-batch T_i -temperature records, $N_i = 1,440$ is the number of T_i -samples in a batch, and $D^{(i)}$ (Equation 2) is the minimum time required at T_i -temperature. An I_{QP_USEPA} index value equal to 100% meant strict agreement with the regulation. I_{QP_USEPA} greater than 100% was safer, but revealed worthless expenses.

- (ii) Pasteurization EU Index – I_{QP_EU} (%) computed the percentage of treated-sludge that met the EU recommendation (55 °C for at least 20 h) [9]:

$$I_{QP_EU} = \frac{\sum_{j=1}^N k_{paste}^{(j)} Q_{raw}^{(j)} [\text{m}^3 \text{d}^{-1}]}{\sum_{j=1}^N Q_{raw}^{(j)} [\text{m}^3 \text{d}^{-1}]} 100, \text{ where } k_{paste}^{(j)} = \begin{cases} 0 & \text{if } PTime^{(j)} < 20\text{h} \\ 1 & \text{if } PTime^{(j)} > 20\text{h} \end{cases} \quad (8)$$

where $PTime^{(j)}$ (h) represents the total time in which the sludge has been at a temperature greater than 55 °C during the aerated reaction phase of the j -th batch. One hundred percent corresponds to the maximum I_{QP_EU} value that was attainable. I_{QP_EU} values smaller than 100% indicated that some batch violated the EU regulation.

- (iii) Cost Index – I_C (%) considers the aeration and pumping energies employed per unit of treated sludge volume. The index is normalized as a percentage of an average energy requirement ($E_{ref} = 12$ kWh/m³ sludge) extracted from USEPA [8]:

$$I_C = \frac{E_{Qa} [\text{kWh}] + E_{pump} [\text{kWh}]}{E_{ref} [\text{kWhm}^{-3}] \sum_{j=1}^N Q_{raw}^{(j)} t_{batch} [\text{m}^3]} 100, \text{ where } \begin{cases} E_{Qa} = 0.04 \sum_{j=1}^N Q_a^{(j)} t_{batch} \\ E_{pump} = 0.04 \sum_{j=1}^N (Q_{raw}^{(j)} t_{batch} + Q_{out}^{(j)} t_{batch}) \end{cases} \quad (9)$$

where E_{Qa} is the aeration energy; E_{pump} is the pumping energy; and t_{batch} is the batch-time (1 day).

- (iv) Production Index – I_p (%) is expressed as a ratio between the treated sludge flow and the maximum flow that could be treated:

$$I_p = \frac{\sum_{j=1}^N Q_{out}^{(j)} [\text{m}^3 \text{d}^{-1}]}{N \sum_{j=1}^N Q_{rawmax}^{(j)} [\text{m}^3 \text{d}^{-1}]} 100, \text{ where } Q_{rawmax} = \frac{V_{ATAD}}{SRT_{min}} \quad (10)$$

I_p is a reliable index only if the ATAD is properly operated (i.e., the pasteurization index should also reach suitable values). For example, an over-flow event in the pre-holding tank or the desire of maximizing the production rate would involve the digester being operated at full-capacity, giving a maximum I_p . However, part of the raw sludge could not be properly treated.

The strategies compared are summarized in Table 3. The desired digester temperature was chosen to meet the minimum level of pasteurization required by the regulation. Thus, either 55 °C or 56.8 °C were chosen to meet the USEPA or EU criteria, respectively. Accordingly, the feedback control strategies adapted their $T_{avg,ref}$. The OL strategy lacked feedback control loops. It used fixed Q_a and SRT , which were estimated off-line. First, a mean $SRT = 12.5$ d was adopted.

Then, $Q_a = 18,750 \text{ m}^3/\text{d}$ was estimated to achieve $T_{avg} = 55 \text{ }^\circ\text{C}$, considering a theoretical behavior (mean temperatures $T_{air} = T_{sludge} = 15 \text{ }^\circ\text{C}$ and ideal constant composition of the influent, with $X_{s,in} = 30 \text{ kg/m}^3$). Another $Q_a = 21,500 \text{ m}^3/\text{d}$ was similarly estimated to achieve $T_{avg} = 56.8 \text{ }^\circ\text{C}$. The SISO strategy used a feedback control structure, which regulated T_{avg} to $T_{avg,ref}$ by moving Q_a as the feedback controller (Equation 6) dictates; SRT was manually fixed to 12.5 d. All MISO strategies used the same control structure (Figure 4) and control elements (Equations 3–5). MISO COST and MISO PROD set-points are detailed in Table 1. A standard MISO strategy (MISO STD) selected $Q_{a,ref}$ values in between those of MISO COST and MISO PROD strategies and avoided extreme behaviors since the minimization of aeration costs involves minimum production rates, and the maximization of production rates involves maximum aeration costs.

Table 3. Strategies for comparisons.

	OL	SISO	MISO STD	MISO COST	MISO PROD
$Q_a \text{ (m}^3/\text{d)}$	18,750 (USEPA) 21,500 (EU)	Free feedback regulated	Feedback regulated to $Q_{a,ref} = 18,750$ (USEPA) or to $Q_{a,ref} = 21,500$ (EU)	Feedback regulated to $Q_{a,ref}$ in Table 1	Feedback regulated to $Q_{a,ref}$ in Table 1
$SRT \text{ (d)}$	12.5	12.5	Free feedback regulated	Free feedback regulated	Free feedback regulated

The evaluation indexes are presented in Table 4. Since the set-point temperature was chosen to strictly meet either the USEPA or EU regulations, the yielded quality indexes fully agreed with it. They revealed how a less-detailed criterion (EU regulation) led to safer quality levels, but involved higher cost indexes. For the following comparisons, let us take as the meaningful quality index $I_{QP,USEPA}$ for $T_{avg,ref} = 55 \text{ }^\circ\text{C}$ and $I_{QP,EU}$ for $T_{avg,ref} = 56.8 \text{ }^\circ\text{C}$. Comparing the OL and SISO strategies, both yielded the same I_P since both used the same SRT . A smaller expense I_c for OL involved insufficient aeration, which was in consonance with a poorer quality index. Therefore, closed-loop control was compulsory for continuous supervision and correction of the digester temperature in such a way that the required quality was achieved, and the SISO and MISO control strategies proved this. The added value of MISO vs. SISO strategies is the possibility of attending to a second objective in MISO control. Thus, the MISO COST strategy reduced the aeration expenses (smaller I_c) in comparison with the SISO control to achieve a similar quality. In the same way, the MISO PROD strategy improved the production-rate in comparison with the SISO control (see their I_P). Figure 3 pointed out the trade-off between minimizing the aeration-cost and maximizing the production-rate. Consequently, a smaller I_P in the MISO COST than in the SISO was the price paid for a smaller I_c in the former. A larger I_c in the MISO PROD than in the SISO was the price paid for a larger I_P in the former. Nevertheless, the flexibility of the MISO control ensures that the plant operator has full control of those objectives thanks to a closed-loop that can regulate them. As evidence of this, the MISO STD yielded similar indexes to the SISO control.

Table 4. Evaluation of strategies.

	$T_{avg} = 55 \text{ }^\circ\text{C}$ (USEPA)				$T_{avg} = 56.8 \text{ }^\circ\text{C}$ (EU)			
	$I_{QP,USEPA}$ (%)	$I_{QP,EU}$ (%)	I_c (%)	I_P (%)	$I_{QP,USEPA}$ (%)	$I_{QP,EU}$ (%)	I_c (%)	I_P (%)
OL	100.61	7.17	34.28	74.75	175.92	44.9	39.12	74.91
SISO	106.62 (5.97%)	0	35.18 (2.63%)	74.76 (0.01%)	191.32 (8.75%)	100	40.37 (3.20%)	74.96 (0.07%)
MISO STD	106.42 (5.77%)	0	34.83 (1.70%)	73.66 (-1.46%)	190.99 (8.57%)	100	39.89 (1.97%)	73.53 (-1.84%)
MISO COST	105.08 (4.44%)	0	32.32 (-5.72%)	63.93 (-14.47%)	188.55 (7.18%)	100	37.18 (-4.96%)	64.39 (-14.04%)
MISO PROD	107.81 (7.16%)	0	37.04 (8.05%)	82.93 (10.94%)	193.9 (10.22%)	100	42.54 (8.74%)	83.42 (11.36%)

NOTE: In brackets the indexes are expressed as a percentage of the OL indexes.

4. Conclusions

This paper has shown a novel feedback control structure for ATAD reactors, which takes advantage of the use of air-flow and the solid-retention-time to regulate the digester temperature to a desired set-point. The air-flow supplies a fast reaction against temperature deviations, meanwhile the solid-retention-time dominates the steady-state temperature regulation. Two feedback controllers compute these actuations. This dual control also affords the regulation of the air-flow (the fastest input) to a desired set-point, thanks to which different strategies can be attempted for the same pair of controllers. Obviously, the air-flow set-point has a direct influence on the aeration cost, which can therefore be conveniently handled. Furthermore, the air-flow set-point indirectly conditions the solid-retention-time to achieve the digester temperature. Thus, the air-flow set-point confers a great flexibility to obtain a maximum production-rate, or to conveniently adapt the production-rate to upstream or downstream plant operations. The digester temperature has been regulated to the minimum value that assures USEPA (or EU) recommendations for pasteurization. Similarly, the temperature set-point could be raised, promoting larger stabilization levels, but higher aeration-costs.

Dual-input control strategies were compared with a single-input (aeration) control strategy and a manually controlled reaction. Certain indexes showed the benefits of the novel structure. These indexes evaluated the pasteurization quality (as per USEPA and EU recommendations), the operation cost (aeration, sludge feeding, and sludge withdrawal), and the production-rate.

The feedback controllers were designed in the frequency domain based on the principles of quantitative feedback theory (QFT). The robust controllers assured the temperature regulation based on prescribed closed-loop performance and stability, despite variations of air and sludge temperatures and variations of the raw sludge organic content.

A benchmark simulation model for ATAD technology was used for the preliminary studies, the identification of simple models for control design, the validation experiments, the computation of the evaluation indexes, and for the comparison of control strategies.

Acknowledgments: The authors thank La Rioja Government for the financial support (project IMPULSA 2010/01 and Scholarship PhD program of S. Nájera) of this work.

Author Contributions: S. Nájera and M. Gil-Martínez conceived the idea of ATAD dual control, and all authors conceived the control strategies and discussed the results. S. Nájera performed the ATAD analysis, the control model identification, the validation experiments, the evaluation index definition, and the comparison of different control strategies. J. Rico-Azagra defined the control specifications and designed the QFT robust controllers. S. Nájera wrote the manuscript with the collaboration of M. Gil-Martínez and the approval of J. Rico-Azagra.

Conflict of Interest: The authors declare no conflict of interest.

Appendix A. Design of MISO Robust Control for ATAD

This section summarizes the methodology used to design the robust control system based on the principles of QFT (quantitative feedback theory). It follows the method in Rico-Azagra et al. [24] for systems that use several manipulated inputs to regulate a single output.

First-order linear dynamical models on the s -Laplace variable [30] can suitably fit the dynamic response of $T_{avg}(t)$ when the reactor inputs— $SRT(t)$, $Q_a(t)$, $T_{air}(t)$, $T_{sludge}(t)$ —experiment step changes from their equilibrium values (Table 2). Tests were performed on the AT_BSM. The set of equilibrium values were chosen in accordance with the steady-state analysis in Section 2.1. Experiment step sizes were: ± 1 d for SRT , ± 1000 m³/d for Q_a , and ± 5 °C for T_{air} and T_{sludge} . Whenever the $X_{s,in}$ composition of the inlet sludge could provide $T_{avg,ref}$, the linear dynamical models were not affected by different $X_{s,in}$. The set of identified plant models can be expressed as first-order transfer-functions whose gain and time-constant can take several values over a certain range:

$$P_{Q_a}(s) = \frac{T_{avg}(s)}{Q_a(s)} = \frac{k_{Q_a}}{(\tau_{Q_a}s + 1)}; \quad k_{Q_a} \in [0.73, 1.5] \times 10^{-3}; \quad \tau_{Q_a} \in [5.93, 9.6] \quad (A1)$$

$$P_{SRT}(s) = \frac{T_{avg}(s)}{SRT(s)} = \frac{k_{SRT}}{(\tau_{SRT}s+1)}; k_{SRT} \in [1.49, 2.06]; \tau_{SRT} \in [6.59, 9.51] \quad (A2)$$

$$P_{Tair}(s) = \frac{T_{avg}(s)}{T_{air}(s)} = \frac{k_{Tair}}{(\tau_{Tair}s+1)}; k_{Tair} \in [0.15, 0.23]; \tau_{Tair} \in [6.15, 9.5] \quad (A3)$$

$$P_{Tsludge}(s) = \frac{T_{avg}(s)}{T_{sludge}(s)} = \frac{k_{Tsludge}}{(\tau_{Tsludge}s+1)}; k_{Tsludge} \in [0.58, 0.59]; \tau_{Tsludge} \in [6.43, 9.61] \quad (A4)$$

Time constants τ_{Qa} , τ_{SRT} , τ_{Tair} and $\tau_{Tsludge}$ are expressed in d. Gain k_{Qa} is expressed in °C·d/m³, gain k_{SRT} is in °C/d, and gains k_{Tair} and $k_{Tsludge}$ are in °C/°C.

To properly compare the influence of each input, plant models (Equations A1–A4) were scaled. The scaling considered the equilibrium operating-points (Table 2) and the admissible excursion of the following variables: SRT from 10 d to 15 d, Q_a from 1,000 m³/d to 65,000 m³/d, and T_{air} and T_{sludge} from 10 °C to 20 °C. Figure A1 depicts the magnitude frequency response ($s = j\omega$) [30] of the scaled plants. P_{Qa} magnitude is greater than P_{SRT} magnitude over the whole frequency band $\omega = [0, \infty]$ rad/d, which reveals that Q_a is more powerful than SRT . Thus, plant P_{Qa} was planned to work at high frequencies to achieve better transient performance. P_{SRT} worked at the low frequency band. Controllers C_{Qa} and C_{SRT} handled the distribution of the working frequency band.

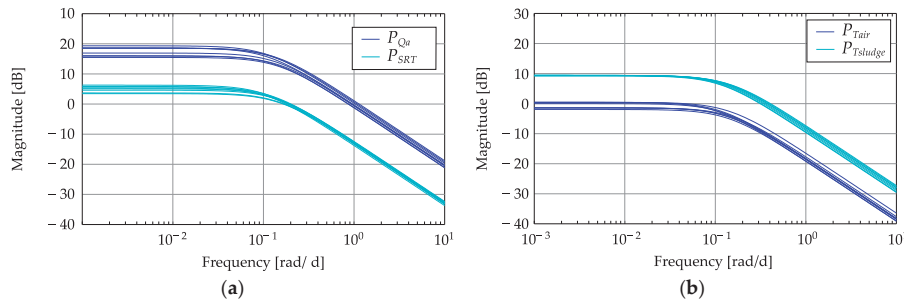


Figure A1. Scaled plant frequency responses.

Thanks to the contribution of the fast input (Q_a), the steady state was reached more quickly at the output (T_{avg}) than at the slowest input (SRT). A maximum period of 20 days was chosen for SRT to reach its steady-state. Thus, $\omega = 0.2$ rad/d was chosen as the switching frequency for each branch participation.

The following frequency response model, $W_d(s = j\omega)$, expresses an upper limit for the desired frequency response T_{avg} when input step disturbances appear at T_{air} or T_{sludge} .

$$W_d(s) \Big|_{s=j\omega} = \frac{1.621s}{(1+s)^2} \Big|_{s=j\omega} \quad (A5)$$

As stated in Section 2.2, $T_{avg}(t)$ must not deviate more than ± 0.6 °C from its set-point $T_{avg,ref}(t)$ whenever step changes of ± 5 °C take place at $T_{air}(t)$ or $T_{sludge}(t)$. Additionally, the set-point must be recovered no longer than seven days after the disturbance occurs (a temperature deviation inside a band of ± 0.05 °C around the set-point was assumed as recovered equilibrium). This dynamic performance was relatively ambitious for the sampling time $t_{s2} = 1$ d. Thus, the controllers were designed in the discrete domain using the z-transform [30], which makes the most of the available frequency band $\omega = [0, \pi/t_{s2}]$ rad/d. Note that the sampling time t_{s2} was in consonance with the discrete nature of the reactor operation: manipulated inputs Q_a and SRT held during a 1-day batch, and then a mean temperature T_{avg}

was computed for the batch. Consequently, the equivalent of continuous plants (Equations A1–A4) into discrete plants yielded $P_{Q_a}^{zoh}(z)$, $P_{SRT}^{zoh}(z)$, $P_{air}^{zoh}(z)$, $P_{sludge}^{zoh}(z)$. To achieve robust controllers, the required performance was an upper limit that must be observed by the whole set of plants [31]. This was formulated as:

$$\left| \frac{T_{avg}(z)}{T_{air}(z)} \right|_{z=e^{j\omega}} = \left| \frac{P_{air}^{zoh}(z)}{1 + P_{Q_a}^{zoh}(z)C_{Q_a}(z) + P_{SRT}^{zoh}(z)C_{SRT}(z)} \right|_{z=e^{j\omega}} \leq |W_d(j\omega)| \quad (A6)$$

and

$$\left| \frac{T_{avg}(z)}{T_{sludge}(z)} \right|_{z=e^{j\omega}} = \left| \frac{P_{sludge}^{zoh}(z)}{1 + P_{Q_a}^{zoh}(z)C_{Q_a}(z) + P_{SRT}^{zoh}(z)C_{SRT}(z)} \right|_{z=e^{j\omega}} \leq |W_d(j\omega)| \quad (A7)$$

A minimum phase margin of 45° was stated for robust stability despite uncorrelated variations of $P_{Q_a}^{zoh}(z)$ and $P_{SRT}^{zoh}(z)$. This was formulated as:

$$\left| T_{Q_a}(z) \right|_{z=e^{j\omega}} = \left| \frac{P_{Q_a}^{zoh}(z)C_{Q_a}(z)}{1 + P_{Q_a}^{zoh}(z)C_{Q_a}(z) + P_{SRT}^{zoh}(z)C_{SRT}(z)} \right|_{z=e^{j\omega}} \leq 1.3 \quad (A8)$$

$$\left| T_{SRT}(z) \right|_{z=e^{j\omega}} = \left| \frac{P_{SRT}^{zoh}(z)C_{SRT}(z)}{1 + P_{Q_a}^{zoh}(z)C_{Q_a}(z) + P_{SRT}^{zoh}(z)C_{SRT}(z)} \right|_{z=e^{j\omega}} \leq 1.3 \quad (A9)$$

Control specifications (Equations A6–A9) must be met for all discrete-equivalent plants and over the frequencies $\omega = [0, \pi]$ rad/d. Furthermore, the desired frequency band allocation was

$$\begin{aligned} \left| P_{SRT}^{zoh}(z)C_{SRT}(z) \right|_{z=e^{j\omega}} &\gg \left| P_{Q_a}^{zoh}(z)C_{Q_a}(z) \right|_{z=e^{j\omega}}, \omega \in [0, 0.2] \\ \left| P_{Q_a}^{zoh}(z)C_{Q_a}(z) \right|_{z=e^{j\omega}} &\gg \left| P_{SRT}^{zoh}(z)C_{SRT}(z) \right|_{z=e^{j\omega}}, \omega \in [0.2, \pi] \end{aligned} \quad (A10)$$

The controllers were designed via loop-shaping in the frequency domain to achieve the robust specifications (Equations A6–A9) with the participation of two control branches (Equation A10). Figure A2 shows how the shaping of the open-loop functions meet the bounds that represent the robust control specifications. A thorough description of the general methodology can be found in Rico-Azagra et al. [24]. The yielded controllers are Equations (3) and (4). Figure A3 proves the fulfilment of the robust control specifications (Equations A6–A9) and Figure A4 shows the frequency band allocation between branches (Equation A10).

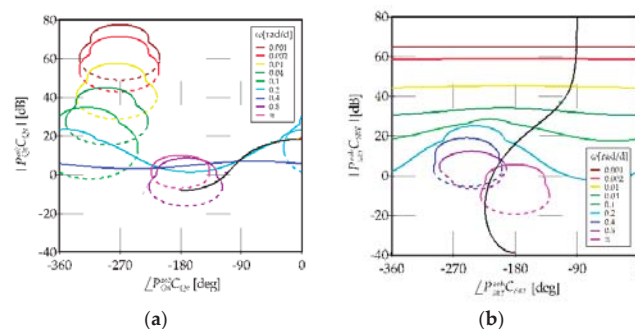


Figure A2. Loopshaping: (a) $P_{Q_a}^{zoh}(z)C_{Q_a}(z)$ and (b) $P_{SRT}^{zoh}(z)C_{SRT}(z)$.

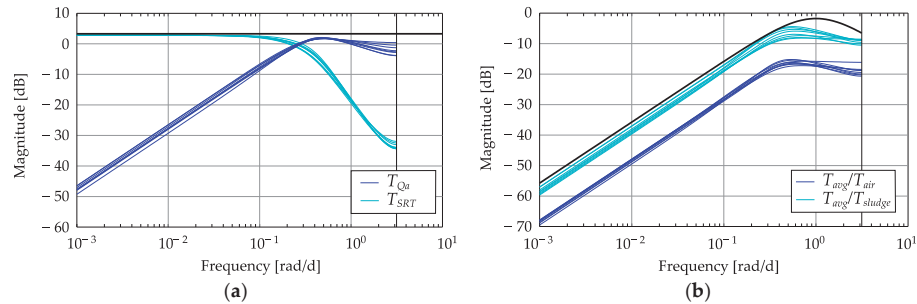


Figure A3. Specifications and closed-loop frequency responses: (a) stability; and (b) disturbance rejection.

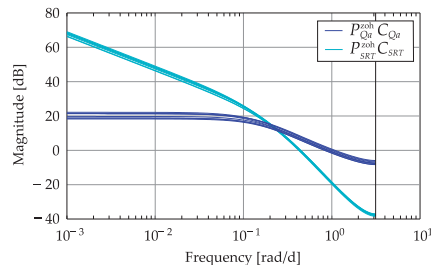


Figure A4. Frequency band distribution.

References

- Giffin, T. ATAD Process for the Treatment of Biosolids for Beneficial Re-Use. In Proceedings of the 72nd Annual Water Industry Engineers and Operators Conference, Bendigo Exhibition Centre, Bendigo, Australia, 1–3 September 2009.
- Lapara, T.M.; Alleman, J.E. Thermophilic aerobic biological wastewater treatment. *Water Res.* **1999**, *33*, 895–908.
- Staton, K.L.; Alleman, J.E.; Pressley, R.L.; Eloff, J. 2nd Generation Autothermal Thermophilic Aerobic Digestion: Conceptual Issues and Process Advancements. In Proceedings of the WEF/AWWA/CWEA Joint Residuals and Biosolids Management Conference, San Diego, CA, USA, 21–24 February 2001.
- USEPA. *Environmental Regulations and Technology: Control of Pathogens and Vector Attraction in Sewage Sludge*; EPA/625/R-92/013; U.S. Environmental Protection Agency, Office of Research and Development: Washington, DC, United States; December 1992.
- Layden, N.M. An evaluation of autothermal thermophilic aerobic digestion (ATAD) of municipal sludge in Ireland. *J. Environ. Eng. Sci.* **2007**, *6*, 19–29.
- Trim, B.C. Sludge Stabilization and Disinfection by means of Autothermal Aerobic Digestion using Oxygen. In Proceedings of the IWPC Biennial Conference, Durban, South Africa, 27–30 May 1984.
- Piterina, A.V.; Bartlett, J.; Pembroke, T.J. Evaluation of the Removal of Indicator Bacteria from Domestic Sludge Processed by Autothermal Thermophilic Aerobic Digestion (ATAD). *Int. J. Environ. Res. Public Health* **2010**, *7*, 3422–3441.
- USEPA. *Environmental Regulations and Technology: Autothermal Thermophilic Aerobic Digestion of Municipal Wastewater Sludge. Technical report*; EPA/625/10-90/007; U.S. Environmental Protection Agency, Office of Research and Development: Washington, DC, United States; September 1990.
- European Commission. *Working Document on Sludge—3rd Draft*; ENV.E.3/LM; European Union Commission: Brussels, Belgium, 27 April 2000.

10. Breider, E.J.; Drnevich, R.F. *Control of Sludge Temperature in Autothermal Sludge Digestion*. U.S. Patent 4276174, 30 June 1981.
11. Kim, Y.K.; Oh, B.K. Aeration Control of Thermophilic Aerobic Digestion Using Fluorescence Monitoring. *J. Microbiol. Biotechnol.* **2009**, *19*, 93–98.
12. Wareham, D.G.; Mavinic, D.S.; Hall, K.J. Sludge Digestion Using ORP-Regulated Aerobic-Anoxic Cycles. *Water Res.* **1994**, *28*, 373–384.
13. Zambrano, J.A. *Autothermal Thermophilic Aerobic Digestion: Design of Controllers and Benchmarking Validation*. Ph.D. Thesis, Universidad de Navarra, San Sebastian, Spain, 2011.
14. Nájera, S.; Zambrano, J.A.; Gil-Martínez, M. Improvements in ATAD using Quantitative Feedback Control and Nonlinear Generator of Optimal Operating Points. *Chem. Eng. Sci.* **2013**, *102*, 613–621.
15. García, J.; Gomez, J.; Lasheras, A.; Huete, E.; Echeverría, N.; García-Heras, J.L. Advancing with ATAD. *Water Sci. Technol.* **2007**, *19*, 48–55.
16. Nájera, S.; Gil-Martínez, M.; Zambrano, J. ATAD control goals through the analysis of process variables and evaluation of quality, production and cost. *Water Sci. Technol.* **2015**, *71*, 717–724.
17. Scisson, J.P. ATAD, the Next Generation: Design, construction, start-up and operation of the first municipal 2nd generation ATAD. In Proceedings of the WEF/AWWA/CWEA Joint Residuals and Biosolids Management Conference and Exhibition, Baltimore, MD, USA, 19–22 February 2003.
18. Velut, S.; de Mare, L.; Hagander, P. Bioreactor control using a probing feeding strategy and mid-ranging control. *Control Eng. Pract.* **2007**, *15*, 135–147.
19. Haugwitz, S.; Hagander, P.; Norén, T. Modeling and control of a novel heat exchange reactor, the open plate reactor. *Control Eng. Practice.* **2007**, *15*, 779–792.
20. Prado-Rubio, O.; Jörgensen, S.; Jonsson, G. pH control structure design for a periodically operated membrane separation process. *Comp. Chem. Eng.* **2012**, *43*, 120–129.
21. Johnsson, O.; Sahlin, D.; Linde, J.; Lidén, G.; Häggglund, T. A mid-ranging control strategy for non-stationary processes and its application to dissolved oxygen control in a bioprocess. *Control Eng. Pract.* **2015**, *42*, 89–94.
22. Alferes, J.; Irizar, I. Combination of extremum-seeking algorithms with effective hydraulic handling of equalization tanks to control anaerobic digesters. *Water Sci. Technol.* **2010**, *61*, 2825–2834.
23. Houppis, C.H.; Rasmussen, S.J.; García-Sanz, M. *Quantitative Feedback Theory, Fundamentals and Applications*; Taylor and Francis: Boca Raton, FL, USA, 2006.
24. Rico-Azagra, J.; Gil-Martínez, M.; Elso, J. Quantitative Feedback Control of Multiple Input Single Output Systems. *Math. Probl. Eng.* **2014**, *2014*, 1–17.
25. Zambrano, J.A.; Gil-Martínez, M.; García-Sanz, M.; Irizar, I. Benchmarking of control strategies for ATAD technology: A first approach to the automatic control of sludge treatment systems. *Water Sci. Technol.* **2009**, *60*, 409–417.
26. Jeppsson, U.; Pons, M.N.; Nopens, I.; Alex, J.; Coop, J.B.; Gernaey, K.V.; Rosen, C.; Steyer, J.P.; Vanrolleghem, P. Benchmark simulation model no 2: General protocol and exploratory case studies. *Water Sci. Technol.* **2007**, *56*, 67–78.
27. Gómez, J.; de Gracia, M.; Ayesa, E.; Garcia-Heras, J.L. Mathematical modelling of autothermal thermophilic aerobic digesters. *Water Res.* **2007**, *41*, 959–968.
28. Vrecko, D.; Gernaey, K.V.; Rosen, C.; Jeppsson, U. Benchmark Simulation Model N° 2 in Matlab-Simulink: towards plant-wide WWTP control strategy evaluation. *Water Sci. Technol.* **2006**, *54*, 65–72.
29. Fuchs, L.; Fuchs, M. *Process for the Disinfection and Aerobic Stabilization of Sewage Sludge*. U.S. Patent 4983298, 8 January 1991.
30. Dorf, R.C.; Bishop, R.H. *Modern Control System*, 12th ed.; Pearson Prentice Hall: Upper Saddle River, NJ, USA, 2011.
31. Yaniv, O. *Quantitative Feedback Design of Linear and Nonlinear Control Systems*; Kluwer Academic Publishers: Norwell, MA, USA, 1999.



Apéndice D

Artículo IV

Evaluation of a new control strategy for ATAD technology based on Quantitative Feedback Theory

Zambrano, J.A., Gil-Martínez, M., Nájera, S.,
and Irizar, I.

*In: Proceedings 11th IWA Conference on
Instrumentation, Control and Automation (ICA2013)
18-20 September 2013, Narbonne, France*

Evaluation of a new control strategy for ATAD technology based on Quantitative Feedback Theory

J. A. Zambrano*, M. Gil-Martínez*, S. Nájera*, I. Irizar**

*Electrical Engineering Department, University of La Rioja, c/Luis de Ulloa 20, 26004 Logroño, Spain. (email: jazambranob@gmail.com; montse.gil@unirioja.es; silvano.najerac@unirioja.es).

**CEIT and TECNUN (University of Navarra). Pº de Manuel Lardizabal 15, 20018 San Sebastian Spain. (email: iirizar@ceit.es).

Abstract: Autothermal Thermophilic Aerobic Digestion (ATAD) is an alternative to conventional digestion systems. Aeration is crucial for the good performance of this process. Nowadays, there is so much to do in the development of new controllers in ATADs since the existing strategies are based just on the empirical knowledge of the process. This paper evaluates a linear robust feedback controller designed according to Quantitative Feedback Theory (QFT) principles, assuring stability and performance in the achievement of optimal operating points non-linearly determined. A previous work, focused on a benchmark adapted to ATAD, was used to validate this approach and to compare with previous control strategies.

Keywords: Autothermal Thermophilic Aerobic Digestion (ATAD); Quantitative Feedback Theory (QFT); Benchmark.

Introduction

Usually, the treatment of raw sludge in waste water treatment plants (WWTP) requires the controlled degradation of the biodegradable organic matter. Considering the ATAD technology, sludge temperatures in more than 55° C can be maintained autothermally in more than 6 days of retention time, with no need of external heating of the sludge. The autothermal feature of the process is generated from the biological oxidation reaction. The organic material destroyed by these reactions results in the stabilization of the sludge.

Aeration in the ATAD process is crucial. Over-aeration increases costs without leading to a significantly better quality of treated sludge. Under-aeration limits the efficiency for stabilization and heat generation. Since the first ATAD generation (few decades ago) the design of controllers for the air regulation has been limited to few developments. (Zambrano et al., 2009) introduced new empirical control strategies and an ad-hoc validation benchmark, based just on the process knowledge. An increasingly used engineering technique for robust control design is QFT. QFT is a practical method that tries to achieve robust stability and robust performance by quantitatively mapping the specifications to constraints on the open loop transmission gain-phase shape. QFT development began in the aircraft industry of the late 1950s (Horowitz, 1963), and has been applied in fields like distillations columns (Houpis and Chandler, 1992) and wastewater treatment for ammonia and nitrates removal (García-Sanz and Ostolaza, 2000) and for nitrogen and phosphorus removal (García-Sanz et al., 2008). The aim of this work is to evaluate the performance of a new control strategy for ATAD technology. The new control approach is designed via QFT technique and the evaluation is given using a predefined benchmark for ATAD. Comparisons between this new strategy and previous control approaches are drawn.

Benchmark for the ATAD process

A benchmark specifically adapted to ATAD technology (AT_BSM) was presented in (Zambrano et al., 2009), and has been used to evaluate the control strategy in this work. As usual in benchmarks, AT_BSM consists in four principal parts:

(i) Influent definition: The virtual plant of the BSM2 was chosen and simulated in order to generate the data file. This contains the new influent with the characteristics of the sludge (both primary and secondary) for a 728-d period of plant performance.

(ii) Plant-layout and plant-model: The plant layout is formed by a pre-holding tank (HT) and an ATAD operating in batch-mode of 24-hr cyclic sequence. The HT is modelled as a completely-stirred variable-volume basin where only mass transport has been considered. The ATAD is modelled as a completely-stirred tank considering biological and heat effects. The biochemical model is based on the ASM1 with slight changes according to observations from thermophilic aerobic digesters.

(iii) Evaluation criteria: AT_BSM includes three major indices such as Operational Cost Index (OCI-kWh/d), Pasteurization Quality Index (PQI-%) and Stabilization Quality Index (StQI-%). $OCI=AE+PE+ME$, involves energy costs in the process (aeration, AE; pumping, PE and mixing, ME) as it is done in BSM2. Complementary information is given by the indices: Withdrawal Volume ($WV_{out}-m^3/d$), Thermal Energy in the treated sludge ($ThE_{out}-Mcal/d$) and the biodegradability of the final sludge ($bCOD_{out}-kg O_2/d$).

(iv) Simulation procedure: A predefined 2-year simulation time with four different events was defined. At $t_{sim}=0d$ the process operates under constant conditions to reach steady states regime; at $t_{sim}=100d$ the process operates under variable influent; at $t_{sim}=182d$ the control strategies to evaluate are activated; and finally from $t_{sim}=364d$ to $t_{sim}=728d$ the performance indices are computed.

Robust control strategy

Figure 1 shows the proposed control strategy (named as ST-QFT), whose main elements are: controller; bending-point detector, and operating point generator.

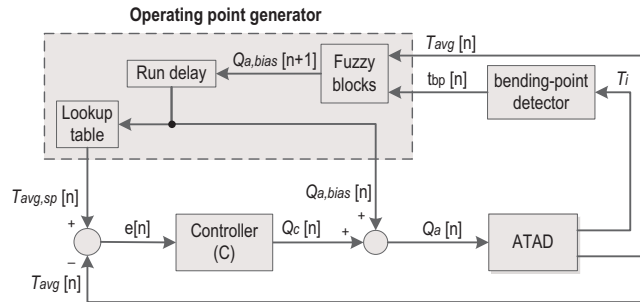


Figure 1. Control strategy proposed (ST-QFT)

Where T_i and T_{avg} are the instantaneous and average batch temperature of the ATAD, respectively; $T_{avg,sp}$ and $Q_{a,bias}$ are the setpoint temperature and bias aeration given by the operating point generator, respectively; Q_c is the aeration demanded by the linear controller; Q_a is the total aeration applied to the ATAD; t_{bp} is the time given by the bending-point detector. The index n refers to the n^{th} batch of the process.

The injected air flow-rate regulates the evolution of the exothermic reaction in the ATAD. Then, Q_a is the manipulated variable that can change between two consecutive batches. Around 2/3 parts of the BSM2 raw sludge is composed by slowly biodegradable substrate (X_s), therefore, for simplicity X_s has been used as the

principal variable to quantify the biodegradable organic matter content in the raw sludge towards ATAD. The T_i value, and as consequence T_{avg} , is usually the only on-line measurement that gives information about the reactor status during the digestion. Since X_s is non-measurable on-line, it acts as an unknown disturbance for the further feedback control loop. However, a stationary study was previously developed considering different values for X_s in the influent; then constant Q_a yields certain stationary values for T_{avg} . As a result, there is a maximum T_{avg} that corresponds univocally with a certain amount of Q_a . Thus, there is an optimum pair ($T_{avg,sp}; Q_{a,bias}$) for each X_s , which defines the border between oxygen and substrate limited conditions in the ATAD. A first order dynamical model can fit the T_{avg} time response to step changes in Q_a , along the expected operating range. Consequently, linear models are used for the design of the linear robust controller (C). Uncertainty in parameters like static-gain and time-constant were considered in the design of the controller.

Concerning the bending-point detector, it gives information about the consumption of biodegradable matter in the digester. A bending-point event in the T_i profile says that the ATAD works in substrate limited condition. An algorithm based on linear regression with a moving-window data processing is used for the detector. The signal from the bending-point detector is used in the operating point generator.

The operating point generator guides the ATAD to work in the optimum point for $T_{avg,sp}$, $Q_{a,bias}$. Increments/decrements in $Q_{a,bias}$ will depend on if the optimum point is not-reached/reached and on the average temperature of the process. Based on the sludge temperature during the batch T_i , an adaptive law for the aeration bias has been developed. A fuzzy-logic was designed for the operating point generator.

Then, a planned sequence of operating points come into the feedback loop (see Figure 1) as feed-forward actions from the operating points generator as: set-points $T_{avg,sp}$ and bias $Q_{a,bias}$. The controller (C) achieves them by meeting certain performance and stability specifications prefixed in its design stage and for the whole set of plants (predefined uncertainty domain). In particular, QFT (Quantitative Feedback Theory) principles were applied. The linear feedback action Q_c corrects deviations of T_{avg} from $T_{avg,sp}$ with the help of a new $Q_{a,bias}$; thus feedback information continuously fight any kind of uncertainty in real operation.

Performance of the control strategies using AT_BSM

The AT_BSM and the proposed control strategy have been developed using Matlab/Simulink® platform. Table 1 shows the values of the performance indices for ST-QFT; performance indices of previous control strategies are also included.

The OL, ST1 and ST2 strategy were considered in (Zambrano et al., 2009). The OL (open loop) strategy considers a constant air flow-rate of 65000 m³/d in every batch; no automatic control law is applied. ST1 is OL combined with switched off in aeration when a bending-point in the sludge temperature occurs during the batch; the aeration is switched on in the next batch. ST2 is ST1 combined with air regulation from batch to batch; the regulation is based on fixed increments/decrements in aeration flow and depends on if the bending-point is detected during the batch.

Compared to OL, the ST-QFT strategy leads to a smaller value of bCOD_{out} (-9%), which means more stabilization of the treated sludge. Nevertheless, these results are achieved at the expense of higher air flow-rate (1.1%), and as consequence, an increment in the operation cost (0.4%).

Table 1. Results of performance indices

Strategy	PQI %	StQI %	WV _{out} m ³ /d	ThE _{out} Mcal/d	bCOD _{out} Kg O ₂ /d	AE kWh/d	OCI kWh/d
OL	100	97.8	166.9	11770	554	2475	5368
ST1	100	98.1	166.9	11842	558	2394	5288
				(0.6%)	(0.7%)	(-3.3%)	(-1.5%)
ST2	100	97.3	166.9	11865	454	2522	5415
				(0.8%)	(-18%)	(1.9%)	(0.8%)
ST-QFT	100	97.8	166.9	11807	504	2502	5391
				(0.3%)	(-9%)	(1.1%)	(0.4%)

In brackets, performance indices expressed as percentage with respect to OL

The ST-QFT results are in a mid step between aeration save solution (ST1) and maximum stabilization (ST2). In this approach ST-QFT is seeking for optimum operating points for the new incoming batches. The control design behind ST-QFT gives flexibility since the definition of these operating points can change, depending on the treatment priorities. Furthermore, ST-QFT is based on a linear control design, which gives reliability in the process performance.

Conclusions

This paper reports the evaluation of a new control strategy for ATAD technology. The control design was based on control theory, knowledge of the biological process and the requirements for a good performance. Regarding the control structure, a feedback structure with feedforward actions as a set-point for batch average temperature and as a bias for the aeration level are supplied. Under unknown changes in the inlet raw sludge, these references converge to optimum points through a fuzzy decision system. This infers the increment/decrement for the bias of the aeration level in dependence of the sludge temperature. The AT_BSM platform allows the evaluation of this new approach and its comparison with previous strategies.

Acknowledgment

The authors thank La Rioja Government for the financial support (project IMPULSA 2010/01) of the present work.

References

- García-Sanz, M., Eguinoa, I., Gil, M., Irizar, I and Ayesa, E. (2008). MIMO Quantitative Robust Control of a Wastewater Treatment Plant for Biological Removal of Nitrogen and Phosphorus, *16th Mediterranean Conference on Control and Automation, Corcega*.
- García-Sanz, M. and Ostolaza, J.X. 2000. QFT-Control of a Biological Reactor for Simultaneous Ammonia and Nitrates Removal. *Int. J. on Systems, Analysis, Modelling, Simulations* **36**, 353-370.
- Horowitz, I. M. 1963. *Synthesis of feedback systems*. New York: Academic Press.
- Houpis, C.H., Chandler, P. 1992. *Quantitative feedback theory symposium proceedings*. Technical report WL-TR-92-3063, Wright Laboratories, Wright-Patterson AFB, OH.
- Yaniv, O., 1999. *Quantitative Feedback Design of Linear and Nonlinear Control Systems*. Kluwer Academic Publishers, USA.
- Zambrano, J.A., Gil-Martinez, M., Garcia-Sanz, M., Irizar, I., 2009. Benchmarking of control strategies for ATAD technology: A first approach to the automatic control of sludge treatment systems. *Water Science and Technology* **60**, 409-417.

Bibliografía

- [1] Batstone, D. J., Keller, J., Angelidaki, I., Kalyuzhnyi, S. V., Pavlostathis, S. G., Rozzi, A., Sander, W.T.M., S. H., and Vavilin, V.A., *Anaerobic Digestion Model nº 1, Scientific and Technical Report No 13*, IWA Publishing, London, UK, 2002.
- [2] Breider, E.J. and Drnevich, R.F., *Control of Sludge Temperature in Autothermal Sludge Digestion*, United States patent 4276174, 1981.
- [3] Cheng, J.H. and Zhu, N.W., “Effect of Autothermal Thermophilic Aerobic Digestion Operation on Reactor Temperatures,” in *Proceedings of the 2nd Conference on Bioinformatics and Biomedical Engineering (ICBBE2008)*, Shanghai, China, June 2008.
- [4] Copp, J. B., *The COST Simulation Benchmark - Description and Simulator Manual*, Official Publications of the European Communities, Luxemburg, 2002.
- [5] Deeny, K., Hahn, H., Leonard, D. and Heidman, J., “Autoheated thermophilic aerobic digestion,” *Water Environment Technology*, vol. 3(10), pp. 65-72, 1991.
- [6] Dorf, R.C. and Bishop, R.H., *Modern Control System, 12th Ed.* Pearson Prentice Hall, Upper Saddle River, NJ, USA, 2011.
- [7] European Commission, *Working document on sludge - 3rd draft*, ENV.E.3/LM, 2000.
- [8] García, J., Gomez, J., Lasheras, A., Huete, E., Echeverría, N. and García-Heras, J.L. “Advancing with ATAD,” *Water Environment and Technology*, vol. 19, pp. 48-55, 2007.
- [9] Giffin, T., “ATAD Process for the Treatment of Biosolids for Beneficial Re-Use,” *72nd Annual Water Industry Engineers and*

- Operators*, Conference Bendigo Exhibition Centre, Australia, September, 2009.
- [10] Gómez, J., de Gracia, M., Ayesa, E. and García-Heras, J.L., “Mathematical modelling of autothermal thermophilic aerobic digesters,” *Water Research*, vol. 41, pp. 959-968, 2007.
- [11] Gujer, W., Henze, M., Mino, T., and van Loosdrecht, M.C.M., “Activated Sludge Model No. 3,” *Water Science & Technology*, vol. 39, pp. 183-193, 1999.
- [12] Horowitz I., *Synthesis of Feedback Systems*, Academic Press, New York, 1963.
- [13] Horowitz I., *Quantitative Feedback Design Theory (QFT)*, QFT Publications, Boulder, Colorado, 1993.
- [14] Houpis, C.H., Rasmussen, S.J. and García-Sanz, M., *Quantitative Feedback Theory, Fundamentals and Applications*, Taylor and Francis, Boca Raton, FL, 2006.
- [15] Kelly, H. G., “Comparing biosolids treatment of thermophilic digestion, thermal-chemical and heat drying technologies,” in *Proceedings of the 4th European Biosolids and Organic Residuals Conference*, pp. 1-13, Chartered Institution of Water and Environmental Management, Wakefield, UK, 1999.
- [16] Kim, Y.K. and Oh, B.K., “Aeration Control of Thermophilic Aerobic Digestion Using Fluorescence Monitoring,” *Journal of Microbiology and Biotechnology*, vol. 19, pp. 93-98, 2009.
- [17] Lapara, T.M. and Alleman, J.E., “Thermophilic aerobic biological wastewater treatment,” *Water Research*, vol. 33(4), pp. 895-908, 1999.
- [18] Layden, N.M. “An evaluation of autothermal thermophilic aerobic digestion (ATAD) of municipal sludge in Ireland,” *Journal of Environmental Engineering and Science*, vol. 6, pp. 19-29, 2007.
- [19] Le, S. M., “Thermophilic biological pre-treatments for MADs,” *AquaEnviro Workshop: Advances in Technology for the Anaerobic Digestion of Municipal Sludge*, Manchester, UK, 2006.
- [20] Metcalf and Eddy, *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse, 4th Ed.*, McGraw-Hill, New York, 2003.
- [21] Muller, R., Antrakian, G., Maloney, S. and Sharp, R., “Thermophilic degradation of environmental pollutants,” *Advances in Biochemical Engineering/Biotechnology*, vol. 61, pp. 155-169, 1998.
- [22] Nájera, S., Gil-Martínez, M., Zambrano, J. and Irizar, I., “Estabilización y pasteurización óptimas en digestores ATAD

- mediante estrategias de control robusto QFT,” *International Congress - Water, Waste and Energy Management*, ISBN: 978-84-615-8786. Salamanca, Spain, May 2012.
- [23] Nájera, S., Gil-Martínez, M. and Zambrano, J.A., “ATAD control goals through the analysis of process variables and evaluation of quality, production and cost,” in *Proceedings 11th IWA Conference on Instrumentation, Control and Automation (ICA2013)*, Narbonne, France, September 2013.
- [24] Nájera, S., Zambrano, J.A. and Gil-Martínez, M., “Improvements in ATAD using Quantitative Feedback Control and Nonlinear generator of Optimal Operating Points,” *Chemical Engineering Science*, vol. 102, pp. 613-621, 2013.
- [25] Nájera, S., Gil-Martínez, M. and Zambrano, J.A., “ATAD control goals through the analysis of process variables and evaluation of quality, production and cost,” *Water Science and Technology*, vol. 71(5), pp. 717-724, 2015.
- [26] Nájera, S., Gil-Martínez, M. and Rico-Azagra, J., “Dual-Control of Autothermal Thermophilic Aerobic Digestion through Aeration and Solid Retention Time,” *Water*, vol. 9(6), 426, pp. 1-15, 2017.
- [27] Passino, K. and Yurkovich, S., *Fuzzy Control*, Addison Wesley publications, Menlo Park, California, 1998.
- [28] Rico-Azagra, J., Gil-Martínez, M. and Elso, J. “Quantitative Feedback Control of Multiple Input Single Output Systems,” *Mathematical Problems in Engineering*, vol. 2014, Article ID 136497, 17 pages, 2014.
- [29] Riley, D.W. and Forster, C.F., “An evaluation of an autothermal aerobic digestion system,” *Process Safety and Environmental Protection*, vol. 80(2), pp. 100-104, 2002.
- [30] Rosen, C., Jeppsson, U., and P.A., V., “Toward a common benchmark for long-term process control and monitoring performance evaluation,” *Water Science and Technology*, vol. 50, pp. 41-49, 2004.
- [31] Scisson, J.P., “ATAD, The Next Generation: Design, construction, start-up and operation of the first municipal 2nd generation ATAD,” in *WEF/AWWA/CWEA Joint Residuals and Biosolids Management Conference and Exhibition*, Baltimore, ML, USA, 2003.
- [32] Sidi M., *Design of Robust Control Systems: from Classical to Modern Practical Approaches*, Krieger Publishing Company Malabar, FL, USA, 2001.

- [33] Staton, K.L., Alleman, J.E., Pressley, R.L. and Eloff, J., “2nd Generation Autothermal Thermophilic Aerobic Digestion: Conceptual Issues and Process Advancements,” in *WEF/AWWA/CWEA Joint Residuals and Biosolids Management Conference*, San Diego, CA, USA, 2001.
- [34] Trim, B.C., “Sludge Stabilization and Disinfection by means of Autothermal Aerobic Digestion using Oxygen,” in *IWPC Biennial Conf.*, Durban, South Africa, May 1984.
- [35] U.S. EPA, *Environmental regulations and technology: Autothermal thermophilic aerobic digestion of municipal wastewater sludge. Technical report. EPA/625/10-90/007*, United States Environmental Protection Agency, Washington, D.C., USA, 1990.
- [36] U.S. EPA, *Environmental regulations and technology: control of pathogens and vector attraction in sewage sludge. EPA/625/R-92/013*, United States Environmental Protection Agency, Washington D.C., USA, 1993.
- [37] Vrecko, D., Gernaey, K.V., Rosen, C. and Jeppsson, U., “Benchmark Simulation Model n^o 2 in Matlab-Simulink: towards plant-wide WWTP control strategy evaluation,” *Water Science and Technology*, vol. 54, pp. 65-72, 2006.
- [38] Wareham, D.G., Mavinic, D.S. and Hall, K.J., “Sludge digestion using ORP-regulated aerobic-anoxic cycles,” *Water Research*, vol. 28, pp. 373-384, 1994.
- [39] Yaniv, O., *Quantitative Feedback Design of Linear and Nonlinear Control Systems*, Kluwer Academic Publishers, USA, 2005.
- [40] Zambrano, J.A., Gil-Martinez, M., Garcia-Sanz, M. and Irizar, I., “Benchmarking of control strategies for ATAD technology: A first approach to the automatic control of sludge treatment systems,” *Water Science and Technology*, vol. 60, pp. 409-417, 2009.
- [41] Zambrano, J.A., *Autothermal Thermophilic Aerobic Digestion: Design of Controllers and Benchmarking Validation [Ph.D. Thesis]*, University of Navarra, San Sebastian, Spain, 2011.
- [42] Zambrano, J.A., Gil-Martínez, M., Nájera, S. and Irizar, I., “Evaluation of a new control strategy for ATAD technology based on Quantitative Feedback Theory,” in *Proceedings 11th IWA Conference on Instrumentation Control and Automation (ICA2013)*, Narbonne, France, September 2013.
- [43] Zadeh, L.A., “Fuzzy Sets,” *Information and Control*, vol. 8, pp. 338-353, 1965.



**UNIVERSIDAD
DE LA RIOJA**

TESIS DOCTORAL