



UNIVERSITAT
POLITÈCNICA
DE VALÈNCIA



UNIVERSITAT POLITÈCNICA DE VALÈNCIA

Escuela Técnica Superior de Ingeniería Industrial

OPTIMIZACIÓN DE LA OPERACIÓN Y CONTROL DE
CONFIGURACIONES DE NITRIFICACIÓN-
DESNITRIFICACIÓN MEDIANTE SIMULACION CON
MODELOS ASM1 EN UN REACTOR DE FANGOS
ACTIVOS

Trabajo Fin de Máster

Máster Universitario en Ingeniería Química

AUTOR/A: López García, Antonio

Tutor/a: Sanchis Saez, Javier

Cotutor/a: Gozávez Zafrilla, José Marcial

CURSO ACADÉMICO: 2021/2022

AGRADECIMIENTOS

Quiero aprovechar esta ocasión para agradecer el apoyo de mis familiares y de mis amigos. Así mismo, no puedo olvidar en este momento la ayuda prestada por mis compañeros y tutores.



RESUMEN

Satisfacer los requerimientos de especie oxidante que se presentan en los sistemas de fangos activos es fundamental para que tanto los procesos de oxidación de materia orgánica como nitrificación y desnitrificación del medio transcurran en las condiciones adecuadas. Mediante esta investigación se han diseñado diversas estrategias de control sobre las concentraciones de oxígeno y nitrato, posibilitando el seguimiento de cambios en el punto de consigna y el rechazo de perturbaciones generadas en el influente del sistema. Para ello, se ha partido de un modelo de simulación de fangos activos ya implementado en MATLAB/Simulink, el cual se ha completado mediante la adición de un modelo de transferencia de oxígeno propuesto a través de la pertinente revisión bibliográfica. Adicionalmente, el sistema de reacción con transferencia de oxígeno propuesto, se ha establecido respetando la configuración propuesta por el modelo de referencia BSM-1, posibilitando las operaciones en condiciones de nitrificación-desnitrificación y su funcionamiento validado en torno a un punto de consigna. Posteriormente, la simulación de variaciones con respecto al estado estacionario ha permitido la identificación de la dinámica del sistema por medio del uso de un algoritmo genético. Finalmente, se han sintonizado los parámetros característicos de los controladores para diversas estrategias, identificando la arquitectura de control basada en PID para perturbaciones más adecuada en este tipo de sistemas.



ABSTRACT

Satisfying the oxidizing species requirements that occur in activated sludge systems is essential so that, both the oxidation processes of organic matter and the nitrification and denitrification of the medium can take place in appropriate conditions. Through this research, different oxygen and nitrate control strategies have been designed, allowing the system to follow changes in the set point and to reject disturbances associated with the flow influent of the waste water treatment plant. A model already implemented in MATLAB/Simulink has been used as starting point. This system has been improved by including an oxygen transfer model proposed through the revision of the most relevant literature and the necessary calculations. Additionally, the reaction system has been setting according to the configuration proposed by the Benchmark Simulation Model Nº1 (BSM-1), enabling the nitrification-denitrification conditions and leading to the validations of the simulation's results around a set point operation. Subsequently, the simulation of variations with respect to the steady state allowed the identification of the system dynamics by using a genetic algorithm. Finally, the characteristic parameters of the controllers have been tuned for various strategies, identifying the most suitable PID-based control architecture for disturbances in this type of systems.



ÍNDICE

DOCUMENTOS CONTENIDOS EN EL TFM

- Memoria
- Presupuesto
- Anejos

ÍNDICE DE LA MEMORIA

1. INTRODUCCIÓN	2
2. OBJETIVOS	3
3. DESCRIPCIÓN DEL MODELO DE ASM-1	4
3.1. INTRODUCCIÓN AL MODELO ASM-1	5
3.2. OXIDACIÓN, NITRIFICACIÓN Y DESNITRIFICACIÓN. MODELO ASM-1	6
3.2.1. Conceptos principales del modelo	6
3.2.2. Procesos implicados en el modelo	8
3.2.3. Concepción matemática del modelo.....	10
3.3. CARACTERÍSTICAS DEL MODELO ASM-1	12
3.3.1. Parámetros típicos del modelo	12
4. DESCRIPCIÓN DEL MODELO DE TRANSFERENCIA DE OXÍGENO.....	13
4.1. TRANSFERENCIA DE OXÍGENO EN EL MODELO ASM-1	13
4.1.1. Requerimientos de oxígeno	13
4.1.2. Consideración de la transferencia de oxígeno en el modelo ASM-1	14
4.2. MODELIZACIÓN DE LA TRANSFERENCIA DE OXÍGENO	15
4.2.1. Alternativa 1. Velocidad real de transferencia de oxígeno.	15
4.2.2. Alternativa 2. Eficiencia de transferencia de oxígeno	21
4.2.3. Parámetros característicos del modelo.....	22
4.2.4. Balance de oxígeno incorporando la alternativa 1.....	26
4.2.5. Balance de oxígeno incorporando la alternativa 2.....	26
4.2.6. Selección de la alternativa de cálculo	27
5. OPERABILIDAD DEL SISTEMA.....	28
5.1. INTRODUCCIÓN AL BENCHMARK SIMULATION MODEL Nº1 (BSM1)	28
5.1.1. Características generales del modelo.....	29



5.1.2. Modelo biológico.....	31
5.1.2. Sistema de sedimentación	33
5.2. CONFIGURACIÓN DEL MODELO BSM1 EN MATLAB/SIMULINK	38
5.2.1. Redimensionamiento del sistema	38
5.3. RESULTADOS DE SIMULACIÓN	40
6. DISEÑO DEL SISTEMA DE CONTROL	41
6.1. FUNCIONAMIENTO DE LA INSTALACIÓN.....	42
6.1.1. Punto de funcionamiento de la instalación.....	42
6.1.2. Secuencia de puesta en marcha.....	42
6.1.3. Secuencias de perturbaciones.....	43
6.2. CARACTERIZACIÓN DEL SISTEMA DE CONTROL	44
6.2.1. Evaluación del rendimiento de los controladores.....	44
6.2.2. Evaluación del rendimiento del proceso	44
6.3. DESARROLLO DE ESTRATEGIAS DE CONTROL.....	46
6.3.1. Variables controladas, manipuladas y perturbaciones	46
6.3.2. Modelización del sistema	47
6.3.3. Validación del sistema	56
6.3.4. Sintonización y comprobación de lazos de control.....	59
6.4. IMPLEMENTACIÓN Y EVALUACIÓN DE LAS ESTRATEGIAS DE CONTROL.....	71
6.4.1. Secuencia de simulación	71
6.4.2. Evaluación de los PID para seguimiento del punto de consigna	72
6.4.3. Evaluación de los PID para rechazo de perturbaciones	75
6.4.4. Índices de evaluación del desempeño	76
6.4.5. Selección de la estrategia de control	77
7. CONCLUSIONES	78
BIBLIOGRAFÍA	90



ÍNDICE DEL PRESUPUESTO

PRESUPUESTO	80
PRESUPUESTO	81
1. CONTENIDO DEL PRESUPUESTO	81
1.1. Ingenieros de proyecto	81
1.2. Recursos adicionales	81
2. FORMATO Y PRESENTACIÓN DEL PRESUPUESTO.....	82



ÍNDICE DE ANEJOS

ANEJO I	83
ANEJO II	84
ANEJO III	85
ANEJO IV	86
ANEJO V	87
ANEJO VI	88
ANEJO VII	89



ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.	Matriz estequiométrica del modelo ASM sencillo	4
Tabla 2.	Variables del modelo ASM-1	8
Tabla 3.	Matriz ASM-1 (Henze, Gujer, Mino, & Van Loosdrecht, 2000)	11
Tabla 4.	Parámetros ASM-1 (Henze, Gujer, Mino, & Van Loosdrecht, 2000)	12
Tabla 5.	Rango de aplicabilidad del modelo	17
Tabla 6.	Geometría calculada y establecida	18
Tabla 7.	Validación de números adimensionales.....	18
Tabla 8.	Aireador modelo ABS PIK 300	19
Tabla 9.	Operabilidad del sistema de aireación en agua limpia	19
Tabla 10.	Operabilidad del sistema en agua sucia	20
Tabla 11.	Tendencia y valor del factor α (Stenstrom & Gilbert, 1981)	23
Tabla 12.	Concentraciones de saturación con la temperatura	24
Tabla 13.	Resumen de concentraciones y parámetros del modelo.....	26
Tabla 14.	Características sistema de reacción BSM-1.....	30
Tabla 15.	Configuración del sedimentador BSM1.....	30
Tabla 16.	Corrientes implicadas BSM1.....	30
Tabla 17.	Parámetros cinéticos y estequiométricos BSM1.....	31
Tabla 18.	Valores de entrada para comprobación de ASM-1	32
Tabla 19.	Parámetros velocidad de sedimentación BSM1.....	34
Tabla 20.	Corriente de alimentación al sedimentador	36
Tabla 21.	Parámetros sedimentador Takács.....	36
Tabla 22.	Resumen de modificaciones sobre el sedimentador	37
Tabla 23.	Corriente de entrada modelo BSM1	38
Tabla 24.	Volúmenes de los reactores redimensionados	39
Tabla 25.	Características del sedimentador redimensionado	39
Tabla 26.	Comparación de tiempos de residencia	39
Tabla 27.	Corriente de entrada para el modelo simulado	40
Tabla 28.	Condiciones de aireación	40
Tabla 29.	Condiciones de funcionamiento en lazo abierto.....	42
Tabla 30.	Valores del parámetro de ponderación	45
Tabla 31.	Variables en la estrategia de control básico	46
Tabla 32.	Pretest $Y1(s)/U1(s)$	48
Tabla 33.	Parámetros optimizados $G11(s)$	48
Tabla 34.	Parámetros optimizados $G12(s)$	49
Tabla 35.	Parámetros optimizados $GdV11(s)$	50



Tabla 36.	Pretest $Y1(s)/dV2(s)$	51
Tabla 37.	Parámetros optimizados $GdV12(s)$	51
Tabla 38.	Pretest $Y2(s)/U1(s)$	52
Tabla 39.	Parámetros optimizados $G21(s)$	52
Tabla 40.	Pretest $Y2(s)/U2(s)$	53
Tabla 41.	Parámetros optimizados $G21(s)$	53
Tabla 42.	Pretest $Y2(s)/dV1(s)$	54
Tabla 43.	Parámetros optimizados $GdV21(s)$	54
Tabla 44.	Pretest $Y2(s)/dV2(s)$	55
Tabla 45.	Parámetros optimizados $GdV22(s)$	55
Tabla 46.	Respuesta individual del modelo lineal.....	57
Tabla 47.	Funciones de transferencia	58
Tabla 48.	Validación del modelo con entrada conjunta	58
Tabla 49.	Parámetros sintonizados para el PI de oxígeno	61
Tabla 50.	Parámetros sintonizados para el PI de nitrato	61
Tabla 51.	Parámetro de rendimiento para el lazo de oxígeno.....	63
Tabla 52.	Parámetros de rendimiento para el lazo de nitrato.....	63
Tabla 53.	Parámetros de rendimientos del sistema multivariable	64
Tabla 54.	Parámetros de rendimiento con desacople	65
Tabla 55.	Parámetros de rendimiento con prealimentación.....	67
Tabla 56.	Parámetros de diseño frente a perturbaciones para oxígeno	69
Tabla 57.	Parámetros de diseño frente a perturbaciones para nitrato	69
Tabla 58.	Parámetros de resintonización por GA de PID original.....	73
Tabla 59.	Parámetros de resintonización manual de los PID.....	74
Tabla 60.	Índices de desempeño calculados.....	76
Tabla 61.	Coste horario asociados a los ingenieros	81
Tabla 62.	Coste horarios asignados a recursos adicionales	81
Tabla 63.	Presupuesto del proyecto	82



ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.	Procesos del modelo ASM-1 (Clemotte, y otros, 2017)	10
Figura 2.	Rango de operabilidad del sistema	20
Figura 3.	SOTE modelo ABS PIK 300	21
Figura 4.	Factor alfa en función del MCRT (Gillot & Héduit, 2008)	22
Figura 5.	Esquema de planta BSM-1 (Alex, y otros, 2008)	29
Figura 6.	Esquema MATLAB/Simulink. Comprobación ASM-1.....	32
Figura 7.	Sedimentador Takács (Takács, Patry, & Nolasco, 1991)	33
Figura 8.	Dependencia de flujos para el modelo de sedimentación.....	35
Figura 9.	Simulación del modelo BSM-1 en Matlab/Simulink.....	38
Figura 10.	Dinámica de perturbaciones de diferentes sustratos	43
Figura 11.	Dinámica de perturbaciones de materia particulada y caudal	43
Figura 12.	Escalón $Y1(s)/U1(s)$	48
Figura 13.	Escalón $Y1(s)/U2(s)$	49
Figura 14.	Escalón positivo $Y1(s)/dV1(s)$	50
Figura 15.	Escalón negativo $Y1(s)/dV1(s)$	50
Figura 16.	Escalón $Y1(s)/dV12(s)$	51
Figura 17.	Escalón $Y2(s)/U1(s)$	52
Figura 18.	Escalón $Y2(s)/U2(s)$	53
Figura 19.	Escalón $Y2(s)/dV1(s)$	54
Figura 20.	Escalón $Y2(s)/dV2(s)$	55
Figura 21.	PI $Y1(s)-U1(s)$	61
Figura 22.	PI $Y2(s)-U2(s)$	61
Figura 23.	Señal de entrada para evaluación de rendimiento	62
Figura 24.	Dinámica de control de oxígeno sobre el modelo lineal	63
Figura 25.	Dinámica de control de nitrato sobre el modelo lineal.....	63
Figura 26.	Dinámica de control multivariable sin desacople	64
Figura 27.	Dinámica de control multivariable con desacople	65
Figura 28.	Dinámica de control multivariable con prealimentación	67
Figura 29.	Dinámica de ajuste del PI frente a perturbaciones para oxígeno	69
Figura 30.	Dinámica de ajuste de PI frente a perturbaciones para nitrato.....	69
Figura 32.	Secuencia de simulación para los PID de seguimiento originales.....	72
Figura 33.	Simulación para los PID resintonizados por GA	73
Figura 34.	Simulación para los PID resintonizados manualmente	74
Figura 35.	Simulación para los PID de rechazo de perturbaciones	75
Figura 36.	Secuencia de simulación conjunta	76

MEMORIA



1. INTRODUCCIÓN

Las plantas de tratamiento de aguas residuales juegan un papel esencial para que el desarrollo de actividades urbanas, o aquellas llevadas a cabo a escala industrial, puedan efectuarse en unas condiciones adecuadas que permitan el desarrollo sostenible de nuestra sociedad, respetando el medio ambiente con el que convivimos. Retornar el agua en un estado de contaminación supondría la posibilidad de poder llegar a empeorar o mermar la calidad de vida de las especies que habitan el medio natural.

Conseguir depurar el agua hasta llevarla a unas condiciones nulas en términos de contaminación supone a su vez, la necesidad de conseguir que las plantas de tratamiento de aguas residuales funcionen en unas condiciones adecuadas, lo que implica que en todo momento se puedan satisfacer las necesidades de especies oxidantes (oxígeno y nitrato) en el medio.

Es aquí, donde para lograr el correcto funcionamiento de las plantas depuradoras surgen diversos modelos matemáticos que son capaces de estimar con mayor o menor precisión la demanda de especies oxidantes en el medio, en función de la cantidad de materia orgánica o especies amoniacales presentes en el efluente de entrada al sistema. Modelos como el ASM-1 (Activated Sludge Model Nº1) o el ASM-2 (Activated Sludge Model Nº2) son, por tanto, capaces de establecer una relación dinámica entre las necesidades de especie oxidante y la carga del sistema. (Henze, Gujer, Mino, & Van Loosdrecht, 2000)

Al mismo tiempo, surge la problemática de hacer frente a los costes de operación de la planta, principalmente asociados a la energía de aireación, que es consumida para lograr el aporte de oxígeno y también imputados, aunque en menor medida, a la energía de bombeo, cuyo consumo viene asociado a la necesidad de recircular parte del efluente y extraer los fangos producidos en el sistema. (Clemotte, y otros, 2017)

Para hacer frente a diferentes casuísticas, modelos de referencia como el BSM-1 (Benchmark Simulation Modelo Nº1), proponen un estándar bajo el cual se pueden diseñar y evaluar diversas estrategias de control, que llevarían a identificar la operación óptima de la planta no únicamente en términos de calidad de fluyente sino también en lo referido a consumo energético. Por ello, la sintonización y evaluación de sistemas de control mediante el uso del modelo BSM-1 se considera una buena práctica a la hora de encontrar el punto de funcionamiento adecuado de una planta de tratamiento de aguas residuales. (Alex, y otros, 2008)



2. OBJETIVOS

El guion propuesto para la realización de este proyecto se ha trazado en torno al objetivo principal, de que partiendo del modelo ASM-1 ya implementado en MATLAB/Simulink, se estudie la controlabilidad y optimización del proceso. Bajo este pretexto, el objetivo principal conlleva a que el proyecto discorra en la consecución de otros objetivos secundarios, pero no de menor importancia y cuyo cumplimiento se hace necesario para habilitar la capacidad de control sobre el modelo.

Principalmente, entre estos subobjetivos destaca el de implementar sobre el modelo base, diferentes alternativas de cálculo que proponen el modelado de la transferencia de oxígeno, teniendo en cuenta dimensiones del sistema, características del agua sucia, así como condiciones ambientales y flujo de aire. El cumplimiento de este objetivo requiere tanto de una búsqueda bibliográfica adecuada, como de la consecuente implementación en MATLAB.

Otro objetivo secundario a mencionar es el estudio de una configuración adecuada de operación de nitrificación-desnitrificación, para la cual se debe de establecer tanto el punto de operación como las dimensiones del sistema. Será en base a la configuración establecida y punto de operación definido, que se han de definir tantos criterios de controlabilidad, como metodologías y experiencias de control.

A su vez la metodología empleada para el diseño del sistema de control, se compone de diversos objetivos que requieren la puesta en práctica de los conocimientos adquiridos durante el presente curso académico, tales como la construcción de un modelo lineal mediante funciones de transferencia, la validación del mismo y el ajuste de los parámetros de los controladores propuestos para cada una de las estrategias de control que se diseñarán, llevando a cabo su posterior evaluación mediante un conjunto de índices propuestos.

Estos mismos objetivos de carácter docente también serán alcanzados en la primera parte del documento a través de la puesta en práctica de conocimientos adquiridos en las asignaturas de modelización y simulación, pues se requerirá llevar a cabo diversas simulaciones en condiciones dinámicas para alcanzar los objetivos propuestos de nivel superior.

Finalmente, cabe hacer mención a la consecución de algunos de los objetivos de desarrollo sostenible propuestos por la Organización de las Naciones Unidas, como pueden ser agua limpia y saneamiento (ODS N°6), vida submarina (ODS N°14) o el objetivo relacionado con industria, innovación e infraestructura (ODS N°9), pues el presente estudio presenta desarrollos a nivel tecnológico e industrial que podrían ser implementado es plantas de tratamiento de aguas residuales a fin de asegurar su correcta depuración.

3. DESCRIPCIÓN DEL MODELO DE ASM-1

La simulación de sistemas de fangos activos incorporando fenómenos de nitrificación y desnitrificación, así como oxidación de materia orgánica incluye una gran cantidad de reacciones, que son descritas por ecuaciones matemáticas asociadas a los componentes principales del sistema. Este conjunto de ecuaciones debe adaptarse, por un lado, a la realidad de la mejor manera posible para predecir de forma adecuada el comportamiento del sistema, lo que significa tener en cuenta tanto la cinética como estequiometría asociada a cada uno de los procesos de reacción. Por otro lado, el sistema debe de ser matemáticamente resoluble, y es aquí donde surge el compromiso entre la capacidad de predicción y resolución matemática del modelo propuesto. (Henze, Gujer, Mino, & Van Loosdrecht, 2000)

Sin embargo, los modelos más prematuros aplicados a sistemas de tratamiento de aguas residuales, proponían una interpretación más sencilla de la realidad. Esto significaba inclinar la balanza calidad de predicción – capacidad de resolución, teniendo un sistema más fácilmente resoluble, pero con menos capacidad para arrojar predicciones con mayor precisión.

Así pues, modelos más sencillos se situaban dentro de este contexto de conceptualización más sencilla de la realidad, en la cual ocurrían dos procesos fundamentales: crecimiento y decaimiento de la biomasa en el medio. Otros procesos como la utilización de oxígeno y eliminación de sustrato también ocurrían, pero no necesariamente tenían que ser considerados por el modelo para predecir la evolución de la concentración de biomasa. (Henze, Gujer, Mino, & Van Loosdrecht, 2000)

Esta contextualización más sencilla implicada trabajar en base a un modelo que considera solamente tres componentes (biomasa, oxígeno y sustrato) y cuya estequiometría viene dada en la Tabla 1.

Tabla 1. Matriz estequiométrica del modelo ASM sencillo

Componentes, → i	1	2	3	Tasas de reacción, ρ_i ($ML^{-3}T^{-1}$)
j procesos, ↓	X_b	S_s	S_o	
1. Crecimiento	1	-1/Y	-(1-Y) / Y	$\frac{\mu \cdot S_s}{K_s + S_s} \cdot X_b$
2. Decaimiento	-1		-1	bX_b
Tasa de conversión total (observada)	$r_i = \sum_j r_{ij} = \sum_j v_{ij} \cdot \rho_j$			Parámetros cinéticos Tasa de crecimiento específica: μ
Parámetros estequiométricos Coeficientes de Rendimiento: Y	Biomasa [$M^{(COD)}L^{-3}$]	Sustrato [$M^{(COD)}L^{-3}$]	Oxígeno (COD negativo) [$M^{(COD)}L^{-3}$]	Constante de velocidad media: K_s Velocidad específica de decaimiento: b



3.1. INTRODUCCIÓN AL MODELO ASM-1

Debido a los largos tiempos de retención de sólidos y las bajas velocidades específicas de crecimiento, a pesar de que se observen diferencias generalmente pequeñas entre las concentraciones de sustrato soluble en el efluente del sistema de tratamiento de fangos activos, sí que se detectan diferencias significativas entre las concentraciones de fangos activos y requerimientos de la especie electro-dadora (ya sea nitrato u oxígeno). Como consecuencia, se requiere de buenas prácticas en el diseño del sistema de reacción, de forma que se puedan suplir los requerimientos de especie electro-dadora en función de su demanda cambiante en el tiempo. (Henze, Gujer, Mino, & Van Loosdrecht, 2000)

Es aquí donde en modelos más sencillos como el que se ha comentado brevemente en el apartado anterior, denota la ausencia por parte de su capacidad de predicción para estimar de forma precisa los requerimientos de oxígeno en el sistema. Por tanto, se sugiere que los modelos son más importantes por su capacidad de predicción de los requerimientos de especie electro-dadora y concentración de los fangos activos, que por su capacidad para predecir la concentración de sustrato en el efluente del sistema de reacción. Nace aquí por tanto la necesidad de contar con modelos en los que prime esta capacidad de predicción, pero que a su vez sigan manteniendo un balance equilibrado junto a su capacidad de resolución matemática. (Henze, Gujer, Mino, & Van Loosdrecht, 2000)

Será bajo este pretexto donde en 1982 la IAWPRC (International Association for Water Pollution Research and Control) enmarcaría el modelo ASM-1, dando pie a uno de los modelos más usado a nivel comercial para el diseño y control de operaciones de tratamiento de aguas residuales mediante procesos de fangos activos.

Los autores fueron capaces de desarrollar un modelo que, por una parte, incorporara los procesos más importantes que se dan dentro de un sistema físico, de manera que arrojará información precisa de que estaba ocurriendo en su interior, y por otra, fuera resoluble con un esfuerzo computacional moderado. Y es aquí donde se presentaba la problemática principal de que cuantas más ecuaciones de proceso se incluyeran, más preciso sería el sistema, pero más complicado de resolver. Si bien, se podría abarcar el número de ecuaciones de velocidad necesarias, pero abordándolas desde un punto de vista simplificado, de manera que se contara con todos los procesos necesarios (calidad de predicción) pero con las simplificaciones convenientes (capacidad de resolución).

Siguiendo el guion establecido, para solucionar esta problemática los autores decidieron hacer uso de las funciones de conmutación, que consistía en introducir funciones continuas que eliminaran los problemas de estabilidad numérica que podían ocurrir durante las simulaciones. Estas funciones, aunque no se rigen por ninguna ley física, son capaces de aproximarse a cero en función de las condiciones del medio, de manera que son capaces de anular ciertos procesos cuando las condiciones del medio lo requieran. El ejemplo más típico y que se comentará con más detalle posteriormente, es el crecimiento de bacterias autótrofas en condiciones aerobias. Aquí se introduce una función de conmutación en base a oxígeno para condicionar su crecimiento en función de las condiciones del medio.

$$f_s(S_o) = \frac{S_o}{K_o + S_o}$$



3.2. OXIDACIÓN, NITRIFICACIÓN Y DESNITRIFICACIÓN. MODELO ASM-1

Una vez que se ha contextualizado el modelo, estableciendo la diferencia entre otros modelos más sencillos y también cuales son las ventajas del modelo ASM-1, y como los autores solucionaron los problemas de estabilidad numérica mediante las funciones de desplazamiento, se pasará a entrar en más detalle con el modelo, tratando brevemente los puntos fundamentales que lo caracterizan.

Se detallarán cuales son las variables implicadas en el modelo, procesos que describen la dinámica del sistema y como los autores abordaron matemáticamente el sistema mediante la matriz estequiométrica.

3.2.1. Conceptos principales del modelo

En este apartado se tratarán cuáles son las variables que intervienen en el modelo y fueron establecidas por los autores (Henze, Grady Jr, Gujer, Marais, & Matsuo, 1987), siguiendo la clasificación que establecieron los mismo a través de diferentes apartados.

Previamente, resultaría interesante definir cuáles son las unidades que se usan en este modelo. En procesos biológicos se puede afirmar que las tres unidades de medida más generalizadas y aceptadas son las siguientes: DBO (demanda bioquímica de oxígeno), COT (carbono orgánico total) y DQO (demanda química de oxígeno). De entre estas, la DQO según afirmar los autores (Henze, Gujer, Mino, & Van Loosdrecht, 2000): “es indudablemente la unidad de medida superior ya que proporciona un enlace entre el equivalente de electrones en el sustrato, biomasa y oxígeno utilizado”. Por tanto, esta será el tipo de unidad utilizada junto a los gramos de nitrógeno por unidad de volumen como se comentará posteriormente.

3.2.1.1. Materia orgánica no biodegradable

La materia orgánica no biodegradable es biológicamente inerte y pasa a través del sistema de fangos activos sin experimentar ningún cambio. A su vez, en función de su estado físico se puede clasificar en:

- Materia orgánica soluble inerte (S_I): Abandona el sistema en la misma concentración en la que entra.
- Materia orgánica particulada inerte (X_I): Se elimina del sistema de fangos activos a través de una purga.

3.2.1.2. Materia orgánica biodegradable

La materia orgánica biodegradable o sustrato se puede dividir en dos categorías:

- Sustrato soluble (S_S): También conocido como sustrato rápidamente biodegradable. Consiste en aquellas moléculas relativamente simples que son consumidas para el crecimiento de biomasa heterótrofa.
- Sustrato particulado (X_S): Este caso se trata de sustrato lentamente biodegradable. Son moléculas relativamente complejas, las cuales pueden ser convertidas a sustrato soluble mediante un proceso de hidrólisis que no necesita consumo de oxígeno ni de nitrato.



3.2.1.3. Biomasa heterótrofa

La biomasa heterótrofa (X_{BH}) es generada por crecimiento a través del consumo del sustrato soluble. Si bien se asume que su crecimiento podría darse en condiciones aeróbicas (en presencia de oxígeno) o en condiciones anóxicas (en presencia de nitrato), no se podría dar en condiciones anaerobias (sin presencia de oxígeno ni nitrato).

3.2.1.4. Biomasa autótrofa

Mientras que el crecimiento de biomasa heterótrofa se basa en el consumo de sustrato soluble, el crecimiento de la biomasa autótrofa (X_{BA}) requiere de la presencia de amoníaco y oxígeno en el medio, por tanto, su crecimiento se desarrolla en condiciones aerobias.

Se debe considerar también la presencia de células muertas por un proceso de decaimiento en el sistema de reacción. Este proceso de decaimiento genera que ambos tipos de biomasa (heterótrofa y autótrofa) pasen a formar productos particulados insolubles (X_P).

3.2.1.5. Nitrógeno no biodegradable

La fracción no biodegradable es despreciablemente pequeña, por lo que no se incorpora en el modelo.

3.2.1.6. Nitrógeno biodegradable

Los compuestos nitrogenados biodegradables, se puede dividir en los siguientes grupos:

- Nitrógeno amoniacal (S_{NH}): Se corresponde tanto a compuestos amoniacales como sales. Como se ha comentado anteriormente, es el sustrato de las bacterias autótrofas.
- Nitrógeno orgánico soluble (S_{ND}): Proviene de la hidrólisis del nitrógeno orgánico particulado, es transformado a nitrógeno amoniacal mediante reacción con la biomasa heterótrofa.
- Nitrógeno orgánico particulado (X_{ND}): Estos compuestos de nitrógeno son hidrolizados a nitrógeno orgánico soluble en paralelo con la hidrólisis de sustrato lentamente biodegradable.

3.2.1.7. Especies dadoras de electrones

Existen dos especies que capaces de proporcionar electrones en los procesos necesarios:

- Oxígeno disuelto (S_O): La presencia de oxígeno en el medio genera condiciones aerobias. Intervendrá principalmente en los procesos de oxidación de materia orgánica y amoníaco a nitrato.
- Nitrógeno disuelto asociado a nitrato (S_{NO}): En condiciones anóxicas el nitrato es predominante. Proporciona el electrón necesario para la oxidación de materia orgánica en condiciones anóxicas, lo que conlleva su reducción a nitrógeno y la desaparición del medio.

3.2.1.8. Alcalinidad del medio.

El modelo ASM-1 está calculado en base a unos parámetros obtenidos a condiciones de pH neutro. Sin embargo, incorpora la variable de alcalinidad (S_{ALK}) que estima las condiciones de pH del medio.

Finalmente, para concluir con este apartado se incluirá la Tabla 2 a modo resumen con las variables que se han comentado anteriormente y las unidades de medida que se utilizan en cada una de ellas.

Tabla 2. Variables del modelo ASM-1

Índice IAWQ	Símbolo	Unidad	Descripción
1	S_I	$g\text{-DQO}/m^3$	Materia orgánica soluble inerte
2	S_S	$g\text{-DQO}/m^3$	Sustrato soluble (rápidamente biodegradable)
3	X_I	$g\text{-DQO}/m^3$	Materia orgánica particulada inerte
4	X_S	$g\text{-DQO}/m^3$	Sustrato particulado (lentamente biodegradable)
5	X_{BH}	$g\text{-DQO}/m^3$	Biomasa heterótrofa
6	X_{BA}	$g\text{-DQO}/m^3$	Biomasa autótrofa
7	X_P	$g\text{-DQO}/m^3$	Productos particulados insolubles
8	S_O	$g\text{-O}/m^3$	Oxígeno disuelto
9	S_{NO}	$g\text{-N}/m^3$	Nitrato disuelto
10	S_{NH}	$g\text{-N}/m^3$	Nitrógeno amoniacal
11	S_{ND}	$g\text{-N}/m^3$	Nitrógeno orgánico soluble
12	X_{ND}	$g\text{-N}/m^3$	Nitrógeno orgánico particulado
13	S_{ALK}	mol/m^3	Alcalinidad total

3.2.2. Procesos implicados en el modelo

(Henze, Grady Jr, Gujer, Marais, & Matsuo, 1987) establecieron que el modelo ASM-1 viene descrito por cada uno de los siguientes procesos que se detallarán en los apartados siguientes.

3.2.2.1. Crecimiento aerobio de heterótrofos

El crecimiento de biomasa heterótrofa en condiciones aerobias muestra que la producción de biomasa heterótrofa se genera a expensas de consumo de sustrato en presencia de oxígeno.

$$\rho_1 (ML^{-3}L^{-1}) = \mu_H \left(\frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \left(\frac{S_O}{K_{O,H} + S_O} \right) X_{B,H}$$

3.2.2.2. Crecimiento anóxico de heterótrofos

Este proceso representa el crecimiento de biomasa heterótrofa en condiciones anóxicas, es decir, en presencia de nitrato. Es un proceso similar al anterior, pero en este caso la especie dadora de electrones, que es necesaria para proceder con la oxidación del sustrato soluble, no es oxígeno sino nitrato, produciéndose a su vez la reducción del mismo a nitrógeno y, la consecuente desnitrificación del medio.

$$\rho_2 (ML^{-3}L^{-1}) = \mu_H \left(\frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \left(\frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_O} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \eta_g X_{B,H}$$



3.2.2.3. Crecimiento aerobio de autótrofos

El nitrógeno amoniacal sirve como fuente de energía para las células autótrofas, las cuales requieren oxígeno como especie dadora de electrones, de tal manera que este proceso genera la nitrificación del medio, es decir, la generación de nitrógeno asociado a nitrato.

$$\rho_3(ML^{-3}L^{-1}) = \mu_A \left(\frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \right) \left(\frac{S_O}{K_{O,A} + S_O} \right) X_{BA}$$

3.2.3.4. Decaimiento de heterótrofos

El proceso de muerte de la biomasa heterótrofa se modela con una ecuación de velocidad simple con respecto a la concentración de organismos heterótrofos en el medio.

$$\rho_4(ML^{-3}L^{-1}) = b_H X_{BH}$$

3.2.3.5. Decaimiento de autótrofos

El decaimiento de los organismos autótrofos viene dado exactamente de la misma forma que el decaimiento de los organismos heterótrofos que se ha comentado anteriormente.

$$\rho_5(ML^{-3}L^{-1}) = b_A X_{BA}$$

3.2.3.6. Amonificación de nitrógeno orgánico soluble

El sexto proceso modela como el nitrógeno orgánico soluble es convertido en nitrógeno amoniacal, a través de la siguiente ecuación simple de naturaleza empírica, pero que se ha considerado adecuada dada su aceptabilidad.

$$\rho_6(ML^{-3}L^{-1}) = \mu_A S_{ND} X_{BH}$$

3.2.3.7. Hidrólisis de sustrato particulado

La siguiente ecuación que se va a presentar muestra el modelo que se ha adoptado para representar las hidrólisis de sustrato soluble biodegradable.

$$\rho_7(ML^{-3}L^{-1}) = \mu_H \frac{X_S/X_{BH}}{K_X + (X_S/X_{BH})} \left[\left(\frac{S_O}{K_{OH} + S_O} \right) + \eta_h \left(\frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_O} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \right] X_{BH}$$

3.2.3.8. Hidrólisis de nitrógeno particulado

El octavo proceso representa la hidrólisis del nitrógeno orgánico particulado:

$$\rho_8(ML^{-3}L^{-1}) = \rho_7(X_{ND}/X_S)$$

Finalmente, a modo resumen se incluye la Figura 1 en el cual se reflejan las variables implicadas y la relación entre ellas a través de los procesos que se han comentado anteriormente.

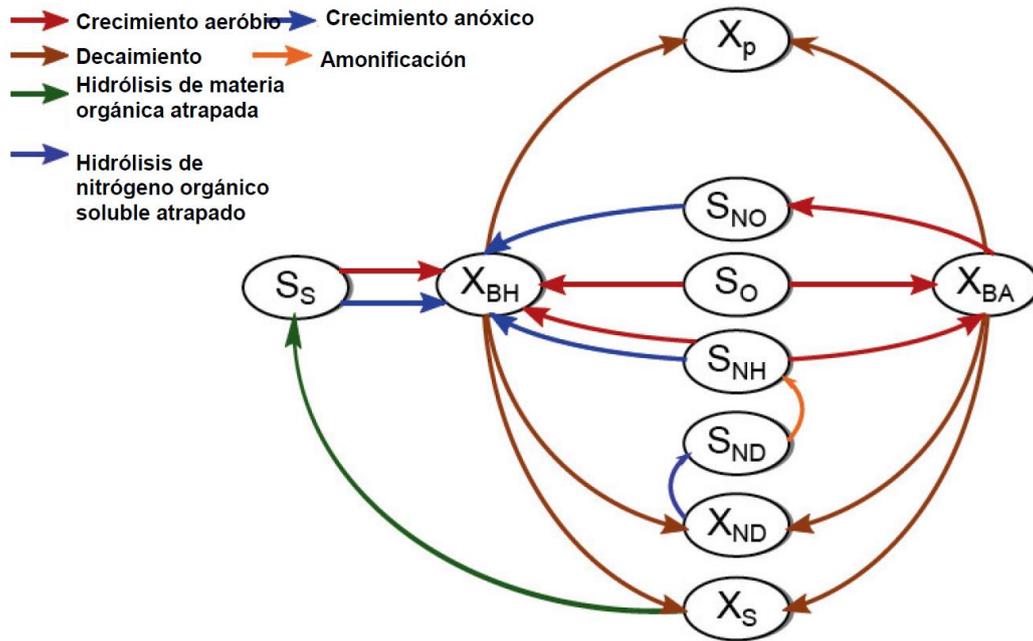


Figura 1. Procesos del modelo ASM-1 (Clemotte, y otros, 2017)

3.2.3. Concepción matemática del modelo

Como se ha podido comprobar, el modelo ASM-1 consta de una gran cantidad de variables que se relacionan las unas con las otras mediante un total de ocho procesos.

Abordar matemáticamente la relación entre las variables y los procesos en los cuales intervienen, y definir la variación con el tiempo de cada una de las especies en el sistema, requiere el planteamiento de un balance de componente con un término de generación, el cual incluya la relación entre variables y procesos a través de los coeficientes estequiométricos recogidos en la Tabla 3.

$$\frac{dC_i}{dt} = \frac{Q}{V_R} (C_{i,E} - C_{i,S}) + r_i$$

Donde la velocidad del componente i , se puede expresar de la siguiente manera:

$$r_i = \sum_j v_{ij} \cdot \rho_j$$

Siendo v_{ij} los coeficientes estequiométricos y ρ_j las velocidades de proceso que se incluyen en la tabla 3. En balance quedaría de la siguiente manera:

$$\frac{dC_i}{dt} = \frac{Q}{V_R} (C_{i,E} - C_{i,S}) + \sum_j v_{ij} \cdot \rho_j$$

Tabla 3. Matriz estequiométrica ASM-1 (Henze, Gujer, Mino, & Van Loosdrecht, 2000)

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



3.3. CARACTERÍSTICAS DEL MODELO ASM-1

Como se ha podido comprobar durante el desarrollo de este modelo, tanto las ecuaciones de proceso como los coeficientes estequiométricos constan de una gran cantidad de parámetros que caracterizan al modelo ASM-1.

3.3.1. Parámetros típicos del modelo

Finalmente, se expondrán los valores típicos de los parámetros cinéticos y estequiométricos en la Tabla 4.

Tabla 4. Parámetros ASM-1 (Henze, Gujer, Mino, & Van Loosdrecht, 2000)

Símbolo	Unidades	Valor a 20°	Valor a 10°
Parámetros estequiométricos			
Y_A	g-DQO _{cel} /g - N _{oxidado}	0.24	0.24
Y_H	g-DQO _{cel} /g - DQO _{oxidada}	0.67	0.67
f_P	-	0.08	0.08
i_{XB}	g-N/g-DQO	0.086	0.086
i_{XE}	g-N/g-DQO	0.06	0.06
Parámetros cinéticos			
μ_H	1/día	6.0	3.0
K_S	g-DQO/m ³	20.0	20.0
K_{OH}	g-DQO/m ³	0.2	0.2
K_{NO}	g-NO ₃ /m ³	0.5	0.5
b_H	1/día	0.62	0.2
η_g	-	0.8	0.8
η_H	-	0.4	0.4
k_h	(g-DQO _{lenta} /g-DQO _{cel})/día	3.0	1.0
K_x	g-DQO _{lenta} //g-DQO _{cel}	0.03	0.01
μ_A	1/día	0.8	1.3
K_{NH}	g-NH ₃ /m ³	1.0	1.0
K_{OA}	g-DQO/m ³	0.4	0.4
k_a	(g-DQO/m ³)·día	0.08	0.04



4. DESCRIPCIÓN DEL MODELO DE TRANSFERENCIA DE OXÍGENO

4.1. TRANSFERENCIA DE OXÍGENO EN EL MODELO ASM-1

La transferencia de materia gas-líquido es un fenómeno de transporte que puede llegar a gobernar aquellos procesos de reacción en los cuales hay involucradas especies gaseosas junto a otros reactantes que se encuentran disueltos en el medio. Tal es el caso de los sistemas de reacción de fangos activos, en los cuales ciertos procesos que colaboran en el desarrollo de la biomasa y consumo del sustrato disuelto en el medio, requieren de la presencia de oxígeno disuelto y su consecuente incorporación a través de un fenómeno de transporte gas-líquido que venga descrito por una ley física que sea capaz de predecir su comportamiento.

Teniendo en cuenta esto, el desarrollo de arquitecturas y estrategias de control, establece como requisito comprender como ocurren estos fenómenos y contar con un modelo matemático que sea capaz de describir su comportamiento durante la simulación.

En este apartado se detallará como los autores del modelo contemplaron los fenómenos de transferencia de oxígeno en el sistema y, en caso de que sea necesario, que consideraciones se han tenido que introducir sobre el modelo matemático a fin de establecer las estrategias de control pertinentes.

4.1.1. Requerimientos de oxígeno

Anteriormente, en el Apartado 3.2.2. se ha introducido cuáles son los procesos principales que los autores incorporaron al modelo ASM-1. De entre los 8 procesos, lo más adecuado con respecto a las necesidades de oxígeno del sistema sería destacar los dos siguientes:

- Crecimiento aerobio de heterótrofos:

$$\rho_1(ML^{-3}L^{-1}) = \mu_H \left(\frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \left(\frac{S_O}{K_{O,H} + S_O} \right) X_{B,H}$$

- Crecimiento aerobio de autótrofos:

$$\rho_3(ML^{-3}L^{-1}) = \mu_A \left(\frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \right) \left(\frac{S_O}{K_{O,A} + S_O} \right) X_{BA}$$

Se puede ver que el modelo ASM-1 tiene asociado dos procesos que ponen de manifiesto los requerimientos de oxígeno. En base a esta idea, cabe esperar la necesidad de suplir la demanda de oxígeno cuyo transporte vendrá asociado a una determinada ley de transferencia, por lo que resulta importante estudiar hasta qué punto el modelo original ASM-1 contempla dicha transferencia.



4.1.2. Consideración de la transferencia de oxígeno en el modelo ASM-1

La matriz estequiométrica del modelo ASM-1 (Tabla 3), la cual se usa para construir el conjunto de ecuaciones diferenciales que expresan el comportamiento del sistema, considera únicamente la eliminación del oxígeno disuelto como consecuencia de su implicación en los distintos procesos biológicos, pero no se contempla la adición de oxígeno a través de un sistema de difusión. De hecho, (Henze, Grady Jr, Gujer, Marais, & Matsuo, 1987) sugieren: “Con el objetivo de simular variaciones de manera rigurosa en la concentración de oxígeno, habría que añadir expresiones adecuadas de velocidad de transferencia de oxígeno cuando se establece el balance de dicho componente”.

Consecuentemente, y a efectos de desarrollar una estrategia de control, uno de los objetivos que se persiguen mediante la elaboración de este proyecto, es establecer en base a una revisión bibliográfica un modelo de transferencia de oxígeno que se corresponda adecuadamente con las condiciones del sistema, y que permita mediante la manipulación de las variables correspondientes el control del oxígeno disuelto en el medio.

El modelo resultante de la revisión bibliográfica debería ser incorporado al balance de oxígeno tal y como establecieron los autores del modelo. El balance modificado para la concentración de oxígeno en el medio sería el siguiente:

$$\frac{dS_O}{dt} = \frac{Q}{V_R} (C_{i,E} - C_{i,S}) + OTR_V - OUR_V$$

Donde:

- OTR_V (oxygen transfer rate): Es la velocidad de transferencia de oxígeno, que vendría dada por el modelo seleccionado a través de la revisión bibliográfica.
- OUR_V (oxygen uptake rate): Es la velocidad de consumo de oxígeno establecida a través de los procesos biológicos definidos por los autores y comentados en el Apartado 3.2.2. Vendría dada por la ecuación de velocidad establecida en el Apartado 3.2.3.:

$$OUR_V = \sum_j v_{ij} \cdot \rho_j$$

Donde “i” es el índice del componente en el modelo ASM-1, para el caso del oxígeno es el 8, y “j” el índice asociado a los procesos en los cuales se requiere del consumo de oxígeno:

$$OUR_V = v_{81} \cdot \rho_1 + v_{83} \cdot \rho_3$$

En los apartados siguientes se pasará a desarrollar el modelo que se ha seleccionado, y el cual se correspondería al término OTR_V del balance de oxígeno, y también las sucesivas modificaciones que se han tenido que implementar para adaptar el modelo a las condiciones del sistema, así como las diferentes alternativas de cálculo.



4.2. MODELIZACIÓN DE LA TRANSFERENCIA DE OXÍGENO

Existen diferentes teorías que describen mecanismos de transferencia en la interfase gas-líquido. Como puede ser la teoría de doble película o de penetración. Entre ellas, la más usada por su comprensión directa y que puede ser aplicada a procesos de absorción de un gas en un líquido es la teoría de la doble película. (Amaral, y otros, 2019)

Esta teoría establece que la velocidad de transferencia de oxígeno es proporcional, a través de una constante de transferencia de materia, a la fuerza impulsora generada por la diferencia de la concentración del componente en el medio y la concentración de saturación.

Aplicando la teoría de la doble película a un sistema en el cual el componente que se transfiere es el oxígeno se tendría:

$$OTR_V = K_{La} \cdot (S_{O,sat} - S_O(t)) = K_{Ga} \cdot (P_{O,sat} - P_O(t))$$

Donde se puede establecer que:

- $K_{La} = k_{La}$. Cuando la solubilidad del gas en un líquido es muy baja, se puede asumir que la resistencia a la transferencia de materia se encuentra en la parte del líquido. Como es el caso de la transferencia de oxígeno en el agua. (Amaral, y otros, 2019)

De esta forma la velocidad de transferencia de oxígeno quedaría descrita por la siguiente ecuación:

$$OTR_V = K_{La} \cdot (S_{O,sat} - S_O(t))$$

Esta será la función que defina el término OTR_V en el balance materia. Sin embargo, teniendo en cuenta que las características del agua residual difieren de las características del agua limpia, en los apartados siguientes se establecerán un conjunto de modificaciones que han llevado a establecer dos alternativas de cálculo.

4.2.1. Alternativa 1. Velocidad real de transferencia de oxígeno.

Teniendo en cuenta que las características de un agua residual requieren la correspondiente adaptación por parte del modelo de transferencia, en esta primera alternativa se plantea introducir el concepto de AOTR (actual oxygen transfer rate) a partir de la SOTR (standard oxygen transfer rate) y su relación con el coeficiente de transferencia de materia y a su vez, la de este con el caudal. Este procedimiento permitiría influir en la velocidad de transferencia de oxígeno, y por tanto en su concentración, mediante la manipulación del caudal.

4.2.1.1. Velocidad estándar de transferencia de oxígeno (SOTR)

El procedimiento estándar ASCE (ASCE, 2007), y su homólogo europeo son muy usados para la medida de la transferencia de oxígeno en agua limpia, con el objetivo de caracterizar el rendimiento de aireación en el medio mediante la medida de la SOTR, que es la OTR en agua limpia y unas condiciones estándar, que suponen una concentración nula de oxígeno disuelto en el medio, temperatura de 20 °C y presión de 1 atm. (Amaral, y otros, 2019)

La SOTR por unidad de volumen sería:

$$SOTR_V = k_{La,CW,20} \cdot S_{O,sat,CW,20}$$



Donde los parámetros, cuyos valores se definirán en los Apartados 4.2.1.3 y 4.2.3. son los siguientes:

- $k_{La,CW,20}$: Coeficiente de transferencia de materia en agua limpia en condiciones estándar (20 °C y 1 atm).
- $S_{O,Sat,CW,20}$: Concentración de saturación de oxígeno en agua limpia en condiciones estándar (20 °C y 1 atm).

4.2.1.2. Velocidad real de transferencia de oxígeno (AOTR)

Para determinar la velocidad real de transferencia de oxígeno en el sistema de aireación, hay que corregir el término $SOTR_V$, con el objetivo de considerar la influencia de las características del agua residual, condiciones de operación, temperatura y presión. (Amaral, y otros, 2019)

Esta corrección se ha obtenido a partir de la ecuación establecida por la ASCE para la $AOTR_V$, mediante la combinación con la definición de la velocidad estándar de transferencia de oxígeno. (ASCE, 2007)

$$AOTR_V = \left(\frac{1}{S_{O,Sat,CW,20}} \right) \cdot [\alpha \cdot F \cdot (SOTR) \cdot \theta^{T-20}] \cdot (\tau \cdot \beta \cdot \Omega \cdot S_{O,Sat,CW,20} - S_O(t))$$

Que combinando con la $SOTR_V$ se obtiene la siguiente ecuación:

$$AOTR_V = \alpha \cdot F \cdot k_{La,CW,20} \cdot (\tau \cdot \beta \cdot \Omega \cdot S_{O,Sat,CW,20} - S_O(t)) \cdot \theta^{T-20}$$

De esta forma se puede hacer depender la $AOTR_V$ del coeficiente de transferencia de materia:

$$AOTR_V = f(k_{La,CW,20})$$

Y este a su vez del caudal de aire que se introduce en el reactor, como se comentará en el apartado siguiente:

$$k_{La,CW,20} = f(Q_{Aire})$$

Por otra parte, los parámetros que forman parte de la ecuación de corrección y que se han buscado bibliográficamente son los siguientes:

- Factor (α) de corrección del coeficiente de transferencia de materia.
- Factor (F) de ensuciamiento.
- Factor (β) de corrección de concentraciones de saturación.
- Factor (τ) de corrección de concentraciones de saturación con la temperatura.
- Factor (Ω) de corrección de presión barométrica.
- Factor (θ) de corrección de temperatura.

Los parámetros son similares para las dos alternativas que se han planteado, por lo que se detallarán tras plantear la segunda alternativa.



4.2.1.3. Cálculo del coeficiente de transferencia de materia

En este apartado se ha incluido una ecuación que permite calcular el valor del coeficiente de transferencia de materia en agua limpia en condiciones estándar (20 °C y 1 atm), en función del caudal de aire introducido y las dimensiones del sistema. (Gillot, Capela-Marsal, Roustan, & Héduit, 2005)

$$k_{La,cw,20} = \frac{Q_G}{S_T} \cdot \left(\frac{v^2}{g}\right)^{-\frac{1}{3}} \cdot \left[7.77 \cdot 10^{-5} \cdot \left(\frac{S_P}{S}\right)^{e_3} \cdot \left(\frac{S_P}{S_a}\right)^{e_4} \cdot \left(\frac{D}{h}\right)^{e_5}\right]$$

Esto permitiría establecer estrategias de control para la concentración de oxígeno disuelto mediante la manipulación del caudal de aire introducido en el reactor, teniendo en cuenta que dicho coeficiente condiciona el término de velocidad de transferencia en el balance de oxígeno.

Los autores ajustaron los parámetros de la ecuación anterior mediante la minimización de la suma de los errores al cuadrado entre el número de transferencia medido y el calculado a través de la siguiente ecuación, que se relaciona con el coeficiente de transferencia de materia.

$$N_T = \frac{k_{La,cw,20}}{U_G} \cdot \left(\frac{v^2}{g}\right)^{\frac{1}{3}} = 7.77 \cdot 10^{-5} \cdot \left(\frac{S_P}{S}\right)^{0.24} \cdot \left(\frac{S_P}{S_a}\right)^{-0.15} \cdot \left(\frac{D}{h}\right)^{0.13}$$

El coeficiente de regresión obtenido (r^2) fue de 0.90. El error relativo obtenido entre el número de transferencia medido y calculado es en promedio del 3.1 % con un valor máximo del 6.4 %. Por lo que el resultado entre los valores ajustados y calculados se consideran muy satisfactorio. Sin embargo, la aplicabilidad de la ecuación anterior es válida siempre y cuando se cumplan los rangos para los parámetros adimensionales del sistema que se exponen en la Tabla 5. (Gillot, Capela-Marsal, Roustan, & Héduit, 2005)

Tabla 5. Rango de aplicabilidad del modelo

N. adimensional	DD = Sp/S	DD_L = Sp/S_a	H/h	D/h	Sc	U_G[*]	N_T10⁵
Rango	0.04-0.14	0.05-0.41	1.03-1.11	1.4-5.1	3.3·10 ³	0.03-0.14	4.7-7.2

Por tanto, el cálculo del coeficiente de transferencia requiere del dimensionamiento del sistema y a su vez, dicho dimensionamiento debe cuadrar con los rangos de los números adimensionales establecidos.

En los apartados siguientes se definirán tanto las variables dimensionales como los números adimensionales, y se reflejarán los resultados de los cálculos sobre dimensionamiento del sistema y variación del coeficiente de transferencia en función del caudal.

4.2.1.3.1. Dimensionamiento del sistema

En este apartado se incluyen los valores de las dimensiones establecidas para el sistema, los resultados de los parámetros calculados y también las comprobaciones para establecer la validez del sistema. Los cálculos respectivos a este apartado se incluyen en el ANEJO I: Alternativa 1: Dimensionamiento del sistema y cálculo del coeficiente de transferencia de materia.

Previamente al establecimiento de los resultados, cabe mencionar que para el dimensionamiento del sistema de aireación se ha seleccionado una configuración de los difusores que recubre toda la superficie. Este tipo de configuración establece los valores más altos para el número de transferencia y, por tanto, los mejores rendimientos de aireación cuando se usa esta colocación de difusores. (Gillot, Capela-Marsal, Roustan, & Héduit, 2005)

A continuación, en la Tabla 6 se muestran los valores establecidos en base a las recomendaciones de los autores, y lo resultados de los cálculos que se han llevado a cabo.

Tabla 6. Geometría calculada y establecida

Tipo	Variable	Descripción	Resultado
Geometría establecida	D	Diámetro del tanque	7.5 m
	H	Altura del tanque	2.4 m
Geometría calculada	S	Superficie del tanque	44.18 m ²
	V	Volumen del tanque	106.03 m ³
	S _p	Superficie perforada de membrana	3.53 m ²
	S _a	Superficie cubierta por los difusores	44.18 m ²
	h	Profundidad de los difusores	2.29 m
Propiedades fase líquida	ρ	Viscosidad del agua	1000 kg/m ³
	μ	Viscosidad dinámica del agua	0.001 Pa·s
	ν	Viscosidad cinemática del agua	1.004 mm ² /s

Una vez que se realizaron las consideraciones necesarias en el ANEJO I y se desarrollaron los cálculos pertinentes, se comprobó la validez del sistema en relación a los rangos de los parámetros adimensionales.

Tabla 7. Validación de números adimensionales

Número adimensional	Descripción	Rango establecido	Comprobación
DD	Densidad de los difusores	0.04 - 0.14	0.08
DD _L	Densidad local de los difusores	0.05 - 0.41	0.08
H/h	Ratio altura /profundidad	1.03 - 1.11	1.05
D/h	Ratio diámetro/profundidad	1.4 - 5.1	3.281
U _G *	Carga másica adimensional	0.03 - 0.14	U _{G,min} * = 0.03 U _{G,max} * = 0.136
N _T · 10 ⁵	Número de transferencia	4.7 - 7.2	7.20

Atendiendo a los resultados expuestos en la Tabla 7 se puede afirmar que todos los parámetros adimensionales se encuentran dentro de los rangos de validación del modelo establecidos por los autores. Por otra parte, se observa que el valor del número de transferencia obtenido es bastante alto, y prácticamente similar al máximo, lo que indica que se ha seleccionado una configuración eficiente para el sistema de aireación.

4.2.1.3.2. Operabilidad del sistema.

Una vez que se ha introducido geoméricamente el sistema, se presentan los resultados obtenidos sobre el coeficiente de transferencia de materia, para el caudal mínimo y máximo con el que es capaz de trabajar el difusor seleccionado, que consiste en un modelo ABS PIK 300 de la casa SULZER con características que se exponen en la Tabla 8.

Tabla 8. Aireador modelo ABS PIK 300

Parámetro	Descripción	Valor
D_{Difusor}	Diámetro del difusor	336 mm
$S_{p,\text{Difusor}}$	Superficie de membrana del difusor	0.06 m ²
$Q_{\text{min,Diseño}}$	Caudal mínimo de diseño del difusor	1.5 m ³ /h
$Q_{\text{max,Diseño}}$	Caudal máximo de diseño del difusor	8 m ³ /h

A partir de la selección del difusor y los parámetros geométricos presentados anteriormente, se pudo hacer uso de la ecuación del cálculo del coeficiente de transferencia (ANEJO II: Operabilidad del sistema de aireación) pudiendo establecer el rango de operabilidad del sistema en función del caudal.

Previamente a la exposición de los resultados, cabe mencionar que a pesar de que el sistema de aireación es capaz de proporcionar un caudal mínimo de 87 m³/h, se tomará que el mínimo puede estar comprendido entre 0 y 87 m³/h.

Esto se correspondería a una situación en la cual los difusores están totalmente apagados (0 m³/h), parcialmente encendidos (0 - 87 m³/h) o totalmente encendidos y funcionando a caudal mínimo (87 m³/h). Esta suposición da la ventaja de ampliar el rango de operabilidad del sistema, proporcionando al controlador una mayor flexibilidad para hacer frente a las perturbaciones correspondientes.

A su vez, y como se podrá comprobar en el apartado siguiente, la consideración anterior también permite igualar el rango de operabilidad al establecido en el modelo de referencia BSM-1.

Los resultados que se han obtenido en condiciones de agua limpia (ANEJO II: Operabilidad del sistema de aireación) se presentan en la Tabla 9.

Tabla 9. Operabilidad del sistema de aireación en agua limpia

Parámetro	Descripción	Valor
$N_{\text{Difusores}}$	Número de difusores	58
$Q_{\text{mín,operación}}$	Caudal mínimo de operación	0 m ³ /h
$Q_{\text{máx,operación}}$	Caudal máximo de operación	464 m ³ /h
$k_{La,CW,20,\text{min}}$	Coeficiente de transferencia mínimo de operación	0 l/día
$k_{La,CW,20,\text{max}}$	Coeficiente de transferencia máximo de operación	388.72 l/día

Sin embargo, hay que tener en cuenta que las condiciones del agua residual que se está tratando pueden llegar a mermar el coeficiente de transferencia de materia. Por lo que resulta imprescindible calcular el rango de operabilidad en dichas condiciones de operación.

Si se tienen en cuenta las ecuaciones establecidas en los Apartados 4.2. y 4.2.1.2., se puede llegar a establecer una relación entre el coeficiente de transferencia en agua sucia ($k_{La,WW,15}$) a la temperatura de operación y en agua limpia ($k_{La,CW,20}$) a 20 °C:

$$k_{La,WW,15} = F \cdot \alpha \cdot k_{La,CW,20} \theta^{15-20}$$

En esta situación y considerando los caudales máximos y mínimos, el rango de operabilidad del sistema se establece en la Tabla 10.

Tabla 10. Operabilidad del sistema en agua sucia

Parámetro	Descripción	Valor
$N_{\text{Difusores}}$	Número de difusores	58
$Q_{\text{mín,operación}}$	Caudal mínimo de operación	0 m ³ /h
$Q_{\text{máx,operación}}$	Caudal máximo de operación	464 m ³ /h
$k_{La,CW,20,\text{min}}$	Coefficiente de transferencia mínimo de operación	0 l/día
$k_{La,CW,20,\text{max}}$	Coefficiente de transferencia máximo de operación	276.20 l/día

Finalmente, a modo comparativa se adjunta la Figura 2 que muestra la diferencia entre el rango de operabilidad en condiciones de agua limpia y sucia.

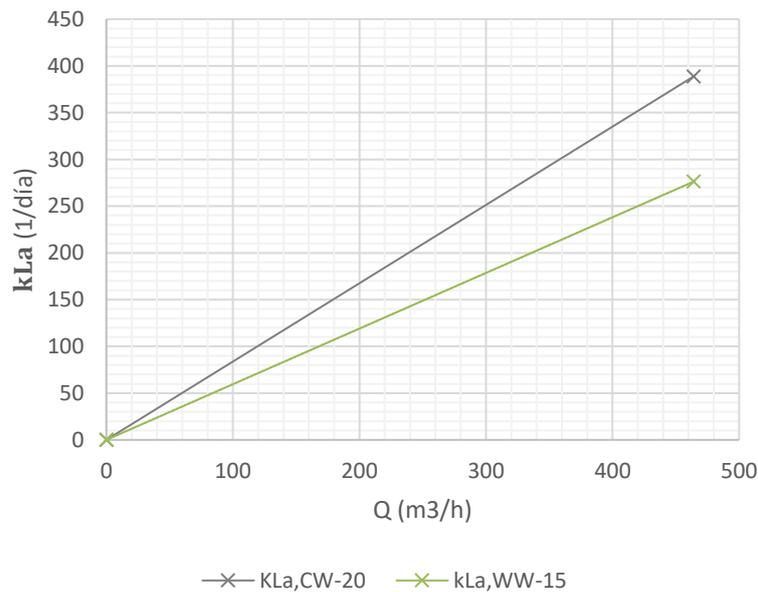


Figura 2. Rango de operabilidad del sistema

En esta comparativa se puede observar cómo las condiciones del medio afectan negativamente a la transferencia de materia, lo cual será importante tener en cuenta a la hora de llevar a cabo la configuración de la instalación y el establecimiento del punto de operación.

4.2.2. Alternativa 2. Eficiencia de transferencia de oxígeno

La segunda alternativa consiste en abordar el modelo de transferencia de oxígeno a partir del concepto de eficiencia real de transferencia de oxígeno (AOTE) y eficiencia estándar de transferencia de oxígeno (SOTE). Tratar el cálculo desde esta perspectiva supondrá partir del dimensionamiento del tanque y configuración del sistema de aireación, y al mismo tiempo, hacer uso de la información experimental sobre los difusores aportada en el catálogo comercialmente.

4.2.2.1. Eficiencia estándar de transferencia de oxígeno (SOTE)

El concepto de eficiencia estándar de transferencia (SOTE) de oxígeno es fundamental a la hora de poder establecer una función que relacione el caudal de aire con la eficiencia real de transferencia de oxígeno (AOTE), ya que esta última se obtiene por corrección de la primera mediante los mismos parámetros utilizados para el cálculo de la velocidad real de transferencia de oxígeno (Apartado 4.2.3.).

Por tanto, se hace necesario disponer de datos sobre eficiencia de transferencia de oxígeno para el sistema de aireación. Dicha información viene dada en la Figura 3 por parte del fabricante SULZER y para el modelo ABS PIK 300 se aportan los siguientes datos:

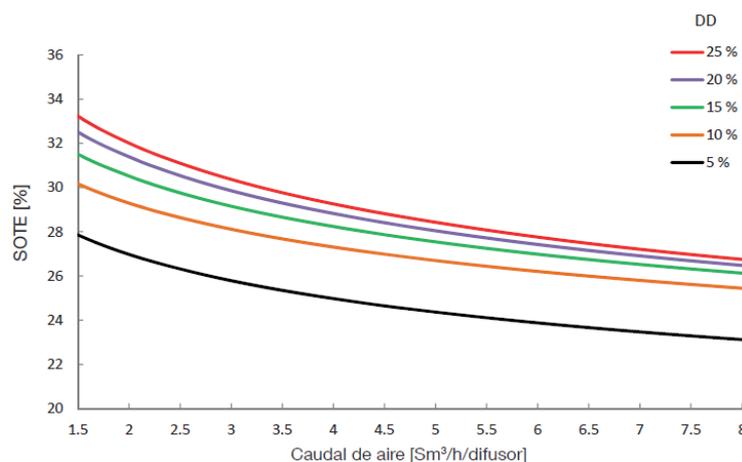


Figura 3. SOTE modelo ABS PIK 300

Teniendo en cuenta que la densidad de los difusores es del 5 % (DD = 0.08), se puede realizar una interpolación de manera que, si se considera que el número de difusores es de 58 se puede calcular la eficiencia estándar de transferencia de oxígeno del sistema de aireación.

4.2.2.2. Eficiencia real de transferencia de oxígeno (AOTE)

Se debe de tener muy presente que el conjunto de datos empleados anteriormente para determinar la SOTE se ha obtenido en condiciones estándar, es decir, en agua limpia a 20 °C y 1 atm de presión. De igual forma que para la velocidad estándar de transferencia de oxígeno (SOTR) se ha realizado una corrección obteniendo la velocidad real de transferencia de oxígeno (AOTR), se procederá con la misma ecuación aplicada sobre la SOTE para obtener la AOTE. (ASCE, 2007)

Por tanto, la ecuación para obtener la AOTE es la similar a la que se ha utilizado en el Apartado 4.2.1.2., pero aplicando la SOTE en función del caudal de aire introducido, cálculo que se realiza mediante la interpolación establecida en el apartado anterior:

$$AOTE_V = \left(\frac{1}{S_{O,Sat,CW,20}} \right) \cdot [\alpha \cdot F \cdot (SOTE) \cdot \theta^{T-20}] \cdot (\tau \cdot \beta \cdot \Omega \cdot S_{O,Sat,CW,20} - S_O(t))$$

A partir de la ecuación anterior, se puede calcular la AOTR teniendo en cuenta el caudal de aire introducido al reactor:

$$AOTR_V = Q_{Oxígeno} \cdot AOTE_V$$

Donde el caudal de oxígeno se calcula a partir del caudal de aire y la composición volumétrica del mismo.

$$Q_{Oxígeno} = Q_{Aire} \cdot 0,21$$

4.2.3. Parámetros característicos del modelo

En los apartados anteriores se han incluido las ecuaciones que corrigen tanto la velocidad como la eficiencia estándar de transferencia de oxígeno. Esta corrección se basa en tener en cuenta las características del agua residual, presión y temperatura del medio, mediante la consideración de una serie de parámetros los cuales se han recopilado mediante una revisión bibliográfica y se incluyen a continuación.

4.2.3.1. Factor (α) de coeficiente de transferencia de materia

Este factor se expresa como el cociente entre el coeficiente de transferencia de materia en agua limpia ($k_{La,CW,20}$) y condiciones estándar, y en agua residual ($k_{La,WW}$):

$$\alpha = \frac{k_{La,WW}}{k_{La,CW,20}}$$

El factor α es reportado como el más desconocido y que es más dependiente de la naturaleza del medio. Por lo que, debido a su gran variabilidad hace que sea difícil de predecir. (Amaral, y otros, 2019)

El tiempo medio de retención celular parece ser el principal parámetro que afecte al factor alfa. La Figura 4, construida a partir de diversas publicaciones, muestra la evolución del factor alfa en función del MCRT.

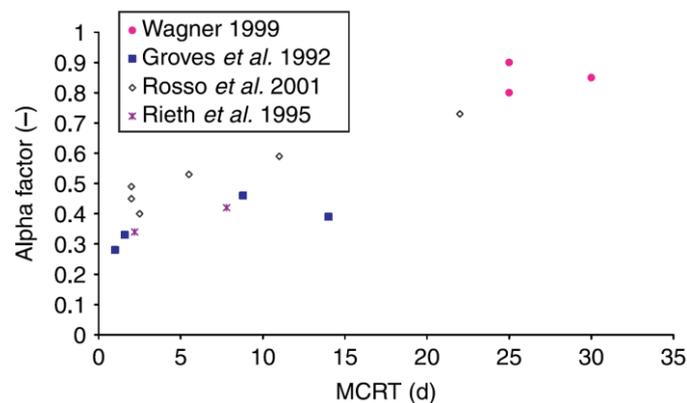


Figura 4. Factor alfa en función del MCRT (Gillot & Héduit, 2008)

Este tipo de correlaciones se han intentado demostrar experimentalmente. Sin embargo, (Mines Jr, 2020) afirma: “Se han encontrado correlaciones débiles y no del todo exactas, pudiendo concluir que el factor α no se mantienen constante y que los ingenieros deberían considerar valores dentro de un amplio rango para el diseño de los sistemas de aireación”.

Por otra parte, el tiempo medio de retención celular no es el único parámetro que puede afectar al factor α , de manera que también se han encontrado otro tipo de correlaciones que relacionan este factor con la demanda química de oxígeno en el sistema. Este tipo de correlaciones permitiría predecir la transferencia de oxígeno de forma más realista que usando valores constantes para el factor α . (Jiang, y otros, 2017)

$$\alpha_{Jiang} = e^{1.82 \cdot 10^{-3} \cdot COD - 0.213}$$

En definitiva, se puede concluir que el factor α presenta una gran variabilidad y se encuentra muy afectado por las condiciones del medio. Se podrían desarrollar los cálculos posteriores con la información que se ha presentado sobre este parámetro a fin de tener una mayor rigurosidad en el cálculo. Sin embargo, la poca exactitud que pueden tener estas correlaciones, frente a la dificultad que puede llevar el cálculo del factor alfa en tiempo real a medida que evoluciona el sistema, podría suponer que usar estas ecuaciones no fuera del todo ventajoso.

Finalmente, teniendo en cuenta las diferentes consideraciones que se ha realizado a partir de la información bibliográfica consultada se ha decidido fijar en 0.8 el factor α en base a la información que se pueden consultar en la Tabla 11.

Tabla 11. Tendencia y valor del factor α (Stenstrom & Gilbert, 1981)

Aeration device	Alpha factor	Comments	Reference
Fine bubble diffuser	0.4-0.6	5-25' tank depths 10-30 SCFM 1000 ft ⁻³ (tap water containing detergent)	Lister & Boon (1973)
Fine bubble diffuser	0.4-0.9	50 cm Lab Scale Device, containing varying quantities of detergents	Baars (1955)
Fine bubble diffuser	0.3-0.8	Full scale activated study plant, alpha factor increasing with increasing levels of treatment	Wheatland & Boon (1979)
Fine bubble diffuser	0.4-0.5	Full scale activated sludge plant, measured using radioactive tracer techniques	Kiiskinen (1979)
Brush	1.0-2.0	Tap water containing detergents, at high power densities, using full scale devices	Baars (1955)
Brush	0.8	Calculated from their data (domestic wastewater)	Kessener & Ribbius (1935)
Coarse bubble diffuser, sparger	0.7-0.8	10' tank depth, 80-190 SCFM 1000 ft ⁻³ 87,000 gal tank	Gilbert (1979)
Coarse bubble diffuser, wide band	0.65-0.75	22.5' tank depth 25-92 SCFM 1000 ft ⁻³ (tap water with detergent)	Schmit <i>et al.</i> (1978)
Static aerator	1.0-1.1	10' tank depth 10-180 SCFM 1000 ft ⁻³ 87,000 gal tank (tap water with detergent)	Otoski (1978), Otoski <i>et al.</i> (1978)
Surface aerators	0.6-1.2	Alpha factor tends to increase with increasing power (tap water containing detergent and small amounts of activated sludge)	Downing <i>et al.</i> (1960)
Turbine aerators	0.6-1.2	Alpha factor tends to increase with increasing power, 25, 50, 190 gal tanks (tap water containing detergent)	Hwang (1979)

La Tabla 11 recoge las tendencias históricas observadas por los investigadores en diferentes tipos de instalaciones.



4.2.3.2. Factor (F) de ensuciamiento

Sobre la ecuación original para el cálculo de la velocidad real de transferencia de oxígeno en sistemas de aireación, una de las modificaciones que se ha realizado es la introducción del factor de ensuciamiento (F), el cual tiene en cuenta el deterioro y la colmatación que se produce en los difusores. No existe un valor concreto y para cada instalación se debe poner un límite de colmatación el cual no debe ser superado. (Pedreño Almagro, 2015)

Se podría establecer un cierto valor para el factor de ensuciamiento, con el objetivo principal de sobredimensionar el caudal de oxígeno y tener un margen de seguridad. Según la bibliografía consultada, este factor puede estar comprendido entre 0.65 y 0.9. (Mines Jr, 2020)

Sin embargo, considerando que el modelo se está realizando a efectos de diseño de un sistema de control, se considerará que el sistema no ha experimentado procesos de ensuciamiento y por tanto el factor F es igual a la unidad.

4.2.3.3. Factor (β) de concentraciones de saturación

Otro de los factores de corrección que se usan para la adaptación de la velocidad de transferencia de oxígeno, es el factor β que expresa la ratio entre la concentración de saturación de oxígeno en condiciones de operación ($S_{O,Sat,WW,15}$) y en agua limpia a 20 °C ($S_{O,Sat,CW,20}$). (Mines Jr, 2020)

$$\beta = \frac{S_{O,Sat,WW,15}}{S_{O,Sat,CW,20}}$$

La concentración de oxígeno disuelto en agua a la temperatura de operación se ha obtenido haciendo uso de la tabla que se adjunta en la página siguiente (Jenkins, 2013)

Tabla 12. Concentraciones de saturación con la temperatura

Presión barométrica (psia)	Concentración de saturación de oxígeno disuelto (ppm)			
	5°C	10°C	20°C	30°C
14,70	12,77	11,29	9,09	7,56

Teniendo en cuenta la Tabla 12, se ha seleccionado el valor de concentración de saturación de oxígeno a 20 °C en agua limpia ($S_{O,Sat,CW,20}$), que sería de 9,09 g/m³.

En cuanto a la concentración de saturación de oxígeno disuelto el agua residual a 15°C ($S_{O,Sat,WW,15}$), se ha tomado como referencia al valor propuesto en el modelo BSM-1. Este valor establecido es de 8 g/m³. (Alex, y otros, 2008)

Finalmente, se puede calcular el factor de corrección β :

$$\beta = \frac{8 \text{ g/m}^3}{9,09 \text{ g/m}^3} = 0,88$$



4.2.3.4. Factor (τ) de concentración de saturación con la temperatura

Este factor expresa la corrección sobre la concentración de saturación como consecuencia del efecto que genera la temperatura en el medio. (Mines Jr, 2020)

$$\tau = \frac{S_{O,Sat,WW,15}}{S_{O,Sat,WW,20}}$$

Como se ha mencionado en el apartado anterior, se ha tomado como referencia la temperatura de operación del BSM-1 de 15 °C, por lo que la $S_{O,Sat,WW,15}$ es de 8 g/m³.

En cuanto a la concentración de saturación de oxígeno disuelto a 20 °C ($S_{O,Sat,WW,20}$), se ha encontrado el valor de 8.637 g/m³ en la bibliografía consultada. Sin embargo, este valor se corresponde a una altitud de 400 m sobre el nivel del mar. (Henze, Gujer, Mino, & Van Loosdrecht, 2000)

En el apartado siguiente se calculará el factor Ω de corrección de la concentración con la presión barométrica, que se utilizará junto al valor de $S_{O,Sat,WW,20}$ para realizar una estimación a altitud 0 m.

4.2.3.5. Factor (Ω) de presión barométrica

La velocidad de transferencia de oxígeno viene afectada por la presión barométrica a la cual se encuentra la instalación. Para corregir este efecto se introduce el factor Ω , que representa el cociente entre la presión barométrica en las condiciones de operación y la presión barométrica estándar de 101,35 kPa. (Mines Jr, 2020)

$$\Omega = \frac{P_{\text{Instalación}}}{P_{\text{Estándar}}}$$

La presión barométrica en función de la altura con respecto al nivel del mar viene dada por la ley de presión barométrica, la cual establece el valor para una altura de 400 m es de 96,87 kPa. (Pedreño Almagro, 2015)

Teniendo en cuenta la información consultada:

$$\Omega = \frac{96,87}{101,35} = 0.956$$

A continuación, se hará uso de este factor para llevar a cabo la corrección de la concentración de oxígeno disuelto en agua residual a temperatura de 20 °C.

$$S_{O,Sat,WW,20} = 8.637 \cdot 0.956 = 8.257 \text{ g/m}^3$$

Teniendo en cuenta la corrección anterior se puede calcular el factor τ :

$$\tau = \frac{8 \text{ g/m}^3}{8.257 \text{ g/m}^3} = 0.97$$

Remarcar que el cálculo del factor Ω se ha realizado a efectos de corregir el valor de concentración de saturación de oxígeno en agua residual a 20 °C y altitud de 400 m. Se ha supuesto que la instalación trabaja a nivel del mar por lo que el valor de Ω que se usará en el cálculo del coeficiente de transferencia corresponde a la unidad.

4.2.3.6. Factor (θ) de temperatura

Finalmente, el factor de corrección de temperatura se usa para situaciones en las cuales se opere con cierta variación de temperatura respecto a la estándar de 20 °C. Este factor de corrección θ tiene un valor de 1.024. (Mines, Callier, Drabek, & Butler, 2017)

4.2.3.7. Resumen de los parámetros seleccionados

A modo resumen se ha incluido la siguiente la Tabla 13:

Tabla 13. Resumen de concentraciones y parámetros del modelo

Parámetro	Valor	Referencia
α	0.8	(Stenstrom & Gilbert, 1981)
F	1	(Mines Jr, 2020)
$S_{O,Sat,CW,20}$	9,09 g/m ³	(Jenkins, 2013)
$S_{O,Sat,WW,15}$	8 g/m ³	(Alex, y otros, 2008)
$S_{O,Sat,WW,20}$	8,257 g/m ³	(Henze, Gujer, Mino, & Van Loosdrecht, 2000)
β	0,88	(Mines Jr, 2020)
Ω	1	(Pedreño Almagro, 2015)
τ	0,97	(Mines Jr, 2020)
θ	1,024	(Mines, Callier, Drabek, & Butler, 2017)

4.2.4. Balance de oxígeno incorporando la alternativa 1

En este apartado se refleja cómo se conseguiría establecer el balance de la concentración de oxígeno en función del caudal, a fin de poder implementar posteriores estrategias de control, las cuales se basen en utilizar el caudal como variable manipulada.

$$\frac{dS_O}{dt} = \frac{Q}{V_R} (C_{i,E} - C_{i,S}) + \alpha \cdot F \cdot k_{La,CW,20} (Q_{Aire}) \cdot (\tau \cdot \beta \cdot \Omega \cdot S_{O,Sat,CW,20} - S_O(t)) \cdot \theta^{T-20} - OUR_V$$

Se observa cómo se llega a establecer el coeficiente de transferencia en función del caudal de aire que se introduce en el reactor, lo que permitirá controlar la concentración de oxígeno a través de la manipulación del caudal de aire influyendo sobre el coeficiente de transferencia de materia.

4.2.5. Balance de oxígeno incorporando la alternativa 2

Por otra parte, se incluye la segunda alternativa de cálculo a través del balance correspondiente:

$$\frac{dS_O}{dt} = \frac{Q}{V_R} (C_{i,E} - C_{i,S}) + 0.21 \cdot Q_{Aire} \cdot \left(\frac{[\alpha \cdot F \cdot (SOTE(Q_{Aire}) \cdot \theta^{T-20})]}{S_{O,Sat,CW,20}} \right) \cdot (\tau \cdot \beta \cdot \Omega \cdot S_{O,Sat,CW,20} - S_O(t)) - OUR_V$$

Para la segunda alternativa es el término de eficiencia estándar de transferencia de oxígeno el que queda en función del caudal, y el propio caudal de aire el que multiplica a la eficiencia real de transferencia de oxígeno como se refleja en el Apartado 4.2.2.2.



4.2.6. Selección de la alternativa de cálculo

Teniendo en cuenta todo lo que se ha expuesto anteriormente, se puede considerar que se ha llegado de forma satisfactoria a dos expresiones de cálculo que permiten influir en los valores de concentración de oxígeno efectuando cambios en el caudal de aire introducido en el reactor.

Con el objetivo de simplificar la implementación en MATLAB/Simulink, solo se seleccionará una de las dos alternativas anteriores. Por lo tanto, teniendo en cuenta que los modelos de control de referencia como el BSM-1, establecen valores de referencia en los coeficientes de transferencia de materia, se seleccionará la primera alternativa, pues en este sentido se basa en la manipulación del caudal y la correspondiente influencia sobre el coeficiente de transferencia de materia, lo cual permite configurar la planta en condiciones similares a los modelos de referencia.

Esta ventaja resaltará en el capítulo siguiente cuando se trate la operabilidad del sistema de tratamiento de fangos activos, ya que se podrá establecer los valores de coeficiente de transferencia de materia en agua sucia equivalentes a los de agua limpia que se establecen como referencia en el modelo BSM-1.



5. OPERABILIDAD DEL SISTEMA

En los capítulos 2 y 3 del presente documento se han detallado los principios fundamentales en los cuales se basa el modelo ASM-1 de partida implementado en MATLAB/Simulink, y también se ha establecido un modelo de transferencia de oxígeno que permite efectuar variaciones sobre la concentración de oxígeno en los reactores a través de la manipulación del caudal de aire.

Hay que tener en cuenta que el modelo de partida impide que se puede usar un único reactor para establecer estrategias de control, pues este sistema únicamente se podría simular en condiciones aerobias o anaerobias. Sin embargo, un sistema de tratamiento de fangos activos requiere de una configuración de biorreactores, implementados en este caso a través del modelo ASM-1, que posibiliten la operación de la planta en condiciones aerobias y anóxicas generando la nitrificación y desnitrificación del medio. A su vez también requiere de las operaciones de separación necesarias para mantener unas condiciones adecuadas en el sistema de biorreactores.

Bajo este pretexto, se ha llevado a cabo la correspondiente búsqueda bibliográfica hacia un sistema cuya configuración permita garantizar la operabilidad de la planta en unas condiciones adecuadas. De entre los diferentes sistemas que se han encontrado en la bibliografía consultada destaca principalmente el modelo BSM-1 (Benchmark Simulation Model Nº1).

5.1. INTRODUCCIÓN AL BENCHMARK SIMULATION MODEL Nº1 (BSM1)

Como consecuencia del gran número de perturbaciones sujetas al influente de la planta y que afectan a la operabilidad del sistema, la bibliografía reporta gran cantidad de estrategias que o bien se han llevado a la práctica o simplemente se han abordado desde un punto de vista teórico. (Alex, y otros, 2008)

Juzgar estas estrategias de control resulta complejo debido a la gran variabilidad que se puede dar en el agua a tratar que depende de una ubicación determinada, y también de que dichas estrategias de control se podrían estar implementado sobre plantas que no operen en las mismas condiciones. Por tanto, con el objetivo de aceptar estrategias de control innovadoras, la evaluación de las arquitecturas de control se efectúa sobre modelos rigurosos de referencia que incluyen configuraciones determinadas, controladores definidos, criterios de rendimiento y procedimientos de medida. (Alex, y otros, 2008)

El desarrollo de modelos de referencia se sigue estudiando bajo el paraguas de la International Water Association (IWA Task Group), siendo el Benchmark Simulation Model Nº1, uno de los modelos de referencia ampliamente usados en el desarrollo de estrategias de control. De manera que, se seleccionará el modelo BSM-1 para realizar el estudio de las estrategias de control implementadas.

5.1.1. Características generales del modelo

EL modelo BSM-1 es relativamente simple. El esquema de planta del modelo de referencia está compuesto por cinco reactores de fangos activos, dos de los cuales funcionan en condiciones anóxicas y los otros tres en condiciones aerobias. Esta configuración permite combinar operaciones de nitrificación con predesnitrificación que es la configuración más comúnmente usada para conseguir la eliminación de nitrógeno del medio. A este sistema de reactores de fangos activos le sigue un clarificador secundario. (Alex, y otros, 2008)

El Benchmark propone la estrategia de control básica cuyo objetivo es controlar la concentración de oxígeno disuelto en el quinto reactor a través de la manipulación del coeficiente de transferencia de materia, y el control de la concentración de nitratos en el segundo tanque a través de la manipulación del caudal de la recirculación interna. (Alex, y otros, 2008)

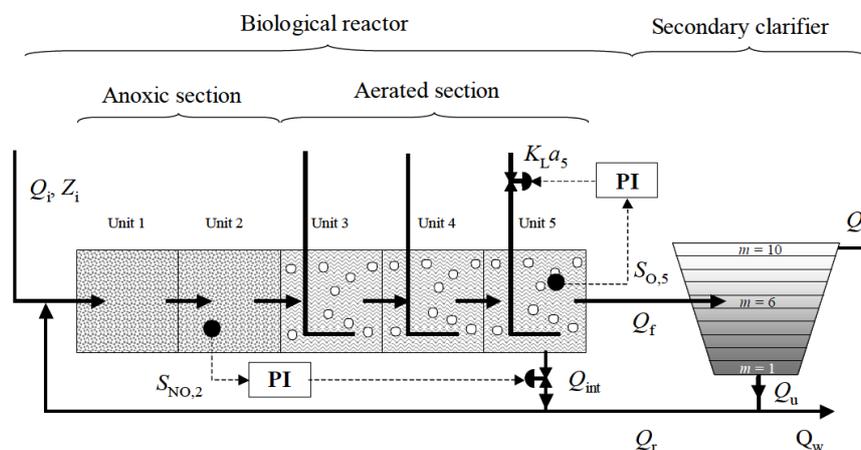


Figura 5. Esquema de planta BSM-1 (Alex, y otros, 2008)

En la Figura 5 se puede observar el esquema de planta que plantea el modelo BSM-1, donde:

- Las unidades 1 y 2 representan los reactores anóxicos.
- Las unidades 3, 4 y 5 se corresponden con los reactores aerobios.
- La simbología de cada una de las corrientes se corresponde con la siguiente nomenclatura:
 - o Q_i : Caudal de alimentación de la planta.
 - o Q_f : Caudal de entrada al clarificador secundario.
 - o Q_{int} : Caudal de recirculación interna.
 - o Q_e : Caudal de clarificado del sedimentador.
 - o Q_u : Caudal de fangos del sedimentador.
 - o Q_w : Caudal de purga del sedimentador.
 - o Q_r : Caudal de recirculación.
- Se observan también ambos lazos de control, tanto la medida de oxígeno ($S_{O,5}$) en el quinto reactor con la correspondiente variable manipulada (coeficiente de transferencia de materia, K_{La5}), como la medida de nitratos en el segundo reactor ($S_{NO,2}$) con la correspondiente variable manipulada (Q_{int}).

5.1.1.1. Configuración del sistema de biorreactores

Como se ha comentado anteriormente, y se puede observar en la Figura 5, el sistema está compuesto por cinco biorreactores, dos de ellos funcionan en condiciones anóxicas y los otros tres funcionan en condiciones aerobias.

Las características principales de estos reactores y las condiciones de funcionamiento del sistema de aireación se exponen en la Tabla 14.

Tabla 14. Características sistema de reacción BSM-1

Sección anóxica			Sección aerobia		
Reactor	Volumen (m ³)	K _{La} (1/d)	Reactor	Volumen (m ³)	K _{La} (1/d)
1	1000	0	3	1333	240
2	1000	0	4	1333	240
-	-	-	5	1333	84

Se debe tener en cuenta que los autores adjuntan el valor que debe de tener el coeficiente de transferencia de materia del quinto reactor en lazo abierto para llevar la planta a estado estacionario. (Alex, y otros, 2008)

5.1.1.2. Configuración del clarificador

El agua tratada a la salida del sistema de tratamiento de fangos activos contiene una gran cantidad de sólidos en suspensión que deben de ser separados y recirculados al sistema con el objetivo no solo de disminuir la concentración de los mismos en la corriente de salida, sino también de mantener un nivel adecuado de microorganismos biológicos en el reactor.

Para ello, el modelo BSM-1 propone un sistema de sedimentación cuyas dimensiones se establecen en la Tabla 15.

Tabla 15. Configuración del sedimentador BSM1

Parámetro	Valor
Número de capas	10
Capa de alimentación	6 (desde el fondo)
Superficie	1500 m ²
Altura	4 m
Volumen	6000 m ³

A continuación, se establecen los valores de las corrientes implicadas en el sistema.

5.1.1.3. Corrientes implicadas en el sistema

El modelo BSM-1 establece que las corrientes implicadas en el sistema y que se han definido en el Apartado 5.1.1. adquieren los valores establecidos en la Tabla 16.

Tabla 16. Corrientes implicadas BSM1

Caudal	Valor (m ³ /d)
Q_i	18446
Q_f	36892
Q_{int}	55338
Q_e	18061
Q_u	18831
Q_w	385
Q_r	18446

5.1.2. Modelo biológico

Para describir el comportamiento dinámico de las concentraciones de cada uno de los componentes implicados en el sistema de reacción, el modelo de referencia BSM-1 selecciona el modelo biológico ASM-1 que se ha descrito en el CAPÍTULO 2: Modelo ASM-1.

Sobre este modelo se efectúan pocos cambios a excepción de la introducción del modelo de transferencia de oxígeno, que se tendrá en cuenta para la simulación y comparación de los resultados en los Apartados 5.2. y 5.3. Por otra parte, también se efectúan consideraciones respectivas a los parámetros estequiométricos y cinéticos que se comentarán a continuación.

5.1.2.1. Parámetros estequiométricos y cinéticos

Los valores de los parámetros biológicos usados en el BSM-1 corresponden aproximadamente a una temperatura de 15 °C. Tanto los parámetros cinéticos como los estequiométricos se adjuntan en la Tabla 17.

Tabla 17. Parámetros cinéticos y estequiométricos BSM1

Símbolo	Unidades	Valor a 15°C
Parámetros estequiométricos		
Y_A	$g\text{-DQO}_{cel}/g - N_{oxidado}$	0.24
Y_H	$g\text{-DQO}_{cel}/g - DQO_{oxidada}$	0.67
f_P	-	0.08
i_{XB}	$g\text{-N}/g\text{-DQO}$	0.086
i_{XE}	$g\text{-N}/g\text{-DQO}$	0.06
Parámetros cinéticos		
μ_H	1/día	4.0
K_S	$g\text{-DQO}/m^3$	10.0
K_{OH}	$g\text{-DQO}/m^3$	0.2
K_{NO}	$g\text{-NO}_3/m^3$	0.5
b_H	1/día	0.3
η_g	-	0.8
η_H	-	0.8
k_h	$(g\text{-DQO}_{lenta}/g\text{-DQO}_{cel})/día$	3.0
K_x	$g\text{-DQO}_{lenta}/g\text{-DQO}_{cel}$	0.1
μ_A	1/día	0.5
K_{NH}	$g\text{-NH}_3/m^3$	1.0
b_A	$g\text{-DQO}/m^3$	0.05
K_{OA}	$(g\text{-DQO}/m^3)\cdot día$	0.4
k_a	1/día	0.08

Estos serán los parámetros que se usen para llevar a cabo la simulación del modelo y no los que se incluyen a modo de referencia en el CAPÍTULO 2.

5.1.2.2. Condiciones de simulación

En este apartado se definirán las condiciones en las cuales se ha llevado a cabo la simulación únicamente del sistema de biorreactores, a fin de comprobar el correcto funcionamiento del modelo ASM-1 de partida. En primer lugar, se definirán las condiciones de simulación y posteriormente se expondrán los resultados obtenidos.

De forma más detallada lo que se ha hecho es enlazar en MATLAB/Simulink cinco modelos ASM-1 de partida (Figura 6), y de forma sencilla añadir en el código de MATLAB la ecuación del modelo de transferencia de oxígeno de película que se recoge en el Apartado 4.2., a fin de establecer los valores de coeficiente de transferencia que se establecen en la Tabla 14.

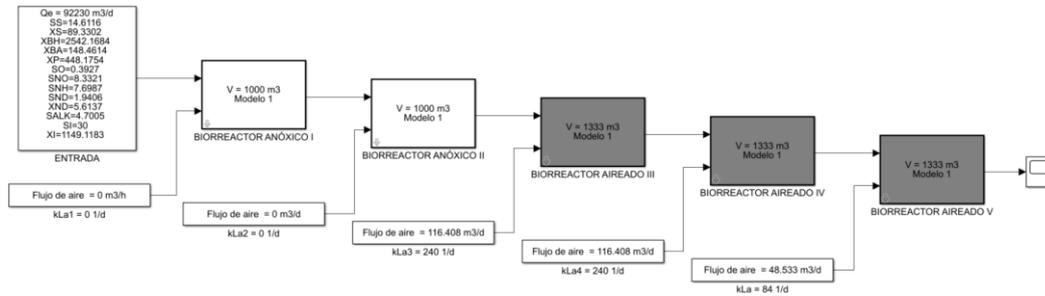


Figura 6. Esquema MATLAB/Simulink. Comprobación ASM-1

Para cada uno de los reactores se ha establecido la configuración que se ha definido anteriormente en el Apartado 5.1.1.1. Para realizar la comprobación del modelo ASM1 se ha introducido la alimentación que entra al sistema de fangos activos y que viene definida por los autores del modelo de referencia BSM-1. (Alex, y otros, 2008)

La corriente de entrada tiene asociada los valores que se recogen en la Tabla 18.

Tabla 18. Valores de entrada para comprobación de ASM-1

Variable de entrada	Unidades	Valor	Variable de entrada	Unidades	Valor
Q_e	m^3/d	92230	S_{NO}	$g-N/m^3$	8.33
S_S	$g-DQO/m^3$	14.61	S_{NH}	$g-N/m^3$	7.70
X_S	$g-DQO/m^3$	89.33	S_{ND}	$g-N/m^3$	1.94
X_{BH}	$g-DQO/m^3$	2542.17	X_{ND}	$g-N/m^3$	5.61
X_{BA}	$g-DQO/m^3$	148.46	S_{ALK}	mol/m^3	4.70
X_P	$g-DQO/m^3$	448.18	S_I	$g-DQO/m^3$	30
S_O	$g-O/m^3$	0.39	X_I	$g-DQO/m^3$	1149.12

Una vez presentada la configuración establecida en MATLAB/Simulink, se llevó a cabo la simulación del sistema, cuyos resultados se analizan en el apartado siguiente.

5.1.2.3. Resultados de la simulación

Los resultados de la simulación se adjuntan en el ANEJO III: Resultados de simulación.

Como se puede observar, los resultados obtenidos en estado estacionario para la salida de cada uno de los biorreactores son similares a los que se adjuntan en el artículo del modelo BSM-1 (Alex, y otros, 2008) . Por tanto, se puede concluir que el modelo ASM-1 de partida es correcto y su funcionamiento se puede considerar completamente válido.

5.1.2. Sistema de sedimentación

Conforme se ha comentado anteriormente y de acuerdo a lo que afirman los autores (Vilanova, Santín, & Pedret, 2017): “Para que la operación que se lleva a cabo en la EDAR sea efectiva es necesario eliminar la biomasa que se genera antes de que el efluente sea enviado a aguas receptoras. Esta eliminación de biomasa tiene lugar en el sedimentador secundario”.

Por tanto, se hace necesaria la implementación de un modelo de sedimentación adecuado, que junto al modelo de partida implementado en MATLAB/Simulink ASM-1, posibilite la simulación del sistema en las mismas condiciones y con la misma configuración que establece el modelo de referencia BSM-1.

El Benchmark utiliza el modelo propuesto por (Takács, Patry, & Nolasco, 1991) para efectuar la simulación del sistema de sedimentación. Este modelo es el más utilizado tanto en la investigación como en entornos comerciales y ofrece buenos resultados durante una operación de la EDAR en condiciones normales. Sin embargo, durante eventos extremos como puede ser lluvia o tormenta, estas condiciones pueden variar y entonces el método de Takács puede proporcionar resultados erróneos. (Vilanova, Santín, & Pedret, 2017)

5.1.2.1. Desarrollo teórico del modelo de clarificador

En este apartado se va a presentar el desarrollo teórico del modelo de sedimentador, mostrando las ecuaciones establecidas por los autores (Takács, Patry, & Nolasco, 1991).

Este modelo supone que no se llevan a cabo reacciones biológicas en el sistema de sedimentación y que las partículas que entran se distribuyen uniformemente. Dicha distribución viene descrita de manera instantánea por las ecuaciones diferenciales propias del modelo y que solo considera el flujo en sentido vertical. (Vilanova, Santín, & Pedret, 2017)

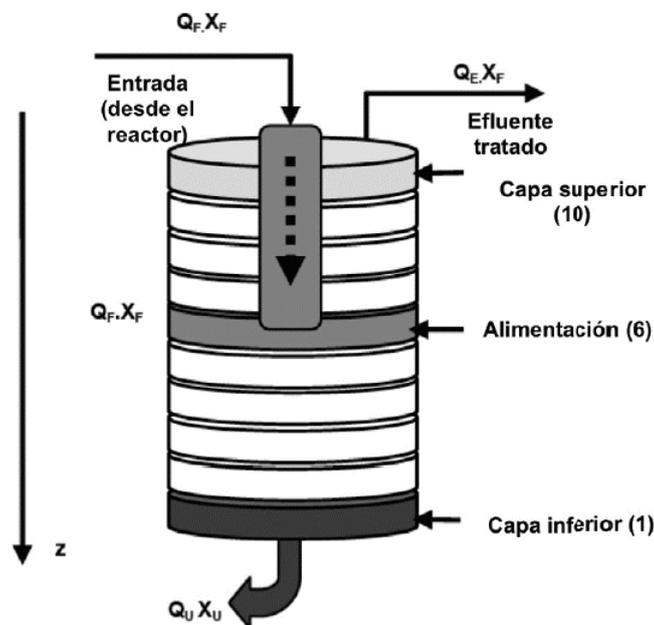


Figura 7. Sedimentador Takács (Takács, Patry, & Nolasco, 1991)

El sedimentador se describe como un conjunto de capas (Figura 7), en las cuales el flujo de sólidos depende de la concentración de cada una de las capas, siendo a su vez la velocidad uno de los parámetros más importantes. (Vilanova, Santín, & Pedret, 2017)



El modelo se basa en describir el comportamiento de los sólidos mediante el planteamiento de una ecuación diferencial para cada uno de los componentes particulados implicados en cada una de las capas. Dichas ecuaciones se formulan en base a un balance que describe la variación del componente en función de sus entradas y salidas, que a su vez se corresponden con el flujo de componente.

$$J = v_s(X) \cdot X$$

Dichos flujos de componente se calculan mediante la ecuación de velocidad de sedimentación que vienen dada por la ecuación de Vesilind (1968). Esta función se corresponde con la zona final del sedimentador, justo antes de la compactación, donde la velocidad disminuye y la concentración aumenta. (Vilanova, Santín, & Pedret, 2017)

$$v_s(X) = V_0 \cdot e^{-r_h X}$$

Sin embargo, esta ecuación es únicamente válida para las zonas en las cuales la concentración de sólidos es demasiado elevada, y para poder aplicarla a la parte superior del sedimentador se plantea el siguiente modelo basado en una doble exponencial. (Takács, Patry, & Nolasco, 1991)

$$v_{s,i}(X_i) = \max \left\{ 0, \min \left\{ V_{Smax}, V_0 \left(e^{-r_h(X_i - X_{min})} - e^{-r_p(X_i - X_{min})} \right) \right\} \right\}$$

Donde X_{min} viene dado por la siguiente ecuación:

$$X_{min} = f_{ns} \cdot X_f$$

Donde según afirman los autores (Vilanova, Santín, & Pedret, 2017): “Los parámetros r_h , r_p y V_0 se determinan usualmente mediante ajustes empíricos y utilizando tests de sedimentación de fangos. Este ajuste de laboratorio es uno de los puntos débiles puesto que no es representativo de una situación dinámica como la que se genera mediante la aplicación de acciones de control”.

Los autores del modelo de referencia BSM1 establecen que los parámetros anteriores adquieran los valores definidos en la Tabla 19. (Alex, y otros, 2008)

Tabla 19. Parámetros velocidad de sedimentación BSM1

Parámetro	Descripción	Unidades	Valor
V_{Smax}	Velocidad máxima de sedimentación	$m \cdot d^{-1}$	250
V_0	Velocidad máxima de Vesilind	$m \cdot d^{-1}$	474
r_h	Parámetro de sedimentación de la zona compactada	$m^3 \cdot (gSS)^{-1}$	0.000576
r_p	Parámetro de sedimentación de la zona floculada	$m^3 \cdot (gSS)^{-1}$	0.00286
f_{ns}	Fracción no sedimentable	adimensional	0.00228

Sin embargo, como se comentará posteriormente en el Apartado 5.1.2.3. sobre los resultados de la simulación del sistema de sedimentación, estos parámetros no estaban acorde al orden de magnitud que establecen los autores del modelo original del sedimentador (Takács, Patry, & Nolasco, 1991), lo que origina una alteración notable de los resultados de la simulación.

A continuación, se muestran las ecuaciones diferenciales para cada una de las capas que definen el sistema de sedimentación. Donde conforme a la configuración que se ha detallado en el Apartado 5.1.1.2. la alimentación se produce en la capa 6 desde el fondo.

- Capa superior $i = 1$:

$$\frac{dX_i}{dt} = \frac{1}{h} \cdot (J_{up,2} - J_{up,1} - J_{s,1})$$

- Capas intermedias (superior – alimentación) $2 \leq i < 4$:

$$\frac{dX_i}{dt} = \frac{1}{h} \cdot (J_{up,i+1} - J_{up,i} + J_{s,i-1} - J_{s,i})$$

- Capa de alimentación 4:

$$\frac{dX_i}{dt} = \frac{1}{h} \cdot \left(\frac{Q_f \cdot X_f}{A} - J_{up,m} - J_{dn,m} + J_{s,m-1} - J_{s,m} \right)$$

- Capas intermedias (alimentación-inferior) $4 < i < 10$:

- Capa inferior $n = 10$

$$\frac{dX_i}{dt} = \frac{1}{h} \cdot (J_{dn,n-1} - J_{dn,n} + J_{s,n-1})$$

Para la implementación de este conjunto de ecuaciones diferenciales se hace necesario conocer la dependencia de los flujos con las concentraciones de cada una de las capas a fin de calcular el correcto funcionamiento del sistema. Dicha dependencia se adjunta en la Figura 8. (Vilanova, Santín, & Pedret, 2017)

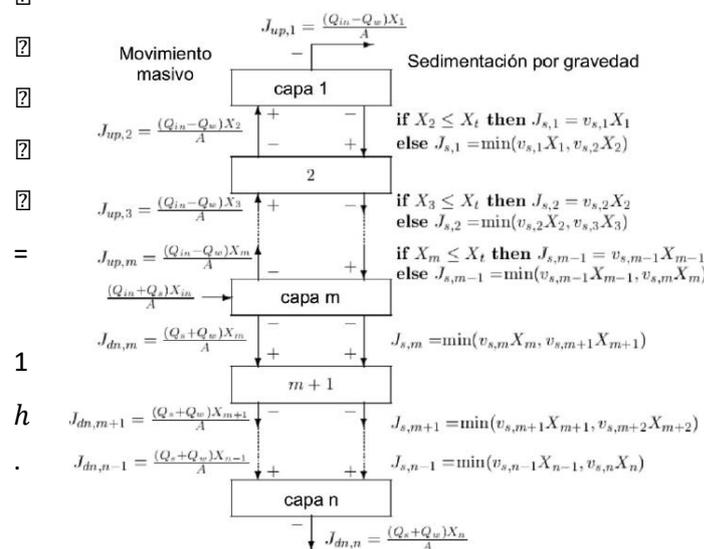


Figura 8. Dependencia de flujos para el modelo de sedimentación

Serán las ecuaciones diferenciales anteriores las que, haciendo uso de la secuencia de condiciones de la Figura 8 se implementarán en MATLAB junto a la función de velocidad definida anteriormente, y mediante el bloque S-function de Simulink se podrá conectar el sistema con los modelos ASM-1 de partida definiendo la configuración establecida por el BSM-1.

5.1.2.2. Condiciones de simulación

Previamente a conectar todo el sedimentador con el sistema de reacción, se ha llevado a cabo una simulación independiente del sistema de sedimentación para comprobar el correcto funcionamiento del mismo.

Se tomará la corriente de alimentación al sedimentador que establece el BSM-1 en estado estacionario, y mediante la comparación de los resultados en la corriente de fango y clarificado una vez alcanzado el estado estacionario, se podrá verificar si el funcionamiento del sedimentador es correcto. Esta corriente de alimentación viene definida en la Tabla 20.

Tabla 20. Corriente de alimentación al sedimentador

Variable de entrada	Unidades	Valor	Variable de entrada	Unidades	Valor
Q_e	m ³ /d	36892	S_{NO}	m ³ /d	10.42
S_s	g-DQO/m ³	0.89	S_{NH}	g-DQO/m ³	1.73
X_s	g-DQO/m ³	49.31	S_{ND}	g-DQO/m ³	0.69
X_{BH}	g-DQO/m ³	2559.34	X_{ND}	g-DQO/m ³	3.53
X_{BA}	g-DQO/m ³	149.80	S_{ALK}	g-DQO/m ³	4.13
X_P	g-DQO/m ³	452.21	S_I	g-DQO/m ³	30
S_O	g-O/m ³	0.49	X_I	g-O/m ³	1149.11

Para el sedimentador se ha establecido la configuración definida en el Apartado 5.1.1.4., aunque como se comentará en el apartado siguiente haciendo referencia a los resultados obtenidos, se realizarán una serie de cambios en cuanto a parámetros y capa de alimentación a fin de mejorar los resultados obtenidos.

5.1.2.3. Resultados de simulación

Los resultados del sistema de sedimentación se recogen en el ANJEO III: Resultados de simulación.

En primer lugar, se ha llevado a cabo una primera simulación con los valores de los parámetros del sedimentador que se establecen en el Apartado 5.1.2.1.

Se observa que las concentraciones del fango y del clarificado obtenidas son similares, por lo que se puede deducir que el sedimentador no está funcionando correctamente. Teniendo en cuenta esto, se ha pasado a comparar los parámetros propuestos por los autores del modelo de referencia BSM-1 con los presentados por los autores del modelo del sedimentador, que se muestran en la Tabla 21.

Tabla 21. Parámetros sedimentador Takács

Parámetro	Unidades	Carga baja	Carga media	Carga alta
V_{Smax}	m/d	214.2	370	172.8
V_0	m/d	150.2	142.9	112.1
r_h	m ³ /g SS	0.00571	0.00286	0.00270
r_p	m ³ /g SS	0.000364	0.000378	0.000293
f_{ns}	-	0.00123	0.00228	0.00259



Comparando los parámetros se puede deducir que el parámetro de sedimentación de la zona compactada (r_h) y el parámetro de sedimentación de la zona floculada (r_p) difieren claramente en el orden de magnitud con los parámetros adjuntados en la Tabla 19.

A continuación, se modificaron los parámetros para que el orden de magnitud coincidiera con el propuesto por los autores del modelo del sedimentador (Takács, Patry, & Nolasco, 1991) y atendiendo a los resultados obtenidos en la segunda tabla del ANEJO III: Resultados de simulación, se puede concluir como los resultados en este caso son mucho más lógicos y se llega a una separación de los componentes en la corrientes de fango y clarificado, mucho más acorde con los resultados que aporta el modelo de referencia BSM-1.

Por otra parte, a pesar de que el caudal de fango tenga composiciones muy similares a las del modelo BSM-1, se siguen apreciando diferencias significativas en los caudales de clarificado. Habiendo encontrado ya un posible error en el orden de magnitud de los parámetros, el hecho de que las concentraciones del clarificado no sean del todo similares, se puede deber a otro tipo de error en el valor de los parámetros.

Sin embargo, intentar ajustar estos parámetros a mano hasta el punto de que los resultados sean similares, requiere de tiempo y esfuerzo que no llegaría a enriquecer el trabajo realizado en este estudio. Por otra parte, estos parámetros son experimentales y están asociados a un determinado influente, por lo que realizar un ajuste de los mismo de forma manual carece de un razonamiento físico apropiado. De hecho, como se ha citado anteriormente: el ajuste de estos parámetros requiere de determinados procedimientos empíricos y es el punto débil de las estrategias de control, pues no es representativo de la dinámica del sistema. (Vilanova, Santín, & Pedret, 2017)

Teniendo en cuenta todo lo que se ha comentado anteriormente, las simulaciones posteriores se realizarán con los parámetros con un orden de magnitud corregido.

Finalmente, a efectos de mejora se ha realizado un cambio en la capa de alimentación, de manera que la corriente de entrada se alimente por la capa 4 desde el fondo. Los resultados se adjuntan en la tercera tabla del apartado Resultados Simulación Sistema de Sedimentación del ANEJO III: Resultados de simulación, y se puede observar una mejora en algunas las composiciones del clarificado obteniendo una mejor separación de los componentes.

A modo resumen se adjunta la Tabla 22 que recopila el cambio en los parámetros y el cambio en la configuración que se ha realizado en cuanto a la capa de alimentación.

Tabla 22. Resumen de modificaciones sobre el sedimentador

Parámetro Modificado	Unidades	Valor
r_h	m^3/g SS	0.00571
r_p	m^3/g SS	0.000364
Capa de alimentación	-	4 (desde el fondo)

5.2. CONFIGURACIÓN DEL MODELO BSM1 EN MATLAB/SIMULINK

Una vez que se ha llevado a cabo la simulación de forma independiente del sistema de reacción y del sedimentador de manera que se ha podido comprobar el correcto funcionamiento, se procede a conectar mediante MATLAB/Simulink ambos sistemas, contando con el apoyo de unidades básicas de bifurcación y mezcla que permiten conectar las corrientes de manera adecuada.

En la Figura 9 se observa el esquema de simulación establecido en MATLAB/Simulink.

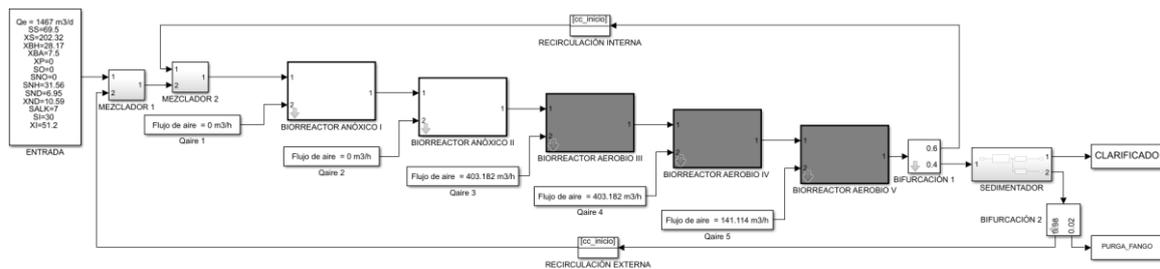


Figura 9. Simulación del modelo BSM-1 en Matlab/Simulink

El modelo de referencia BSM-1 que está configurado según las dimensiones establecidas en las Tablas 14 y 15 de los Apartados 5.1.1.1. y 5.1.1.2., respectivamente, se alimenta a partir de la corriente caracterizada por el caudal y concentraciones que se reflejan en la Tabla 23.

Tabla 23. Corriente de entrada modelo BSM1

Variable de entrada	Unidades	Valor	Variable de entrada	Unidades	Valor
Q_e	m^3/d	18446	S_{NO}	m^3/d	0
S_S	$g-DQO/m^3$	69.50	S_{NH}	$g-DQO/m^3$	31.56
X_S	$g-DQO/m^3$	202.32	S_{ND}	$g-DQO/m^3$	6.95
X_{BH}	$g-DQO/m^3$	28.17	X_{ND}	$g-DQO/m^3$	10.59
X_{BA}	$g-DQO/m^3$	0	S_{ALK}	$g-DQO/m^3$	7
X_P	$g-DQO/m^3$	0	S_I	$g-DQO/m^3$	30
S_O	$g-O/m^3$	0	X_I	$g-O/m^3$	51.20

Las simulaciones se desarrollarán para el sistema que se ha configurado en el Apartado 4.2.1.3.1. y que establece un volumen de reactor aerobio de $106.03 m^3$. Por lo que se ha redimensionado el sistema y la corriente de alimentación, para que los tiempos de residencia del sistema con el que se realizarán las simulaciones coincidan con los tiempos de residencia asociado al modelo de referencia BSM-1.

En el apartado siguiente se recogen los resultados del dimensionamiento y las condiciones bajo las que se ha simulado el sistema.

5.2.1. Redimensionamiento del sistema

Como se ha comentado anteriormente, las simulaciones permiten incidir sobre la concentración de oxígeno disuelto a partir de la modificación del caudal de aire gracias al modelo de transferencia de oxígeno, para el cual se ha dimensionado el reactor aerobio con un volumen de $106.03 m^3$, que difiere del volumen que establece el modelo de referencia BSM-1.

Sin embargo, se puede configurar un sistema equivalente si se adapta tanto el caudal de alimentación como el volumen de los reactores, de manera que los tiempos de residencia en la sección anóxica, aerobia y sedimentador sean idénticos.

Los cálculos relativos al redimensionamiento del sistema se recogen en el ANEJO IV: Redimensionamiento del sistema. A continuación, se exponen los resultados principales.

Tanto los reactores de la sección aerobia como de la sección anóxica se han redimensionado obteniendo las dimensiones que se reflejan en la Tabla 24.

Tabla 24. Volúmenes de los reactores redimensionados

Reactor	Sección anóxica		Sección aerobia	
	Volumen (m ³)	K _{La} (1/d)	Reactor	Volumen (m ³)
1	79.54	0	3	106.30
2	79.54	0	4	106.30
-	-	-	5	106.30

Por otra parte, el sedimentador adquiere las dimensiones establecidas en la Tabla 25 para mantener la proporción con el modelo de referencia BSM-1.

Tabla 25. Características del sedimentador redimensionado

Parámetro	Valor
Número de capas	10
Capa de alimentación	6 (desde el fondo)
Superficie	277.40 m ²
Altura	1.72 m
Volumen	477.18 m ³

Como se ha comentado anteriormente, para readaptar el sistema no es únicamente necesario configurar el sistema de reacción y el sedimentador, sino también es necesario recalcular el caudal de alimentación que permite obtener un tiempo de residencia similar. Este caudal es de 1467 m³/d.

Finalmente, en la Tabla 26 se expone una comparativa entre los tiempos de residencia de cada uno de los reactores del modelo simulado, y los tiempos de residencia del modelo de referencia BSM-1.

Tabla 26. Comparación de tiempos de residencia

Reactor	BSM1			Modelo simulado		
	Caudal (m ³ /d)	Volumen (m ³)	τ_{RH} (h)	Caudal (m ³ /d)	Volumen (m ³)	τ_{RH} (h)
1	92230	1000	0.26	7338	79.54	0.26
2	92230	1000	0.26	7338	79.54	0.26
3	92230	1333	0.35	7338	106.3	0.35
4	92230	1333	0.35	7338	106.3	0.35
5	92230	1333	0.35	7338	106.3	0.35

Como se observa, los tiempos de residencia de cada uno de los reactores son completamente idénticos por lo que se ha conseguido dimensionar un sistema equivalente al modelo de referencia BSM-1, pero con un volumen que permite la aplicación de un modelo de transferencia de oxígeno.

5.3. RESULTADOS DE SIMULACIÓN

Finalmente, para concluir el capítulo se expondrán los resultados obtenidos mediante la simulación del modelo adaptado, pero previamente a esto se detallarán las consideraciones que se han realizado para llevar a cabo la simulación.

En cuanto a la corriente de alimentación, se ha utilizado la misma corriente que propone el modelo de referencia BSM-1, pero con la adaptación del caudal que se ha comentado anteriormente. En este punto resultaría interesante destacar que el BSM-1 propone una corriente de entrada en la cual la concentración de biomasa autótrofa es nula. Sin embargo, resulta imposible simular de forma correcta un sistema el cual se inicialice con concentraciones nulas para cada uno de los componentes y sin biomasa autótrofa en la corriente de entrada, puesto que teniendo en cuenta la ecuación de crecimiento de biomasa autótrofa que se recoge en el Apartado 3.2.2.3. dicho crecimiento depende de la concentración de autótrofos.

Teniendo en cuenta esto, se ha puesto una pequeña cantidad de biomasa autótrofa en la entrada, de manera que la corriente se ha definido según la Tabla 27.

Tabla 27. Corriente de entrada para el modelo simulado

Variable de entrada	Unidades	Valor	Variable de entrada	Unidades	Valor
Q_e	m^3/d	1467	S_{NO}	m^3/d	0
S_S	$g-DQO/m^3$	69.50	S_{NH}	$g-DQO/m^3$	31.56
X_S	$g-DQO/m^3$	202.32	S_{ND}	$g-DQO/m^3$	6.95
X_{BH}	$g-DQO/m^3$	28.17	X_{ND}	$g-DQO/m^3$	10.59
X_{BA}	$g-DQO/m^3$	7.5	S_{ALK}	$g-DQO/m^3$	7
X_P	$g-DQO/m^3$	0	S_I	$g-DQO/m^3$	30
S_O	$g-O/m^3$	0	X_I	$g-O/m^3$	51.20

Por otra parte, se ha calculado el flujo de aire necesario para definir los valores de coeficiente de transferencia de materia que establece el modelo de referencia BSM-1. Estos cálculos se recogen en el ANEXO IV: Redimensionamiento del sistema, y los resultados obtenidos son los siguientes:

Tabla 28. Condiciones de aireación

Reactor	k_{La} (1/d)	Q_{aire} (m^3/h)
1	0	0
2	0	0
3	240	403.18
4	240	403.18
5	84	141.11

La simulación correspondiente se ha realizado en las condiciones establecidas anteriormente, y los resultados obtenidos se han comparado con los establecidos en el modelo de referencia BSM-1 y se adjuntan en el ANEJO III: Resultados de simulación.

En general, se puede observar que las concentraciones de los diferentes componentes son bastantes similares, obteniendo las mayores diferencias en las composiciones de los componentes insolubles en las corrientes de fango y clarificado. Sin embargo, las concentraciones de nitrato y oxígeno en el tercer y quinto reactor, respectivamente, son prácticamente similares por lo que la simulación se considera válida a efectos de desarrollar estrategias de control.



6. DISEÑO DEL SISTEMA DE CONTROL

Una vez que se ha llevado a cabo la configuración de la instalación se pasará a estudiar la controlabilidad del proceso mediante el diseño de diferentes estrategias de control y el cálculo del desempeño de las mismas.

Las diferentes estrategias se efectuarán sobre el control de la concentración de oxígeno y nitratos en el medio, a través de la manipulación del caudal de aire y recirculación interna, ya que esta es la arquitectura de control más destacada en la bibliografía consultada, como se indicará en los apartados siguientes.

Por tanto, es aquí donde destaca el uso del modelo de transferencia de oxígeno implementado anteriormente, que hace posible controlar la concentración de oxígeno a través de la manipulación del caudal de aire inyectado en el quinto reactor.

La estrategia de control implementada deberá hacer frente a una secuencia de “puesta en marcha”, que consistirá en el seguimiento del punto de consigna hasta alcanzar el punto de operación propuesto por el modelo de referencia BSM-1. Posteriormente, se evaluará el sistema de control haciendo frente a perturbaciones en la corriente de entrada relacionada con variaciones periódicas en dicha corriente.

La evaluación del desempeño, tanto del sistema de control como del rendimiento de operación de la planta, se llevará a cabo mediante la utilización de un conjunto de índices que se plantearán en los siguientes apartados.



6.1. FUNCIONAMIENTO DE LA INSTALACIÓN

En el presente apartado se presentará la información respectiva al punto de funcionamiento de la instalación que se pretende alcanzar bajo la acción de los controladores, detallando la secuencia de puesta en marcha que se va a seguir, y también las perturbaciones que entrarán en el sistema.

6.1.1. Punto de funcionamiento de la instalación

Según lo establecido por el modelo de referencia BSM-1, el sistema debe de alcanzar el estado estacionario en lazo abierto funcionando bajo las condiciones que se reflejan en los Apartados 5.1.1.1. y 5.1.1.3.

Dichas condiciones de funcionamiento conllevan a que las variables a controlar (concentración de oxígeno en el quinto reactor y concentración de nitratos en el segundo reactor) se sitúen en valores de $0.91 \text{ g O}_2/\text{m}^3$ y $3.54 \text{ g N}/\text{m}^3$, en estado estacionario y lazo abierto.

A continuación, en la Tabla 29 se expone a modo resumen las magnitudes de las variables manipuladas bajo las cuales se alcanzará el estado estacionario en el modelo simulado y los valores de concentración de oxígeno y nitratos obtenidos en el segundo y quinto reactor, respectivamente.

Tabla 29. Condiciones de funcionamiento en lazo abierto

Unidad	Concentraciones	Caudal de aire (m^3/h)	Recirculación
Reactor 1	-	0	
Reactor 2	$C_{\text{NO}_2} = 3.54 \text{ g NO}_3/\text{m}^3$	0	
Reactor 3	-	403.18	60%
Reactor 4	-	403.18	
Reactor 5	$C_{\text{O}_2} = 0.91 \text{ g O}_2/\text{m}^3$	141.11	

En el apartado siguiente se hará referencia a la secuencia de puesta en marcha para el seguimiento del punto de consigna en lazo cerrado.

6.1.2. Secuencia de puesta en marcha

Para la primera operación, los controladores deberán llevar la concentración de oxígeno en el quinto reactor y la concentración de nitratos en el segundo a los valores de $2 \text{ g O}_2/\text{m}^3$ y $1 \text{ g NO}_3/\text{m}^3$, respectivamente, a través de la manipulación del flujo de aire y el caudal de recirculación mediante el porcentaje de apertura de la válvula de bifurcación.

El emparejamiento (variable controlada-manipulada) que se ha seleccionado es el que se ha expuesto a lo largo de toda la memoria y el más referenciado en la bibliografía. Sin embargo, a efectos de comprobación, en apartados posteriores se comprobará la validez del emparejamiento mediante la evaluación de la matriz RGA.

Una vez que se desarrolle esta operación se someterá el sistema de control a una serie de perturbaciones en la corriente de entrada.

6.1.3. Secuencias de perturbaciones

Una vez que se ha llevado a cabo la secuencia de puesta en marcha para el seguimiento del punto de consigna, se iniciará la secuencia de perturbaciones. Esta secuencia se compone de un conjunto de datos que contiene la dinámica de la perturbación para las siguientes variables: caudal de entrada (Q_e), sustrato soluble (S_s), amonio (S_{NH}), nitro orgánico soluble (S_{ND}), materia particulada inerte (X_I), sustrato particulado (X_S), biomasa heterótrofa (X_{BH}), biomasa autótrofa (X_{BA}). (Alex, y otros, 2008)

Dicha dinámica viene condicionada por dos semanas de tiempo seco. Los datos se corresponden con variaciones que se dan en intervalos de tiempo de 15 minutos y están asociados a cambios usuales diurnos en el influente de las estaciones depuradoras.

A continuación, se exponen gráficas (Figura 10 y Figura 11) que representan las dinámicas de las perturbaciones para el período de tiempo establecido.

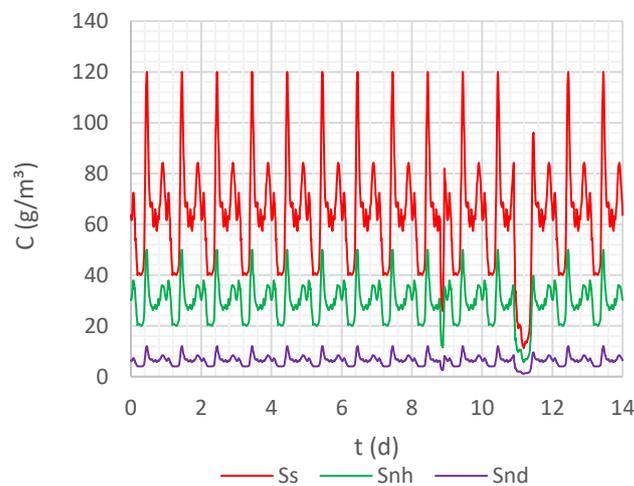


Figura 10. Dinámica de perturbaciones de diferentes sustratos

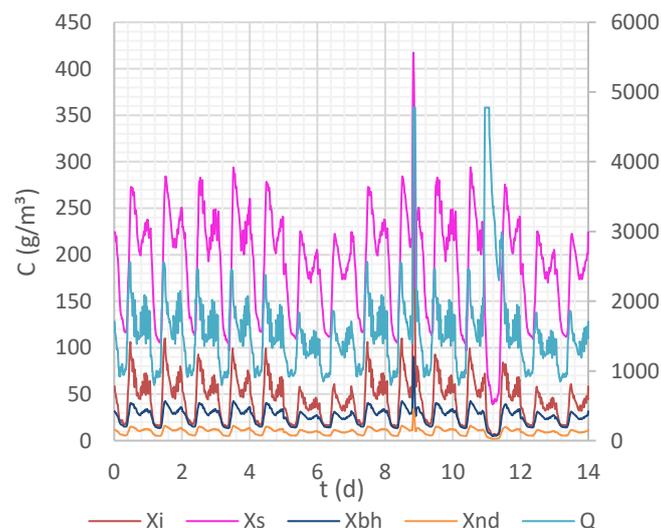


Figura 11. Dinámica de perturbaciones de materia particulada y caudal

6.2. CARACTERIZACIÓN DEL SISTEMA DE CONTROL

Con el objetivo de determinar el desempeño tanto del sistema de control como de la capacidad de operación de la planta, se usarán un conjunto de índices que se agruparán en dos niveles. Por una parte, se tienen los índices de primer nivel que evalúan el rendimiento de los controladores. Por otra parte, los índices de segundo nivel evalúan el rendimiento del proceso. (Alex, y otros, 2008)

6.2.1. Evaluación del rendimiento de los controladores

Como se ha comentado anteriormente, los índices de primer nivel se dedican a evaluar el rendimiento de los controladores, y esto a su vez, se hará mediante la utilización de tres índices de medida del desempeño.

- IAE (Integral del Error Absoluto):

$$IAE_k = \int_{t_0}^{t_f} |e_k| \cdot dt$$

- ISE (Integral del Error al Cuadrado):

$$ISE_k = \int_{t_0}^{t_f} e_k^2 \cdot dt$$

- Desviación máxima con respecto al SP:

$$Dev_k^{max} = \max |e_k|$$

6.2.2. Evaluación del rendimiento del proceso

Los índices de segundo nivel proporcionan medidas sobre el efecto que la estrategia de control genera sobre el rendimiento de la planta. Estos índices de evaluación, a su vez se dividen en diferentes subniveles.

6.2.2.1. Índices de evaluación de calidad del efluente

El Índice de Calidad del Efluente (EQI) (kg Contaminante/d) es un cálculo medio sobre el periodo de observación (t_{obs}), es decir, los 7 últimos días de la secuencia de perturbaciones.

Está basado en una ponderación de cada uno de los componentes que tienen una mayor influencia en la calidad del influente. Se define de la siguiente manera:

$$EQI = \frac{1}{t_{obs} \cdot 1000} \cdot \int_{t=7}^{t=14} (B_{TSS} \cdot TSS_e(t) + B_{COD} \cdot COD_e(t) + B_{NKj} \cdot S_{NKj,e}(t) + B_{NO} \cdot S_{NO,e}(t) + B_{BOD5} \cdot BOD_e(t)) \cdot Q_e(t) \cdot dt$$

Donde:

$$S_{NKj,e} = S_{NH,e} + S_{ND,e} + X_{ND,e} + i_{XB} \cdot (X_{BH,e} + X_{XA,e}) + i_{XP} \cdot (X_{P,e} + X_{I,e})$$

$$TSS_e = 0.75 \cdot (X_{S,e} + X_{I,e} + X_{BH,e} + X_{BA,e} + X_{P,e})$$

$$BOD_{5,e} = 0.25 \cdot (S_{S,e} + X_{S,e} + (1 - f_P) \cdot (X_{BH,e} + X_{BA,e}))$$

$$COD_e = S_{S,e} + S_{I,e} + X_{S,e} + X_{I,e} + X_{BH,e} + X_{BA,e} + X_{P,e}$$



Donde los parámetros B_i (g contaminante/g) mostrados en la Tabla 30 corresponden con factores de ponderación para los diferentes tipos de contaminantes. (Alex, y otros, 2008)

Tabla 30. Valores del parámetro de ponderación

Factor	B_{TSS}	B_{COD}	B_{NKj}	B_{NO}	B_{BOD5}
Valor	2	1	30	10	2

A continuación, se presenta los índices para la evaluación del coste de operación.

6.2.2.2. Índices de evaluación del coste de operación.

El coste de operación se evalúa a partir del índice del coste de operación, para el cual se han considerado los siguientes índices de rendimiento:

- AE: Energía de aireación.
- PE: Energía de bombeo.

6.2.2.2.1. Energía de aireación.

El índice que evalúa el consumo energético (kWh/d) asociado a la energía de aireación, tiene en cuenta la configuración del sistema de aireación a través del coeficiente de transferencia de materia mediante la siguiente expresión. (Alex, y otros, 2008)

$$AE = \frac{S_{O,Sat-WW-15}}{t_{obs} \cdot 1.8 \cdot 1000} \cdot \int_{t=7d}^{t=14d} \sum_{k=1}^5 V_{R,k} \cdot k_{La_k} \cdot dt$$

Donde el coeficiente de transferencia de materia se calcula en base a la ecuación del Apartado 4.2.1.3.

6.2.2.2.2. Energía de bombeo.

La energía de bombeo (kWh/d) depende de cómo se disponen los reactores en el espacio que se tiene disponible. Considerando la configuración establecida por el modelo de referencia BSM1, la energía de bombeo se puede calcular mediante la siguiente ecuación. (Alex, y otros, 2008)

$$PE = \frac{1}{t_{obs}} \cdot \int_{t=7d}^{t=14d} (0.004 \cdot Q_{int}(t) + 0.008 \cdot Q_r(t) + 0.05 \cdot Q_w(t)) \cdot dt$$

Finalmente, cabe mencionar que el modelo BSM-1 considera otros índices a parte de los presentados para evaluar el rendimiento de operación del proceso, como el índice de consumo de una fuente de carbono externa o el índice de evaluación asociado al coste de producción de fangos. Sin embargo, a efectos de simplificación se ha considerado que los costes de operación principales son los asociados a la energía de bombeo y aireación, por los cuales serán los calculados para evaluar el desempeño del proceso en términos de consumo energético.



6.3. DESARROLLO DE ESTRATEGIAS DE CONTROL

En este apartado se plantearán estrategias de control que funcionen en base a los sensores en línea que existen hoy día y que proporcionan información en tiempo real sobre las variables medidas, sin necesidad de tener que suponer la existencia de instrumentos de medida adicionales que permitan aislar ciertos parámetros disponiendo de más información sobre la dinámica del sistema.

Bajo esta premisa en la cual se establecen que variables y cuales no serán medibles, se desarrollarán diferentes estrategias de control en las cuales se estudiará el desempeño mediante el uso de los índices definidos anteriormente.

6.3.1. Variables controladas, manipuladas y perturbaciones

Como se ha introducido anteriormente, las estrategias de control se basarán en suponer que se cuenta únicamente con información de medida que puede ser proporcionada por sensores en línea de manera directa. Esta suposición se hace en base a que a pesar de que hoy día existen sensores que son capaces de proporcionar medidas en línea de DBO, DQO y nitrógeno total, esta información está asociada a toda la demanda química o bioquímica de oxígeno del medio, no pudiendo distinguir entre sustrato soluble, particulado, inerte o biomasa, y de igual manera ocurre para las medidas de nitrógeno.

Sin embargo, sí existen sensores que son capaces de aportar medidas en línea y de forma aislada sobre las perturbaciones asociadas a la concentración de amoníaco a la entrada y caudal de entrada. Por otra parte, también se dispone de sensores para la determinación de la concentración de nitrato y de oxígeno en línea.

Teniendo en cuenta todo lo anteriormente comentado, en la Tabla 31 se presentan cuáles serán las perturbaciones medibles, las no medibles, al igual que las variables controladas y las manipuladas.

Con respecto a las dos últimas (variables controladas y manipuladas), en base a diversa bibliografía sobre estrategias de control típicas y como se ha definido a lo largo de la memoria, se ha decidido que la concentración de oxígeno en el quinto reactor venga controlada a partir de la manipulación del caudal de aire introducido en el mismo, y que la concentración de nitrato en el segundo reactor se controle a través de la manipulación del porcentaje de caudal recirculado. (Vilanova, Santín, & Pedret, 2017)

No obstante, en apartados posteriores se comprobará que la estrategia de control se considera adecuada mediante la evaluación de la matriz RGA.

Tabla 31. Variables en la estrategia de control básico

Perturbaciones	Medición	Controladas	Manipuladas
Caudal de entrada (Q_e), $dV_2(s)$	Medible	Concentración de oxígeno en el quinto reactor, $Y_1(s)$	Caudal de aire quinto reactor, $U_1(s)$
Sustrato soluble (S_S)	No medible		
Amonio (S_{NH}), $dV_1(s)$	Medible	Concentración de nitratos en el segundo reactor, $Y_2(s)$	Porcentaje de recirculación, $U_2(s)$
Nitrógeno orgánico soluble (S_{ND})	No medible		
Materia orgánica particulada (X_I)	No medible		
Sustrato particulado (X_S)	No medible		
Biomasa heterótrofa (X_{BH})	No medible		
Biomasa autótrofa (X_{BA})	No medible		



6.3.2. Modelización del sistema

En este apartado se exponen los resultados obtenidos de la identificación de las funciones de transferencia que están asociadas a las dos variables que se van a controlar. Previamente, se hace necesario la construcción de la matriz de funciones de transferencia, en la cual se reflejan cada una de las funciones de transferencia y su relación tanto con las variables manipuladas como con las perturbaciones medibles que se han incluido anteriormente en la Tabla 31.

La matriz de funciones de transferencia es la siguiente:

$$\begin{pmatrix} Y_1(s) \\ Y_2(s) \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} G_{11}(s) & G_{12}(s) \\ G_{21}(s) & G_{22}(s) \end{pmatrix} \cdot \begin{pmatrix} U_1(s) \\ U_2(s) \end{pmatrix} + \begin{pmatrix} G_{dV11}(s) & G_{dV12}(s) \\ G_{dV21}(s) & G_{dV22}(s) \end{pmatrix} \cdot \begin{pmatrix} dV_1(s) \\ dV_2(s) \end{pmatrix}$$

Donde a partir de la misma y teniendo en cuenta el principio de superposición que se puede aplicar, se pasa a definir las funciones de transferencia asociadas a cada una de las variables controladas:

- Función de transferencia de oxígeno disuelto en el quinto reactor (Y1):

$$Y_1(s) = G_{11}(s) \cdot U_1(s) + G_{12}(s) \cdot U_2(s) + G_{dV11}(s) \cdot dV_1(s) + G_{dV12}(s) \cdot dV_2(s)$$

- Función de transferencia de nitrato disuelto en el tercer reactor (Y2):

$$Y_2(s) = G_{21}(s) \cdot U_1(s) + G_{22}(s) \cdot U_2(s) + G_{dV21}(s) \cdot dV_1(s) + G_{dV22}(s) \cdot dV_2(s)$$

El proceso de identificación de funciones de transferencia se ha llevado a cabo usando un algoritmo genético implementado en MATLAB, que consiste en el planteamiento de un problema de optimización que toma como grados de libertad los parámetros típicos de las funciones de transferencia, de manera que los ajusta hasta conseguir reducir al mínimo el error con respecto a las series temporales de datos obtenidas a través de las simulaciones realizadas en torno al punto de equilibrio en estado estacionario.

Los ensayos realizados constan de dos partes. En primer lugar, un pretest mediante el cual se introduce una entrada en escalón en las variables controladas o perturbaciones medibles, lo cual permite estimar el orden del sistema y definir los parámetros característicos del mismo. En segundo lugar, la parte de identificación en la cual se ejecuta el algoritmo genético definiendo los límites de búsqueda y exponiendo los resultados que se obtienen como solución al problema de optimización.

6.3.2.1. Funciones de transferencia para el Oxígeno Disuelto (Y1)

6.3.2.1.1. $G_{11}(s)$: Oxígeno disuelto- $Y_1(s)$ /Caudal de aire- $U_1(s)$

6.3.2.1.1.1. Pretest $G_{11}(s)$

A continuación, en la Figura 12 se exponen los resultados asociados a la realización del pretest para la estimación de los parámetros característicos de la función de transferencia.

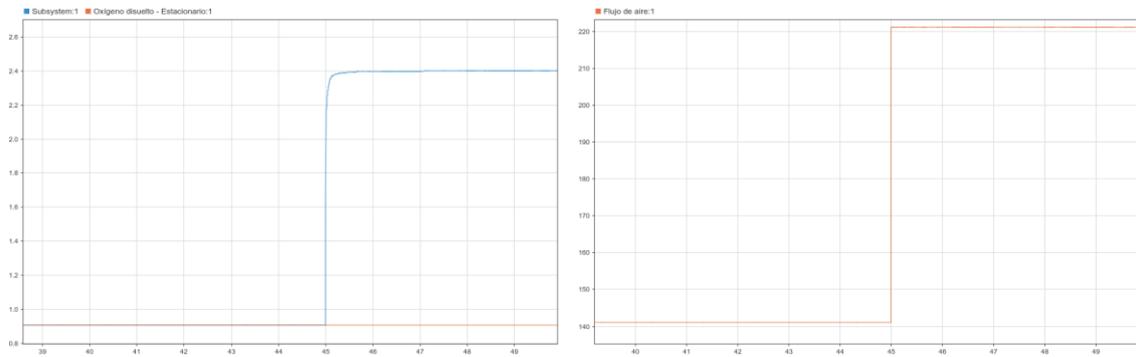


Figura 12. Escalón $Y1(s)/U1(s)$

Mediante la generación de un escalón en la variable manipulada (Caudal de aire- $U_1(s)$) de una magnitud de $80 \text{ m}^3/\text{h}$ de aire en el día 45, y atendiendo a la dinámica del sistema, se ha optado por equipararlo con una dinámica de primer orden cuya función de transferencia viene caracterizada por los parámetros K y τ .

$$G(s) = \frac{K}{(\tau \cdot s + 1)}$$

En la Tabla 32 se exponen los resultados asociados al pretest.

Tabla 32. Pretest $Y1(s)/U1(s)$

Parámetros identificados	Resultado del pretest
Δy	1.4890
Δu	80
K_{exp}	0.0186
y_{63}	1.8481
τ_{63}	45.006
τ_{start}	45
τ_{exp}	0.006

Finalmente, se exponen los resultados de la identificación de la función de transferencia.

6.3.2.1.1.2. Identificación $G_{11}(s)$

Para la identificación de la función de transferencia $G_{11}(s)$ se han establecido los siguientes rangos de búsqueda asociados a los parámetros característicos de un sistema de primer orden. Los parámetros optimizados mediante el uso del algoritmo genético se muestran en la Tabla 33.

Tabla 33. Parámetros optimizados $G11(s)$

Rango	Valor	Parámetro	Valor
$[K_{\text{mín}} - K_{\text{máx}}]$	[0 - 1]	K	0.0176
$[\tau_{\text{mín}} - \tau_{\text{máx}}]$	[0 - 1]	τ	0.00967

6.3.2.1.2. $G_{12}(s)$: Oxígeno disuelto- $Y_1(s)$ /Válvula de recirculación- $U_2(s)$

6.3.2.1.2.1. Pretest $G_{12}(s)$

A continuación, en la Figura 13 se exponen los resultados asociados a la realización del pretest para la estimación de los parámetros característicos de la función de transferencia.

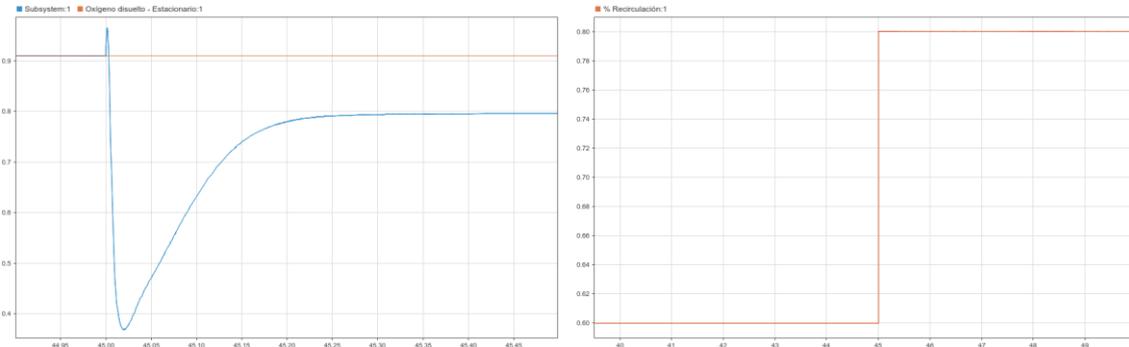


Figura 13. Escalón $Y1(s)/U2(s)$

Mediante la generación de un escalón en la variable manipulada (Válvula de recirculación- $U_2(s)$) de una magnitud del 20% en el día 45, se puede observar que el sistema se corresponde con una dinámica sobre amortiguada.

En base a las características del sistema, se podría deducir que el mejor modelo vendría dado por un sistema con un cero de fase no mínima y un cero adicional que genera la oscilación previa a alcanzar el estado estacionario. El modelo vendría caracterizado por una ganancia K y cuatro constantes de tiempo (τ_1, τ_2, τ_3 y τ_4):

$$G(s) = \frac{-K \cdot (-\tau_1 \cdot s + 1) \cdot (\tau_2 \cdot s + 1)}{(\tau_3 \cdot s + 1) \cdot (\tau_4 \cdot s + 1)}$$

Como se puede observar, se puede observar que el modelo viene caracterizado por una gran cantidad de parámetros por lo que resulta difícil de ajustar. A efectos de simplificación, se usará ajustará un modelo de primer orden para capturar el estado estacionario y la dinámica dominante. La validación de este modelo se puede consultar en el apartado de validación del modelo (Apartado 6.3.3.).

Finalmente, se exponen los resultados asociados a la identificación de la función de transferencia.

6.3.2.1.2.2. Identificación $G_{12}(s)$

Para la identificación de la función de transferencia $G_{12}(s)$ se han establecido los siguientes rangos de búsqueda asociados a los parámetros característicos de un sistema de primer orden. Los parámetros optimizados mediante el uso del algoritmo genético se muestran en la Tabla 34.

Tabla 34. Parámetros optimizados $G_{12}(s)$

Rango	Valor	Parámetro	Valor
$[K_{\min} - K_{\max}]$	[-10 - 0]	K	-0.741
$[\tau_{\min} - \tau_{\max}]$	[0 - 10]	τ	0.0618

6.3.2.1.3. $G_{dV11}(s)$: Oxígeno disuelto- $Y_1(s)$ /Perturbación de amonio- $dV_1(s)$

6.3.2.1.3.1. Pretest $G_{dV11}(s)$

A continuación, en la Figura 14 se exponen los resultados asociados a la realización del pretest para la estimación de los parámetros característicos de la función de transferencia.

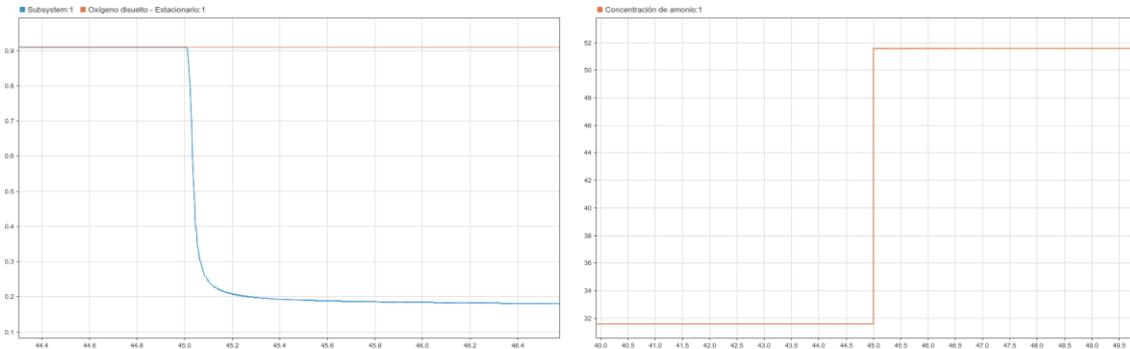


Figura 14. Escalón positivo $Y_1(s)/dV_1(s)$

Mediante la generación de un escalón en la variable de perturbación (Concentración de amonio en la entrada- $dV_1(s)$) de una magnitud de 20 g N/m³ en el día 45, y atendiendo a la dinámica del sistema, se ha optado por equiparlo con una dinámica de primer orden.

Sin embargo, si en lugar de generar una perturbación positiva se plantea una disminución en la concentración de nitratos de igual magnitud (20 g N/m³) el sistema pasa a presentar una dinámica sobre amortiguada altamente no lineal, como puede apreciarse en la Figura 15.

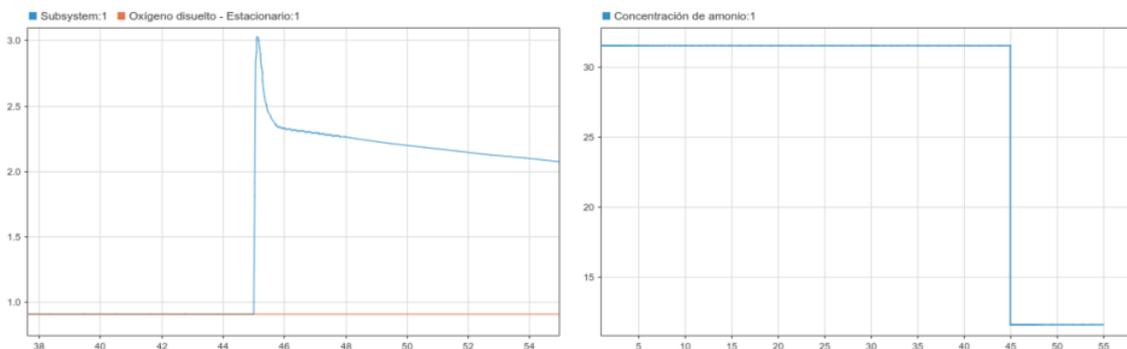


Figura 15. Escalón negativo $Y_1(s)/dV_1(s)$

Se ha intentado asemejar el sistema a una dinámica de primer orden, que omita el segmento sobre amortiguado e intente predecir con más o menos precisión la magnitud de la variable de salida en estado estacionario. Los resultados obtenidos se muestran en el apartado siguiente.

6.3.2.1.3.2. Identificación $G_{dV11}(s)$

Los parámetros optimizados mediante el uso del algoritmo genético se muestran en la Tabla 35.

Tabla 35. Parámetros optimizados $G_{dV11}(s)$

Rango	Valor	Parámetro	Valor
$[K_{mín} - K_{máx}]$	$[-1,0]$	K	-0.0456
$[\tau_{mín} - \tau_{máx}]$	$[0,1]$	τ	0.0692

6.3.2.1.4. $G_{dV12}(s)$: Oxígeno disuelto- $Y_1(s)$ /Perturbación de caudal- $dV_2(s)$

6.3.2.1.4.1. Pretest $G_{dV12}(s)$

A continuación, en la Figura 16 se exponen los resultados asociados a la realización del pretest para la estimación de los parámetros característicos de la función de transferencia.

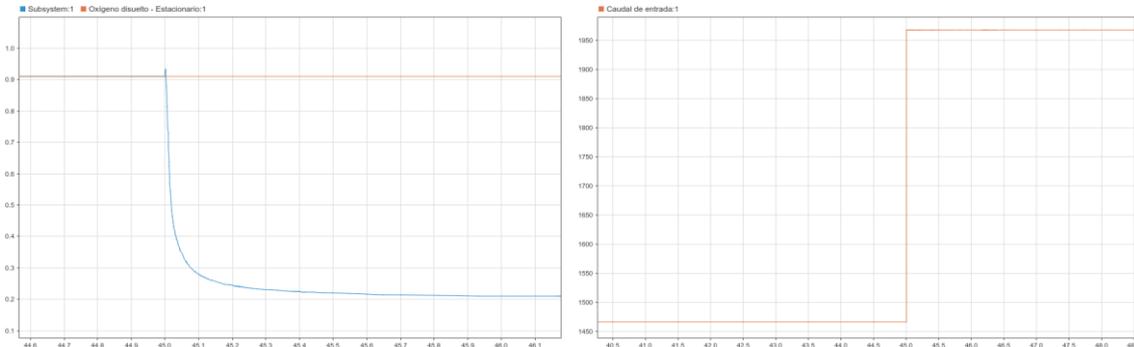


Figura 16. Escalón $Y_1(s)/dV_{12}(s)$

Mediante la generación de un escalón en la variable de perturbación (Caudal de entrada- $dV_2(s)$) de una magnitud de $80 \text{ m}^3/\text{h}$ de aire en el día 45, y atendiendo a la dinámica del sistema, se ha optado por equiparlo con una dinámica de segundo orden cuya función de transferencia viene identificada por los parámetros K , τ_1 , y τ_2 .

$$G(s) = \frac{K}{(\tau_1 \cdot s + 1) \cdot (\tau_2 \cdot s + 1)}$$

En la Tabla 36 se exponen los resultados asociados al pretest.

Tabla 36. Pretest $Y_1(s)/dV_2(s)$

Parámetros identificados	Resultado del pretest
Δy	-0.56
Δu	200
K_{exp}	-0.0028
y_{63}	0.56
τ_{63}	45.044
τ_{start}	45.003
τ_{exp}	0.044
θ_{exp}	0.003

Finalmente, se exponen los resultados de la identificación de la función de transferencia.

6.3.2.1.4.2. Identificación $G_{dV12}(s)$

Para la identificación de la función de transferencia $G_{dV12}(s)$ se han establecido los siguientes rangos de búsqueda asociados a los parámetros característicos de un sistema de segundo orden. Los parámetros optimizados mediante el uso del algoritmo genético se muestran en la Tabla 37.

Tabla 37. Parámetros optimizados $G_{dV12}(s)$

Rango	Valor	Parámetro	Valor
$[K_{\min} - K_{\max}]$	$[-1, 0]$	K	-0.00348
$[\tau_{\min} - \tau_{\max}]$	$[0, 1]$	τ_1	0.0518
$[\tau_{2\min} - \tau_{2\max}]$	$[0, 1]$	τ_2	0.000417

6.3.2.2. Funciones de transferencia para el Nitrato Disuelto (Y_2)

6.3.2.2.1. $G_{21}(s)$: Nitrato disuelto- $Y_2(s)$ /Caudal de aire- $U_1(s)$

6.3.2.2.1.1. Pretest $G_{21}(s)$

A continuación, en la Figura 17 se exponen los resultados asociados a la realización del pretest para la estimación de los parámetros característicos de la función de transferencia.

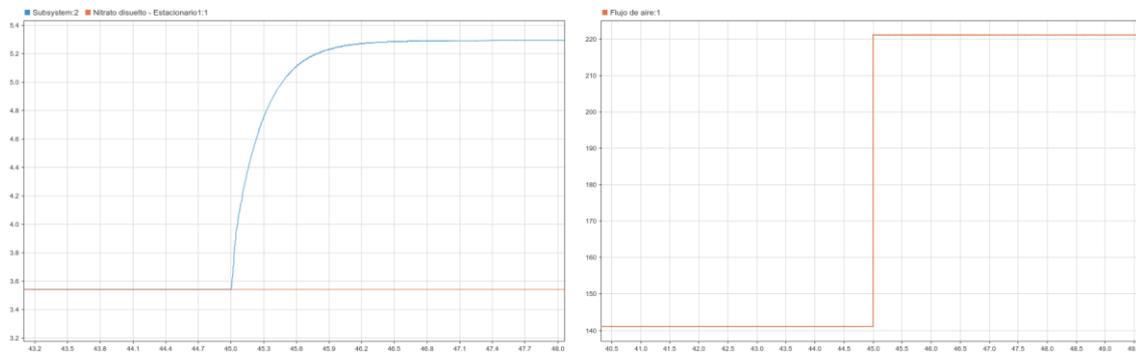


Figura 17. Escalón $Y_2(s)/U_1(s)$

Mediante la generación de un escalón en la variable manipulada (Caudal de aire- $U_1(s)$) de una magnitud de $80 \text{ m}^3/\text{h}$ de aire con un step time en el día 45, y atendiendo a la dinámica del sistema, se ha optado por equiparlo con una dinámica de primer orden cuya función de transferencia viene caracterizada por los parámetros K y τ .

En la Tabla 38 se exponen los resultados asociados al pretest.

Tabla 38. Pretest $Y_2(s)/U_1(s)$

Parámetros identificados	Resultado del pretest
Δy	-2.67
Δu	-80
K_{exp}	0.0334
y_{63}	1.86
τ_{63}	45.173
τ_{start}	45
τ_{exp}	0.173
θ_{exp}	0

Finalmente, se exponen los resultados de la identificación de la función de transferencia.

6.3.2.2.1.2. Identificación $G_{21}(s)$

Para la identificación de la función de transferencia $G_{21}(s)$, se han establecido los siguientes rangos de búsqueda asociados a los parámetros característicos de un sistema de primer orden. Los parámetros optimizados mediante el uso del algoritmo genético se muestran en la Tabla 39.

Tabla 39. Parámetros optimizados $G_{21}(s)$

Rangos	Valor	Parámetro	Valor
$[K_{mín} - K_{máx}]$	[0-10]	K	0.0356
$[\tau_{mín} - \tau_{máx}]$	[0-10]	τ	0.264

6.3.2.2.2. $G_{22}(s)$: Nitrato disuelto- $Y_1(s)$ /Válvula de recirculación- $U_2(s)$

6.3.2.2.2.1. Pretest $G_{22}(s)$

A continuación, en la Figura 18 se exponen los resultados asociados a la realización del pretest para la estimación de los parámetros característicos de la función de transferencia.

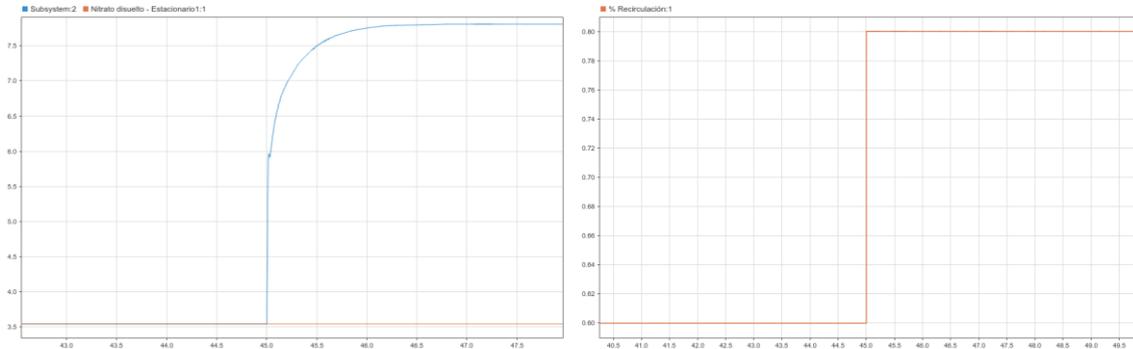


Figura 18. Escalón $Y_2(s)/U_2(s)$

Mediante la generación de un escalón en la variable manipulada (Válvula de recirculación- $U_2(s)$) de una magnitud del 20% con en el día 45, y atendiendo a la dinámica del sistema, se ha optado por equipararlo con una dinámica de primer orden cuya función de transferencia viene caracterizada por los parámetros K y τ .

En la Tabla 40 se exponen los resultados asociados al pretest.

Tabla 40. Pretest $Y_2(s)/U_2(s)$

Parámetros identificados	Resultado del pretest
Δy	-1.94
Δu	-0.10
K_{exp}	19.41
y_{63}	4.53
τ_{63}	45.017
τ_{start}	45
τ_{exp}	0.017
θ_{exp}	0

Finalmente, se exponen los resultados de la identificación de la función de transferencia.

6.3.2.2.2.2. Identificación $G_{22}(s)$

Para la identificación de la función de transferencia $G_{21}(s)$, se han establecido los siguientes rangos de búsqueda asociados a los parámetros característicos de un sistema de primer orden. Los parámetros optimizados mediante el uso del algoritmo genético se muestran en la Tabla 41.

Tabla 41. Parámetros optimizados $G_{21}(s)$

Rangos	Valor	Parámetro	Valor
$[K_{mín} - K_{máx}]$	[0-20]	K	16.891
$[\tau_{mín} - \tau_{máx}]$	[0-1]	τ	0.0385

6.3.2.2.3. $G_{dV21}(s)$: Nitrato disuelto- $Y_1(s)$ /Perturbación de Amonio- $dV_1(s)$

6.3.2.2.3.1. Pretest $G_{dV21}(s)$

A continuación, en la Figura 19 se exponen los resultados asociados a la realización del pretest para la estimación de los parámetros característicos de la función de transferencia.

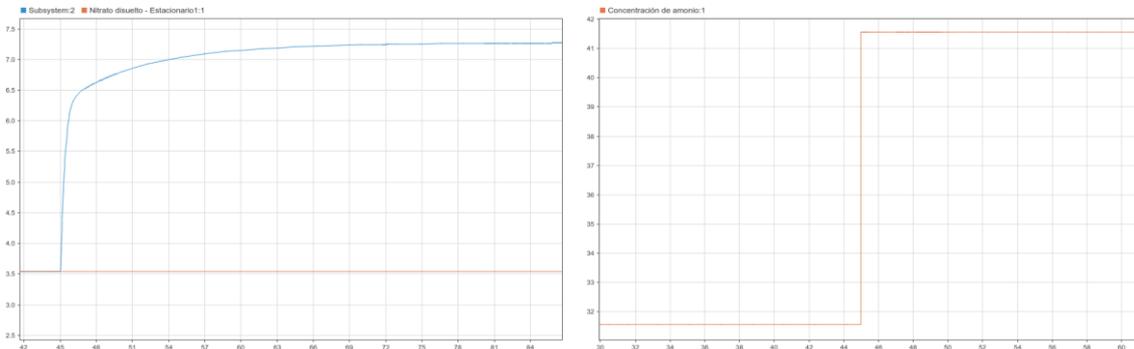


Figura 19. Escalón $Y2(s)/dV1(s)$

Mediante la generación de un escalón en la variable manipulada (Concentración de amonio en la entrada- $dV_1(s)$) de una magnitud de 20 g-N/m^3 en el día 45, y atendiendo a la dinámica del sistema, se ha optado por equipararlo con una dinámica primer orden cuya función de transferencia se caracteriza por los parámetros K , τ .

En la Tabla 42 se exponen los resultados asociados al pretest.

Tabla 42. Pretest $Y2(s)/dV1(s)$

Parámetros identificados	Resultado del pretest
Δy	3.88
Δu	10
K_{exp}	0.39
y_{63}	4.15
τ_{63}	45.51
τ_{start}	45
τ_{exp}	0.51
θ_{exp}	0

Finalmente, se exponen los resultados de la identificación de la función de transferencia.

6.3.2.2.3.2. Identificación $G_{dV21}(s)$

Para la identificación de la función de transferencia $G_{dV21}(s)$ se han establecido los siguientes rangos de búsqueda asociados a los parámetros característicos de un sistema de orden cero con tiempo muerto. Los parámetros optimizados mediante el uso del algoritmo genético se muestran en la Tabla 43.

Tabla 43. Parámetros optimizados $G_{dV21}(s)$

Rangos	Valor	Parámetro	Valor
$[K_{mín} - K_{máx}]$	[0-1]	K	0.356
$[\tau_{mín} - \tau_{máx}]$	[0-1]	τ	0.394

6.3.2.2.4. $G_{dV22}(s)$: Oxígeno disuelto- $Y_1(s)$ /Perturbación de Caudal- $dV_2(s)$

6.3.2.2.4.1. Pretest $G_{dV22}(s)$

A continuación, en la Figura 20 se exponen los resultados asociados a la realización del pretest para la estimación de los parámetros característicos de la función de transferencia.

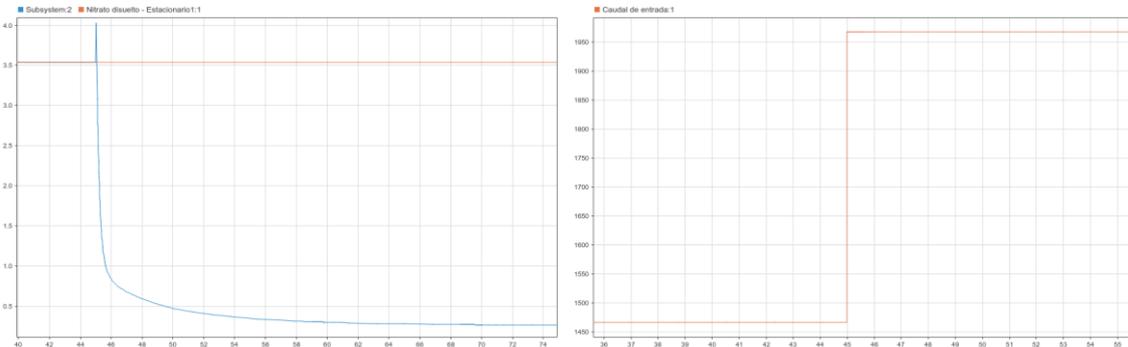


Figura 20. Escalón $Y_2(s)/dV_2(s)$

Mediante la generación de un escalón en la variable manipulada (Caudal de entrada- $dV_2(s)$) de una magnitud de $500 \text{ m}^3/\text{h}$ con en el día 45, y atendiendo a la dinámica del sistema, se ha optado por equipararlo con una dinámica de primer orden con tiempo muerto cuya función de transferencia viene caracterizada por los parámetros K , τ y θ .

En la Tabla 44 se exponen los resultados asociados al pretest.

Tabla 44. Pretest $Y_2(s)/dV_2(s)$

Parámetros identificados	Resultado del pretest
Δy	1.11
Δu	-200
K_{exp}	-0.0056
y_{63}	4.24
τ_{63}	47.5
τ_{start}	45
τ_{exp}	2.5
θ_{exp}	0

Finalmente, se exponen los resultados de la identificación de la función de transferencia

6.3.2.2.4.2. Identificación $G_{dV22}(s)$

Para la identificación de la función de transferencia $G_{dV22}(s)$ se han establecido los siguientes rangos de búsqueda asociados a los parámetros característicos de un sistema de primer orden con tiempo muerto. Los parámetros optimizados mediante el uso del algoritmo genético se muestran en la Tabla 45.

Tabla 45. Parámetros optimizados $G_{dV22}(s)$

Rangos	Valor	Parámetro	Valor
$[K_{mín} - K_{máx}]$	$[-1,0]$	K	-0.00565
$[\tau_{mín} - \tau_{máx}]$	$[0,2]$	τ	0.806
$[\theta_{mín} - \theta_{máx}]$	$[0,1]$	θ	0.0300



6.3.3. Validación del sistema

En la Tabla 46 se puede observar visualmente una comparativa entre la dinámica del modelo real y la propuesta a través de la identificación de los parámetros característicos de las funciones de transferencia.

En primer lugar, en la columna central se pueden observar la dinámica de la concentración de oxígeno asociada tanto a las variables manipuladas como a las perturbaciones medibles. Se observa que, para el caso de las funciones de transferencia que relacionan la manipulación sobre la recirculación y la concentración de amonio a la entrada con la concentración de oxígeno, el ajuste no termina de ser del todo satisfactorio debido a que los modelos lineales típicos no tienen la suficiente capacidad para ajustarse al sistema. Para este caso se ha decidido tratar de ajustar estas dinámicas no lineales a sistemas primer orden con el objetivo de predecir con más o menos precisión la evolución de oxígeno en el estado estacionario. Cabe destacar que este ajuste más o menos preciso podría llevar a errores futuros a la hora de diseñar estrategias de control con arquitecturas de prealimentación o desacople.

Por otra parte, y a diferencia de lo anteriormente comentado el ajuste sí puede considerarse más satisfactorio para las funciones de transferencia que relacionan caudal de aire y caudal de entrada con la concentración de oxígeno, pues se trata de sistemas con un comportamiento que es más sencillo de ajustar con modelos lineales.

En segundo lugar, y en cuanto a las funciones de transferencia que relacionan cada una de las variables manipuladas y perturbaciones medibles con la concentración de nitrato en el segundo reactor, se puede afirmar que el ajuste es más satisfactorio que para el caso del oxígeno, lo que llevará a ganar cierta precisión en el diseño de estrategias de control de la concentración de nitratos.

Finalmente, cabe destacar la Tabla 47 y la Tabla 48. En la primera se expone un resumen de cada una de las funciones de transferencia que se han identificado, mientras que en la segunda tabla se puede observar el resultado de simular de manera simultánea el sistema real y el sistema lineal generando variaciones de manera aleatoria en las diferentes variables. En base a lo comentado anteriormente, se puede ver como el sistema lineal es capaz de predecir la variación de nitrato en el medio, ya que el ajuste de las funciones de transferencia que lo componen ha sido satisfactorio, mientras que el modelo lineal de la concentración de oxígeno carece de precisión como consecuencia de las dificultades encontradas para identificar las funciones de transferencia mediante el uso de modelos lineales típicos.

Tabla 46. Respuesta individual del modelo lineal

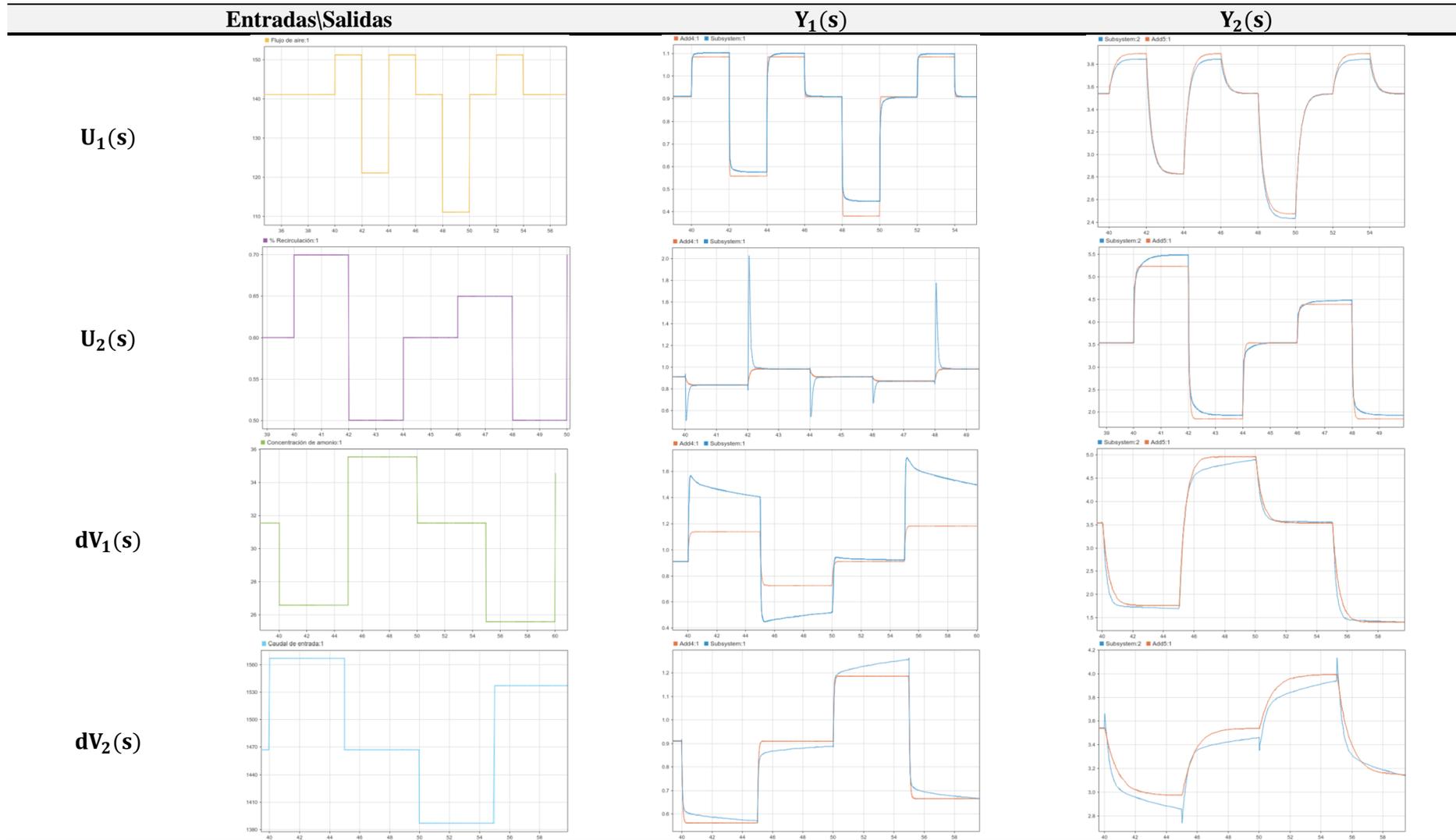
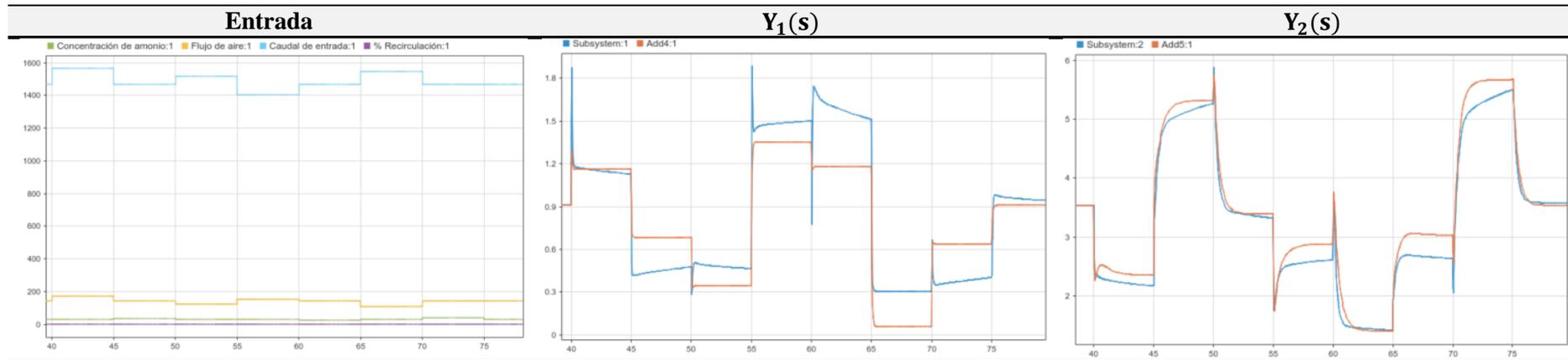


Tabla 47. Funciones de transferencia

Salida\Entrada	$U_1(s)$	$U_2(s)$	$dV_1(s)$	$dV_2(s)$
$Y_1(s)$	$G_{11}(s) = \frac{0.0176}{0.00967 \cdot s + 1}$	$G_{12}(s) = \frac{-0.741}{0.0618 \cdot s + 1}$	$G_{dV11}(s) = \frac{-0.0456}{0.0692 \cdot s + 1}$	$G_{dV12}(s) = \frac{-0.00348}{(0.0518 \cdot s + 1) \cdot (0.000417 \cdot s + 1)}$
$Y_2(s)$	$G_{21}(s) = \frac{0.0356}{0.264 \cdot s + 1}$	$G_{22}(s) = \frac{16.891}{0.0385 \cdot s + 1}$	$G_{dV21}(s) = \frac{0.0356}{0.394 \cdot s + 1}$	$G_{dV22}(s) = \frac{-0.00565}{0.806 \cdot s + 1} \cdot e^{-0.03}$

Tabla 48. Validación del modelo con entrada conjunta



6.3.4. Sintonización y comprobación de lazos de control

En este apartado se realizará la sintonización de los dos lazos de control que compondrán la arquitectura de control principal de sistema. Previamente, se recurrirá a un método de análisis para comprobar que el emparejamiento que se encuentra de manera más común en la bibliografía es adecuado para este sistema. Posteriormente, se hará uso del algoritmo genético con el objetivo de ajustar los parámetros principales de los controladores y finalmente, se comprobará la validez del control de forma individual y multivariable.

6.3.4.1. Análisis de la matriz RGA para controlabilidad de proceso

Se va a recurrir a una técnica de emparejamiento para lazos de control que consiste en el cálculo de la matriz RGA, la cual representa la relación entre el efecto directo y las interferencias que se generan como consecuencia de la influencia en la salida del resto de variables implicadas.

El método de análisis de la matriz RGA se aplicará sobre las variables de concentración de oxígeno en el quinto reactor y concentración de nitratos en el segundo. No se consideran variables manipulables el caudal a la entrada ni la concentración de amoníaco a la entrada, ya que se ha clasificado como perturbaciones medibles (Apartado 6.3.1.).

Teniendo en cuenta esto, las posibilidades de control multivariable quedan recogidas en el siguiente sistema.

$$\begin{pmatrix} Y_1(s) \\ Y_2(s) \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} G_{11}(s) & G_{12}(s) \\ G_{21}(s) & G_{22}(s) \end{pmatrix} \cdot \begin{pmatrix} U_1(s) \\ U_2(s) \end{pmatrix}$$

Tanto la concentración de oxígeno en el quinto reactor ($Y_1(s)$) como la concentración de nitratos en el segundo ($Y_2(s)$) vienen influenciadas por el caudal de aire ($U_1(s)$) y el porcentaje de recirculación ($U_2(s)$). Sin embargo, y como se ha comentado en diversos apartados, el control más típico planteado en la bibliografía es el que se ha comentado a lo largo de toda la memoria. La matriz RGA debería de confirmar la arquitectura planteada.

Matriz de ganancias:

$$K = \begin{bmatrix} 0.0176 & 0.0356 \\ -0.741 & 16.891 \end{bmatrix}$$

Mediante la inversa transpuesta se puede obtener la matriz de ganancias relativas o matriz RGA:

$$\Lambda = K \cdot (K^{-1})^T = \begin{bmatrix} 0.0176 & 0.0356 \\ -0.741 & 16.891 \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} 52.187 & -0.11 \\ 2.2894 & 0.0544 \end{bmatrix}$$
$$\Lambda = \begin{bmatrix} 0.919 & 0.0815 \\ 0.0815 & 0.919 \end{bmatrix}$$

Los valores próximos a uno suponen que el efecto directo es bastante superior a la interacción entre las funciones de transferencia, considerándose la unidad el caso ideal ya que no existiría interacción. Los valores más próximos a cero quieren decir que existe demasiada interacción, por lo que es mejor evitar seleccionar estas variables para diseñar el lazo de control.

Como se observa, el mejor emparejamiento sería el control de la concentración de oxígeno mediante el caudal de aire y la concentración de nitratos mediante la recirculación conforme a lo recogido en bibliografía. (Vilanova, Santín, & Pedret, 2017)



6.3.4.2. Sintonización de los PID para seguimiento del punto de consigna

Una vez que se ha evaluado la matriz RGA se pasará a sintonizar dos lazos de control para seguimiento de punto de consigna.

El ajuste de estos controladores se basa en el establecimiento de un modelo de referencia, el cual marcará la dinámica de referencia que debe de seguir la variable controlada para alcanzar el punto de consigna. Este modelo de referencia viene caracterizado por la siguiente ecuación:

$$GMR(s) = \frac{1}{(\tau \cdot s + 1)}$$

El tiempo de establecimiento (τ) vendrá condicionado por el modelo lineal identificado para la función de transferencia del proceso y por lo rápido que se quiera que el sistema alcance el punto de consigna en lazo cerrado. De igual forma, el tiempo estacionario condiciona la agresividad de la acción de control, por lo que como se observara a continuación, en esta primera sintonización se han seleccionado tiempos de establecimiento elevados a fin de suavizar el movimiento de la acción de control.

Por otra parte, cabe mencionar que se han ajustado PI paralelos, los cuales vienen caracterizados por la siguiente ecuación:

$$PI(s) = K + \frac{1}{s} \cdot \tau_I$$

6.3.4.2.1. Lazo de control para la concentración de oxígeno

A continuación, se muestra la sintonización de los lazos de control para la concentración de oxígeno y el caudal de aire.

Como se observa en la Figura 21, la dinámica de la variable controlada (azul) se ajusta perfectamente a la dinámica del modelo de referencia (discontinua).

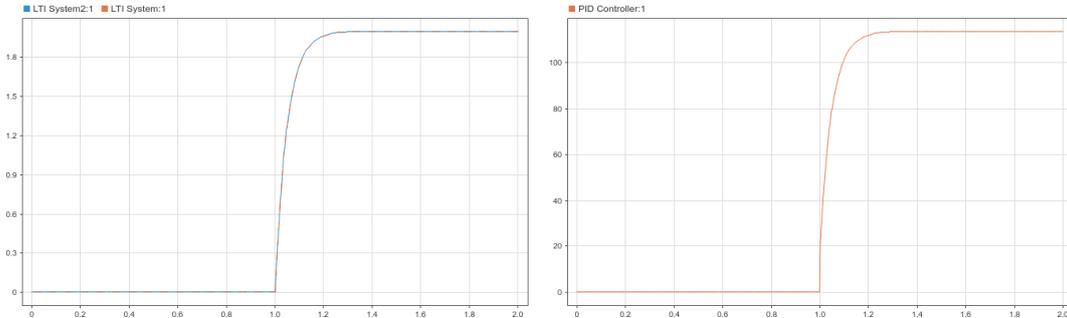


Figura 21. PI Y1(s)-U1(s)

Los parámetros ajustados y el modelo de referencia se exponen en la Tabla 49.

Tabla 49. Parámetros sintonizados para el PI de oxígeno

Parámetros	Valores obtenidos
K_c	10.989
T_i	1136.364
GMR	$G_{MR}(s) = \frac{1}{0.05 \cdot s + 1}$

6.3.4.2.2. Lazo de control para la concentración de nitratos

A continuación, se muestra la sintonización de los lazos de control para la concentración de nitratos y porcentaje de recirculación.

Como muestra la Figura 22, la variable controlada (azul) se ajusta perfectamente a la al modelo de referencia (discontinua).

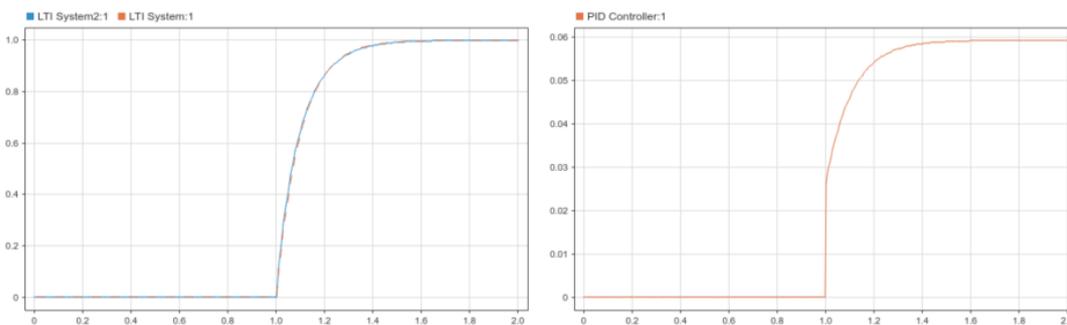


Figura 22. PI Y2(s)-U2(s)

Los parámetros ajustados y al modelo de referencia se exponen en la Tabla 50.

Tabla 50. Parámetros sintonizados para el PI de nitrato

Parámetros	Valores obtenidos
K_c	0.0263
T_i	0.599
GMR	$G_{MR}(s) = \frac{1}{0.1 \cdot s + 1}$

6.3.4.3. Comprobación de la calidad del control para el sistema lineal

Previamente a la implementación de los controladores en el modelo BSM-1, los PI sintonizados se evaluarán en el modelo lineal compuesto por las funciones de transferencia. El análisis se realizará para seguimiento del punto de consigna y rechazo de perturbaciones a través del cálculo de los índices de evaluación del rendimiento de los controladores propuestos en el Apartado 6.2.1.

La evaluación del rendimiento de los controladores se ha efectuado sobre diferentes arquitecturas de control. En primer lugar, se efectuará un control sobre la concentración de oxígeno y nitrato de forma aislada y posteriormente, se pasará a evaluar el control multivariable.

Cada uno de estas arquitecturas se ha evaluado bajo las mismas condiciones de manera que la señal de entrada que se ha generado para cada una de ellas fuera la misma. Teniendo en cuenta esto, la señal de entrada consiste en:

- Variación del punto de consigna de oxígeno de 0.91 a 2 g/m³ en el instante t = 2 d.
- Variación del punto de consigna de nitrato de 3.54 a 1 g/m³ en el instante t = 2 d.
- Perturbación de amonio. Exceso de 10 g/m³ en la concentración de amonio a la entrada en t = 4 d.
- Perturbación en caudal de entrada. Exceso de 200 m³/d en el caudal de entrada en t = 6 d.

A continuación, se adjunta la Figura 23 que refleja la variación en las consignas y perturbaciones en la entrada a la que se someterá el modelo lineal para efectuar una secuencia de control que permita la evaluación del rendimiento de los controladores.

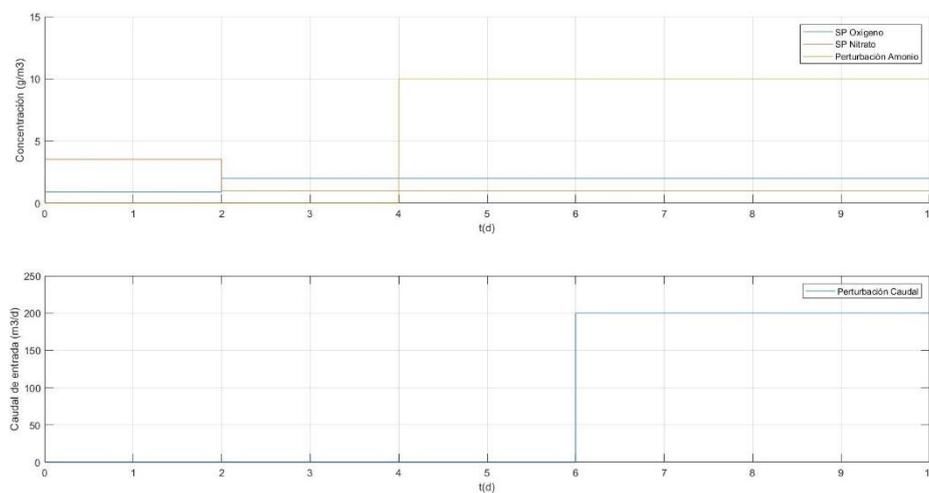


Figura 23. Señal de entrada para evaluación de rendimiento

6.3.4.3.1. Control de la concentración de oxígeno

En la Figura 24 se expone la dinámica de la variable manipulada y controlada para el lazo de control de concentración de oxígeno y caudal de aire.

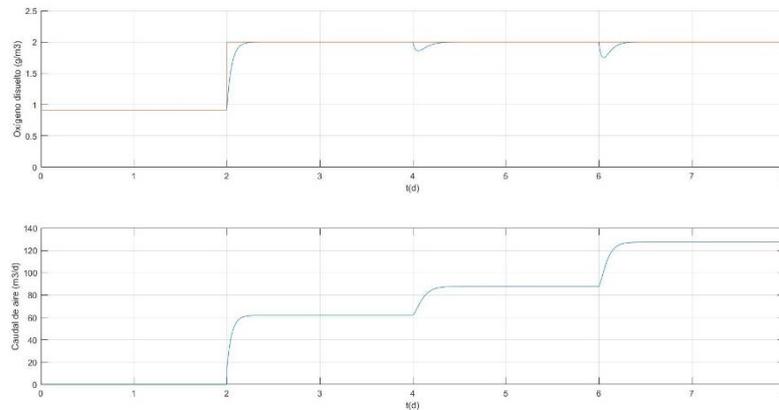


Figura 24. Dinámica de control de oxígeno sobre el modelo lineal

Los resultados para los índices de rendimiento se exponen en la Tabla 51.

Tabla 51. Parámetro de rendimiento para el lazo de oxígeno

Parámetro	Valor
ISE	0.0384
IAE	0.1126
DEV máxima	0.2515

6.3.4.3.2. Control de la concentración de nitratos

En la Figura 25 se expone la dinámica de la variable manipulada y controlada para el lazo de control de concentración de nitrato y recirculación.

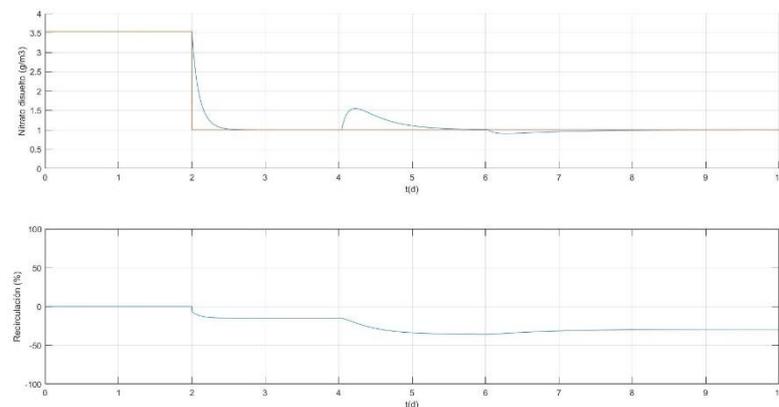


Figura 25. Dinámica de control de nitrato sobre el modelo lineal

Los resultados para los índices de rendimiento se exponen en la Tabla 52.

Tabla 52. Parámetros de rendimiento para el lazo de nitrato

Parámetro	Valor
ISE	0.4403
IAE	0.7088
DEV máxima	0.5511

6.3.4.3.3. Control multivariable

En la Figura 26 se expone la dinámica para el control multivariable de la concentración de oxígeno y nitratos mediante el caudal de aire y el porcentaje de recirculación.

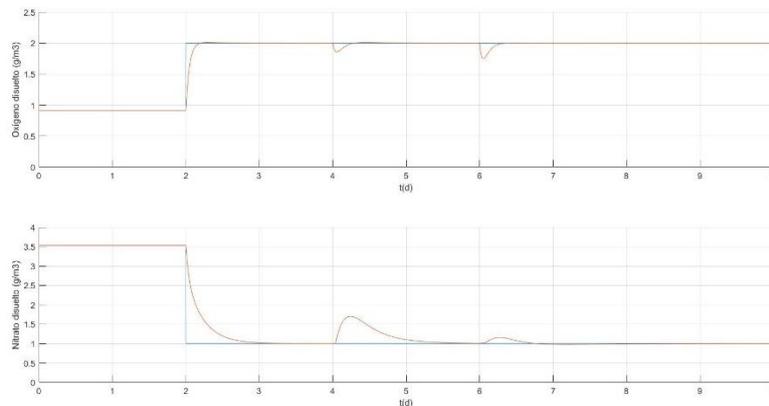


Figura 26. Dinámica de control multivariable sin desacople

A continuación, en la Tabla 53 se muestran los resultados de los índices de rendimiento para el control multivariable.

Tabla 53. Parámetros de rendimientos del sistema multivariable

Parámetro de rendimiento	Controlador de Oxígeno	Controlador de nitrado
ISE	0.0366	0.6539
IAE	0.1145	0.9273
DEV Máxima	0.25	0.6986

Como se puede observar por comparativa entre la Tabla 53 y los resultados de los índices de rendimiento de los controladores individuales (Tabla 51 y Tabla 52) se produce un claro aumento en el error ISE e IAE evaluado sobre el controlador de nitrato, así como en la desviación máxima. Dicho aumento en el error viene asociado a la interacción que se produce cuando los controladores actúan de forma conjunta, ya que ambas variables manipuladas también generan un efecto sobre las variables que no controlan (funciones de transferencia $G_{12}(s)$ y $G_{21}(s)$).

Como solución a esta problemática en el apartado siguiente se planteará el diseño de la una estructura de desacople, la cual permitirá eliminar completamente, para el caso de estudio de control sobre el modelo lineal, el efecto de interacción entre los controladores.

6.3.4.4. Control multivariable con desacople

Como se ha podido observar a partir de los índices de rendimiento, el hecho de introducir el control multivariable supone que los lazos de control se perturben entre sí. En este apartado se mejorará el control multivariable mediante la introducción de una estructura de desacople que disminuya las interacciones entre los controladores.

6.3.4.4.1. Diseño de la estructura de desacople

El cálculo del desacoplamiento consiste en añadir una estructura complementaria (matriz D) para que los controladores no perciban la interacción que se produce entre ellos, de manera que el proceso aparente (matriz Q) tenga únicamente dos funciones de transferencia que relacionen cada una de las variables manipuladas con las controladas.

De forma matricial se puede expresar mediante la siguiente ecuación:

$$D = G^{-1} \cdot Q = \begin{bmatrix} D_{11} & D_{12} \\ D_{21} & D_{22} \end{bmatrix}$$

Donde:

$$G = \begin{bmatrix} G_{11} & G_{12} \\ G_{21} & G_{22} \end{bmatrix} \quad y \quad Q = \begin{bmatrix} G_{11} & 0 \\ 0 & G_{22} \end{bmatrix}$$

Los resultados del cálculo de la estructura de desacople se incluyen en el ANEJO V.

6.3.4.4.2. Control multivariable con desacople

En la Figura 27 se expone la dinámica para el control multivariable con estructura de desacople.

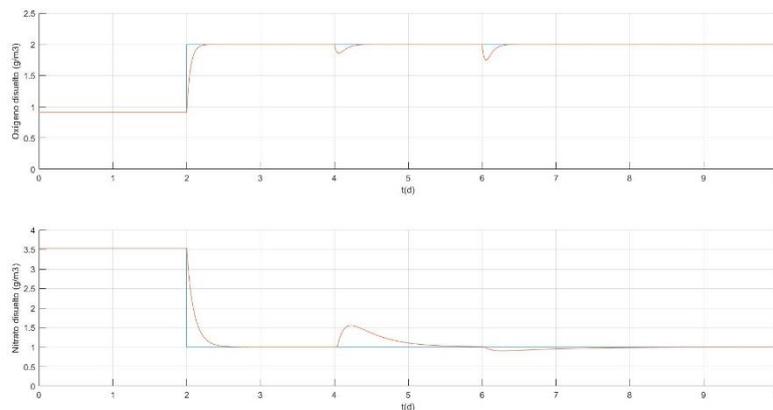


Figura 27. Dinámica de control multivariable con desacople

A continuación, en la Tabla 54 se exponen los resultados obtenidos a través de la evaluación de los índices de rendimiento para la estructura de control con desacople.

Tabla 54. Parámetros de rendimiento con desacople

Parámetro de rendimiento	Controlador de Oxígeno	Controlador de nitrado
ISE	0.0384	0.4403
IAE	0.1126	0.7088
DEV Máxima	0.2515	0.5511



6.3.4.5. Control multivariable con prealimentación

Como se ha podido comprobar anteriormente, el hecho de introducir una estructura de desacople en un modelo lineal ha permitido eliminar completamente la interacción entre los controladores, consiguiendo que los parámetros de rendimiento del sistema multivariable arrojaran resultados similares al control aislado de oxígeno y nitrato, por lo que se puede considerar que el desacople ha sido diseñado correctamente, generando la anulación matemática de las interacciones. Sin embargo, debido a las diferencias entre los modelos lineales sintonizados y el modelo real, la eficacia del desacople en el modelo real no será tan elevada.

Sin embargo, se puede observar cómo las perturbaciones medibles siguen originando una desviación de las variables controladas con respecto a la consigna. No obstante, en este apartado se ha optado por diseñar una estructura conocida como bloque de prealimentación, la cual permite aprovechar la señal asociada a la perturbación medible para condicionar la acción de control y que atenúe la desviación generada como consecuencia de estas perturbaciones.

6.3.4.5.1. Diseño de la estructura de prealimentación

En el diseño de la estructura de prealimentación, el objetivo principal que se persigue consiste en anular la relación que existe entre la perturbación medible y la variable controlada, de manera que se consiga atenuar la desviación generada con respecto a la consigna.

$$\frac{Y}{D} = 0$$

Para ello se debe determinar la relación entre la función de transferencia asociada a la perturbación y la función de transferencia del proceso, de manera que:

$$\frac{Y}{D} = 0 = G_d + G \cdot G_{ff}$$

Donde:

$$G_{ff} = \frac{-G_d(s)}{G(s)} = -\frac{\frac{Y}{D}}{\frac{Y}{U}} = -\frac{U}{D} \rightarrow G_{ff} = -\frac{U}{D}$$

Mediante esta relación se puede modificar la acción del controlador para que efectúe un rechazo sobre la perturbación medible. A parte, hay que tener en cuenta que al existir dos funciones de transferencia que relacionan variable controlada y manipulada y dos perturbaciones, se necesitarán un total de cuatro bloques de prealimentación que permitan atenuar la perturbación sobre la variable controlada.

Los cálculos relativos a la determinación de la matriz G_{ff} se incluyen en el ANEJO VI.

6.3.4.5.2. Control multivariable con prealimentación

En la Figura 28 se expone la dinámica para el control multivariable con estructura de desacople y prealimentación.

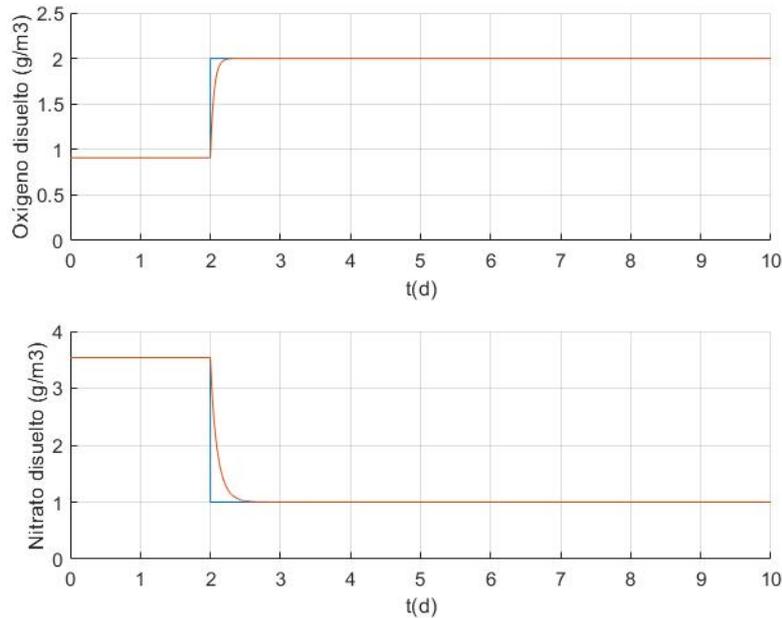


Figura 28. Dinámica de control multivariable con prealimentación

A continuación, en la Tabla 55 se exponen los resultados obtenidos a través de la evaluación de los índices de rendimiento para la estructura de control con desacople y prealimentación.

Tabla 55. Parámetros de rendimiento con prealimentación

Parámetro de rendimiento	Controlador de Oxígeno	Controlador de nitrado
ISE	0.0303	0.3100
IAE	0.0550	0.2524
DEV Máxima	0	0

Según se observa en la Figura 28 y Tabla 55, la introducción de la estructura de desacople supone la eliminación total por anulación matemática de las oscilaciones que las perturbaciones medibles generan en las variables controladas, lo que lleva a una notable mejoría en los índices de evaluación de rendimiento.

No obstante, hay que tener en cuenta que, a la hora de implementar dicha estructura sobre el modelo real, la mejora en el sistema de control será mejor cuanto mejor sea la identificación de las funciones de transferencia asociadas a las perturbaciones medibles, y en el caso de la función de transferencia $G_{dV11}(s)$ cabe recordar que el modelo lineal carecía de cierta precisión.

Finalmente, en el apartado siguiente se planteará y diseñará una arquitectura de control alternativa en la cual los controladores estarán diseñados para hacer frente al rechazo de perturbaciones en lugar de seguimiento del punto de consigna.



6.3.4.6. Sintonización de los PID para rechazo frente a perturbaciones

Anteriormente, las estrategias de control presentadas han sido diseñadas para seguimiento del punto de consigna. Alternativamente, y teniendo en cuenta que la función principal de los controladores no será el seguimiento del punto de consigna sino el rechazo frente a perturbaciones, también se ha decidido diseñar lazos de control similares, es decir, siguiendo el mismo resultado propuesto por la matriz RGA pero que a diferencia con los anteriores estén diseñados para rechazar perturbaciones en lugar de seguir cambios en el punto de consigna.

Para alcanzar este objetivo se ha decidido establecer criterios o límites que condicionen la acción de control durante el proceso de diseño. La acción de control deberá respetar los criterios establecidos de acuerdo con los límites tecnológicos del actuador.

De igual forma que antes, los PI utilizados tendrán una arquitectura paralela como la indicada anteriormente.

A continuación, se exponen cuáles han sido los criterios establecidos y se muestra la dinámica de control obtenida a través del diseño de los lazos de control.

6.3.4.6.1. Criterio de control para la concentración de oxígeno

El criterio seleccionado para la sintonización del lazo de control de la concentración de oxígeno consiste en definir un punto de saturación para la acción de control asociada a la regulación del caudal de aire que se introducirá en el quinto reactor.

Aquí se destaca el dimensionamiento del sistema de aireación que se ha realizado en el capítulo 3.2.1.3.1., donde en la Tabla 9 se definía que el caudal de aire máximo que se podía introducir en el reactor correspondía a 464 m³/h de aire.

Bajo esta consideración, la sintonización que se expone en el Apartado 6.3.4.6.3. se realiza penalizando el índice de optimización del algoritmo genético cuando evalúe parámetros de sintonización que pueden dar lugar acciones de control con valores de caudal de aire superiores a los 460 m³/h.

Finalmente, cabe destacar que, a la hora de evaluar el control sobre el modelo real, se usarán elementos de saturación que limiten la acción del control, de manera que se respetará la capacidad del sistema de aireación.

6.3.4.6.2. Criterio de control para la concentración de nitrato

Para el caso del lazo de control sobre la concentración de nitrato el criterio utilizado para limitar la acción de control se basa en la misma idea, definir un punto de saturación que no puede ser sobrepasado.

En este caso la variable manipulada es el porcentaje de recirculación, por lo que sería una buena práctica establecer que se puede recircular un valor comprendido entre nada y toda la corriente, por lo que los puntos de saturación serían 0 y 100%.

De igual forma que antes, se han introducido elementos de saturación que limiten la acción de control a la hora de evaluar el controlador sobre el sistema real.

6.3.4.6.3. Lazo de control para la concentración de oxígeno

A continuación, en la Figura 29 se muestra la dinámica de sintonización del lazo de control de la concentración de oxígeno para hacer frente a perturbaciones no medibles.

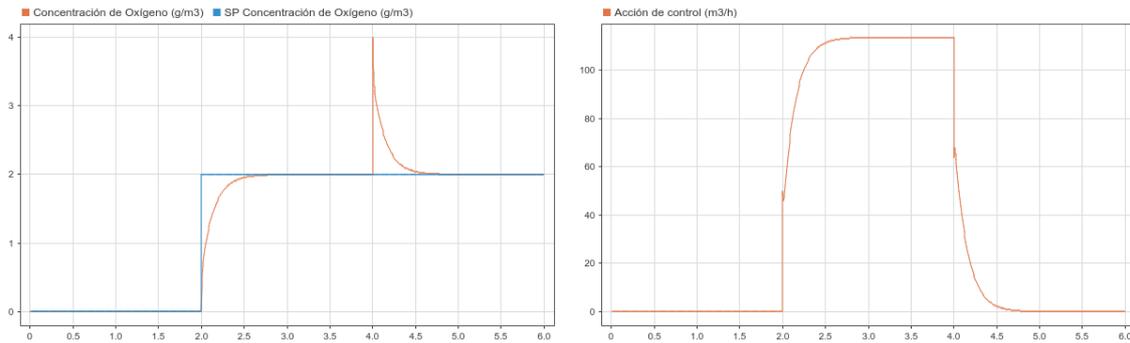


Figura 29. Dinámica de ajuste del PI frente a perturbaciones para oxígeno

Se ha sintonizado un controlador PI paralelo. Los valores de los parámetros junto al máximo cambio en la acción de control se exponen en la Tabla 56.

Tabla 56. Parámetros de diseño frente a perturbaciones para oxígeno

Parámetros	Valores obtenidos
K_c	92.50
T_I	19294.57

6.3.4.6.4. Lazo de control para la concentración de nitratos

A continuación, en la Figura 30 se muestra la dinámica de sintonización del lazo de control de la concentración de oxígeno para hacer frente a perturbaciones no medibles.

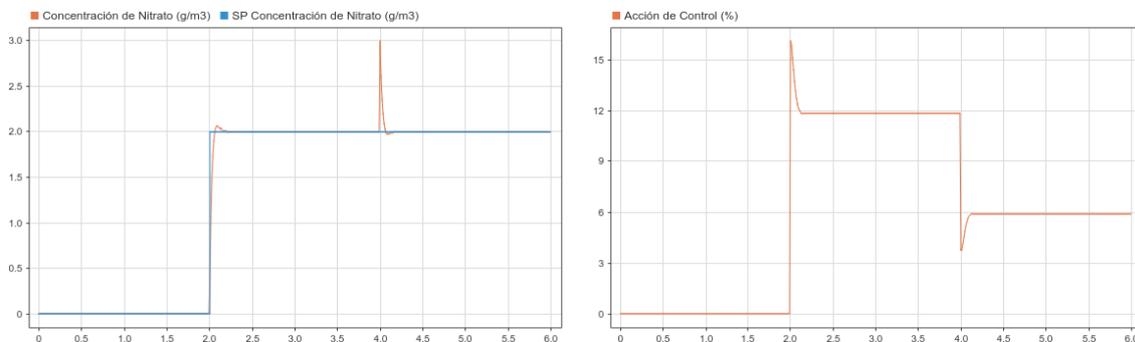


Figura 30. Dinámica de ajuste de PI frente a perturbaciones para nitrato

Se ha sintonizado un controlador PI paralelo. Los valores de los parámetros junto al máximo cambio en la acción de control se exponen en la Tabla 57.

Tabla 57. Parámetros de diseño frente a perturbaciones para nitrato

Parámetros	Valores obtenidos
K_c	0.33
T_I	51.99



6.3.4.6.5. Estrategias de control seleccionadas

Una vez que se ha llevado a cabo la sintonización de los lazos de control principales de manera teórica, se puede establecer un resumen de cuáles son las estrategias de control que se van a implementar y evaluar sobre el modelo real. Así pues, se recuerda que en los apartados anteriores se han sintonizados dos tipos de controladores PID que componen arquitecturas de control básicas: PID para el seguimiento del punto de consigna (Apartado 6.3.4.2.) y PID para hacer frente a perturbaciones (Apartado 6.3.4.6.)

En cuanto a la sintonización de los PID para el seguimiento del punto de consigna, se puede afirmar que, el hecho de introducir las estructuras de desacople y prealimentación supondría la mejora del control como indican los resultados obtenidos en la Tabla 55.

Además, hay que tener en cuenta que los tiempos de simulación son elevados, pues el cálculo no incluye únicamente la convergencia del sistema, sino también la acción de los controladores y el sistema de toma de muestras para la evaluación del desempeño de la operación y el sistema de control. Por tanto, en vista a lo anteriormente comentado y a efectos de simplificación, se ha decidido evaluar los PID de seguimiento incluyendo la estructura de desacople y la prealimentación.

Por otra parte, en el Apartado 6.3.4.6 se planteaba y ejecutaba la opción de diseñar controladores para hacer frente al rechazo de perturbaciones, ya que para el presente caso de estudio podría ser una mejor opción teniendo en cuenta que la función principal del sistema será hacer frente al rechazo de perturbaciones, las cuales son en su mayoría no medibles. A parte, los bloques de prealimentación presentan el inconveniente principal de que su desempeño depende en gran medida de la precisión del modelo lineal identificado. Es por ello, que también se ha decidido evaluar esta opción, como alternativa a que los PID de seguimiento del punto de consigna no presenten un buen desempeño.

En resumen, el apartado siguiente se abordará mediante la evaluación de las dos arquitecturas de control propuestas:

- PID de seguimiento con estructura de prealimentación y desacople.
- PID para rechazo de perturbaciones con desacople.

Finalmente, cabe destacar que los controladores se han sintonizado y probado sobre el modelo lineal, que como se ha expuesto en el Apartado 6.3.3., presenta diferencias apreciables sobre el modelo real, por lo que es posible que se recurra a una resintonización de los controladores bien manualmente o mediante el algoritmo genético, dependiendo de los resultados de la evaluación del sistema de control y a efectos de mejorar el rendimiento del mismo.



6.4. IMPLEMENTACIÓN Y EVALUACIÓN DE LAS ESTRATEGIAS DE CONTROL

En este último apartado del capítulo 5 se van a exponer los resultados obtenidos mediante la simulación de las diferentes secuencias de control que se han propuesto, para lo cual se llevará a cabo la evaluación tanto a nivel cualitativo como cuantitativo a través de los índices de evaluación propuestos en el capítulo 5.2.

Los esquemas asociados a las diferentes arquitecturas de control, junto al esquema de simulación usado en MATLAB/Simulink se plantean en el ANEJO VII: Estructuras de control principales.

6.4.1. Secuencia de simulación

Previamente a exponer los resultados de simulación, se va a resumir brevemente el conjunto de etapas que componen la secuencia de simulación. Las etapas que componen la secuencia de simulación es la siguiente:

- En primer lugar, se simulará el sistema en lazo abierto bajo las condiciones de simulación propuestas en la Tabla 29, hasta que se alcance el estado estacionario. El sistema alcanzará el estado estacionario aproximadamente alrededor del día 30.
- A partir de aquí, una vez alcanzado el día 40, se iniciará la secuencia de “puesta en marcha” de la instalación, en la cual el sistema de control deberá manipular el caudal de aire y el porcentaje de recirculación, con el objetivo de que las variables controladas (concentración de oxígeno en el quinto reactor y concentración de nitratos en el segundo reactor) alcancen el punto de consigna. Aproximadamente el sistema tardará un máximo de dos días en alcanzar el set point establecido.
- Finalmente, se dejarán un margen de seis días para asegurar de que el sistema ha alcanzado el punto de consigna. Posteriormente en el día 46 se iniciará la secuencia de perturbaciones, la cual tiene una duración de 14 días, por tanto, la simulación terminará en el día 60.

Cabe recordar que los índices de rendimiento de controlador e instalación se evalúan sobre los últimos 7 días de la secuencia de perturbaciones. Dicha evaluación se llevará a cabo para las dos estructuras de control propuestas en el apartado anterior. Sin embargo, cabe recordar que, aunque se han propuesto dos estrategias de control, se podrán llevar a cabo modificaciones sobre las mismas a fin de mejorar el comportamiento del sistema de control sobre el sistema real.

6.4.2. Evaluación de los PID para seguimiento del punto de consigna

En el presente apartado se exponen los resultados extraídos mediante de la evaluación de la estrategia de control basadas en PID de seguimiento con estructuras de prealimentación y desacople.

6.4.2.1. Evaluación de los PID de seguimiento originales

Antes de proceder con la exposición de los resultados gráficos obtenidos de la secuencia de simulación, cabe destacar que se ha denominado “PID de seguimiento originales”, a los controladores cuyos parámetros de sintonización se exponen en la Tabla 49 y en la Tabla 50.

A continuación, en la Figura 32 se expone la secuencia de simulación que ha obtenido para los PID de seguimiento sintonizados originalmente.

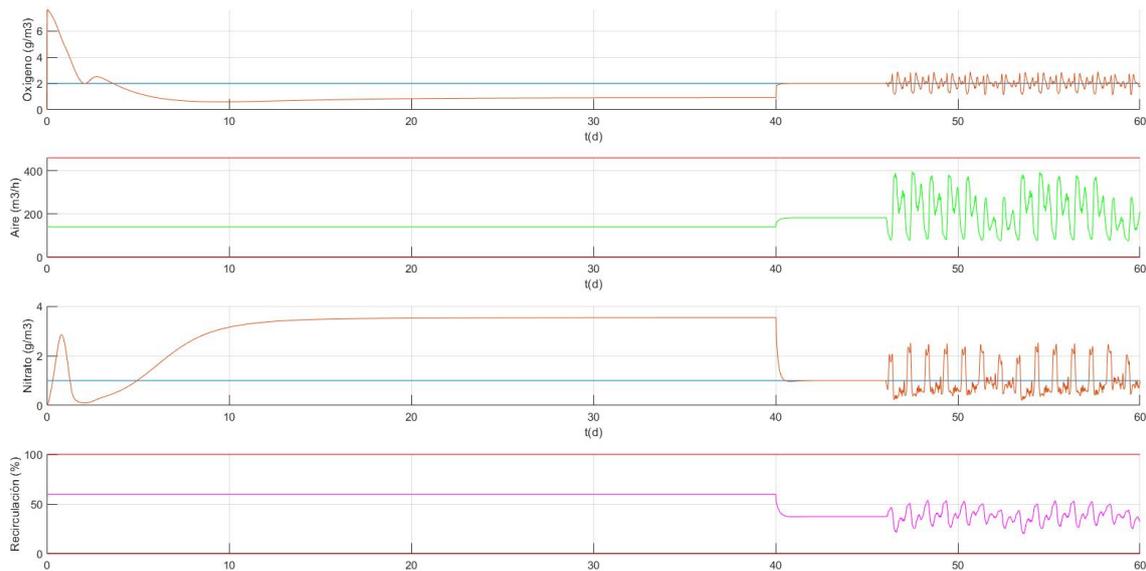


Figura 32. Secuencia de simulación para los PID de seguimiento originales

En primer lugar, se puede observar como el sistema alcanza el estado estacionario y a partir del día 40, los controladores son capaces de llevar las concentraciones de oxígeno y nitrato a sus respectivos puntos de consigna de 2 y 1 g/m³. Sin embargo, una vez que se inicia la secuencia de perturbación el sistema de control presenta problemas para mantener las variables controladas próximas al set point, llegando a presentar desviaciones máximas de hasta 1.52 g/m³.

Por otra parte, se puede observar como la acción de control se mantiene entre los límites establecidos, respetando los criterios expuestos en el apartado 5.3.4.6. No obstante, teniendo en cuenta que ambas acciones de control tienen margen hasta llegar a los puntos de saturación, en el apartado siguiente se han resintonizado los controladores consiguiendo una acción de control un poco más agresiva, que sea capaz de rechazar las perturbaciones de forma más efectiva.

6.4.2.2. Resintonización por GA de los PID de seguimiento

Esta primera resintonización de los controladores se ha llevado a cabo estableciendo un modelo de referencia cuyo tiempo de establecimiento sea aproximado al tiempo de establecimiento identificado en el modelo lineal, de manera que la variable controlada tenga una dinámica más rápida en lazo cerrado que con la sintonía anterior.

A continuación, en la Tabla 58 se exponen los parámetros obtenidos para la resintonización de los PID originales.

Tabla 58. Parámetros de resintonización por GA de PID original

Parámetros	Valores obtenidos PID para oxígeno	Valores obtenidos PID para nitrato
K_c	54.96	0.0596
T_I	5682.74	1.595
GMR	$G_{MR}(s) = \frac{1}{0.01 \cdot s + 1}$	$G_{MR}(s) = \frac{1}{0.05 \cdot s + 1}$

Los parámetros anteriores se han introducido en la arquitectura de control planeada, obteniendo los resultados expuestos en Figura 33.

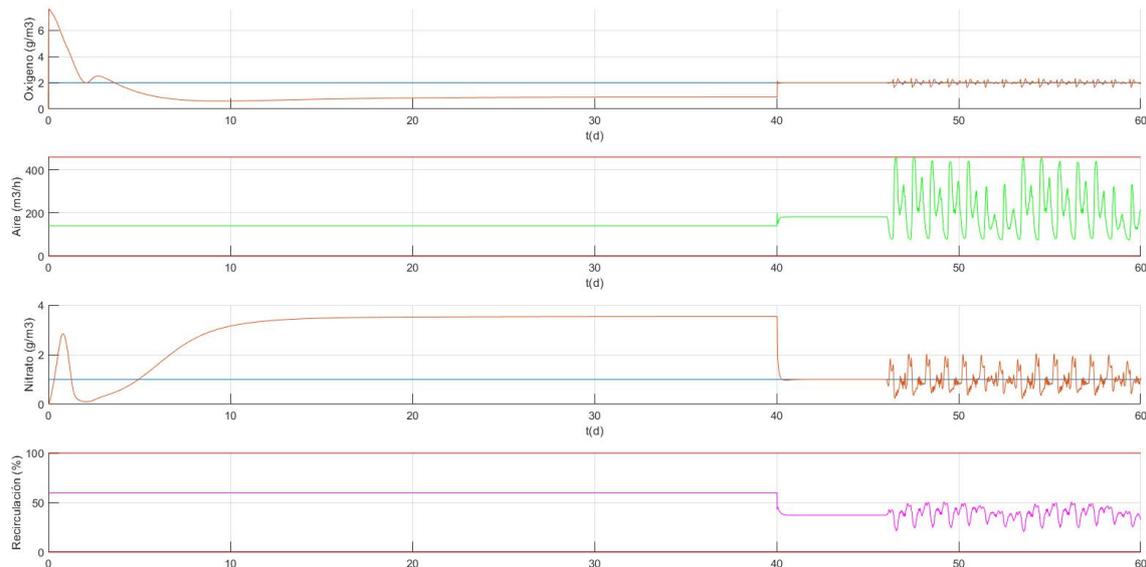


Figura 33. Simulación para los PID resintonizados por GA

Tras llevar a cabo la resintonización y la secuencia de simulación, se puede observar que aparentemente el sistema de control presenta una mayor capacidad para hacer frente a las perturbaciones. Así mismo, la acción de control ha pasado a ser más agresiva, aunque en la mayoría de ocasiones no llega a saturar, por lo que podría haber un poco de margen para mejorar el sistema de control.

Teniendo en cuenta lo anteriormente expuesto, en el apartado siguiente se ha llevado a cabo la resintonización manual de los controladores, aumentando la ganancia proporcional y el tiempo integral a fin de que los controladores sean un poco más agresivos y mejore la acción de control.

6.4.2.3. Resintonización manual de los PID de seguimiento

Finalmente, para concluir la evaluación de las experiencias de control de los PID de seguimiento, se ha incluido una evaluación en la cual los PID han sido resintonizados manualmente, aumentando la ganancia proporcional y el tiempo integral a fin de conseguir un controlador un poco más agresivo.

Los parámetros que se han utilizado se muestran en la Tabla 59.

Tabla 59. Parámetros de resintonización manual de los PID

Parámetros	Valores obtenidos PID para oxígeno	Valores obtenidos PID para nitrato
K_c	100	0.3
T_I	10000	9

A continuación, en la Figura 34 se expone la dinámica de la simulación de control con los PID resintonizados manualmente.

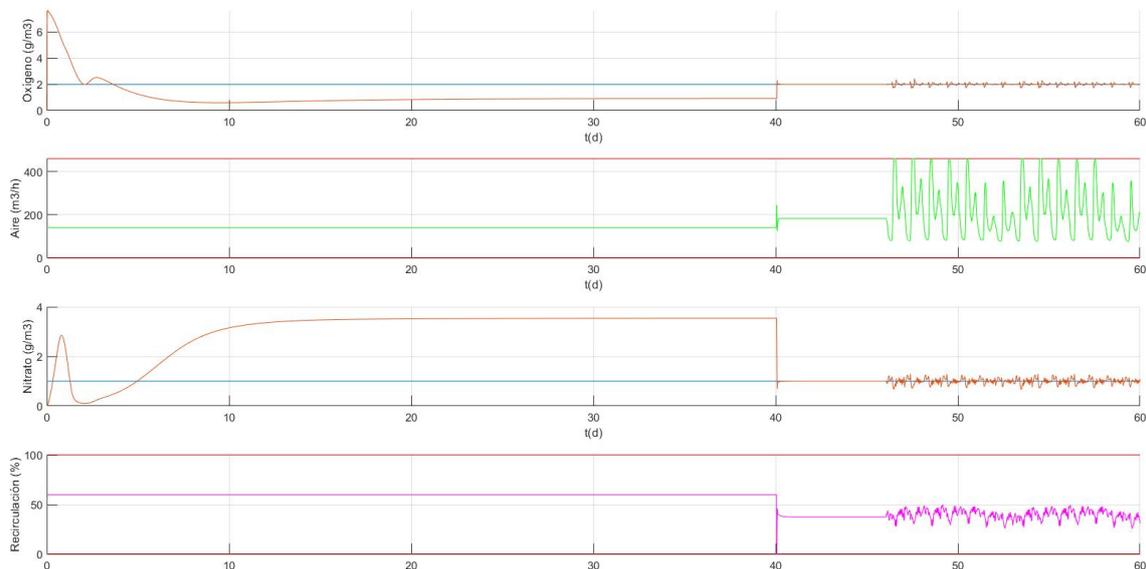


Figura 34. Simulación para los PID resintonizados manualmente

Como se puede observar, con esta resintonización se consigue una acción de control más agresiva y el sistema consigue rechazar las perturbaciones de manera notable. Sin embargo, la acción de control asociada al caudal de aire, empieza a alcanzar puntos de saturación, lo que significa que se necesita inyectar más oxígeno al sistema del que el propio sistema de aireación diseñado es capaz de proporcionar, es decir, mejorar el control empieza a estar asociado no a resintonizar los parámetros, sino a ampliar la capacidad del sistema de control con el objetivo de inyectar un caudal de aire más elevado.

6.4.3. Evaluación de los PID para rechazo de perturbaciones

En el presente apartado se exponen los resultados extraídos mediante de la evaluación de la estrategia de control basadas en PID de rechazo de perturbaciones.

Antes de proceder con la exposición de los resultados, cabe recordar que los PID que se van a evaluar son aquellos cuyos parámetros de sintonización se adjuntan en el Apartado 6.3.4.6., junto a los criterios de sintonización establecidos (Tabla 56 y en la Tabla 57).

La simulación generada se expone en la Figura 35.

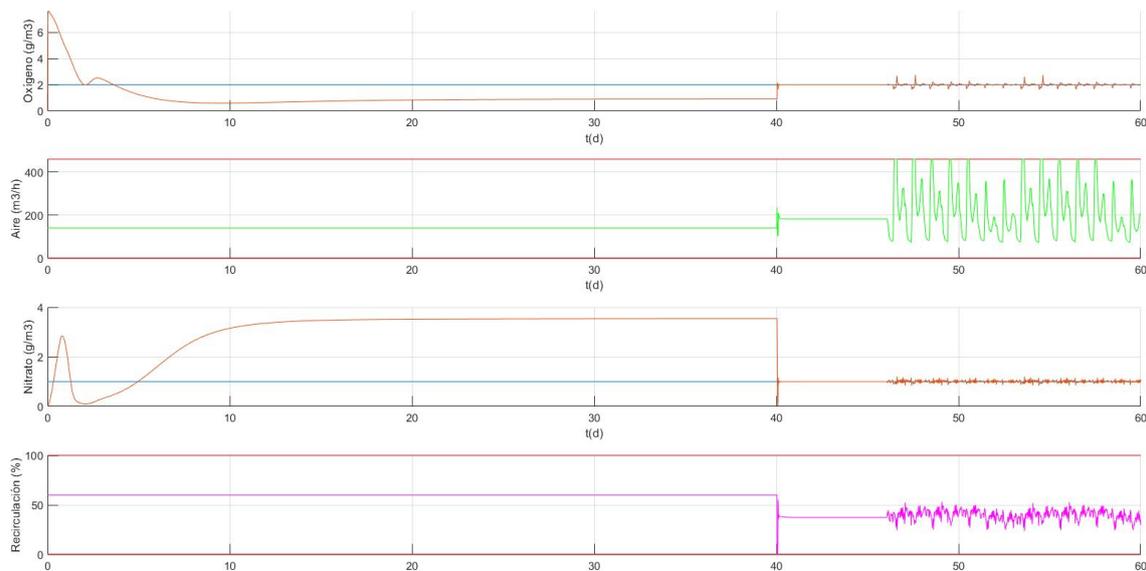


Figura 35. Simulación para los PID de rechazo de perturbaciones

Esta segunda estrategia de control planteada, basada en PID para rechazo de perturbaciones presenta una dinámica muy similar a los PID de seguimiento sintonizados manualmente. Aparentemente, podría decirse que las perturbaciones tienen un menor efecto sobre la concentración de nitrato. Sin embargo, en los picos de caudal alto, la concentración máxima de oxígeno presenta una desviación máxima más elevada que en el caso anterior. Esto podría deberse a que los PID de seguimiento cuenta con una arquitectura adicional de prealimentación basada en el caudal, la cual parece ser una ventaja a la hora de rechazar estas perturbaciones.

A efectos de llevar a cabo una comparación más justa, en el apartado siguiente se incluirán los índices de evaluación de rendimiento de la planta y los controladores, lo que permitirá visualizar cual es la estrategia de control más recomendable.

6.4.4. Índices de evaluación del desempeño

En este apartado se presentan los índices de evaluación que se han calculado para cada una de las estrategias de control que se han evaluado. A modo resumen, la abreviatura presentada para cada una de las estrategias de control planteadas es la siguiente:

- **PI-1:** Estructura de control basada en PID de seguimiento original.
- **PI-2:** Estructura de control basada en PID resintonizados por GA.
- **PI-3:** Estructura de control basada en PID resintonizados manualmente.
- **PI-4:** Estructura de control basada en PID de perturbaciones.

A continuación, en la Tabla 60 se exponen los resultados asociados a los cálculos de los índices de rendimiento de la planta y los controladores.

Tabla 60. Índices de desempeño calculados

Estructura de control	EQI	AE	PE
PI-1	620.04	400.90	20.349
PI-2	616.5	402.65	20.538
PI-3	616.44	403.19	20.894
PI-4	616.62	403.41	20.978

Estructura de control	ISE Oxígeno	IAE Oxígeno	DEV Máx. Oxígeno
PI-1	1.11	2.17	0.89
PI-2	0.12	0.66	0.37
PI-3	0.059	0.43	0.29
PI-4	0.075	0.44	0.75

Estructura de control	ISE Nitrateo	IAE Nitrateo	DEV Máx. Nitrateo
PI-1	2.65	3.50	1.53
PI-2	1.15	2.26	1.05
PI-3	0.09	0.61	0.34
PI-4	0.015	0.24	0.21

Finalmente, en la Figura 36 se expone la dinámica de cada una de las estrategias de control durante el período de tiempo de evaluación (últimos 7 días).

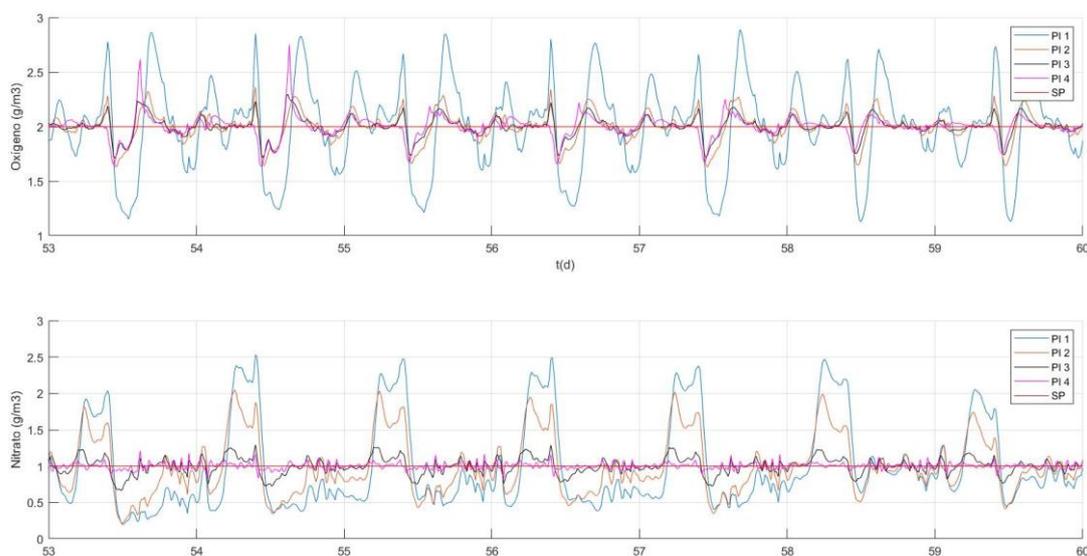


Figura 36. Secuencia de simulación conjunta



6.4.5. Selección de la estrategia de control

Finalmente, se pasará a seleccionar la estrategia de control que propone la mejor operación de la planta.

De forma genérica y atendiendo al índice de calidad del efluente, se puede afirmar que las diferentes estrategias de control que se han probado aseguran la reducción del índice de calidad con respecto a la entrada (3861 kg Contaminante/d) a valores similares que se encuentran en torno a 616-620 kg Contaminante/d, por lo que se puede deducir que en términos de depuración de la corriente de entrada, todas las estrategias de control usadas suponen una reducción de en torno al 84 % de la contaminación.

Como se ha comentado anteriormente, es posible que este índice de calidad se pudiera mejorar más aún si se redimensionara el sistema de aireación, proporcionando una mayor cantidad de difusores, lo que supondría para una misma superficie, reducir la distancia entre ellos dando lugar a caudales máximos de aireación más elevados.

En términos energéticos, se puede apreciar que todas las estrategias de control presentan consumos similares. Cabe destacar, que a medida que se han probado estrategias de control con acciones más agresivas, se ha producido un aumento en el consumo, lo que resulta lógico ya que se está llegando a valores más elevados de consumo de aire y recirculación para conseguir hacer frente a las perturbaciones.

Finalmente, se puede destacar una apreciable diferencia en los índices que evalúan el rendimiento del sistema de control, lo que concuerda con las dinámicas expuestas anteriormente y con la Figura 36. Controladores con acciones más agresivas consiguen disminuir el error con respecto al punto de consigna al igual que la desviación máxima. En este sentido las estructuras de control PI-3 y PI-4 son las que presentan mejores resultados. Entre ellas, se puede deducir que la estrategia de control PI-4 supone conseguir que el control de la concentración de nitrato en el segundo reactor haga frente a perturbaciones de forma más eficaz. Sin embargo, si se pretende que la concentración de oxígeno haga frente a las perturbaciones de forma más eficaz, la estrategia de control más recomendable sería PI-3, lo cual puede deberse al efecto que supone la perturbación de caudal sobre la concentración de oxígeno y la atenuación de esta perturbación mediante la arquitectura de prealimentación.



7. CONCLUSIONES

Finalmente, para concluir el presente documento se han querido establecer las siguientes conclusiones:

- La revisión bibliográfica expuesta en el Capítulo 1, ha permitido obtener la comprensión teórica necesaria sobre el modelo de simulación de fangos activos (ASM-1), pudiendo establecer las diferencias fundamentales, en cuanto a las necesidades de la especie oxidante, con respecto a modelos biológicos sencillos.
- Así mismo la comprensión del sistema ha llevado a identificar la necesidad de introducir un modelo de transferencia de oxígeno que posibilitara el diseño de estrategias de control típicas.
- A través de una revisión bibliográfica exhaustiva se ha conseguido definir un modelo de transferencia de oxígeno, que es capaz de relacionar el caudal de aire introducido en el reactor con el coeficiente de transferencia de materia y a su vez, corregir la ecuación de transferencia adaptándola a las condiciones del medio, mediante la definición de los parámetros encontrados en la bibliografía revisada.
- Se ha podido implementar en MATLAB/Simulink el modelo de referencia BSM-1, que combina diversos bloques de reacción basados en el sistema ASM-1, lo que permite llevar a cabo la simulación de operaciones de nitrificación-desnitrificación de fangos activos.
- Además, la configuración del modelo se referencia BSM-1, ha supuesto la implementación de un sistema dinámico de sedimentación, que ha permitido generar el retorno de fangos activos respetando la dinámica del modelo BSM-1.
- Tanto el sistema de simulación de fangos activos (ASM-1), como el sedimentador y el modelo de referencia BSM-1, se han validado mediante la comparación de los resultados de simulación con los obtenidos en la bibliografía. Sin embargo, cabe destacar que se han encontrado posibles errores en los parámetros típicos del sedimentador, que han llevado a no poder cuadrar los resultados con total exactitud.



- El estudio individual de las relaciones causa-efecto de cada una de las funciones de transferencia ha permitido obtener el modelo lineal, que se corresponde con la matriz de transferencia que ha sido definida en base a caracterizar perturbaciones medibles y no medibles. Por otra parte, dicho modelo ha permitido el desarrollo de estrategias de control basadas en prealimentación o estructuras de desacople que han permitido mejorar el control básico.
- La validación de la matriz de controlabilidad RGA ha permitido corroborar las estrategias de control más típicas encontradas en la bibliografía, controlando la concentración de oxígeno mediante el caudal de aire y la concentración de nitratos mediante la recirculación.
- A través del uso de herramienta de optimización evolutivas (como el algoritmo genético utilizado) se han sintonizado los parámetros de los controladores PID para los lazos de control establecidos anteriormente, proponiendo diversas estrategias de control que han sido evaluadas junto al rendimiento de la planta mediante los índices de desempeño propuestos.
- Finalmente, se han seleccionado las estrategias de control más recomendables en términos de rendimiento de los controladores y rendimiento de operación, mediante la evaluación de un conjunto de índices propuestos.

PRESUPUESTO

PRESUPUESTO

1. CONTENIDO DEL PRESUPUESTO

Para la valoración económica de la investigación desarrollada se han tenido en cuenta los recursos que a continuación se exponen junto al coste horario estimado.

Los recursos considerados son los siguientes:

- **Ingeniero Senior de Proyecto**
- **Ingeniero Junior de Proyecto**
- **Recursos adicionales:**
 - o **Software:** MATLAB/Simulink
 - o **Hardware:** Ordenador de sobremesa

1.1. Ingenieros de proyecto

A continuación, en la Tabla 61 se presenta la estimación del coste horario asociado al ingeniero senior y junior de proyecto.

Tabla 61. Coste horario asociados a los ingenieros

Concepto (€)	Ingeniero Senior	Ingeniero Junior
Salario Bruto	65678	39793
Costes sociales (35%)	22987.3	13927.55
Total (Salario bruto + costes)	88665.3	53720.55
Costes Generales (20%)	17733.06	10744.11
Beneficio (6%)	5319.92	3223.23
TOTAL	111718.28	67687.89
Horas trabajadas	1750	1750
COSTE HORARIO (€/h)	63.84	36.68

1.2. Recursos adicionales

Posteriormente, en la Tabla 62 se recopila el coste horario asignado a los recursos adicionales que se han utilizado para llevar a cabo el proyecto.

Tabla 62. Coste horarios asignados a recursos adicionales

Recurso adicional	Ordenador de sobremesa	MATLAB/Simulink
Coste licencia anual (€/año)	-	840
Coste (€)	1000	-
Período de amortización (años)	1	1
Horas trabajadas	1750	1750
COSTE HORARIO (€/h)	0.57	0.48

2. FORMATO Y PRESENTACIÓN DEL PRESUPUESTO

Finalmente, en la Tabla 63 se expone el resumen del presupuesto asociado a la elaboración del estudio de controlabilidad.

Tabla 63. Presupuesto del proyecto

Etapa del proyecto	Porcentaje de tiempo de cada etapa	Tiempo de cada etapa (h)	Costo Asociado a Ingeniero Junior (€)	Costo Asociado a Ingeniero Senior (€)	Costo asociado a Recursos Adicionales (€)	TOTAL (€)
Recopilación de información	10%	30	1100	383	32	1514.94
Modelo de transferencia	20%	60	2201	766	63	3029.88
Estudio de operabilidad del sistema	30%	90	3301	1149	95	4544.82
Estudio de controlabilidad del proceso	40%	120	4402	1532	126	6059.76
TOTAL (€)	100%	300	11004	3830	315	15149.78
Coste de dirección de proyecto (4%)						605.96
Coste ingeniería de proyecto (4%)						605.96
TOTAL PRESUPUESTADO (€)						16361.70

El coste total del proyecto: “OPTIMIZACIÓN DE LA OPERACIÓN Y CONTROL DE CONFIGURACIONES DE NITRIFICACIÓN-DESNITRIFICACIÓN MEDIANTE SIMULACIÓN CON MODELOS ASM-1 EN UN REACTOR DE FANGOS ACTIVOS”, será de quince mil ciento cuarenta y nueve euros.

Fecha: 06/07/2022

Firmado: Antonio López García



ANEJO I

ANEXO I: DIMENSIONAMIENTO DEL SISTEMA Y CÁLCULO DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MATERIA

1.1. Definición de parámetros

Para el dimensionamiento del sistema de reacción se han seleccionado los siguientes valores de altura y diámetro, los cuales fueron establecidos como los valores mínimos por los autores:

Diámetro de tanque: $D := 7.5\text{m}$

Altura del tanque: $H := 2.4\text{m}$

1.2. Cálculo de la superficie del tanque

La superficie del tanque se ha calculado teniendo en cuenta que el sistema de reacción será cilíndrico. Por tanto:

Función de cálculo de superficie: $S(D) := \pi \cdot \frac{D^2}{4}$ $S_T := S(D)$

El sistema de reacción tiene la siguiente superficie: $S_T = 44.179\text{m}^2$

1.3. Cálculo del volumen del tanque

Una vez calculada la superficie del sistema se pasará a calcular el volumen del mismo teniendo en cuenta la altura definida.

Función de cálculo del volumen: $V(D, H) := S(D) \cdot H$ $V_T := V(D, H)$

El sistema de reacción tienen el siguiente volumen: $V_T = 106.029\text{m}^3$

1.4. Cálculo de la velocidad superficial

La velocidad superficial se calcula como el cociente entre el caudal de aire, que será la variable manipulada mediante el sistema de control, y la superficie del tanque.

Función de cálculo de la velocidad superficial: $U_G(Q_G, D) := \frac{Q_G}{S(D)}$ $U_G = U_G(Q_G, D)$

Los valores de velocidad superficial se mostrarán posteriormente junto a la capacidad de operación del sistema de reacción.

1.5. Cifiguración del sistema de aireación

Como se ha establecido en la memoria principal se ha seleccionado una disposición de recubrimiento total para los difusores.

1.5.1. Tipo de difusor seleccionado

Se ha seleccionado un difusor comercial de burbuja finad de la casa SULZER, modelo ABS PIK 300.

Las características principales del modelo son las siguientes:

Diámetro del difusor seleccionado: $D_{\text{Difusor}} := 336\text{mm}$

Superficie de membrana perforada en el difusor: $S_{\text{Membrana_Perforada}} := 0.06\text{m}^2$

1.5.1. Recubrimiento total de la superficie.

Como se ha establecido anteriormente el recubrimiento de la superficie por los difusores es total, lo que significa que la superficie del sistema de reacción calculada anteriormente (S_T) coincide con la superficie cubierta por los difusores (S_a).

Teniendo en cuenta la relación con los siguientes parámetros adimensionales:

$$\text{Densidad de los difusores: } DD = \frac{S_p}{S_T}$$

$$\text{Densidad local de los superficies: } DD_L = \frac{S_p}{S_a}$$

Un recubrimiento total de la superficie por parte de los difusores llevaría a lo siguiente:

$$DD = DD_L = \frac{S_p}{S_T} = \frac{S_p}{S_a}$$

La superficie de membrana perforada se puede aumentar, esto significaría que teniendo siempre la superficie del tanque cubierta, y para el mismo tipo de difusores, se estaría aumentando la densidad de los mismos, es decir, disminuyendo la distancia entre ellos.

Para establecer la superficie de membrana perforada se ha seleccionado un valor próximo de densidad local de los difusores recomendada por los autores:

$$\text{Densidad de los difusores en relación a la superficie total del tanque: } DD := 0.08$$

$$\text{Densidad de los difusores en relación a la superficie cubierta por los mismos: } DD_L := 0.08$$

A partir de estos dos parámetros se puede calcular el resto de dimensiones y el número de difusores.

1.5.2. Cálculo de la superficie de aireación y superficie perforada de membrana

Los resultados obtenidos para la superficie cubierta por los difusores y la superficie de membrana perforada son los siguientes:

$$\text{Superficie de membrana perforada: } S_p := DD \cdot S_T = 3.534 \text{ m}^2$$

$$\text{Superficie recubierta por los difusores: } S_a := \frac{S_p}{DD_L} = 44.179 \text{ m}^2$$

1.5.3. Cálculo del número de difusores en el sistema

El número de difusores se calculará teniendo en cuenta la superficie de membrana perforada y el tipo de difusor seleccionado.

$$\text{Número de difusores: } N_{\text{Difusores}} := \text{floor}\left(\frac{S_p}{S_{\text{Membrana_Perforada}}}\right) = 58$$

$$N_{\text{Difusores}} = 58$$

1.5.4. Profundidad del sistema de aireación

La profundidad del sistema de difusión se ha establecido teniendo en cuenta el rango que establecen los autores en el artículo, el cual estaría entre 1.03 y 1.11.

La relación seleccionado entre la altura y la profundidad del sistema de aireación es la siguiente:

$$\frac{H}{h} = 1.05$$

La profundidad del sistema de aireación será: $h := \frac{H}{1.05} = 2.286 \text{ m}$

1.5. Validación del sistema de aireación

1.5.1. Comprobación de la densidad de los difusores (DD)

Los autores establecen que la densidad de los difusores debe de estar comprendida entre 0.04-0.14

Valor del parámetro: $DD = 0.08$

1.5.2. Comprobación de la densidad local de los difusores (DDL)

Los autores que establecen que la densidad de los difusores debe de estar comprendida entre 0.05-0.41

Valor del parámetro: $DDL = 0.08$

1.5.3. Comprobación de la ratio altura/profundidad de los difusores (H/h)

Los autores establecen que la ratio altura/profundidad debe de estar comprendida entre 1.03-1.11

Valor del parámetro: $\frac{H}{h} = 1.05$

1.5.4. Comprobación de la ratio diámetro del tanque/profundidad de los difusores (D/h)

Los autores establecen que la ratio diámetro del tanque/profundidad debe de estar comprendida entre 1.4-5.1

Valor del parámetro: $\frac{D}{h} = 3.281$

1.5.5. Comprobación de la carga dimensional de gas (UG*)

Los autores establecen que la carga adimensional debe de estar comprendida entre 0.03-0.14.

Teniendo en cuenta el caudal máximo y mínimo establecido por SULZER:

Caudal mínimo del difusor: $Q_{\min_difusor} := 1.5 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$

Caudal máximo del difusor: $Q_{\max_difusor} := 8 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$

A partir del número máximo y mínimo de difusores, se puede calcular el caudal máximo y mínimo que es capaz de proporcionar el sistema de aireación.

Número total de difusores: $N_{\text{Difusores}} = 58$

Caudal mínimo del sistema de aireación: $Q_{\text{min}} := N_{\text{Difusores}} \cdot Q_{\text{min_difusor}} = 87 \cdot \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$

Como se ha establecido en la memoria y teniendo en cuenta las especificaciones del BSM1, el caudal mínimo que se puede proporcionar mediante el sistema de aireación es de 0 m³/h.

Teniendo en cuenta el caudal mínimo calculado en el presente anejo, la situación entre caudal mínimo calculado y caudal mínimo establecido por el BSM1, correspondería a apagar parcialmente el sistema de aireación, proporcionando un mayor rango de regulación.

Caudal máximo del sistema de aireación: $Q_{\text{max}} := N_{\text{Difusores}} \cdot Q_{\text{max_difusor}} = 464 \cdot \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$

A continuación, se calcula la carga adimensional de gas. Para ello se definen previamente los parámetros característicos asociados al agua:

$$v_{\text{Agua}} := 1.004 \frac{\text{mm}^2}{\text{s}} \quad \rho_{\text{Agua}} := 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \quad \mu_{\text{Agua}} := 0.001 \text{Pa}\cdot\text{s}$$

Los resultados obtenidos son los siguientes:

$$\text{Carga máxima adimensional: } Q_{\text{max_adimensional}} := \frac{Q_{\text{max}}}{S_T} \cdot \left(\frac{\mu_{\text{Agua}} \cdot \text{g}}{\rho_{\text{Agua}}} \right)^{\frac{-1}{3}} = 0.136$$

$$\text{Carga mínima adimensional: } Q_{\text{min_adimensional}} := \frac{Q_{\text{min}}}{S_T} \cdot \left(\frac{\mu_{\text{Agua}} \cdot \text{g}}{\rho_{\text{Agua}}} \right)^{\frac{-1}{3}} = 0.026$$

1.5.6. Comprobación del número de transferencia (NT)

Los autores establecen que el número de transferencia debe de estar comprendido entre 4.7-7.2 E-05. La comprobación de dicho parámetro se realizará en el ANEXO II una vez calculado el rango de operación del sistema.

ANEJO II

ANEXO II: OPERABILIDAD DEL SISTEMA DE AIREACIÓN

Teniendo en cuenta la información presentada en el cuerpo de la memoria principal, se ha podido establecer la relación que existe entre el coeficiente de transferencia de materia en agua limpia y agua sucia, a efectos de poder tener una mayor precisión a la hora de establecer el punto de operación de la planta en estado estacionario y sus valores con respecto al BSM1.

2.1. Parámetros para el cálculo del coeficiente de transferencia de materia

A continuación se pasan a definir los parámetros que se han calculado en el punto 3.2.3. y que serán necesarios para la corrección del coeficiente de transferencia de materia en agua limpia como se establece en el cuerpo de la memoria principal.

Factor de corrección del coeficiente de transferencia de materia: $\alpha := 0.8$

Factor de Fouling: $Fouling := 1$

Factor de corrección de temperatura: $\theta := 1.024$

2.2. Resultados del dimensionamiento del sistema.

El dimensionamiento del sistema realizado en el ANEXO I proporciona los valores de los parámetros necesarios para el cálculo del rango de operación del coeficiente de transferencia de materia.

Superficie total del sistema: $S_T := 44.179\text{m}^2$

Superficie de membrana perforada: $S_p := 3.534\text{m}^2$

Superficie de aireación: $S_a := 44.179\text{m}^2$

Número de difusores: $N_{\text{difusores}} := 58$

Profundidad del sistema de aireación: $h := 2.286\text{m}$

Diámetro del tanque: $D := 7.5\text{m}$

Caudal mínimo: $Q_{\text{min}} := 0 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$

Caudal máximo: $Q_{\text{max}} := 464 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$

Las características del agua limpia son las siguientes:

Viscosidad dinámica del agua: $\mu_{\text{Agua}} := 0.001\text{Pa}\cdot\text{s}$

Viscosidad cinemática del agua: $\nu_{\text{Agua}} := 1.004 \frac{\text{mm}^2}{\text{s}}$

Densidad del agua: $\rho_{\text{Agua}} := 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

2.3. Operabilidad del sistema en condiciones de agua limpia.

A continuación se presenta el rango de operación del coeficiente de transferencia de materia en agua limpia en función del caudal.

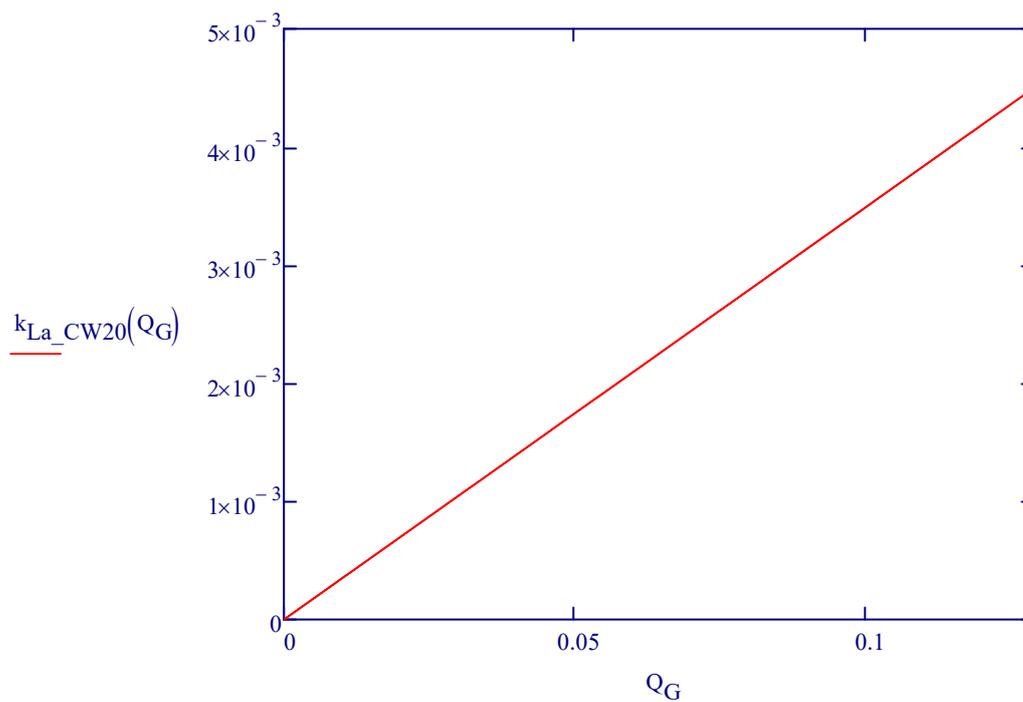
$$k_{La_CW20}(Q_G) := \frac{Q_G}{S_T} \cdot \left(\frac{v_{\text{Agua}}}{g} \right)^{-\frac{1}{3}} \cdot \left[7.77 \cdot 10^{-5} \cdot \left(\frac{S_p}{S_T} \right)^{0.24} \cdot \left(\frac{S_p}{S_a} \right)^{-0.15} \cdot \left(\frac{D}{h} \right)^{0.13} \right]$$

Coefficiente de transferencia de materia mínimo:

$$k_{La_CW20_min} := k_{La_CW20}(Q_{min}) = 0$$

Coefficiente de transferencia de materia máximo:

$$k_{La_CW20_max} := k_{La_CW20}(Q_{max}) = 388.721 \cdot \frac{1}{\text{day}}$$



2.3. Operabilidad del sistema en condiciones de agua sucia.

En condiciones de agua sucia, el coeficiente de transferencia de materia se ve alterado según la relación que se ha expuesto en el capítulo COMPLETAR CAP:

$$k_{La_WW15}(Q_G) := \alpha \cdot \text{Fouling} \cdot k_{La_CW20}(Q_G) \cdot \theta^{15-20}$$

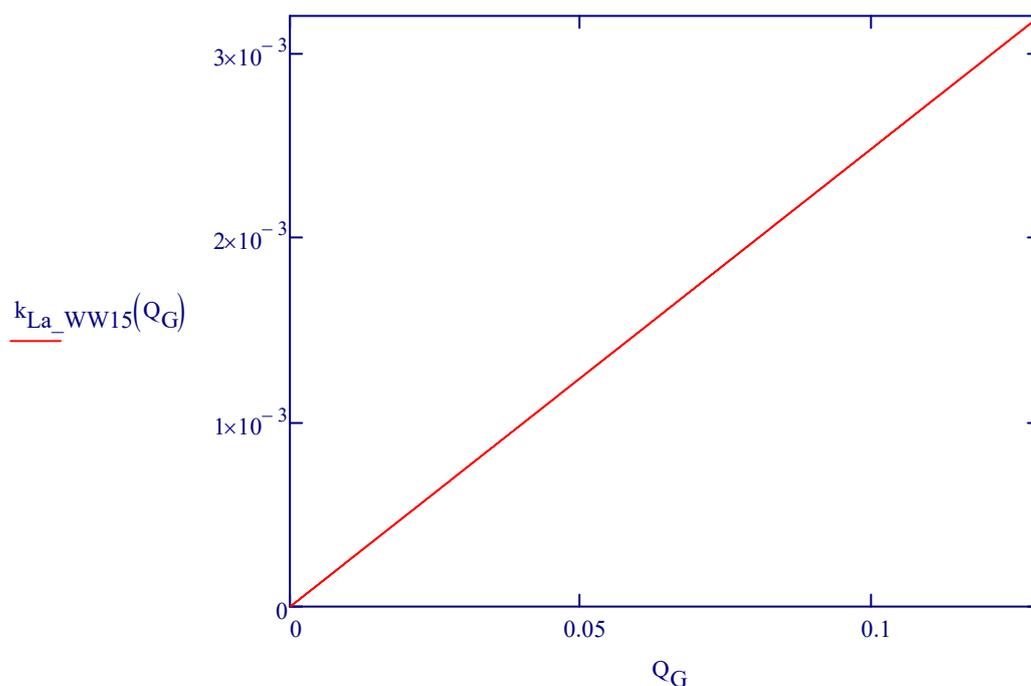
A partir de esta expresión, se puede calcular el coeficiente de transferencia de materia teniendo en cuenta las condiciones del medio:

Coficiente de transferencia de materia mínimo:

$$k_{La_WW15_min} := k_{La_WW15}(Q_{min}) = 0$$

Coficiente de transferencia de materia máximo:

$$k_{La_WW15_max} := k_{La_WW15}(Q_{max}) = 276.203 \cdot \frac{1}{\text{day}}$$



2.4. Comprobación del número de transferencia (NT)

Los autores establecen que el número de transferencia se debe de encontrar entre 4.7E-05 y 7.2E-05.

Valor del parámetro:

$$N_{T_min} := \frac{k_{La_CW20}(Q_{max})}{\frac{Q_{max}}{S_T}} \cdot \left(\frac{\mu_{Agua}^2}{\rho_{Agua}^2 \cdot g} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$N_{T_min} = 7.205 \times 10^{-5}$$

ANEJO III

3.2. RESULTADOS SIMULACIÓN SISTEMA DE SEDIMENTACIÓN

$r_h = 0.000576$; $r_p = 0.00286$; **Capa alimentación** = 6 (desde el fondo)

Componentes	CLARIFICADO		FANGO	
	BSM1 Referencia	Resultados Simulación	BSM1 Referencia	Resultados simulación
XS	0.19	49.31	96.41	49.31
XBH	9.78	2559.31	5004.64	2559.31
XBA	0.57	149.81	292.92	149.81
XP	1.73	452.20	884.26	452.20
XND	0.69	1.51	6.90	1.51
XI	4.39	1149.13	2247.04	1149.13

$r_h = 0.00571$; $r_p = 0.000364$; **Capa alimentación** = 6 (desde el fondo)

Componentes	CLARIFICADO		FANGO	
	BSM1 Referencia	Resultados Simulación	BSM1 Referencia	Resultados simulación
XS	0.19	10.43	96.41	86.61
XBH	9.78	12.03	5004.65	5003.21
XBA	0.57	10.76	292.92	283.22
XP	1.73	11.13	884.26	875.30
XND	0.69	3.527	6.90	3.53
XI	4.39	11.53	2247.04	2248.13

$r_h = 0.00571$; $r_p = 0.000364$; **Capa alimentación** = 4 (desde el fondo)

Componentes	CLARIFICADO		FANGO	
	BSM1 Referencia	Resultados Simulación	BSM1 Referencia	Resultados simulación
XS	0.19	10.04	96.41	86.97
XBH	9.78	10.27	5004.65	5005.34
XBA	0.57	10.09	292.92	283.80
XP	1.73	10.15	884.26	875.11
XND	0.69	3.257	6.90	3.36
XI	4.39	10.2	2247.04	2240.43

3.3. SALIDAS DE REACTORES. COMPARACIÓN BSM1 CON EL MODELO DE REFERENCIA

Componentes	Reactor 1		Reactor 2		Reactor 3		Reactor 4		Reactor 5	
	BSM1 Referencia	Resultados Simulación								
Q_e	92230	7337,82	92230	7337,82	92230	7337,82	92230	7337,8177	92230	7337,8177
S_S	2,80	2,74	1,46	1,42	1,15	1,13	0,99	0,98	0,99	0,87
X_S	82,13	80,72	76,39	75,26	64,85	64,19	55,69	55,28	55,69	48,73
X_{BH}	2551,76	2585,60	2553,38	2586,97	2557,13	2590,36	2559,18	2592,20	2559,18	2592,44
X_{BA}	148,39	188,14	148,31	188,04	148,94	188,72	149,53	189,24	149,53	189,37
X_P	448,85	353,24	449,52	353,91	450,41	354,80	451,31	355,69	451,31	356,58
S_O	0,0042	0,0075	6,31E-05	0,0001	1,71	1,26	2,43	2,31	2,43	0,91
S_{NO}	5,37	5,23	3,66	3,54	6,54	6,69	9,30	9,26	9,30	10,10
S_{NH}	7,92	6,72	8,34	7,06	5,55	3,79	2,97	1,27	2,97	0,39
S_{ND}	1,22	1,14	0,88	0,80	0,83	0,74	0,77	0,69	0,77	0,64
X_{ND}	5,28	4,54	5,03	4,40	4,39	3,93	3,88	3,55	3,88	3,26
S_{ALK}	4,93	4,85	5,08	4,99	4,67	4,54	4,30	4,17	4,29	4,05
S_I	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30
X_I	1149,12	1117,74	1149,12	1117,72	1149,12	1117,70	1149,12	1117,67	1149,12	1117,65

3.4. CORRIENTES DE CLARIFICADO Y FANGO. COMPARACIÓN BSM1 CON EL MODELO DE REFERENCIA

Componentes	Fango		Clarificado	
	BSM1 Referencia	Resultados Simulación	BSM1 Referencia	Resultados Simulación
Q_e	18061	29,96	385	1437,038
S_S	0,88	0,87	0,88	0,87
X_S	96,41	89,98	0,19	5,72
X_{BH}	5004,65	5073,33	9,78	6,14
X_{BA}	292,92	365,39	0,57	5,87
X_P	884,26	692,86	1,73	5,93
S_O	0,49	0,91	0,49	0,91
S_{NO}	10,42	10,10	10,42	10,10
S_{NH}	1,73	0,39	1,73	0,39
S_{ND}	0,69	0,64	0,69	0,64
X_{ND}	6,89	3,26	0,013	3,26
S_{ALK}	4,12	4,05	4,13	4,052
S_I	30	30	30	30
X_I	2247,04	2183,83	4,40	6,046

ANEJO IV

ANEXO IV: REDIMENSIONAMIENTO DEL SISTEMA

En este documento se recogen los cálculos que se han efectuado para llevar a cabo el redimensionamiento del sistema. Por tanto, se ha calculado el volumen de cada uno de los reactores, área y altura del sedimentador, y caudal de alimentación.

4.1. Condiciones de funcionamiento del modelo BSM1

En este apartado se presentan las características respectivas al dimensionamiento que establece el modelo BSM1

4.1.1. Caudal de alimentación al sistema

El modelo de referencia BSM1 establece la siguiente condición de alimentación.

Caudal de entrada al sistema de reacción: $Q_{i_BSM1} := 18446 \frac{m^3}{day}$

4.1.2. Sistema de reacción

El modelo de referencia BSM1 establece la siguiente configuración para el sistema de reacción:

- Sección anóxica:

$$V_{1_anox} := 1000m^3$$

$$V_{2_anox} := 1000m^3$$

$$V_{total_anox_BSM1} := V_{1_anox} + V_{2_anox} = 2 \times 10^3 \cdot m^3$$

$$V_{total_anox_BSM1} = 2 \times 10^3 \cdot m^3$$

- Sección aerobia:

$$V_{3_aero} := 1333m^3$$

$$V_{4_aero} := 1333m^3$$

$$V_{5_aero} := 1333m^3$$

$$V_{total_aero_BSM1} := V_{3_aero} + V_{4_aero} + V_{5_aero} = 3.999 \times 10^3 \cdot m^3$$

$$V_{total_aero_BSM1} = 3.999 \times 10^3 \cdot m^3$$

- Volumen total del sistema de reacción:

$$V_{total_reaccion_BSM1} := V_{total_anox_BSM1} + V_{total_aero_BSM1} = 5.999 \times 10^3 \cdot m^3$$

$$V_{total_reaccion_BSM1} = 5.999 \times 10^3 \cdot m^3$$

- Relación de volúmenes entre cada una de las secciones de reacción:

$$Relacion_{Volumenes} := \frac{V_{total_anox_BSM1}}{V_{total_aero_BSM1}} = 0.5$$

- Tiempo de residencia:

$$\tau_{\text{BSM1}} := \frac{2 \cdot V_{\text{total_reaccion_BSM1}}}{Q_{i_BSM1}} = 15.611 \cdot \text{hr}$$

- Tiempo de retención hidráulico:

$$t_{\text{RH_BSM1}} := \frac{1}{\tau_{\text{BSM1}}} = 1.779 \times 10^{-5} \frac{1}{\text{s}}$$

4.1.3. Sistema de sedimentación

El modelo de referencia BSM1 establece la siguiente configuración para el sistema de sedimentación

- Altura del sedimentador:

$$H_{\text{Sed_BSM1}} := 4 \text{ m}$$

- Superficie del sedimentador:

$$S_{\text{Sed_BSM1}} := 1500 \text{ m}^2$$

- Volumen del sedimentador:

$$V_{\text{Sed_BSM1}} := H_{\text{Sed_BSM1}} \cdot S_{\text{Sed_BSM1}} = 6 \times 10^3 \cdot \text{m}^3$$

$$V_{\text{Sed_BSM1}} = 6 \times 10^3 \cdot \text{m}^3$$

- Diámetro del sedimentador:

$$D_{\text{Sed_BSM1}} := \left(\frac{S_{\text{Sed_BSM1}} \cdot 4}{\pi} \right)^{\frac{1}{2}} \quad D_{\text{Sed_BSM1}} = 43.702 \text{ m}$$

- Relación altura/diámetro:

$$\text{Relacion}_{\text{Altura_Diametro}} := \frac{H_{\text{Sed_BSM1}}}{D_{\text{Sed_BSM1}}}$$

4.2. Redimensionamiento del modelo BSM1

En este apartado se realiza el redimensionamiento del sistema que se va a simular.

El sistema redimensionado se denominará como modelo de simulación.

4.2.1. Sistema de reacción

En primer lugar, se establece el volumen de cada uno de los reactores aerobios, teniendo en cuenta el dimensionamiento que se ha realizado en el apartado 3.2.1.3.1. para satisfacer el modelo de transferencia de oxígeno.

- Volúmenes de la sección de reacción aerobia:

$$V_{\text{modelo_aero_3}} := 106.03 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{modelo_aero_4}} := 106.03 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{modelo_aero_5}} := 106.03 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{modelo_aero}} := V_{\text{modelo_aero_3}} + V_{\text{modelo_aero_4}} + V_{\text{modelo_aero_5}} = 318.09 \cdot \text{m}^3$$

$$V_{\text{modelo_aero}} = 318.09 \cdot \text{m}^3$$

A continuación, se calcula el volumen que debe de tener la sección de reacción anóxica para mantener las mismas proporciones que el modelo de referencia BSM1. Para ello se hará uso de la relación de volúmenes establecida anteriormente.

$$V_{\text{modelo_anox}} := \text{RelacionVolúmenes} \cdot V_{\text{modelo_aero}} = 159.085 \cdot \text{m}^3$$

- Volúmenes de la sección anóxica:

$$V_{\text{modelo_anox_1}} := \frac{V_{\text{modelo_anox}}}{2} = 79.542 \cdot \text{m}^3$$

$$V_{\text{modelo_anox_2}} := V_{\text{modelo_anox_1}} = 79.542 \cdot \text{m}^3$$

$$V_{\text{modelo_anox_2}} = 79.542 \cdot \text{m}^3$$

Finalmente, el volumen total de la sección de reacción será:

$$V_{\text{modelo_aero}} = 318.09 \cdot \text{m}^3$$

$$V_{\text{modelo_anox}} = 159.085 \cdot \text{m}^3$$

$$V_{\text{reaccion_modelo_total}} := V_{\text{modelo_aero}} + V_{\text{modelo_anox}} = 477.175 \cdot \text{m}^3$$

4.2.2. Sistema de sedimentación

Para mantener las proporciones con el modelo de referencia BSM1, el volumen del sistema de sedimentación tiene que coincidir con el volumen del sistema de reacción

$$V_{\text{Sed_modelo}} := V_{\text{reaccion_modelo_total}} = 477.175 \cdot \text{m}^3$$

A continuación, se calcula la superficie y altura del sedimentador del modelo de simulación teniendo en cuenta las relaciones establecidas anteriormente para el sedimentador del BSM1.

- Diámetro del sedimentador del modelo:

$$D_{\text{modelo}} := \left(\frac{4 \cdot V_{\text{Sed_modelo}}}{\text{RelacionAltura_Diametro} \cdot \pi} \right)^{\frac{1}{3}} = 18.794 \text{ m} \quad D_{\text{modelo}} = 18.794 \text{ m}$$

- Superficie del sedimentador del modelo:

$$S_{\text{Sed_modelo}} := \pi \cdot \frac{D_{\text{modelo}}^2}{4} = 277.401 \text{ m}^2 \quad S_{\text{Sed_modelo}} = 277.401 \text{ m}^2$$

- Superficie del sedimentador del modelo:

$$H_{\text{Sed_modelo}} := \text{RelacionAltura_Diametro} \cdot D_{\text{modelo}} = 1.72 \text{ m} \quad H_{\text{Sed_modelo}} = 1.72 \text{ m}$$

Finalmente, el volumen del sistema será:

$$V_{\text{modelo_total}} := V_{\text{reaccion_modelo_total}} + V_{\text{Sed_modelo}} = 954.35 \cdot \text{m}^3$$

4.2.3. Caudal de alimentación

Una instalación con este volumen será capaz de tratar el siguiente caudal con el mismo tiempo de residencia:

$$\text{Volumen}_{\text{Tratar}} := V_{\text{modelo_total}} \cdot t_{\text{RH_BSM1}} = 1.467 \times 10^3 \cdot \frac{\text{m}^3}{\text{day}}$$

$$\text{Volumen}_{\text{Tratar}} = 1.467 \times 10^3 \cdot \frac{\text{m}^3}{\text{day}}$$

4.3. Cálculo del caudal. Adaptación del coeficiente de transferencia de materia

Para las simulaciones en estado estacionario, el modelo de referencia BSM1 establece los siguientes valores de coeficiente de transferencia de materia para el tercer, cuarto y quinto reactor:

Coficiente de transferencia en los reactores 3 y 4:

- Reactor 3: $k_{\text{La}_3} = 240 \cdot \frac{1}{\text{day}}$

- Reactor 4: $k_{\text{La}_4} = 240 \cdot \frac{1}{\text{day}}$

Coficiente de transferencia en el reactor 5:

- Reactor 5: $k_{\text{La}_5} = 84 \cdot \frac{1}{\text{day}}$

A continuación, se adjunta los datos necesarios para realizar el cálculo del coeficiente de transferencia de materia y que se han calculado en el *ANEXO I: Dimensionamiento del sistema y cálculo del coeficiente de transferencia de materia*.

- Superficie total del sistema: $S_T := 44.179 \text{m}^2$

- Superficie de membrana perforada: $S_p := 3.534 \text{m}^2$

- Superficie de aireación: $S_a := 44.179 \text{m}^2$

- Número de difusores: $N_{\text{difusores}} := 58$

- Profundidad del sistema de aireación: $h := 2.286 \text{m}$

- Diámetro del tanque: $D := 7.5 \text{m}$

- Viscosidad dinámica del agua: $\mu_{\text{Agua}} := 0.001 \text{Pa} \cdot \text{s}$

- Viscosidad cinemática del agua: $\nu_{\text{Agua}} := 1.004 \frac{\text{mm}^2}{\text{s}}$

- Densidad del agua: $\rho_{\text{Agua}} := 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

- Factor de corrección del coeficiente de transferencia de materia: $\alpha := 0.8$

- Factor de Fouling: $Fouling := 1$

- Facto de corrección de temperatura: $\theta := 1.024$

De manera que teniendo en cuenta la ecuación para el cálculo del coeficiente de transferencia de materia en agua sucia y su equivalencia con la de agua limpia, se puede llegar a que dichos coeficientes de transferencia de materia son equivalentes a través de la siguiente expresión:

$$k_{La_WW_15} = k_{La_CW_20} \cdot Fouling \cdot \alpha \cdot \theta^{15-20}$$

Por lo tanto, para los dos reactores que operan a 240 1/day:

$$k_{La_CW_20_3_4} := \frac{\theta^5 \cdot 240 \cdot \frac{1}{day}}{Fouling \cdot \alpha} = 337.77 \cdot \frac{1}{day} \quad k_{La_CW_20_3_4} = 337.77 \cdot \frac{1}{day}$$

Para el quinto reactor que tiene que estar a 84 1/day

$$k_{La_CW_20_5} := \frac{\theta^5 \cdot 84 \cdot \frac{1}{day}}{Fouling \cdot \alpha} = 118.219 \cdot \frac{1}{day} \quad k_{La_CW_20_5} = 118.219 \cdot \frac{1}{day}$$

Una vez calculado el coeficiente de transferencia de materia en agua limpia, se podría usar la ecuación que relaciona el coeficiente de transferencia con el caudal para calcular el caudal necesario.

$$k_{La_CW20}(Q_G) := \frac{Q_G}{S_T} \cdot \left(\frac{v_{Agua}}{g} \right)^2 \cdot \left[7.77 \cdot 10^{-5} \cdot \left(\frac{S_p}{S_T} \right)^{0.24} \cdot \left(\frac{S_p}{S_a} \right)^{-0.15} \cdot \left(\frac{D}{h} \right)^{0.13} \right]^{-\frac{1}{3}}$$

Los caudales de aire necesarios para alcanzar dichos coeficientes de transferencia de materia son los siguientes:

$$Q_{G_2_3} := 300 \frac{m^3}{hr}$$

Given

$$k_{La_CW_20_3_4} = \frac{Q_{G_2_3}}{S_T} \cdot \left(\frac{v_{Agua}}{g} \right)^2 \cdot \left[7.77 \cdot 10^{-5} \cdot \left(\frac{S_p}{S_T} \right)^{0.24} \cdot \left(\frac{S_p}{S_a} \right)^{-0.15} \cdot \left(\frac{D}{h} \right)^{0.13} \right]^{-\frac{1}{3}}$$

$$Q_{G_2_3_calc} := Find(Q_{G_2_3})$$

$$\text{Caudal del segundo y tercer reactor: } Q_{G_2_3_calc} = 403.182 \cdot \frac{m^3}{hr}$$

Para el 5 reactor el caudal de aire que se tiene que introducir sería el siguiente.

$$Q_{G_5} := 300 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$$

Given

$$k_{La_CW_20_5} = \frac{Q_{G_5}}{S_T} \cdot \left(\frac{v_{\text{Agua}}}{\text{g}} \right)^2 \cdot \left[7.77 \cdot 10^{-5} \cdot \left(\frac{S_p}{S_T} \right)^{0.24} \cdot \left(\frac{S_p}{S_a} \right)^{-0.15} \cdot \left(\frac{D}{h} \right)^{0.13} \right]$$

$$Q_{G_5_calc} := \text{Find}(Q_{G_5})$$

Caudal de aire del quinto reactor: $Q_{G_5_calc} = 141.114 \cdot \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$

ANEJO V

ANEJO V: CÁLCULO DE LA MATRIZ DE DESACOPLE

En el presente documento se incluye el cálculo matricial desarrollado con el software MATLAB, mediante el cual se determina la matriz de desacople D que permite anular las interacciones entre los controladores tal como se especifica en el punto 5.3.4.4.1. del documento principal.

5.1. Matriz de transferencia del proceso

La matriz de transferencia que relaciona las variables manipuladas (caudal de aire y porcentaje de recirculación) con las variables controladas es la siguiente:

$$G = [G_{11s} \ G_{12s}; \ G_{21s} \ G_{22s}]$$

G =

From input 1 to output...

$$\begin{array}{l} 0.0176 \\ 1: \text{-----} \\ 0.00967 s + 1 \end{array}$$

$$\begin{array}{l} 0.0356 \\ 2: \text{-----} \\ 0.264 s + 1 \end{array}$$

From input 2 to output...

$$\begin{array}{l} -0.741 \\ 1: \text{-----} \\ 0.0618 s + 1 \end{array}$$

$$\begin{array}{l} 16.89 \\ 2: \text{-----} \end{array}$$

5.2. Matriz de transferencia del proceso aparente

El objetivo que se pretende alcanzar mediante el procedimiento de desacople consiste en que la interacción de la matriz de transferencia del proceso con la matriz de desacople, lleve a que el proceso aparente esté únicamente compuesto por las funciones de transferencia que relacionan variables manipuladas y controladas. Proceso definido por la función de transferencia Q.

$$Q = [G_{11s} \ 0; \ 0 \ G_{22s}]$$

Q =

From input 1 to output...

$$\begin{array}{l} 0.0176 \\ 1: \text{-----} \\ 0.00967 s + 1 \end{array}$$

$$2: \ 0$$

From input 2 to output...

$$1: \ 0$$

$$\begin{array}{l} 16.89 \\ 2: \text{-----} \\ 0.0385 s + 1 \end{array}$$

5.3. Matriz de desacople

El cálculo que se debe desarrollar para obtener dicha matriz de desacople es el siguiente:

$$D = (G^{-1}) \cdot D$$

$$D = \text{inv}(G) \cdot Q$$

D =

From input 1 to output...

$$\begin{array}{l} 0.00965 s^3 + 1.191 s^2 + 20.52 s + 61.17 \\ 1: \text{-----} \\ 0.00967 s^3 + 1.195 s^2 + 20.83 s + 66.6 \\ \\ -2.966e-06 s^3 - 0.0004318 s^2 - 0.01418 s - 0.1289 \\ 2: \text{-----} \\ 0.00967 s^3 + 1.195 s^2 + 20.83 s + 66.6 \end{array}$$

From input 2 to output...

$$\begin{array}{l} 0.2531 s^3 + 33.71 s^2 + 803.9 s + 2575 \\ 1: \text{-----} \\ 0.0385 s^3 + 1.777 s^2 + 22.75 s + 66.6 \\ \\ 0.03842 s^3 + 1.765 s^2 + 22.28 s + 61.17 \\ 2: \text{-----} \end{array}$$

ANEJO VI

ANEJO VI: CÁLCULO DE LA ESTRUCTURA DE PREALIMENTACIÓN

En el presente documento se incluye el cálculo matricial desarrollado con el software MATLAB, mediante el cual se determinan las matrices de prealimentación necesarias que permiten atenuar las perturbaciones con los controladores tal y como se especifica en el punto 5.3.4.5.1. del documento principal.

6.1. Funciones de transferencia asociadas a las variables manipuladas

Las funciones de transferencia que están asociadas al proceso son las siguientes:

$$\begin{aligned}G_{11s} &= 0.0176/(0.00967*s+1) \\ G_{22s} &= 16.891/(0.0385*s+1)\end{aligned}$$

6.2. Funciones de transferencia asociadas a las perturbaciones

Teniendo en cuenta que existen dos perturbaciones de tipo medible, amonio y caudal de alimentación, y que ambas están asociadas con las variables controladas a través de las siguientes funciones de transferencia:

$$\begin{aligned}G_{dV11s} &= -0.0456/(0.0692*s+1) \\ G_{dV12s} &= -0.00348/((0.0518*s+1)*(0.000417*s+1)) \\ G_{dV21s} &= (0.356*\exp(-0.039*s))/(0.394*s+1) \\ G_{dV22s} &= -0.00565*\exp(-0.03*s)/(0.806*s+1)\end{aligned}$$

Se deberán de calcular cuatro estructuras de desacople, que relacionen cada una de las funciones de transferencia del proceso con las perturbaciones que afectan a cada una de las variables controladas.

6.3. Cálculo de la estructura de desacople

A continuación, se exponen los resultados asociados a la estructura de desacople.

Función de transferencia Gff para amonio y concentración de oxígeno:

$$ff_{11} = -G_{dV11s}/G_{11s}$$

ff11 =

$$\frac{0.000441 s + 0.0456}{0.001218 s + 0.0176}$$

Continuous-time transfer function.

Función de transferencia Gff para caudal de entrada y concentración de oxígeno:

$$ff_{12} = -G_{dV12s}/G_{11s}$$

ff12 =

$$\frac{3.365e-05 s + 0.00348}{3.802e-07 s^2 + 0.000919 s + 0.0176}$$

Continuous-time transfer function.

Función de transferencia Gff para amonio y concentración de nitratos:

$$ff21 = -GdV21s/G22s$$

ff21 =

$$\exp(-0.039*s) * \frac{-0.01371 s - 0.356}{6.655 s + 16.89}$$

Continuous-time transfer function.

Función de transferencia Gff para caudal de entrada y concentración de nitratos:

$$ff22 = -GdV22s/G22s$$

ff22 =

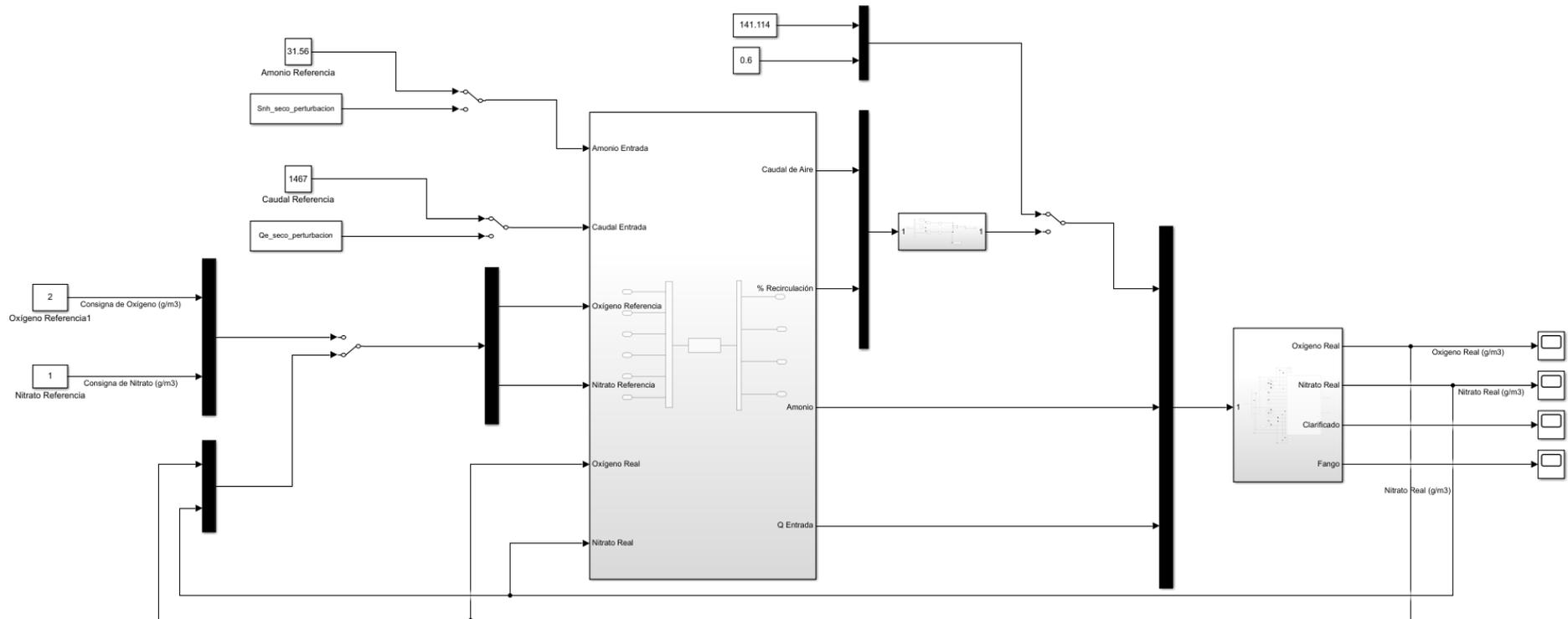
$$\exp(-0.03*s) * \frac{0.0002175 s + 0.00565}{13.61 s + 16.89}$$

Continuous-time transfer function.

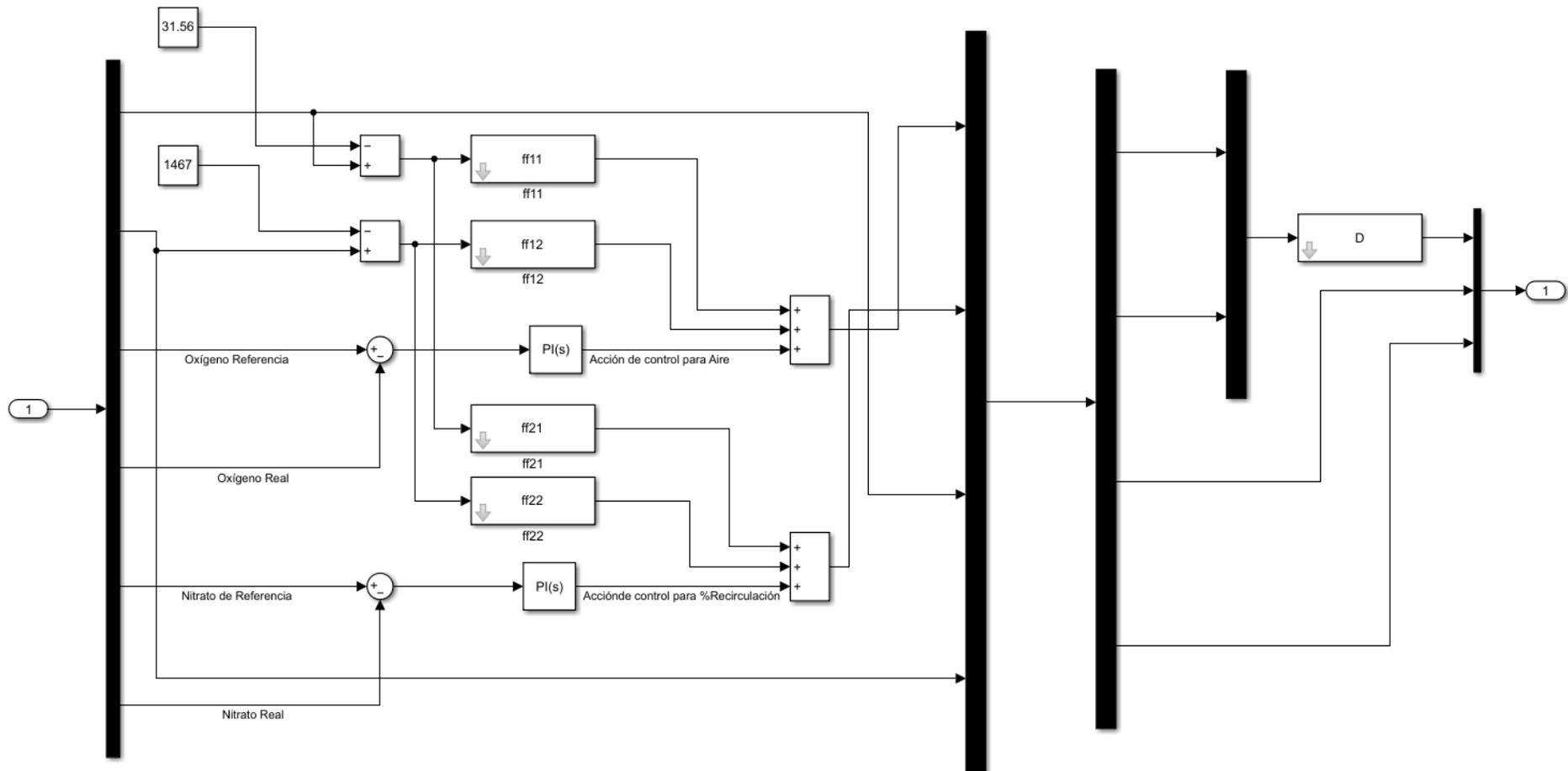
ANEJO VII

ANEJO VII: ESTRUCTURAS DE CONTROL PRINCIPALES

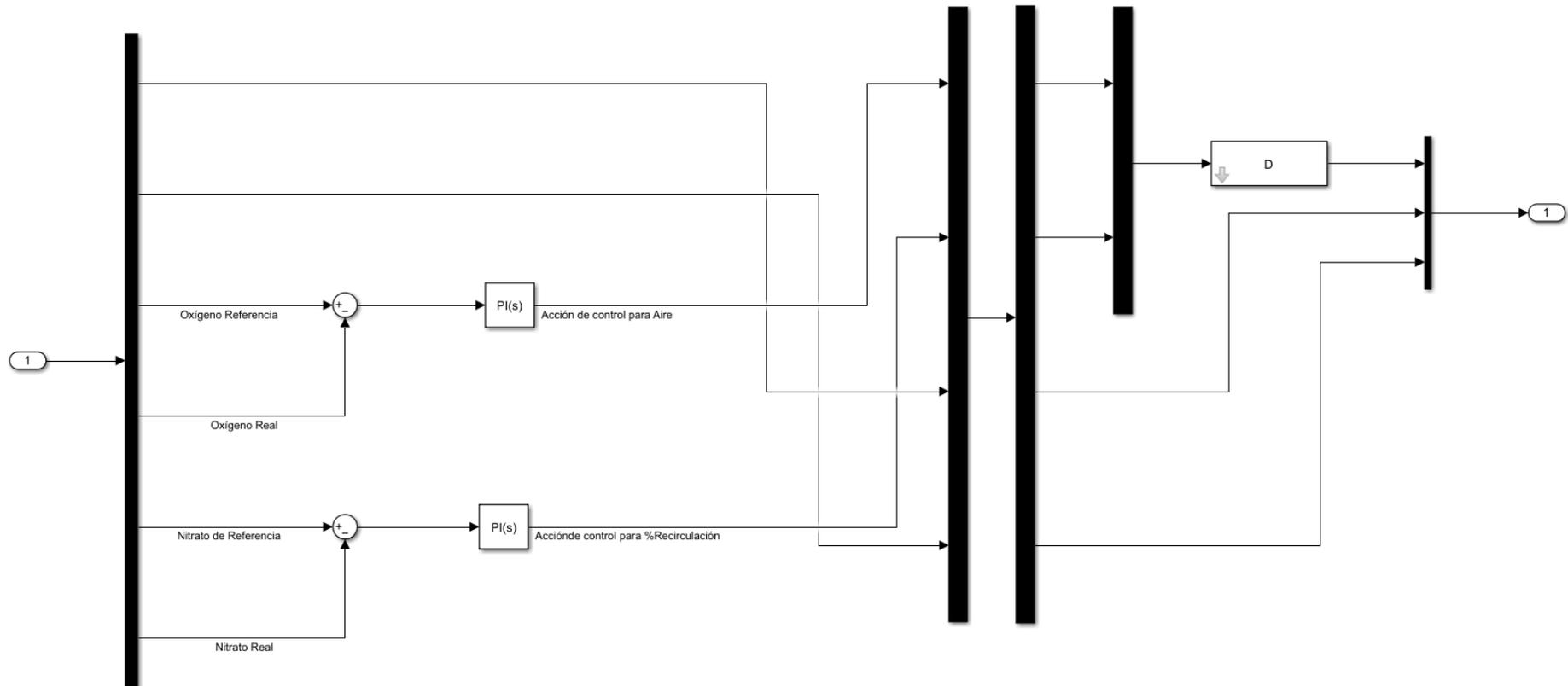
7.1. ESQUEMA DE SISTEMA DE CONTROL EN SIMULINK



7.2. ESTRUCTURA DE CONTROL BASADA EN PID PARA EL SEGUIMIENTO DEL PUNTO DE CONSIGNA



7.3. ESTRUCTURA DE CONTROL BASADA EN PID PARA EL RECHAZO DE PERTURBACIONES





BIBLIOGRAFÍA

- Alex, J., Benedetti, L., Copp, J., Gernaey, K. V., Jeppsson, U., Nopens, I., & Winkler, S. (2008). *Benchmark simulation model no. 1 (BSM1)*. Report by the IWA Taskgroup on benchmarking of control strategies for WWTPs.
- Alex, J., Benedetti, L., Copp, J., Gernaey, K. V., Jeppsson, U., Nopens, I., & Winkler, S. (2008). *Benchmark simulation model no. 1 (BSM1)*. Report by the IWA Taskgroup on benchmarking of control strategies for WWTPs, 19-20.
- Amaral, A., Gillot, S., Garrido-Baserba, M., Filali, A., Karpinska, A. M., Plósz, B. G., & Rosso, D. (2019). Modelling gas-liquid mass transfer in wastewater treatment: when current knowledge needs to encounter engineering practice and vice versa. *Water science and technology*, 80(4), 607-619.
- ASCE. (2007). *Measurement of oxygen transfer in clean water*. American Society of Civil Engineers.
- Clemotte, A., Velasco, M. A., Raya, R., Ceres, R., de Córdoba, R., & Rocon, E. (2017). Control y Operación de Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales: Modelado y Simulación. *Revista Iberoamericana de Automática e Informática Industrial*, 14, 384-393.
- Gillot, S., & Héduit, A. (2008). Prediction of alpha factor values for fine pore aeration systems. *Water Science and Technology*, 57(8), 1265-1269.
- Gillot, S., Capela-Marsal, S., Roustan, M., & Héduit, A. (2005). Predicting oxygen transfer of fine bubble diffused aeration systems—model issued from dimensional analysis. *Water research*. 39(7), 1379-1387.
- Henze, M., Grady Jr, C., Gujer, W., Marais, G., & Matsuo, T. (1987). A general model for single-sludge wastewater treatment systems. *Water research*, 21(5), 505-515.
- Henze, M., Gujer, W., Mino, T., & Van Loosdrecht, M. C. (2000). *Activated sludge models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3*. IWA publishing.
- Jenkins, T. E. (2013). *Aeration control system design: a practical guide to energy and process optimization*. New Jersey: John Wiley & Sons.
- Jiang, L. M., Garrido-Baserba, M., Nolasco, D., Al-Omari, A., DeClippeleir, H., Murthy, S., & Rosso, D. (2017). Modelling oxygen transfer using dynamic alpha factors. *Water research*. *Water research*, 124, 139-148.
- Mines Jr, R. (2020). Oxygen transfer parameters and oxygen uptake rates revisited. *Journal of Environmental Science and Health, Part A*, 55(4), 345-353.



- Mines, R. O., Callier, M. C., Drabek, B. J., & Butler, A. J. (2017). Comparison of oxygen transfer parameters and oxygen demands in bioreactors operated at low and high dissolved oxygen levels. *Journal of Environmental Science and Health, Part A*, 52(4), 341-349.
- Pedreño Almagro, A. (2015). *Diseño y cálculo de una estación depuradora de aguas residuales en la Región de Murcia*.
- Stenstrom, M. K., & Gilbert, R. G. (1981). Effects of alpha, beta and theta factor upon the design, specification and operation of aeration systems. *Water Research*, 15(6), 643-654.
- Takács, I., Patry, G. G., & Nolasco, D. (1991). A dynamic model of the clarification-thickening process. *Water research*, 25(10), 1263 - 1271.
- Vilanova, R., Santín, I., & Pedret, C. (2017). Control y operación de estaciones depuradoras de aguas residuales: modelado y simulación. *Revista Iberoamericana de Automática e Informática industrial*, 14(3), 217-233.