



UNIVERSITAT
POLITÈCNICA
DE VALÈNCIA



ESCUELA TÉCNICA
SUPERIOR INGENIEROS
INDUSTRIALES VALENCIA

Curso Académico:

AGRADECIMIENTOS

En primer lugar, me gustaría hacer énfasis en el profesorado y personal de investigación con el que he coincidido o participado durante la realización de este proyecto. Por ello, comienzo agradeciendo a mis tutores: José Antonio, por facilitarme el contacto cuando yo estaba todavía en Barcelona y por guiarme durante el desarrollo del trabajo, y a Amparo, por colaborar activamente en el mismo y por su disponibilidad y cercanía para aconsejarme. Ambos han tenido una paciencia infinita con mis dudas y mis constantes necesidades de revisión. También me gustaría hacer una mención a Eva, que me ha enseñado el funcionamiento del laboratorio y la metodología de operación en el mismo. Por último, a Julián, que ha puesto su granito de arena para poder comprender qué sucede en los sistemas estudiados.

En segundo lugar, quería agradecer al personal docente de la universidad. Mención para aquellos profesores de Barcelona que despertaron mi interés en el área de estudio, así como para los que he encontrado en Valencia puesto que han tenido gran comprensión y han puesto todo de su parte para ser de ayuda con un alumno que viene de otro sitio con ganas de seguir aprendiendo.

A continuación, me ha resultado esencial la comprensión y el cariño que he recibido por parte de mi familia. Su gran interés y las incontables ocasiones en las que he explicado qué estaba realizando, el modo de proceder en el laboratorio o la evolución del experimento, han conseguido aumentar mi interés en lo que estaba llevando a cabo. También a mis amigos y personas más cercanas, que desconocedores de lo que les contaba, seguían preguntándome para hacerme ver que era algo de gran utilidad y que merecía la pena seguir adelante con ello.

Para finalizar y a modo de conclusión, me gustaría dar las gracias a todos aquellos que han confiado en el tiempo empleado y mi dedicación para lograr sacar adelante este proyecto.

Muchas gracias.

RESUMEN

El presente documento corresponde a un trabajo final de grado cuyo objetivo es el estudio de la influencia de los sulfitos en el tratamiento biológico de aguas residuales. Para ello, se plantea un tratamiento biológico basado en un proceso de fangos activos convencional.

En un estudio previo experimental, realizado en un reactor biológico de laboratorio tipo SBR, se han probado diferentes concentraciones de sulfitos y se ha estudiado su influencia sobre el proceso de depuración, a través del rendimiento de eliminación de la materia orgánica y los nutrientes de forma que se alcancen los niveles exigidos por la legislación vigente.

A partir de los resultados experimentales se ha diseñado una instalación para el tratamiento de aguas residuales del sector agroalimentario para un caudal de 60 m³/día que incluye un proceso de tamizado, un tanque de homogenización, reactor biológico de fangos activos convencional y una flotación posterior para la concentración del fango secundario.

Palabras Clave: proceso de fangos activos, sulfitos, industria agroalimentaria, aguas residuales.

RESUM

Aquest document és un treball final de grau que té com principal objectiu l'estudi de la influència dels sulfitos en el tractament biològic d'aigües residuals. Per aquest motiu, es planteja un tractament biològic fent servir un procés de fangs actius convencional.

En un estudi previ experimental, realitzat en un reactor biològic de laboratori tipus SBR s'han provat diferents concentracions de sulfitos i s'ha estudiat la seva influència sobre el procés de depuració, a través del rendiment d'eliminació de la matèria orgànica i els nutrients de manera que s'assoleixin els nivells exigits per la legislació vigent.

A partir dels resultats experimentals s'ha dissenyat una instal·lació per al tractament d'aigües residuals del sector agroalimentari per a un cabal de 60 m³/ dia que inclou un procés de tamisat, un tanc d'homogeneïtzació, reactor biològic de fangs actius convencional i una flotació posterior per a la concentració del fang secundari.

Paraules clau: procés de fangs actius, sulfitos, indústria agroalimentària, aigües residuals.

ABSTRACT

This document is a bachelor's dissertation whose objective is understanding the influence of sulfites in the biological treatment of wastewater. In order to get the desired results, a biological treatment based on a conventional active sludge process is proposed.

First of all, an experimental study was carried out in the laboratory using an SBR biological reactor. Different concentrations of sulphites have been tested and their influence on the purification process has been studied, through the reduction of organic matter and nutrients so that the levels required by current legislation are reached.

Based on the experimental results, an installation has been designed for the treatment of wastewater from the agri-food industry for a flow of 60 m³/day. This procedure includes a sieving process, a homogenization tank, a conventional active sludge biological reactor ending up with a flotation process so as to improve the concentration of secondary sludge.

Keywords: active sludge process, sulphites, agri-food industry, sewage treatment

ÍNDICE

Memoria

1. Objeto.....	2
2. Justificación	3
3. Introducción	4
3.1. Estación depuradora de aguas residuales (EDAR).....	4
3.2. Aguas residuales en la industria agroalimentaria	4
3.3. Presencia de los sulfitos en la industria agroalimentaria.....	5
3.4. Fases del tratamiento de aguas residuales	5
3.4.1. Pretratamiento	5
3.4.2. Tratamiento primario	6
3.4.3. Tratamiento secundario	6
3.4.4. Tratamiento terciario	6
3.5. Caracterización de las aguas residuales	7
3.6. Fangos activos	9
3.6.1. Variables características del sistema de fangos activos.....	9
3.7. Reactor biológico secuencial (“Sequencing Batch Reactor”, SBR)	11
3.8. Comparación SBR con el proceso continuo convencional	11
3.9. Variables de operación SBR.....	13
3.9.1. Variables relacionadas con el volumen.....	13
3.9.2. Variables relacionadas con la duración del ciclo.....	14
3.10. Problemáticas previsibles en el proceso de fangos activos.	14
3.10.1. Fangos voluminosos o <i>bulking</i>	14
3.10.2. Aparición de productos microbianos solubles (SMP)	16
3.11. Análisis de estudios previos sobre la problemática de los sulfitos en el tratamiento de las aguas residuales.....	17
3.11.1. Estudio empresarial de Agua, Energía y Medio Ambiente (AEMA)	17
3.11.2. Estudios conjuntos de grupos de investigación de la Universidad de Ciencia y Tecnología de Hong Kong (China) y de la Universidad de Ciudad del Cabo (Sudáfrica)	18
3.12. Legislación aplicable.....	18
3.12.1. Legislación en materia de gestión de aguas.....	19
3.12.2. Legislación en materia de aguas residuales	19

4.	Metodología experimental.....	22
4.1.	Agua residual y parámetros de operación	22
4.2.	Planificación de las experiencias	26
4.3.	Descripción del procedimiento en SBR de laboratorio	27
4.3.1.	Medidas al efluente.....	28
4.3.2.	Medidas al licor de mezcla	33
4.3.3.	Trabajo sobre el alimento	36
4.3.4.	Protocolos de análisis de proteínas y carbohidratos	38
4.4.	Anomalías surgidas durante el desarrollo de los ensayos	40
4.4.1.	Crecimiento inesperado del Nitrógeno Amoniacal	40
4.4.2.	Mala sedimentación del fango al elevar la concentración de SO ₃ ²⁻	41
5.	Resultados experimentales	43
5.1.	Recopilación de resultados de la caracterización del efluente	45
5.2.	Recopilación de resultados de la caracterización del licor de mezcla	46
5.3.	Evolución de la concentración de SMP durante toda la experiencia.....	46
5.4.	Imágenes del licor de mezcla al microscopio.....	47
6.	Conclusiones experimentales.....	49
7.	Diseño de la instalación.....	51
7.1.	Pretratamiento: tamiz.....	51
7.2.	Tanque de homogeneización	51
7.2.1.	Dimensiones del tanque.....	51
7.2.2.	Agitación del tanque de homogeneización.....	52
7.3.	Reactor biológico.....	52
7.3.1.	Carga másica, carga volúmica y dimensiones del reactor.....	53
7.3.2.	Tiempo de retención hidráulico	54
7.3.3.	Producción específica y producción diaria de fangos	54
7.3.4.	Edad del fango.....	54
7.3.5.	Estudio de los caudales internos del sistema.....	55
7.3.6.	Agitación de la zona anóxica	56
7.3.7.	Demanda de oxígeno	56
7.3.8.	Aire suministrado	58
7.4.	Flotador	59
7.5.	Cálculos hidráulicos de la instalación.....	61

7.5.1.	Dimensionamiento de tuberías.....	61
7.5.2.	Cálculo de la pérdida de carga	62
7.5.3.	Selección de las bombas	64
8.	Estudio económico	66
8.1.	Energía.....	66
8.2.	Personal.....	66
8.3.	Mantenimiento	67
8.4.	Costes totales	67
9.	Conclusiones generales.....	68
10.	Bibliografía	69

Presupuesto

1.	Descripción de los presupuestos ejecutados.....	72
2.	Trabajo experimental	72
2.1.	Material amortizable utilizado en la planta piloto.....	72
2.2.	Material no amortizable utilizado en la planta piloto.....	73
2.3.	Mano de obra de la planta piloto.....	74
2.4.	Presupuesto total de la planta piloto.....	74
3.	Instalación	75
3.1.	Equipos de la instalación.....	75
3.2.	Conexiones entre los equipos	75
3.3.	Presupuesto total de la instalación	76
4.	Presupuesto de ejecución material.....	76
5.	Presupuesto base de licitación.....	76

Planos

1.	Diagrama de flujo de la instalación	79
2.	Reactor biológico.....	80

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Esquema del proceso convencional de fangos activos	12
Figura 2. Ciclo discontinuo de una EDAR, con SBRs (Wilderer, 2000).....	13
Figura 3. Descripción de variables de volumen SBR.....	13
Figura 4. Microfotografía de una estructura difusa de flóculo abierto (Wanner, 1994)	15
Figura 5. Boceto de una unión entre flóculos (Wanner, 1994).....	16
Figura 6. Fases del ciclo. Llenado sin aireación, con vista de detalle.....	24
Figura 7. Fases del ciclo. Reacción, en condiciones anóxicas y aerobias	25
Figura 8. Fases del ciclo. Decantación	25
Figura 9. Fases del ciclo. Vaciado	26
Figura 10. Fases del ciclo. Reposo	26
Figura 11. Esquema del montaje de la planta piloto.....	27
Figura 12. Medida de pH con pH-metro.....	28
Figura 13. Medida de conductividad con conductímetro	28
Figura 14. Medida de turbidez con turbidímetro.....	29
Figura 15. Medida de DQO del efluente	30
Figura 16. Medida de SO ₄ ²⁻ del efluente	30
Figura 17. Recogida de efluente para congelar.....	31
Figura 18. Preparación de la muestra para lectura de N _T	31
Figura 19. Preparación de la muestra para lectura de P _T	32
Figura 20. Preparación de la muestra para lectura de N-NH ₄ ⁺	32
Figura 21. Recogida de efluente para el estudio de sólidos.....	33
Figura 22. Proceso de determinación de los sólidos del licor de mezcla	34
Figura 23. Crisoles preparados para ser llevados a la mufla	34
Figura 24. Seguimiento de OD durante el ciclo.....	35
Figura 25. Medida de V ₃₀ para determinar la sedimentabilidad.....	35
Figura 26. Reactivos empleados para el alimento	37
Figura 27. Preparación del alimento	37
Figura 28. Limpieza del tanque y los conductos	38
Figura 29. Baño caliente para acondicionamiento de las muestras. Medida de proteínas.....	39
Figura 30. Baño a 100 °C y enfriamiento de las cubetas. Medidas de carbohidratos	40
Figura 31. Flóculo abierto durante la sedimentación. Elevada concentración de SO ₃ ²⁻	41
Figura 32. Mala sedimentabilidad. Elevada concentración de SO ₃ ²⁻	42
Figura 33. Evolución de la concentración de sulfatos con adición progresivas de sulfitos	44
Figura 34. Evolución de la V ₃₀ con adición progresiva de sulfitos.....	44
Figura 35. Evolución de la concentración de los SMP en el efluente.....	47
Figura 36. Licor de mezcla al microscopio. Gran espacio interflocular libre inicial. 100 ppm de SO ₃ ²⁻	48
Figura 37. Licor de mezcla al microscopio. Presencia de especies protistas. 200 ppm de SO ₃ ⁴⁻	48
Figura 38. Licor de mezcla al microscopio. Bacterias que provocan turbidez y falta de sedimentabilidad.....	48
Figura 39. Relación A/S con la concentración del fango (Hernández, 1994).....	60
Figura 40. Diagrama de Moody para la obtención del coeficiente de fricción	63

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Legislación. Gestión del agua (Valero, 2014).....	19
Tabla 2. Legislación. Aguas residuales (Valero, 2014).....	20
Tabla 3. Legislación. Vertido a alcantarillado.....	21
Tabla 4. Características del ARS	22
Tabla 5. Parámetros de operación	22
Tabla 6. Diseño de los ciclos.....	23
Tabla 7. Diseño de los temporizadores.....	23
Tabla 8. Composición básica del alimento	36
Tabla 9. Adición de Na ₂ SO ₃ al alimento.....	36
Tabla 10. Resultados experimentales obtenidos en el efluente	45
Tabla 11. Resultados experimentales obtenidos en el licor de mezcla	46
Tabla 12. Características técnicas del tamiz rotativo modelo 2425 de Urso	51
Tabla 13. Características del tanque de homogeneización seleccionado.....	52
Tabla 14. Parámetros característicos empleados para el diseño del reactor biológico	52
Tabla 15. Coeficientes materia carbonosa (Hernández, 1994).	56
Tabla 16. Concentración de saturación de oxígeno en agua (Mendoza et al., 1999).	57
Tabla 17. Características técnicas de la soplante Samos SB 0050 D0	59
Tabla 18. Características del flotador por aire disuelto CY 4 de Bidatek	61
Tabla 19. Selección de tuberías para cada zona de la instalación	62
Tabla 20. Pérdidas de carga de las tuberías	63
Tabla 21. Pérdidas de carga en los accesorios y altura total.....	64
Tabla 22. Características de cada uno de los tramos para la selección de las bombas.	65
Tabla 23. Características de las bombas seleccionadas	65
Tabla 24. Costes energéticos de la instalación.....	66
Tabla 25. Costes de personal de la instalación	66
Tabla 26. Costes totales de mantenimiento	67
Tabla 27. Costes totales de la instalación	67
Tabla 28. Presupuesto del material amortizable en planta piloto.....	72
Tabla 29. Presupuesto del material no amortizable en planta piloto.....	73
Tabla 30. Presupuesto de la mano de obra en planta piloto	74
Tabla 31. Presupuesto total de la planta piloto	74
Tabla 32. Equipos empleados en la instalación.....	75
Tabla 33. Conexiones entre los equipos de la instalación	75
Tabla 34. Presupuesto de la instalación.....	76
Tabla 35. Resumen del presupuesto de ejecución material	76
Tabla 36. Presupuesto base de licitación	77

MEMORIA

1. OBJETO

El objeto principal de este proyecto es el análisis de la influencia de los sulfitos en las aguas residuales industriales. Estos aditivos aparecen con cierta frecuencia como conservantes de gran número de productos. En este trabajo final de grado se pretende analizar la reacción del proceso de fangos activos a la adición progresiva de sulfitos. El estudio se llevará a cabo mediante la evolución del rendimiento de eliminación de materia orgánica y de nutrientes, evaluando si estos cumplen la normativa vigente de vertido.

Seguidamente, se efectúa el diseño de una instalación industrial que garantice el cumplimiento de los resultados experimentales obtenidos en el laboratorio. Además, proponen soluciones a aquellas problemáticas encontradas de manera que no se vean reproducidas a gran escala.

El tratamiento de fangos generados durante el proceso de fangos activos no es objeto de estudio en este proyecto.

2. JUSTIFICACIÓN

La conservación del agua del planeta es un elemento fundamental en los objetivos de desarrollo sostenible, haciendo énfasis en su depuración e integridad. De hecho, forma parte de los Objetivos de Desarrollo Sostenible (ODS) planteados por la UNESCO para 2030.

Hay que controlar el impacto ambiental de las actividades humanas a través del tratamiento de las aguas residuales para reducir su carga contaminante. Evidentemente, se pretende devolver esta agua a los ciclos naturales, pero para ello debe cumplir con la legislación vigente, que es la que garantiza la calidad mínima que debe tener.

Además, hoy en día ha aparecido una creciente preocupación por la presencia de sulfitos en algunos de los alimentos y bebidas que se ingieren. Lógicamente, estos han sido tratados y procesados por la industria agroalimentaria que genera desechos considerables, entre los cuales se encuentra el agua. Existe la creencia de que los sulfitos presentes en vino, mariscos o algunos productos cárnicos pueden inhibir el funcionamiento habitual de los tratamientos de aguas. Por ello, debe ser estudiado y analizado para observar cuál es su efecto.

En resumen, el futuro exige que el hombre depure el agua de consumo de manera eficiente, analizando las problemáticas que pudieran aparecer en esta depuración y encontrando alternativas para solucionarlas. Esto se debe a que el desarrollo sostenible es la única vía para conservar el planeta.

3. INTRODUCCIÓN

3.1. Estación depuradora de aguas residuales (EDAR)

El tratamiento de aguas residuales pasa hoy en día por la regeneración del agua empleando procedimientos biológicos con ayuda de microorganismos. Los objetivos fijados son la protección del medio ambiente reduciendo la contaminación de las aguas tratadas logrando el menor consumo de energía y aprovechando los subproductos empleados. Sin embargo, al igual que sucede en otro tipo de industrias, prevalecen las motivaciones de tipo económico para el desarrollo de la actividad (Hernández, 1994). Además, es necesario destacar que el nivel de contaminantes que debe ser eliminado de cara a la protección del entorno requiere una respuesta específica en cada situación, analizando las condiciones y necesidades y adaptándose a la legislación vigente.

En el tratamiento de aguas residuales se considera importante diferenciar dos conceptos. Por un lado, las operaciones unitarias son aquellos métodos en los que predominan los fenómenos físicos. Por otro lado, los procesos para la eliminación de contaminantes en base a procesos químicos o biológicos se conocen como procesos unitarios. En la actualidad, las operaciones y procesos unitarios quedan englobados dentro de las estaciones depuradoras de aguas residuales (EDAR) como tratamiento primario, tratamiento secundario y tratamiento terciario o avanzado.

De este modo, el tratamiento primario de una EDAR contempla el uso de operaciones físicas como la sedimentación y el desbaste para eliminar aquellos sólidos sedimentables y flotantes existentes en las aguas residuales. El tratamiento secundario se caracteriza por emplear procesos biológicos que eliminan la mayor parte de la materia orgánica del agua. Por último, en el tratamiento terciario se emplean tanto operaciones como procesos unitarios cuyo objetivo es fundamentalmente eliminar otros componentes, como nitrógeno o fósforo, que no se han podido eliminar anteriormente de manera eficiente (Metcalf & Eddy, 1995).

3.2. Aguas residuales en la industria agroalimentaria

Los nuevos desafíos del tratamiento de las aguas residuales sugieren un desarrollo tecnológico con el objetivo de recuperar energía y recursos, al hilo de la economía circular implementada en gran parte de la industria moderna hoy en día. La industria agroalimentaria produce grandes cantidades de materiales orgánicos, como flujos de desechos secundarios aprovechables en términos de energía y recursos. Además, la mayoría de los efluentes de la industria agroalimentaria son un riesgo ambiental considerable de manera que es preciso un tratamiento adecuado e integral (Cecconet et al., 2018).

Este tipo de actividad tiene un consumo de agua muy elevado asociado a los procesos y las operaciones unitarias que se llevan a cabo en la misma. Algunos ejemplos podrían ser remojo, lavado, enjuagado, vaciado, escaldado, calentado, pasteurizado, enfriado o producción de vapor. Esta agua es la que mayor carga contaminante posee pues están en contacto directo con la materia orgánica de los alimentos. Otros efluentes pueden proceder de sistemas de refrigeración y calefacción (condensadores, torres de refrigeración, calderas) o procesos de limpieza industrial (sistemas de limpieza in situ de tuberías, recipientes, equipos de proceso,

filtros y otros accesorios). Algunos datos de relevancia para ser conscientes de las enormes dimensiones de la problemática provienen de análisis realizados en Alemania, donde se producen alrededor de 30 m³ de agua residual por tonelada de zanahoria congelada producida, 1,2 m³ por tonelada de zumo de manzana o 4,15 m³ por tonelada de cerveza, a fecha de 2005.

En términos genéricos, las aguas residuales de la industria agroalimentaria se caracterizan por su alto contenido orgánico y la presencia de agentes de limpieza, sales y sólidos en suspensión. Por otro lado, los altos niveles de demanda biológica de oxígeno (DBO) y la demanda química de oxígeno (DQO), así como los cambios estacionales en el caudal y la composición dificultan su tratamiento (Casani et al., 2005).

3.3. Presencia de los sulfitos en la industria agroalimentaria

En el contexto de preocupación social por la conservación de los alimentos, la reducción del uso de aditivos artificiales desempeña un papel muy importante. Esto se debe a que los productos orgánicos son generalmente más saludables que los productos procesados puesto que tienen un control más estricto del uso de químicos. El objetivo de esta regulación se basa en la protección del medio ambiente y la reducción de químicos indeseados en el producto final. Entre los mencionados aditivos se encuentra el dióxido de azufre (SO₂) como una de las prácticas más antiguas. Sin embargo, la toxicidad latente reconocida de los sulfitos implica una tendencia a la reducción de los niveles de SO₂ (Roullier-Gall et. al., 2017).

Estos compuestos son un grupo de aditivos que aparecen etiquetados como E-220, E-221, E-222, E-223, E-224, E-226, E-227 y E-228 y que se emplean como conservantes y en determinadas circunstancias como colorantes. Dentro de la industria agroalimentaria, se pueden localizar en productos como vinos, mostos y sidras, crustáceos, frutas desecadas, productos cárnicos preparados, determinadas patatas y mostazas. En la mayoría de los casos se emplean para reducir crecimiento de levaduras u otros microorganismos indeseados, así como para evitar cambios de color, dotando al alimento de una apariencia fresca.

Este grupo de aditivos se evalúa de manera conjunta puesto que, tras la ingestión, se transforman en iones sulfito y bisulfito. Así, se ha establecido la ingesta diaria recomendada en 0,7 mg/kg de peso corporal, y la peligrosidad reside en que todos los grupos de edad superan dicho valor. Sin embargo, se establece un nivel de seguridad 100, que implica que para que aparezcan efectos adversos la ingesta debe ser 100 veces superior a la recomendada. Por último, cabe destacar que se deben etiquetar como “Contiene sulfitos” aquellos productos cuya concentración supere 10 mg/kg de producto (JEFCA, 1998).

3.4. Fases del tratamiento de aguas residuales

3.4.1. Pretratamiento

En el momento de entrar en una EDAR, ya sea urbana o industrial, se pueden localizar en el agua elementos de diferente naturaleza o tamaño que podrían dañar los equipos o bajar la eficacia de procedimientos posteriores. Por este motivo, es esencial aplicar una serie de procesos físicos o mecánicos que garanticen la eliminación de estos.

Con estas operaciones, se logra eliminar aquellos componentes más visibles o molestos puesto que suelen ser de grandes dimensiones o presentar unas características físicas muy diferentes a las del agua, por su sedimentabilidad o carácter grasiento. Entre estos procesos se pueden mencionar el desbaste, compuesto por rejillas y tamices, desarenadores y desengrasadores que nos garantizan la eliminación de los componentes mencionados. En algunos casos, se incluye dentro de este primer apartado un depósito pulmón de homogeneización cuyo objetivo consiste en suministrar un caudal constante a la estación.

3.4.2. Tratamiento primario

Esta fase tiene como propósito llevar a cabo una reducción de los sólidos en suspensión del agua residual. Estos sólidos suelen estar asociados a la materia orgánica del agua residual de manera que se debe reducir la demanda biológica de oxígeno. Para lograrlo se dispone de un tanque de neutralización. Además, resulta fundamental el diseño apropiado de tanques de decantación primaria y flotadores acompañados de procesos de coagulación-floculación donde se eliminan partículas inicialmente no sedimentables (materia coloidal).

Con estos equipos se logra eliminar la práctica totalidad de las grasas y partículas flotantes de características similares a las del agua

3.4.3. Tratamiento secundario

El objetivo primordial de esta fase consiste en la aplicación de tratamientos biológicos para reducir la materia orgánica biodegradable y los nutrientes. Estos procedimientos tienen en común el empleo de microorganismos capaces de dicha función, que emplean la energía procedente de la materia orgánica mientras llevan a cabo los procesos de síntesis de material celular. De este modo logran captar los elementos esenciales para su crecimiento, como son nitrógeno y fósforo.

Existe una clasificación relativa a las condiciones en las que tienen lugar los tratamientos. Se diferencia, por lo tanto, entre procesos aerobios (en presencia de O₂), anaerobios (en ausencia de O₂) o anóxicos (en ausencia de O₂, es necesario utilizar el oxígeno de los nitratos presentes, liberando nitrógeno elemental).

Por otro lado, podemos encontrar dos disposiciones diferentes de los microorganismos. Por un lado, se encuentra el tratamiento por fangos activos, donde los microorganismos se hallan en suspensión, y, por otro lado, el tratamiento por lechos bacterianos y biodiscos, encontrándose los microorganismos en forma de película.

3.4.4. Tratamiento terciario

Tras haber llevado a cabo los tratamientos previos, se puede eliminar la materia orgánica (MO) no degradada remanente del proceso biológico, los patógenos o los sólidos en suspensión que previamente no pudieron ser eliminados para lograr cumplir la legislación aplicable de vertido o de regeneración y reutilización. Por este motivo, sirve de complemento para los tratamientos primarios y secundarios mejorando la calidad del agua.

Algunos de los métodos empleados para tal efecto son la adsorción sobre un medio adsorbente como carbón activo, gel de sílice o alúmina; intercambio iónico, tanto aniónico como catiónico

si se desean eliminar unos iones concretos; o a través de membranas que pretenden eliminar bacterias, virus y otros compuestos orgánicos. La cloración, por ejemplo, también está ampliamente utilizada con el objetivo de eliminar patógenos.

3.5. Caracterización de las aguas residuales

Las aguas residuales que se tratan en este Trabajo Fin de Grado tienen origen industrial. Estas se caracterizan por poseer compuestos químicos inorgánicos y orgánicos, aunque son estos últimos los que centralizan la contaminación. Como los agentes son muchos y diversos, se pueden identificar a través de una serie de parámetros, como la disminución de oxígeno gracias al proceso de degradación en el ámbito biológico.

Haciendo énfasis sobre los vertidos generados por el sector agroalimentario, destacan ciertas pautas principales. Por lo general, habrá una elevada carga orgánica biodegradable (medida en DBO₅), una alta concentración de materia orgánica total (Demanda Química de Oxígeno, DQO), un contenido moderado en sólidos en suspensión y la escasa presencia de contaminantes tóxicos o peligrosos. Sin embargo, la cantidad de materia orgánica que aportan los distintos sectores es extremadamente variada, condicionada por la materia prima y el proceso productivo empleado (Picazo, 1995).

A nivel de medidas, es necesario recurrir a determinados parámetros que permiten tratar y cuantificar las características de las aguas.

a) DQO (Demanda Química de Oxígeno, mg O₂/L)

Es la cantidad de oxígeno disuelto consumida en la oxidación de la materia orgánica total presente en el agua, convirtiéndolo de este modo en CO₂ y H₂O. Las pruebas de determinación de la DQO tardan entre 90 minutos y 3 horas.

b) DBO (Demanda Biológica de Oxígeno, mg O₂/L)

Este parámetro es la cantidad de oxígeno disuelto que consumen los microorganismos en el proceso de oxidación bioquímica de los sustratos orgánicos (de manera que solamente tiene en cuenta la materia orgánica biodegradable). Además, recoge el grado de contaminación existente. Consecuentemente la DQO será siempre mayor a la DBO. Las pruebas experimentales para medir esta magnitud tardan muchos días en obtener un resultado certero, de manera que se establece por convenio la medida de la DBO₅, que estandariza los resultados a 5 días desde la realización de la prueba.

c) ST (Sólidos totales, mg/L)

Se trata de la masa total de residuo sólido presente en la muestra tras someterla a un proceso de evaporación y secado a 105°C en la estufa. Tienen en cuenta tanto los sólidos disueltos como los que se encuentran en suspensión.

d) SS (Sólidos en Suspensión, mg/L)

Los sólidos en suspensión totales son aquellos que son separados por un filtro de 1,2µm (en el caso de estudio). De este modo se incluye la materia sedimentable y aquellos sólidos que por tamaño o por fuerzas electrostáticas no llegan a sedimentar. Para su

determinación, tras el proceso de filtración especificado, se deben mantener en la estufa a 105°C al menos 90 minutos.

- e) SSV (Sólidos en Suspensión Volátiles, mg/L)
Son aquellos sólidos en suspensión que volatilizan tras un proceso de combustión a alta temperatura. Por ello, se debe llevar la muestra a calcinación en la mufla a una temperatura comprendida entre 500 y 550 °C.
- f) pH
Los valores de pH esperados se encuentran entre 6,5 y 8,5, puesto que fuera de este intervalo podemos encontrar problemas biológicos de los microorganismos involucrados. De hecho, fuera del rango de 4,5-10 tiene lugar un descenso muy significativo de la colonia de bacterias. Consecuentemente, este parámetro debe ser controlado para evitar desajustes provocados por las reacciones químicas.
- g) Conductividad (µS/cm)
Se trata de una medida íntimamente relacionada con el contenido de electrolitos. Se debe conocer que un agua residual presenta un valor de conductividad mayor al del agua de consumo de la población. Además, la temperatura afecta notablemente a este parámetro (Wilderer, 2000).
- h) N_T (Nitrógeno Total, mg/L)
Se trata de uno de los elementos básicos en las aguas puesto que garantiza el crecimiento de microorganismos. En su ausencia pueden aparecer problemas por deficiencia de nutrientes durante el tratamiento secundario. Por el contrario, si el nitrógeno se encuentra en concentraciones altas es un contribuyente especial para el agotamiento de oxígeno y la eutrofización de las aguas, por lo que debe ser reducido ya que puede ser tóxico para los ecosistemas y conllevar un riesgo para la salud pública (CITDA, Universidad de Salamanca).
- i) N-NH₄⁺ (Nitrógeno Amoniacal, mg/L)
Su presencia se puede deber a las aguas sanitarias de los aseos y lavabos, que presentan unas concentraciones excesivas de este componente tóxico para algunos organismos.
- j) P_T (Fósforo Total, mg/L)
El fósforo es uno de los principales constituyentes de los detergentes sintéticos y se encuentra en las soluciones acuosas como ortofosfatos solubles, polifosfatos inorgánicos y fosfatos orgánicos. Es considerado un macronutriente esencial, siendo acumulado por gran variedad de organismos. Además, junto al nitrógeno, es el principal causante de la eutrofización de las aguas provocando problemas medioambientales y aumentando su coste de purificación (Wilderer, 2000).
- k) Temperatura (°C)
El efecto de la temperatura en la actividad enzimática es muy elevado ya que tiene una importante influencia en el desarrollo de múltiples reacciones químicas y afecta a la velocidad de reacción y a la estabilidad de las enzimas. Los valores óptimos de trabajo se

encontrarán entre 12 y 38°C, puesto que entre ellos se desarrolla de manera adecuada la depuración biológica (zona mesofílica) (Hernández, 1994).

3.6. Fangos activos

Se describe brevemente el sistema de fangos activos, pues es el que va a ser empleado en este Trabajo Fin de Grado. El agua residual, tras su paso por el tratamiento primario, se introduce en un reactor donde existe un cultivo bacteriano aerobio en suspensión en forma de flóculos. Estos son capaces de reducir el contenido de materia orgánica del agua al utilizarlos en sus reacciones metabólicas. Las condiciones aerobias se consiguen gracias a difusores, eyectores o aireadores mecánicos. De este modo, se mantiene en suspensión el licor de mezcla. Posteriormente, tras un t_R (tiempo de residencia) determinado, se pasa al decantador secundario o clarificador para separar agua residual depurada del cultivo, recirculando una parte de las células para mantener constante la concentración de microorganismos en el reactor.

Los microorganismos suelen ser bacterias, aunque otras actividades metabólicas también pueden resultar necesarias, de manera que se pueden encontrar protozoos o algas. Las bacterias descompondrán la materia orgánica rápidamente, siendo esta su alimento, y formarán un flóculo compacto que podrá ser separado.

El reactor funcionará en régimen de flujo de pistón o mezcla completa en función del interés.

3.6.1. Variables características del sistema de fangos activos.

- a) Tiempo de retención hidráulico (TRH). Este parámetro mide el tiempo medio que pasa el agua residual en el reactor desde que entra al mismo hasta que lo abandona. Se determina a partir de la relación entre volumen (V_T) y caudal (Q), como queda reflejado en la ecuación 1.

$$TRH = \frac{V_T}{Q} \quad (Ec. 1)$$

- b) Carga másica (C_M). Se trata de la relación de masa de DBO_5 introducidos diariamente en un reactor biológico respecto a los kg de sólidos en suspensión en el licor de mezcla (SSLM) que se encuentran presentes en dicho reactor. De esta manera se trata de una medida del ratio de cantidad de alimento frente a contenido de microorganismos (Hernández, 1994). Dicha relación se expresa en la ecuación 2.

$$C_M = \frac{kg\ DBO_5/día}{kg\ SSLM} \quad (Ec. 2)$$

A efectos de cálculo, se hará referencia a la DQO, de manera que en este documento estará aplicada como se recoge en la ecuación 3:

$$C_M \left(\frac{kg\ DQO}{kg\ SSLM \cdot día} \right) = \frac{DQO \left(\frac{kg}{m^3} \right) \cdot Q_F \left(\frac{L}{día} \right)}{SSLM \left(\frac{kg}{m^3} \right) \cdot V (m^3)} \quad (Ec. 3)$$

- c) Producción de fangos (ΔX). Esta variable expresa el grado de reproducción de los microorganismos (bacterias en su mayor parte) y depende de la concentración del

substrato, de los nutrientes y de la temperatura. De manera habitual, encontramos que estos fangos siguen una tendencia de vida en la que se aclimatan al nuevo entorno y posteriormente crecen de manera constante (Hernández, 1994). Si el flujo de alimento es por lotes y se agota, alcanzarán un momento de crecimiento estacionario para finalmente decrecer debido al agotamiento de nutrientes. Sin embargo, si se repone alimento continuamente (como es el caso experimental), siempre se trabajará en el caso de crecimiento aproximadamente lineal.

A nivel de laboratorio, se medirá esta variable como se muestra en la ecuación 4:

$$\Delta X \left(\frac{g \text{ SS}}{\text{día}} \right) = \frac{(SSLM_j - SSLM_i) \left(\frac{mg}{L} \right)}{t_j - t_i (\text{día})} \cdot \frac{V(L)}{1000 \left(\frac{mg}{g} \right)} + SSef \left(\frac{mg}{L} \right) \cdot Qef \left(\frac{L}{\text{día}} \right) \cdot \left(\frac{1 g}{1000 mg} \right) \quad (\text{Ec. 4})$$

Donde $SSLM_j$ es la medida del día de estudio y $SSLM_i$ es la medida obtenida tras la purga del día anterior.

- d) Edad del fango (θ). Hace referencia al tiempo de residencia de los microorganismos en el reactor (Wilderer, 2000). Realmente es una tasa de crecimiento de microorganismos haciendo una relación entre las variables que afectan a su crecimiento y aquellas que afectan a su desaparición o muerte (Hernández, 1994). Por lo tanto, esto permite deducir un tiempo estimado de vida media de dichos fangos, recogido en la ecuación 5.

$$\theta (\text{día}) = \frac{V(L) \cdot SSLM \left(\frac{mg \text{ SS}}{L} \right)}{\Delta x \left(\frac{g \text{ SS}}{\text{día}} \right)} \cdot \frac{1 g \text{ SS}}{1000 mg \text{ SS}} \quad (\text{Ec. 5})$$

- e) Índice volumétrico de fangos (IVL): Se trata de un parámetro ligado a la capacidad de decantación. Si el test de decantabilidad varía de un día para otro, debe encontrarse una razón: un cambio en la concentración de SSLM (sólidos en suspensión en el licor de mezcla) o una modificación de la calidad del fango. Para obtener una respuesta, se determina el índice volumétrico de lodos. IVL se define como el volumen de un fango (en mL) ocupado por un gramo de fango activo. Recurriendo a la ecuación 6 se puede analizar las variables de las cuales depende.

$$IVL = \frac{V_{30} \left(\frac{mL}{L} \right) \cdot 1000 \left(\frac{mg}{g} \right)}{SSLM \left(\frac{mg}{L} \right)} \quad (\text{Ec. 6})$$

La V_{30} es el volumen de líquido decantado tras sedimentar durante 30 minutos en una probeta graduada de 1000 mL. El rango de valores de IVL entre los cuales el fango sedimenta de manera óptima es: $50 \frac{mL \text{ fango}}{g \text{ SSLM}} \leq IVL \leq 200 \frac{mL \text{ fango}}{g \text{ SSLM}}$.

Este parámetro ayudará a evaluar las características de decantabilidad de un fango activo cuando la concentración de sólidos del sistema cambia (CITDA, Universidad de Salamanca).

3.7. Reactor biológico secuencial (“Sequencing Batch Reactor”, SBR)

A continuación, se desarrolla esta variante del proceso de fangos activos pues es la utilizada en los ensayos de laboratorio. Este concepto fue empleado por primera vez R.L. Irvine en 1971 para referirse a una variante del proceso convencional de fangos activos. Se fundamenta en emplear un ciclo discontinuo en el cual varias fases se repiten periódicamente. Estas fases son: llenado, reacción, sedimentación, vaciado y espera. Cada uno de estos se define en función de las características del ciclo de trabajo. Esta tecnología ha tenido bastante aceptación debido a que su aplicación tiene sencilla automatización. Además, ofrece buenas posibilidades de modificar el proceso para controlar las especies bacterianas que causan *bulking* filamentoso, la eliminación de nutrientes o la eliminación de peligros orgánicos. También se emplea debido a su facilidad para llevar a cabo medidas de las aguas tratadas y de ajustar los tiempos de las fases para modificar los volúmenes de trabajo, o incluso el número de tanques con los que se opera (Wilderer, 2000).

Las fases que componen cada uno de los ciclos de trabajo son:

- Llenado. En esta fase se introduce un nuevo volumen de agua residual para que sea tratada en el reactor. Dicho proceso puede ser estático, con agitación pero sin aireación o aireado.
- Reacción. En este momento se lleva a cabo una mezcla homogénea del contenido. La reacción puede tener lugar con agitador mecánico (sin aireación) o con aireación gracias a difusores o eyectores. En función de los objetivos de diseño, se pueden combinar los métodos de reacción
- Sedimentación. Se detienen los mecanismos de agitación y aireación para permitir la deposición de sólidos y la separación del reactor en dos zonas claramente diferenciadas. Se sobreentiende que durante este proceso ni entra ni sale materia del tanque.
- Vaciado. Se retira una parte conocida de agua clarificada, que ya es agua depurada, del reactor.
- Reposo. No ocurre nada en el tanque, de manera que se emplea para ajustar los tiempos de ciclo.

Además, no se debe olvidar que se debe efectuar una purga periódica de fangos que nos permita retirar el exceso de fango presente.

3.8. Comparación SBR con el proceso continuo convencional

Cuando se menciona ciclo continuo, se hace referencia al ciclo habitual que siguen las aguas residuales en las EDAR durante su tratamiento secundario. Es decir, el efluente primario se mezcla con la recirculación proveniente del decantador secundario y ambas entran de manera conjunta al reactor biológico. La reacción y la decantación tienen lugar además en equipos diferentes. En la figura 1 se observa el esquema típico de un proceso de fangos activos.

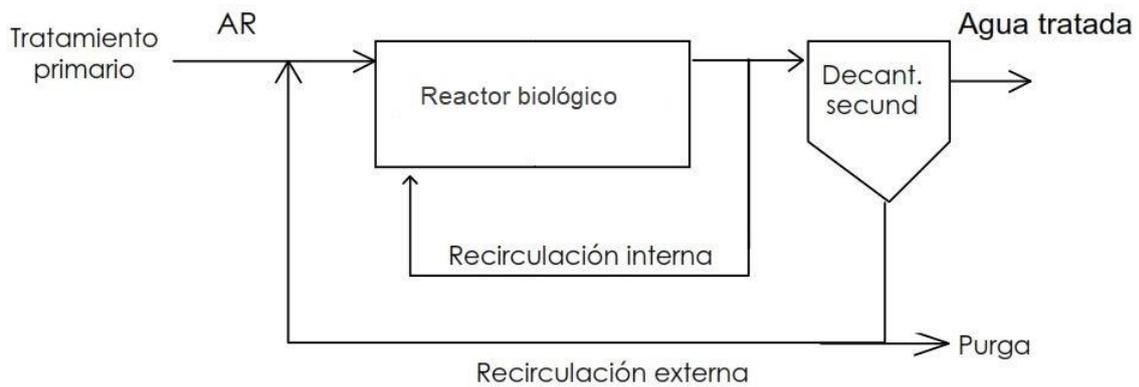


Figura 1. Esquema del proceso convencional de fangos activos

La diferencia con respecto al uso de los SBR no se encuentra en el tratamiento primario, sino exclusivamente en el tratamiento secundario, puesto que no existe la separación entre el reactor biológico y el decantador secundario, ya que ambos procesos tienen lugar en el mismo reactor.

Es interesante conocer la existencia de 4 características que diferencian al SBR del proceso convencional de fangos activos (Schwarzenbeck, 2004):

- Las corrientes del influente y del efluente no están asociadas, de manera que no son simultáneas.
- La separación de biomasa ocurre en el reactor biológico, no en un decantador separado.
- Las operaciones unitarias que tienen lugar en cada reactor son consecutivas unas a las otras de manera periódica o cíclica, pero no de tanque en tanque.
- Una fracción del agua tratada es retirada de manera periódica del reactor, de manera que se puede introducir un nuevo volumen de agua residual, es decir, se trabaja por lotes o cargas.

Sin embargo, resulta más fácil su comprensión empleando el esquema de la figura 2:

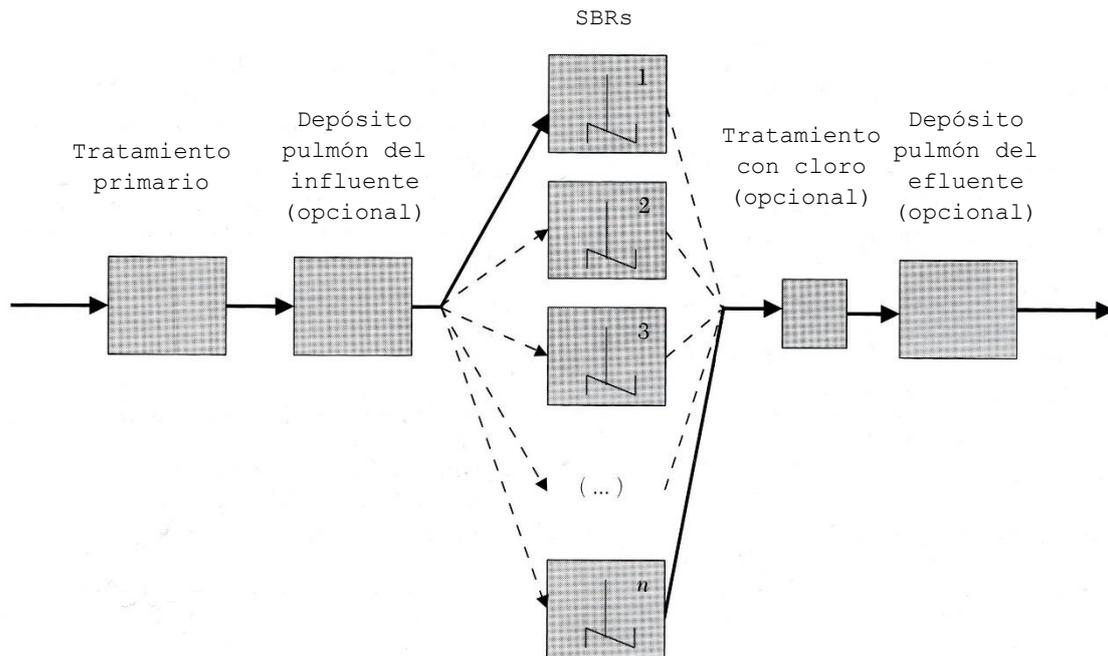


Figura 2. Ciclo discontinuo de una EDAR, con SBRs (Wilderer, 2000)

3.9. Variables de operación SBR

A lo largo del desarrollo del documento, aparecerán ciertos términos conceptuales propios de los reactores SBR que es conveniente recopilar y explicar:

3.9.1. Variables relacionadas con el volumen

Puesto que se trata de un reactor de flujo variable, se deben especificar una serie de volúmenes de trabajo, recogidos en la figura 3:

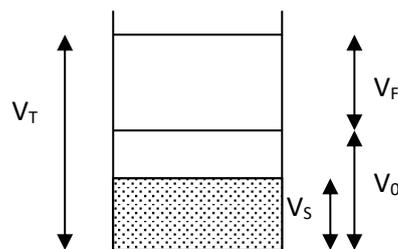


Figura 3. Descripción de variables de volumen SBR

- Volumen total: hace referencia a todo el volumen de reacción. Aparecerá como V_T , V o V_{reactor} .
- Volumen del fango sedimentado: es aquel correspondiente al que ocupa el fango antes de comenzar un nuevo ciclo. Se menciona como V_S .
- Volumen de alimento añadido: es decir, el agua residual que se incorpora en cada uno de los ciclos. Se hará referencia a este como V_F o, incluso, Q_F cuando se exponga como caudal que se añade en un intervalo de tiempo.
- Volumen del licor de mezcla: se refiere al volumen remanente en el reactor tras el vaciado y se conoce como V_0 .

3.9.2. Variables relacionadas con la duración del ciclo

- a) Tiempo de duración de ciclo (T_C). Hará referencia al tiempo total y quedará dividido en varias fases secuenciales: tiempo de llenado (t_{ll}), de reacción (t_r), de sedimentación (t_s), de vaciado (t_v) y de reposo (t_i , proveniente de *idle* en inglés). Las relaciones establecidas se recogen en la ecuación 7.

$$T_C = t_{ll} + t_r + t_s + t_v + t_i \quad (\text{Ec. 7})$$

Además, se puede definir t_e como suma de llenado y reacción. También, se puede exponer como una suma de los tiempos de mezcla sin aireación (t_M) y cuando hay aireación (t_A), tal y como se observa en la ecuación 8.

$$t_e = t_{ll} + t_r = t_M + t_A \quad (\text{Ec. 8})$$

- b) Frecuencia de ciclo (m). Este término recoge el número de ciclos por día ($\frac{1}{T_C}$). De este modo, el volumen de cada fase de llenado se expresa en la ecuación 9.

$$V_F = \frac{Q}{m} \quad (\text{Ec. 9})$$

- c) Ratio de tiempo de llenado (RTLL). Hace referencia al cociente entre el tiempo de llenado y el tiempo de ciclo, como se observa en la ecuación 10.

$$RTLL = \frac{t_{ll}}{T_C} \quad (\text{Ec. 10})$$

Previamente, en el apartado 3.6.1, se había expuesto el parámetro del tiempo de retención hidráulico (TRH), en función del volumen total y del caudal. Dicho concepto puede ser definido de igual manera en el caso del SBR como se expresa en la ecuación 11.

$$TRH = \frac{T_C}{RTLL} \quad (\text{Ec. 11})$$

- d) Ratio de intercambio de volumen (Volumetric exchange ratio, VER). Relaciona el volumen de agua añadida respecto al volumen total (ecuación 12).

$$VER = \frac{V_F}{V_T} \quad (\text{Ec. 12})$$

3.10. Problemáticas previsibles en el proceso de fangos activos.

3.10.1. Fangos voluminosos o *bulking*

El crecimiento de organismos filamentosos es el problema de funcionamiento más frecuente en los procesos de fangos activados. Este hecho implica la formación de un fango de pobres características de sedimentabilidad, hecho conocido como "fangos voluminosos" o *bulking*. Los bajos niveles de substrato uniformemente presentes en el reactor supone la proliferación de organismos filamentosos. Una de las alternativas planteadas como sistema de prevención y control de este hecho es la incorporación de un compartimento separado, llamado selector,

como zona de contacto inicial de un reactor biológico en la que se mezclan el efluente primario y el fango activo recirculado. Dicho selector favorece el crecimiento específico de organismos formadores de flóculos al comienzo del proceso biológico. Se logra al asegurar un nivel elevado en la relación alimento/microorganismos a concentraciones de oxígeno disuelto controladas, de manera que los organismos filamentosos no tienen prácticamente materia orgánica disponible con la que crecer (Metcalf & Eddy, 1995).

La falta de sedimentabilidad anteriormente mencionada puede suponer un desbordamiento del tanque y, por consiguiente, una pérdida de biomasa que normalmente se detecta tarde para ser remediada. El *bulking* supone una pérdida de calidad de los fangos activos que se debe a que los microorganismos filamentosos interfieren en la sedimentación y compactación de los flóculos de fangos activos de dos maneras:

- a) Algunos microorganismos filamentosos crecen mejor en el interior de los flóculos ya formados dando lugar a estructuras abiertas difusas. De este modo, aparece mucho espacio disponible para la entrada de agua y los fangos activos capturan demasiada agua en su interior.

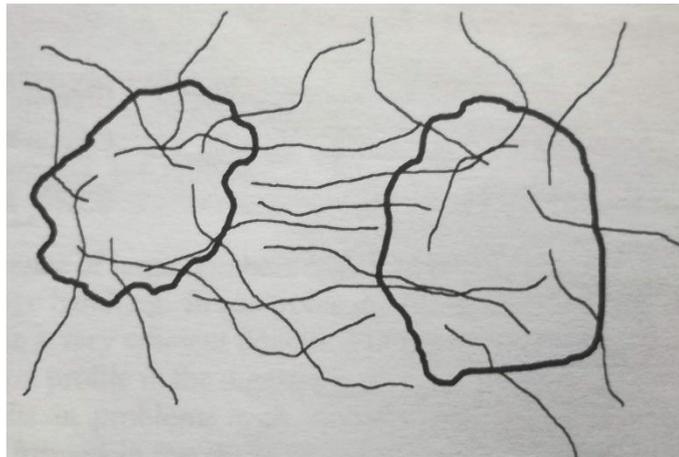


Figura 4. Microfotografía de una estructura difusa de flóculo abierto (Wanner, 1994)

- b) Es más común observar que los microorganismos filamentosos sobresalen de los flóculos compactos y firmes hacia el seno del líquido, de manera que evitan la compactación de los flóculos individuales. Este hecho puede dar lugar también a la unión entre varios flóculos afectados (Wanner, 1994).



Figura 5. Boceto de una unión entre flóculos (Wanner, 1994)

3.10.2. Aparición de productos microbianos solubles (SMP)

Los SMP se definen como el conjunto de compuestos orgánicos que se liberan en solución correspondientes al metabolismo del sustrato y a la descomposición de la biomasa, y los EPS (sustancias poliméricas extracelulares) habitualmente son solamente una pequeña parte (alrededor de un 20%) del total de SMPs (Kunacheva et al., 2014). Estos representan uno de los principales componentes que se han identificado de los compuestos orgánicos solubles en los efluentes de los sistemas de tratamiento biológico de aguas residuales. Están compuestos por gran variedad de compuestos orgánicos (Córdoba, 2011). Los SMP pueden clasificarse en dos categorías (Barker et al., 1999):

- UAP (Substrate Utilization Associated Products): Corresponden a aquellos asociados al metabolismo del sustrato y crecimiento de biomasa. Son producidos a medida que se emplea el sustrato.
- BAP (Substrate Biomass Associated Products): Son aquellos relacionados con la decadencia de la biomasa, proporcionales a la misma.

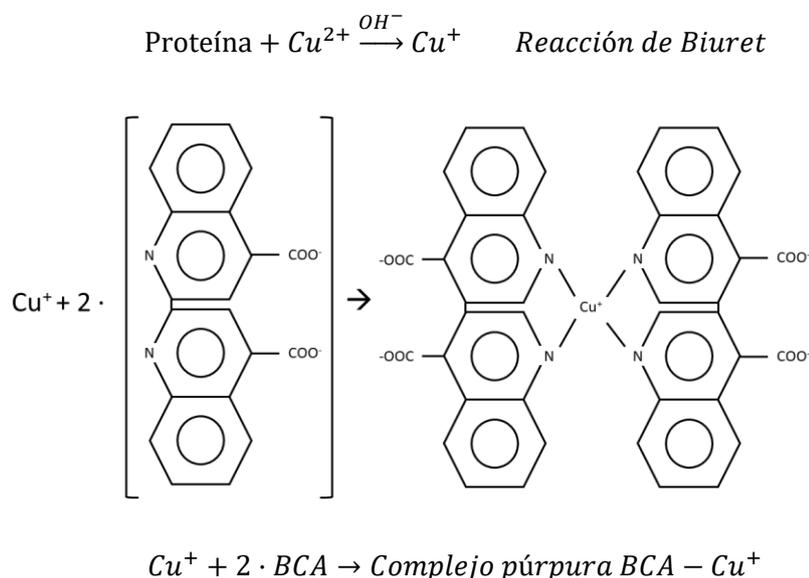
Los factores que resultan más interesantes, en este caso, relativos a la producción de SMP son (Barker et al., 1999):

- Inanición: se trata de extrema debilidad de los microorganismos debido a una reducción de nutrientes o alteración de los mismos. Esto puede provocar el decaimiento endógeno y lisis celular, liberando compuestos intracelulares.
- Presencia de sustancias tóxicas pueden estimular la liberación de sustancias cuyo objetivo consiste en contrarrestar la toxicidad aparecida.

En el caso de estudio, se determinará la presencia de proteínas y carbohidratos para lograr determinar los SMP presentes en el sistema.

Análisis de proteínas: Método Micro BCA. Este método consiste en emplear un kit que utiliza ácido bicinconínico (BCA) para la detección y cuantificación colorimétrica de proteínas totales. Aparecen dos reacciones involucradas: la reducción del Cu²⁺ a Cu⁺ en medio básico (reacción de Biuret) y la detección selectiva del catión Cu⁺, utilizando el BCA. El producto de reacción tiene un color púrpura formando el complejo del BCA con un ion Cu⁺ (Krieg et al., 2005). Este método se emplea por la estabilidad del reactivo y del cromóforo, de manera que se trata de un sistema

sencillo, muy sensible y con gran tolerancia a compuestos que afectan a otras técnicas (Zuriaga-Agustí et al., 2013). Dicho compuesto absorbe a 562 nm, de manera lineal. Es muy similar al conocido como método BCA se emplea en un rango de 20-2000 µg/mL, mientras que el empleado, el Micro BCA trabaja en el rango de 0.5-20 µg/mL. La reacción que tiene lugar es la presentada a continuación:



Análisis de carbohidratos: Método Antrona. La antrona en ácido sulfúrico concentrado reacciona dando lugar a un derivado del furano de color verde que absorbe en 625 nm. Esta reacción cumple la Ley de Lambert-Beer en el rango de concentración de 10 a 100 mg/L de glucosa. La antrona forma un compuesto verde en ácido sulfúrico en presencia de determinados carbohidratos, como los azúcares y los almidones (Frølund et al., 1996).

3.11. Análisis de estudios previos sobre la problemática de los sulfitos en el tratamiento de las aguas residuales

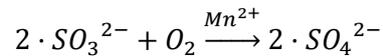
3.11.1. Estudio empresarial de Agua, Energía y Medio Ambiente (AEMA)

El estudio que se lleva a cabo aparece tras el interés despertado en el análisis de un caso de éxito a nivel empresarial llevado a cabo por AEMA (compañía dedicada al agua, energía y medio ambiente). La empresa JULIAN SOLER, especialista en la elaboración de zumos de uva, era consciente de las características de sus vertidos. Estos tienden a generar gran cantidad de *bulking* por lo que la depuración biológica de los mismos es compleja. Este hecho se debe en principio a la elevada concentración de sulfitos de los vertidos, así como a una alta DQO, de fácil degradación, pero con déficit de nutrientes.

Tal y como se presenta, estos sulfitos pueden tener además carácter inhibitorio para el metabolismo microbiano, de manera que deben ser eliminados antes del tratamiento. El método empleado es una oxidación de sulfitos a sulfatos antes de entrar en el reactor biológico.

En estudios anteriores, se empleaba peróxido de hidrógeno como agente oxidante, pero su alto consumo elevaba los costes de explotación notoriamente. Así, planteó un innovador sistema de oxidación mediante aireación en presencia de catalizador, de manera que el coste es menor que empleando peróxido de hidrógeno. El catalizador seleccionado fue el manganeso, debido a su eficiencia y no toxicidad.

Este segundo, se lleva a cabo según lo describió Cooper en el año 1944:



De este modo, se sugiere la existencia de un rango de trabajo a partir del cual la eficiencia de la depuración biológica disminuye debido a la presencia de sulfitos. Por eso, resulta de interés el trabajo si se logra establecer un rango de trabajo en el que el *bulking* apreciado no sea demasiado significativo y por lo tanto las operaciones de depuración funcionen adecuadamente.

3.11.2. Estudios conjuntos de grupos de investigación de la Universidad de Ciencia y Tecnología de Hong Kong (China) y de la Universidad de Ciudad del Cabo (Sudáfrica)

Este trabajo pretende estudiar la biodegradabilidad de los fangos activos tras su utilización aplicando sulfitos ya que estas sales provocan la lisis de los lodos. Cuando se plantea este hecho, la biodegradabilidad implica la reducción de la masa de estos fangos activos con el objetivo de tener que tratar una menor cantidad de los mismos y que económicamente resulte más viable su tratamiento. Según los estudios analizados, se extrae que con una concentración en el sustrato de 0.2-0.48 g S/L comienza a aparecer una lisis de microorganismos. El proceso descrito en el artículo busca acelerar esa lisis del exceso de fango, mientras que en este Trabajo Fin de Grado se pretende analizar los niveles límite. Se expone que el efecto biocida del SO₃²⁻ ha demostrado que las células sulfito sensibles pueden ser irreversiblemente destruidas con una concentración de 0.1M de sulfito de sodio.

La muerte de biomasa causada por sulfito o ácido sulfuroso puede ser atribuida a una rotura de los puentes disulfuros y la destrucción irreversible de la estructura de las paredes celulares de las células sulfito sensibles (Zan et. al, 2016).

3.12. Legislación aplicable

Se conoce como aguas residuales aquellas aguas que han sido sometidas a procesos de actividad humana. En concreto, en el estudio experimental llevado a cabo en el presente Trabajo Fin de Grado se trabaja con un agua residual simulada de carácter industrial procedente de la industria agroalimentaria. Las aguas residuales pueden contener grasas, materia orgánica, residuos de la industria, así como determinadas sustancias tóxicas. Por ello, deben ser depuradas. Sin embargo, es evidente que se deben seguir unos determinados criterios con el fin de evaluar el grado de descontaminación, por lo que debe ser reforzado con un marco legal concreto.

Para una mayor claridad, teniendo en cuenta las numerosas leyes y normativas creadas al respecto se ha tratado de seguir una clasificación diferenciando entre gestión del agua y aguas residuales. Además, se diferenciará entre las normativas europeas, españolas y de la comunidad para cada uno de los puntos analizados (Valero, 2014). Esta clasificación resulta más sencilla de entender visualmente:

3.12.1. Legislación en materia de gestión de aguas

Tabla 1. Legislación. Gestión del agua (Valero, 2014)

Norma	Comentarios
Legislación Europea	
Directiva Marco del Agua 2000/60/CE (DMA)	Establece un marco comunitario de acción para la protección de las aguas superficiales continentales, las aguas de transición, las aguas costeras y las aguas subterráneas
Directiva 2008/105/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 16 de diciembre	Hace referencia a la calidad ambiental en política de aguas por lo que actualiza la Directiva 2000/60/CE.
Legislación Nacional	
Real Decreto Legislativo 1/2001, de 20 de julio, por el que se aprueba el texto refundido de la Ley de Aguas	Establece regulación del dominio público hidráulico, del uso del agua y del ejercicio de las competencias atribuidas al Estado. Trasposición de la Directiva 2000/60/CE.
Real Decreto 140/2003, de 7 de febrero	Establece los criterios sanitarios de la calidad del agua de consumo humano.
Real Decreto 606/2003, de 23 de mayo	Modifica las Leyes previas de Reglamento del Dominio Público Hidráulico y la Ley de Aguas, haciendo énfasis en los límites del dominio público hidráulico y la ceso de derechos al uso privativo del agua.
Real Decreto 125/2007, de 2 de febrero	Fija el límite territorial de las demarcaciones hidrográficas.
Real Decreto 907/2007, de 6 de junio	Establece la planificación hidrológica nacional y los planes de cuenca.

Se considera necesario para comprender la tabla 1 la definición de dos conceptos. La Demarcación Hidrográfica hace referencia a las zona terrestre y marina compuesta por una o varias cuencas hidrográficas vecinas. Las cuencas hidrográficas son a su vez la superficie del terreno cuya escorrentía superficial fluye a través de ríos o lagos hacia el mar por una única vía de desembocadura.

3.12.2. Legislación en materia de aguas residuales

A continuación, se profundiza en el aspecto de las aguas residuales, pero focalizando en las aguas residuales industriales.

Por ello, se dispone de la Ley de Aguas, que viene especificada en la Ley 29/1985 del 2 de agosto. Así, se crea una declaración del Dominio Público Hidráulico que tiene por objetivo ordenar y regular jurídicamente el aprovechamiento de aguas por parte de particulares, con concesiones y autorizaciones.

Tabla 2. Legislación. Aguas residuales (Valero, 2014)

Norma	Comentarios
Legislación Europea	
Directiva 91/271/CEE del Consejo, de 21 de mayo	Aunque hace referencia prioritariamente a la recogida, el tratamiento y el vertido de aguas residuales urbanas, recoge determinados sectores industriales.
Directiva 2004/35/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 21 de abril	Establece un marco de responsabilidad medioambiental fundamentado en la prevención y la reparación de daños medioambientales.
Directiva 2006/118/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 12 de diciembre	Establece criterios de protección de la contaminación de aguas subterráneas y enumera las sustancias prioritarias a eliminar.
Directiva 2013/39/UE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 12 de agosto	Actualiza las Directivas relativas a las sustancias prioritarias a eliminar.
Legislación Nacional	
Real Decreto 849/1986, de 11 de abril	Aprueba el Reglamento del Dominio Público Hidráulico.
Real Decreto-Ley 11/1995, de 28 de diciembre, desarrollado con Real Decreto 509/1996, de 15 de marzo	Tiene como objeto proteger la calidad de las aguas continentales y marítimas de los efectos de los vertidos. Trasposición de la Directiva 91/271/CEE.
Real Decreto 1620/2007, de 7 de diciembre	Establece la normativa para la reutilización de aguas residuales depuradas.
Ley 26/2007, de 23 de octubre	Trasposición de la Directiva 2004/35/CE.
Orden AAA/1072/2013, de 7 de junio	Regula el uso de lodos provenientes de depuradoras en el sector agrario
Legislación Autonómica	
Ley 170/1992 del Consell, de 16 de octubre	Aprueba el Estatuto de la Entidad Pública de Saneamiento de Aguas Residuales de la Comunidad Valenciana
Ley 2/1992, de 26 de marzo	Garantiza coordinación entre administraciones en el saneamiento de las aguas residuales, más concretamente en la evacuación, tratamiento y reutilización.

Como se trata de un agua residual industrial y presuponiendo un emplazamiento en la Comunidad Valenciana, se considera que debe adaptarse a sus regulaciones, de manera que es controlada por la EPSAR (Entidad Pública de Saneamiento de Aguas Residuales), sin desatender la ordenanza municipal de vertido. Por ello, dentro de la Comunidad, se ha recogido aquellas propiedades más significativas que conciernen al trabajo presente en la tabla 3, estableciendo

que el tratamiento ha de cumplir como mínimo los valores establecidos para el vertido a alcantarillado.

Tabla 3. Legislación. Vertido a alcantarillado

Parámetro	Valor límite
pH	5,5-9
SS	500 ppm
DQO	1000 ppm
Temperatura	40 °C
SO ₃ ²⁻	2 ppm
SO ₄ ²⁻	1000 ppm
P _T	15 ppm
N _T	50 ppm
N-NH ₄ ⁺	25 ppm

Todo lo expuesto en líneas previas debe ir en concordancia con el IPPC, es decir, con la Normativa de Prevención y Control Integrados de la Contaminación.

Por último, no se debe olvidar que aparte de aquella normativa relativa al agua, en este proyecto se plantea el uso de diferentes Productos Químicos, de manera que deben ser regulados por el Reglamento de Almacenamiento de Productos Químicos y sus Instrucciones Técnicas Complementarias MIE APQ, que viene especificado en el Real Decreto RD 656/2017 del 23 de junio.

4. METODOLOGÍA EXPERIMENTAL

4.1. Agua residual y parámetros de operación

En el laboratorio se efectúan las experiencias empleando un SBR. Además, se emplea un agua residual simulada (ARS) a tratar cuyas características quedan recogidas en la tabla 4.

Tabla 4. Características del ARS

DQO	1000 $\frac{mg}{L}$
N _T	120 $\frac{mg}{L}$
P _T	10 $\frac{mg}{L}$
SO ₃ ²⁻	Variable durante la experiencia, entre 0 $\frac{mg}{L}$ y 200 $\frac{mg}{L}$
SO ₄ ²⁻	Propio del agua de red, alrededor de 310 $\frac{mg}{L}$

Por otro lado, se presentan en la tabla 5 los parámetros de operación con los que se pone en marcha el sistema.

Tabla 5. Parámetros de operación

V _{reactor}	6 L
Carga másica	0,2 $\frac{kg DQO}{kg SSLM \cdot día}$
SSLM	3 $\frac{kg}{m^3}$
t _{ciclo}	8 h
t _{reacción}	6 h
t _{sedimentación}	1,5 h
t _{anóxico}	0,5 h
Ciclos diarios	3 $\frac{ciclos}{día}$
TRH	1,67 días

De este modo, con los valores de trabajo, aplicando la ecuación 3 referente a la Carga Másica se obtendría:

$$0,2 \frac{kg DQO}{kg SSLM \cdot día} = \frac{1 \frac{kg}{m^3} \cdot 3 \frac{ciclos}{día} \cdot Q_F \left(\frac{L}{ciclo} \right)}{3 \frac{kg}{m^3} \cdot 6m^3}$$

$$Q_F = 1,2 \frac{L}{ciclo} = Q_{ciclo}$$

$$Q_{diario} = 3,6 \frac{L}{ciclo}$$

Consecuentemente se programa el diseño de los temporizadores con relación a los volúmenes obtenidos. Por ello, y en función de unos valores establecidos de caudal, se diseñan los ciclos de la siguiente manera:

- Llenado: 1,2L; 8min 33s
- Vaciado: 1,2L; 4min 23s

En la tabla 6 se expone el diseño de los ciclos realizado

Tabla 6. Diseño de los ciclos

1er ciclo	Inicio	Fin
Reacción + llenado	10:30	16:30
Sedimentación	16:30	18:00
Vaciado	18:00	x
Espera	x	18:30
2º ciclo		
Reacción + llenado	18:30	00:30
Sedimentación	00:30	02:00
Vaciado	02:00	x
Espera	x	02:30
3er ciclo		
Reacción + llenado	02:30	08:30
Sedimentación	08:30	10:00
Vaciado	10:00	x
Espera	x	10:30

De este modo, los temporizadores se programan según lo establecido en la tabla 7.

Tabla 7. Diseño de los temporizadores

1er ciclo	Inicio	Fin
Agitador	10:30	16:30
Bomba de llenado	10:30	10:38:33
Aire	11:00	16:30
Bomba de vaciado	18:00	18:04:23
2º ciclo		
Agitador	18:30	00:30
Bomba de llenado	18:30	18:38:33
Aire	19:00	00:30
Bomba de vaciado	02:00	02:04:23
3er ciclo		
Agitador	02:30	08:30
Bomba de llenado	02:30	02:38:33
Aire	03:00	08:30
Bomba de vaciado	10:00	10:04:23

Una vez tenemos estas relaciones establecidas, es conveniente recurrir a un par de magnitudes mencionadas anteriormente: la producción de fango y la edad del fango, medidas en $\frac{g\ SS}{día}$ y días, respectivamente. Estos valores son calculados a medida que se van obteniendo los valores

experimentales de los ensayos. Es interesante que ambos sean aproximadamente estables si se pretende estudiar el comportamiento del sistema a unas condiciones determinadas.

Por otra parte, es conveniente comentar el modo de operar en aquellas situaciones en las que SSLM es superior al que se requiere. Tras medir los sólidos actuales, se establece la relación expuesta en la ecuación 13, donde se determina el volumen que se debe purgar para recuperar la concentración de sólidos deseada en el reactor, es decir 3000 mg/L.

$$V_{purga}(L) = \frac{(SSLM_x - SSLM_o) \left(\frac{mg}{L}\right)}{SSLM_o \left(\frac{mg}{L}\right)} \cdot V(L) \quad (Ec. 13)$$

El volumen obtenido debe ser repuesto con un volumen igual de líquido. Se emplea el de efluente para variar lo menos posible la composición en el reactor.

El ciclo de trabajo que se tiene en la experiencia llevada a cabo queda reflejado en las imágenes posteriores. En la figura 6 se observa que el llenado se lleva a cabo en condiciones anóxicas.

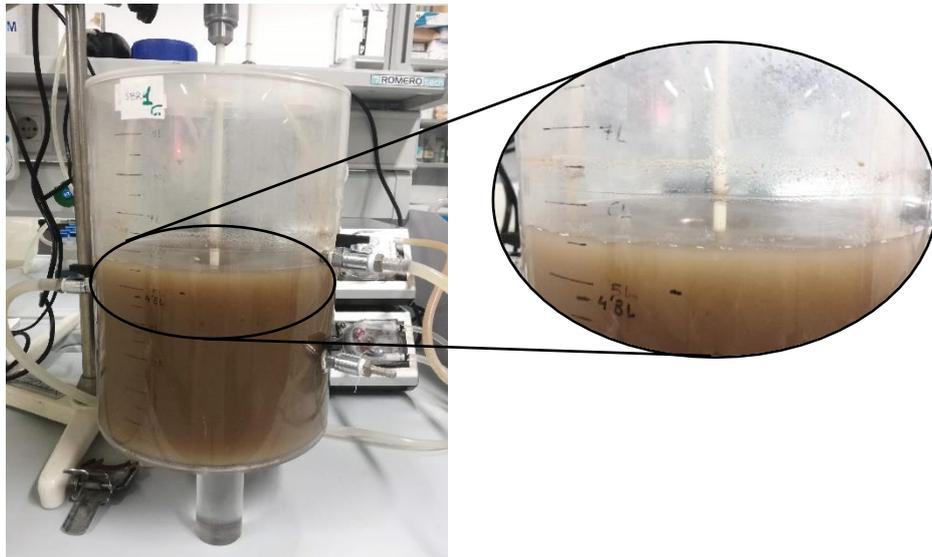


Figura 6. Fases del ciclo. Llenado sin aireación, con vista de detalle

Con respecto a la fase de reacción, es conveniente explicar que en primer lugar se lleva a cabo en condiciones anóxicas, es decir, sin presencia de oxígeno. Posteriormente, se incorpora aireación, dando lugar a condiciones aerobias, ambas situaciones quedan recogidas en la figura 7.



Figura 7. Fases del ciclo. Reacción, en condiciones anóxicas y aerobias

En el momento de detener la agitación, se aprecia en la figura 8 que los sólidos se depositan en la zona inferior del SBR.

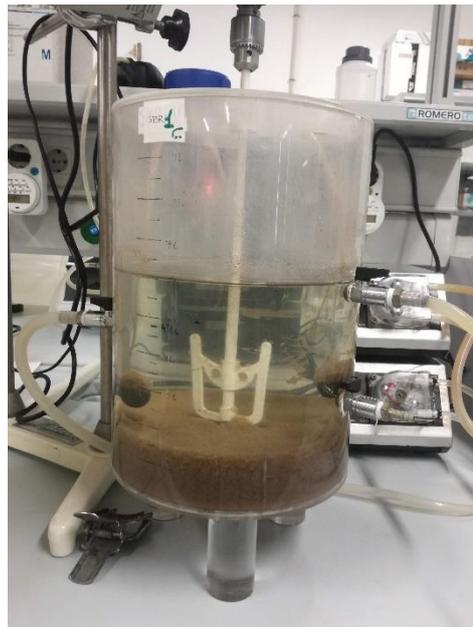


Figura 8. Fases del ciclo. Decantación

Es necesario realizar el vaciado en condiciones de sedimentación para que el efluente contenga la menor cantidad posible de sólidos en suspensión, siendo este efluente el agua ya tratada. Dicha situación queda reflejada en la figura 9.



Figura 9. Fases del ciclo. Vaciado

Al finalizar el vaciado, con el objetivo de hacer cuadrar los tiempos de ciclo, es preciso incorporar una fase de reposo que enlazaré con un nuevo llenado. Este hecho queda presente en la figura 10.



Figura 10. Fases del ciclo. Reposo

4.2. Planificación de las experiencias

Una parte fundamental de este Trabajo Fin de Grado es la estructuración, planificación y rigurosidad en el cumplimiento de estas. Un tratamiento de fangos activos es un proceso que no se puede detener desde que se lleva a cabo la puesta en marcha hasta la finalización de las experiencias. Por ello, se expone el modo de operar a nivel de programación.

- Se llevan a cabo medidas 3 veces por semana, de la manera lo más metódica y homogénea posible. Por ello, se efectúan lunes, miércoles y viernes.
- El 8 de febrero se lleva a cabo la puesta en marcha. Se emplea licor de mezcla proveniente de uno de los reactores de depuradora Horta Nord-Carraixet (Alboraya) y se ajusta a la concentración de SSLM deseada. Se introduce un agua residual simulada con ausencia de sulfitos durante el periodo de adaptación. Dicho periodo dura 12 días, hasta el 20 de febrero.
- Desde el 20 de febrero al 20 de marzo se lleva a cabo un aumento progresivo de la concentración de sulfitos desde 10 a 50 ppm, de manera que se permite al sistema 1 semana de aclimatación a las nuevas condiciones del agua residual simulada.
- Desde el 20 de marzo al 10 de abril se lleva a cabo un aumento severo de la concentración de estas sales, alcanzando unos niveles de 200 ppm. El sistema no dispone de tanto tiempo para adaptarse. A esta concentración se observa el deterioro de diversos parámetros.
- Desde el 10 de abril al 17 de abril se trata de recuperar el sistema. Se retiran los sulfitos presentes en el agua residual simulada. Sin embargo, el reactor no recobra el funcionamiento que poseía previamente a la adición de sulfitos.

4.3. Descripción del procedimiento en SBR de laboratorio

El objetivo del proyecto reside en analizar el comportamiento del sistema estudiado. Para ello, resulta fundamental llevar a cabo un seguimiento continuo de diferentes variables del sistema. Este trabajo diario se basa por consiguiente en analizar una serie de variables del sistema y ver su evolución en el tiempo con el objetivo de ajustarlas o de extraer conclusiones.

Para ello, se dispone de un montaje de planta piloto similar al de la figura 11.

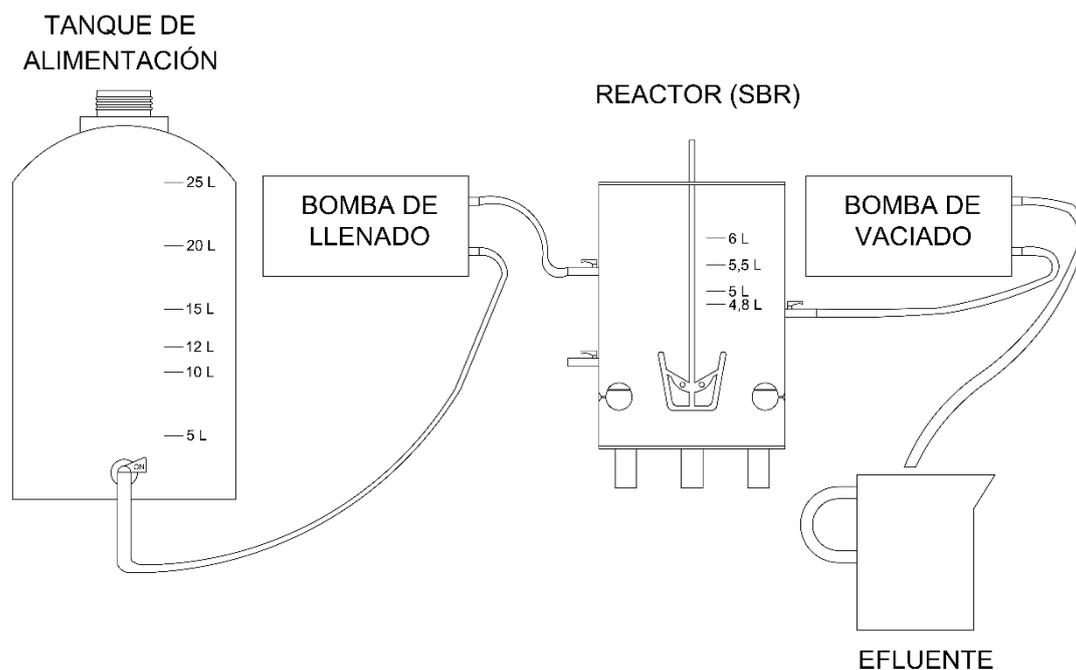


Figura 11. Esquema del montaje de la planta piloto

Además, el trabajo de laboratorio se organiza de manera que se puedan extraer muestras del reactor en determinados momentos en función del ajuste que se realiza de los ciclos de SBR (como se puede ver en la Tabla 6). Es por ello por lo que se debe trabajar de manera metódica. Los estudios realizados, que se se pueden agrupar en 3 apartados:

4.3.1. Medidas al efluente

Son aquellas que centran la parte más significativa del trabajo realizado ya que se trata de la corriente de interés. Haciendo la comparativa con el agua residual industrial, se corresponde con el agua ya tratada de manera que esta debe presentar una calidad óptima según los requisitos establecidos. Por ello, se analizan las siguientes variables:

- a) pH. De manera diaria se procede a analizar este parámetro en el pH-metro de la figura 12. Para ello, se emplea una el efluente sin filtrar que sale del reactor.



Figura 12. Medida de pH con pH-metro

- b) Conductividad. De manera análoga al caso anterior, se efectúa sobre el efluente sin filtrar que sale del reactor, obteniendo la conductividad gracias al conductímetro de la figura 13.



Figura 13. Medida de conductividad con conductímetro

- c) Turbidez. De manera paralela a los 2 precedentes, se debe obtener el grado de turbidez que posee el efluente. Con otra sencilla medida, siempre previa calibración diaria del equipo con los patrones disponibles, se puede obtener el grado de turbidez que tiene el efluente. Esta medida se puede ver en la figura 14.



Figura 14. Medida de turbidez con turbidímetro

- d) DQO. Se trata probablemente de uno de los parámetros más importantes. De hecho, su seguimiento debe ser diario debido a la necesidad de detectar rápidamente variabilidad puesto que mide la efectividad del proceso de fangos activos.

Así, esta medida se lleva a cabo mediante un sencillo kit. Se agita por balanceo la cubeta de reacción para poner en suspensión el sedimento. A continuación, se vierten 3,0 mL de la muestra cuidadosamente mediante pipeta sobre el reactivo en la pared interna de la cubeta de reacción. Se cierra firmemente la cubeta con la tapa y se mezcla vigorosamente el contenido de la cubeta agarrando solamente la tapa roscada puesto que se calienta muy rápidamente. Posteriormente, se calienta la cubeta durante 2 horas a 148°C en el termorreactor previamente calentado. Transcurrido este tiempo, se coloca la cubeta en un soporte para tubos de ensayo para que se enfríe. Al cabo de 10 minutos, se agita por balanceo y se deja reposar al menos durante 30 minutos más (tiempo de enfriamiento mínimo). Una vez realizado este proceso, ya se puede obtener la medida introduciendo la cubeta en el fotómetro. Este proceso se aprecia en la figura 15.

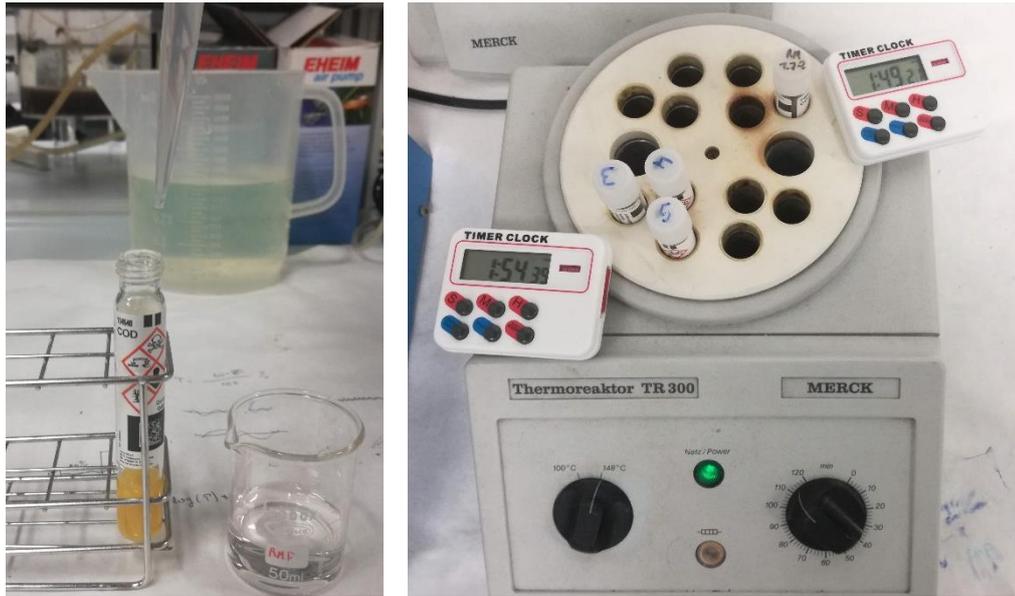


Figura 15. Medida de DQO del efluente

- e) Sulfatos (SO₄²⁻). De manera parecida al caso anterior, se emplea un test que facilita, en mucho menos tiempo, obtener la lectura de sulfatos en el fotómetro. Para ello, se debe pipetear 1,0 mL de la muestra en una cubeta de reacción y mezclar. Posteriormente se añade una microcuchara rasa del reactivo SO₄²⁻-1K y se agita vigorosamente la cubeta firmemente cerrada hasta tener una disolución completa del reactivo. Se permite reposar durante exactamente 2 minutos (tiempo de reacción), momento en el cual se puede medir la muestra en el fotómetro. El mencionado proceso se ve en la figura 16.

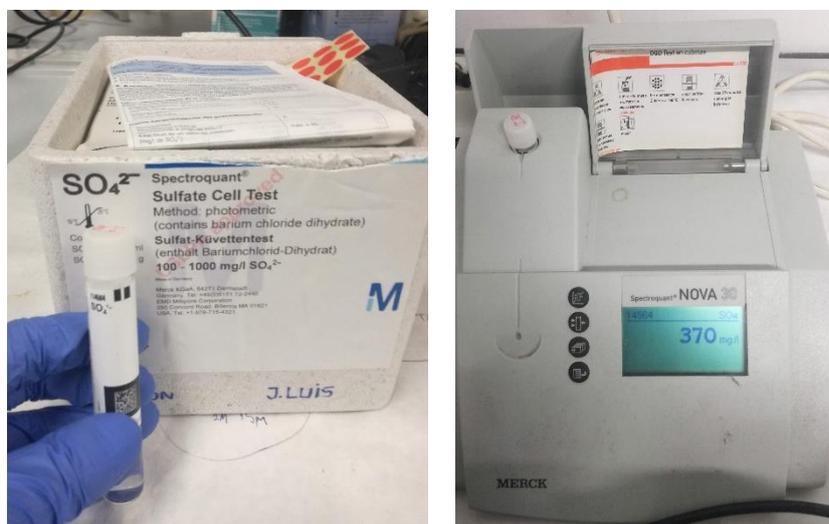


Figura 16. Medida de SO₄²⁻ del efluente

- f) Sulfitos (SO₃²⁻). Las medidas de sulfitos, que son necesarias puesto que son el caso de estudio de gran parte de este proyecto, disponen de un kit para ello, cuya metodología es muy similar a la del test de sulfatos. Sin embargo, este sistema no puede ser leído por el fotómetro del laboratorio. Por ello, se congela de manera semanal una muestra del efluente (figura 17) para finalmente realizar las lecturas en otro fotómetro actualizado.

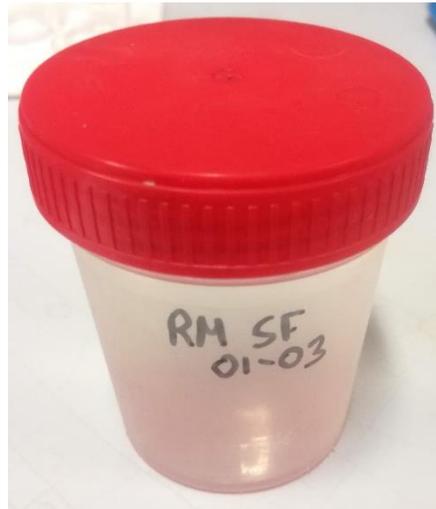


Figura 17. Recogida de efluente para congelar

- g) Nitrógeno total (N_T). De manera semanal se lleva a cabo la lectura del nitrógeno total presente gracias al procedimiento experimental siguiendo las instrucciones de un equipo preparado. Se debe pipetear 1,0 mL de la muestra en una cubeta vacía, a la cual se añaden 9,0 mL de agua destilada. Seguidamente, se mezcla y se añade 1 microcuchara del reactivo N-1K, agitando de nuevo. Después, se añaden 6 gotas del reactivo N-2K, se cierra firmemente la cubeta y se homogeneiza. Además, se debe calentar la cubeta durante 1 hora a 120°C en un termorreactor precalentado. Pasado este tiempo, se deja enfriar a temperatura ambiente durante 10 minutos. En este momento, se debe agitar nuevamente. A continuación, se toma una cubeta de reacción y se pipetea 1,0 mL de la muestra disgregada y enfriada, sin balancear el contenido. En este mismo recipiente se debe pipetear 1,0 mL del reactivo N-3K. Finalmente, se cierra firmemente la cubeta y se mezcla de manera que pasados los 10 minutos de reacción se puede medir la muestra en el fotómetro. El proceso se recoge en la figura 18.

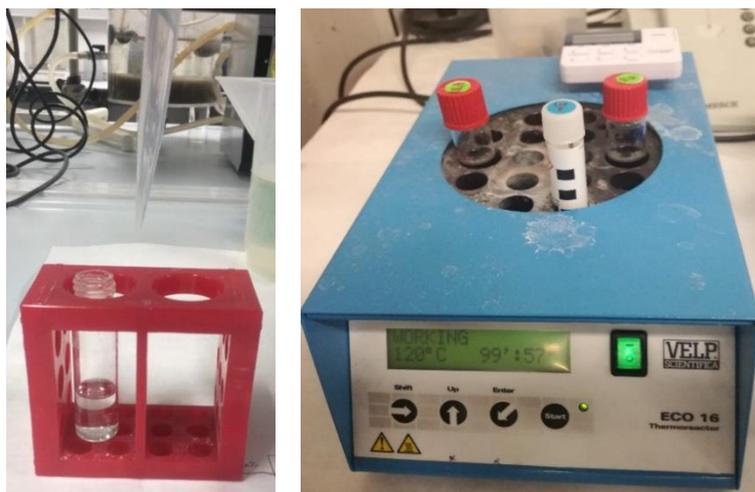


Figura 18. Preparación de la muestra para lectura de N_T

- h) Fósforo total (P_T). Para llevar a cabo la determinación del fósforo, se emplea asimismo un test. Este en concreto es capaz de realizar la lectura de fosfatos o fósforo total en función de la metodología empleada. En el caso de interés, se debe pipetear 1,0 mL de la muestra en una cubeta de reacción a la cual se añade 1 dosis del reactivo P-1K. En este momento, se introduce en el termorreactor a 120°C durante 30 minutos, tal y como se puede ver en la Figura 18, en la parte derecha se aprecia una cubeta de P_T junto con las de N_T. Alcanzado este tiempo, se debe dejar enfriar hasta temperatura ambiente. Seguidamente se mezcla y se añaden 5 gotas del reactivo P-2K y 1 dosis del reactivo P-3K. Se agita nuevamente hasta que se haya disuelto totalmente el reactivo y se deja en reposo durante 5 minutos (tiempo de reacción). Por último, se debe realizar la lectura en el fotómetro. Algunos instantes del proceso quedan recogidos en la figura 19.

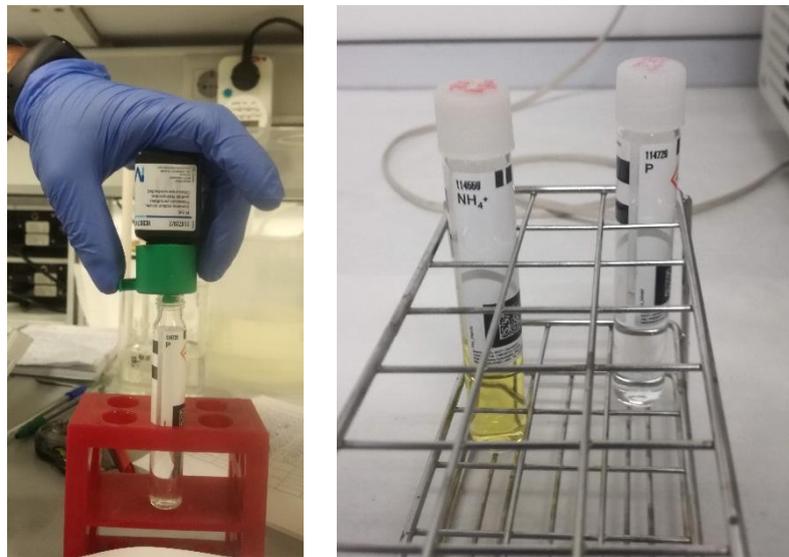


Figura 19. Preparación de la muestra para lectura de P_T

- i) Nitrógeno amoniacal (N-NH₄⁺). La última de las medidas con test se lleva a cabo, como el fósforo y el nitrógeno totales, semanalmente. En este kit, se debe pipetear 0,1 mL de muestra en una cubeta de reacción y mezclar. A continuación, se añade 1 dosis de reactivo NH₄-1K y se agita vigorosamente hasta la disolución completa de reactivo. Se deja en reposo durante 15 minutos (como se puede apreciar en la Figura 19) y se mide la muestra de medición en el fotómetro. En la figura 20 se observa el comienzo de medidas de este test.



Figura 20. Preparación de la muestra para lectura de N-NH₄⁺

- j) Sólidos en suspensión en el efluente (SSef). De manera ocasional, se lleva a cabo la recogida de efluente durante varios ciclos de trabajo. Este hecho se realiza con el fin de determinar la presencia de sólidos en el efluente, que no hayan sedimentado satisfactoriamente, como se observa en la recogida de efluente de la figura 21. En el caso de estudio, estas medidas resultan bajas durante la primera fase del experimento y más elevadas cuando la sedimentación del sistema es peor. La metodología de trabajo es exactamente la misma que para los sólidos en suspensión en el licor de mezcla. Debido a la importancia de estos últimos, se considera más relevante llevar a cabo su desarrollo en los siguientes apartados.

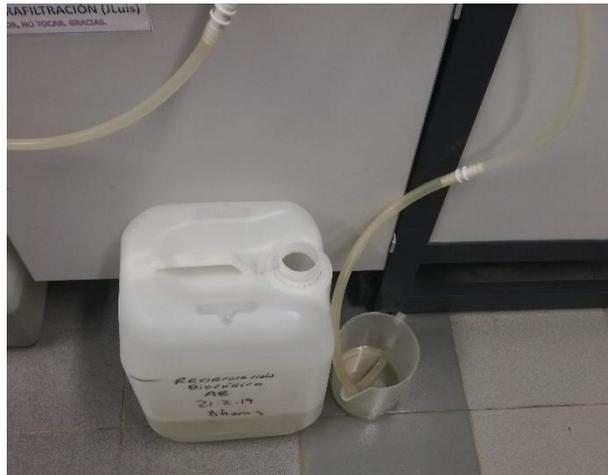


Figura 21. Recogida de efluente para el estudio de sólidos

4.3.2. Medidas al licor de mezcla

- a) Sólidos en suspensión en el licor de mezcla (SSLM). De manera diaria se debe ajustar la concentración de sólidos presentes en el reactor. Los microorganismos crecen en él, de manera que debe ser estudiado su crecimiento para que esta variable se encuentre lo más próxima posible al valor deseado. Para ello, se debe extraer una muestra del reactor cuando se encuentra en agitación (de manera que esta muestra sea representativa). Seguidamente, se debe filtrar a vacío un volumen conocido y homogéneo.

Tras el paso por la estufa a 105°C durante 90 minutos, ya no tendremos agua presente en la muestra de trabajo. Después de unos minutos en el desecador, se puede comparar las masas antes y después de filtrar la muestra y estas se corresponderán a la concentración de sólidos en suspensión presentes en nuestro reactor.

Tal y como se expuso en la ecuación 13, se purga un volumen determinado del reactor con el objetivo de reajustar estos sólidos del reactor. Así, el volumen extraído debe ser reemplazado con el mismo volumen de un líquido con características similares a las del presente en el reactor, pero sin sólidos: el efluente disponible.

De este modo, teóricamente la concentración de sólidos presentes en el licor de mezcla será la deseada. Sin embargo, resulta necesario repetir este mismo proceso tras la purga, para certificar la exactitud de sólidos reales.

El proceso descrito anteriormente puede ser observado en las ilustraciones de figura 22.



Figura 22. Proceso de determinación de los sólidos del licor de mezcla

- b) Sólidos en suspensión volátiles en el licor de mezcla (SSVLM). Resulta de interés, asimismo, llevar a cabo un seguimiento de los sólidos volátiles existentes en el licor de mezcla. Por consiguiente, una vez realizado el estudio de los SS, se lleva a cabo este segundo, partiendo del mismo volumen de referencia que los SSLM. Para ello, se retira el filtro que contiene la muestra seca de sólidos del vidrio de reloj y se coloca en un crisol de porcelana, como se ve en la figura 23. Seguidamente, se llevará a la mufla a 550°C. Por diferencia de masas se obtendrá la concentración de volátiles deseada.



Figura 23. Crisoles preparados para ser llevados a la mufla

- c) OD. Es necesario hacer un seguimiento ocasional del estado del oxígeno en el reactor para asegurar que la biomasa tiene unos valores suficientes para llevar a cabo la respiración. La mayor o menor dosificación de este se lleva a cabo con los aireadores presentes en el recipiente. Se analiza mediante una sonda colocada durante un tiempo representativo que incluya, al menos, un ciclo completo de trabajo. Por lo tanto, se mide un mínimo de 8 horas

en el caso de estudio y en función del OD observado (como se observa en la figura 24), se ajusta la potencia de los aireadores o se procede a su limpieza en profundidad.

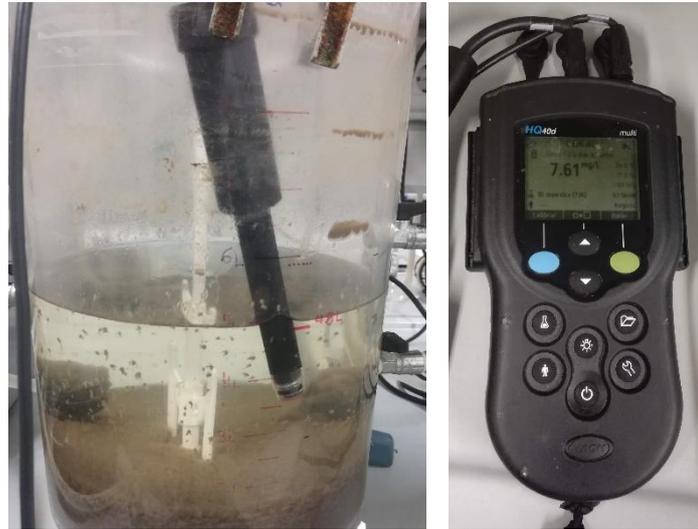


Figura 24. Seguimiento de OD durante el ciclo

- d) V_{30} . Ante la previsión de un progresivo empeoramiento de la sedimentabilidad provocado por la adición en aumento de SO_3^{2-} , resulta de interés medir dicha propiedad. Para ello, se extrae un litro del licor de mezcla después de la purga y se introduce en un cono Imhoff tal y como se realiza en la figura 25. A continuación, se agita con una varilla de vidrio y se cronometran 30 minutos exactos. Transcurrido este tiempo, observa los mL sedimentados. Así, se obtiene una lectura en $\frac{\text{mL sedimentados}}{\text{L total de LM}}$. Una V_{30} mayor implicará una sedimentabilidad peor.

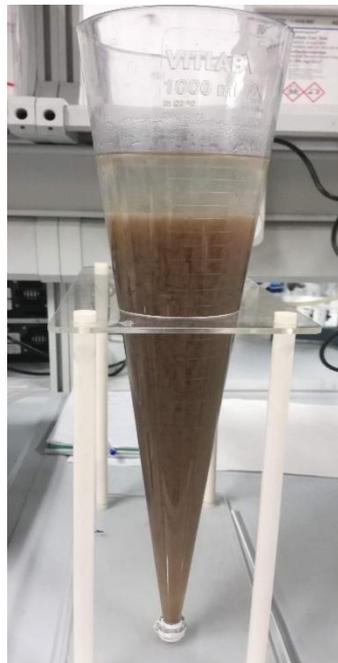


Figura 25. Medida de V_{30} para determinar la sedimentabilidad

4.3.3. Trabajo sobre el alimento

- a) Cambio de alimento. Todos los días de trabajo en el laboratorio debe llevarse a cabo esta operación debido a que el alimento introducido puede sufrir un deterioro que no le permitiría mantener las características iniciales. Por ello se prepara en las condiciones de DQO que se recogen en la tabla 4. En ella se especifica que la DQO será de 1000 ppm. Además, la relación que debe presentar el agua para tener unas características parecidas a las del agua residual industrial deben ser DQO:N:P→100:5:1 aproximadamente. La relación de nitrógeno no es tan estricta y en el caso actual se establece aproximadamente en 100:12:1 para el ARS de trabajo.

Para que esto se cumpla, es necesario añadir una serie de reactivos. En primer lugar, la DQO es aportada por la peptona y el extracto de carne, conociendo por estudios previos que 45 mg de peptona y 45 mg de extracto de carne en un volumen de 1 L implica una DQO de 100 mg/L. En segundo lugar, se añadirá K₂HPO₄ para lograr una concentración de fósforo total de 10 mg/L. Las cantidades necesarias son las que recoge la tabla 8.

Tabla 8. Composición básica del alimento

	Para 12 L (lunes y miércoles)	Para 15 L (viernes)
Peptona	5,4 g	6,75 g
Extracto de carne	5,4 g	6,75 g
K ₂ HPO ₄	0,674g	0,842 g

Además, de manera progresiva, como se ha comentado en alguna ocasión, se añaden sulfitos, en forma de Na₂SO₃. Para las diferentes concentraciones de sulfito empleadas, se necesitarán las cantidades expuestas en la tabla 9.

Tabla 9. Adición de Na₂SO₃ al alimento

	Para 12 L (lunes y miércoles)	Para 15 L (viernes)
10 ppm	0,189 g	0,236 g
20 ppm	0,378 g	0,472 g
30 ppm	0,567 g	0,708 g
50 ppm	0,945 g	1,180 g
100 ppm	1,89 g	2,36 g
200 ppm	3,78 g	4,72 g

Para llevar a cabo dicha preparación, se emplean los reactivos que se han mencionado y que se pueden observar en la figura 26.

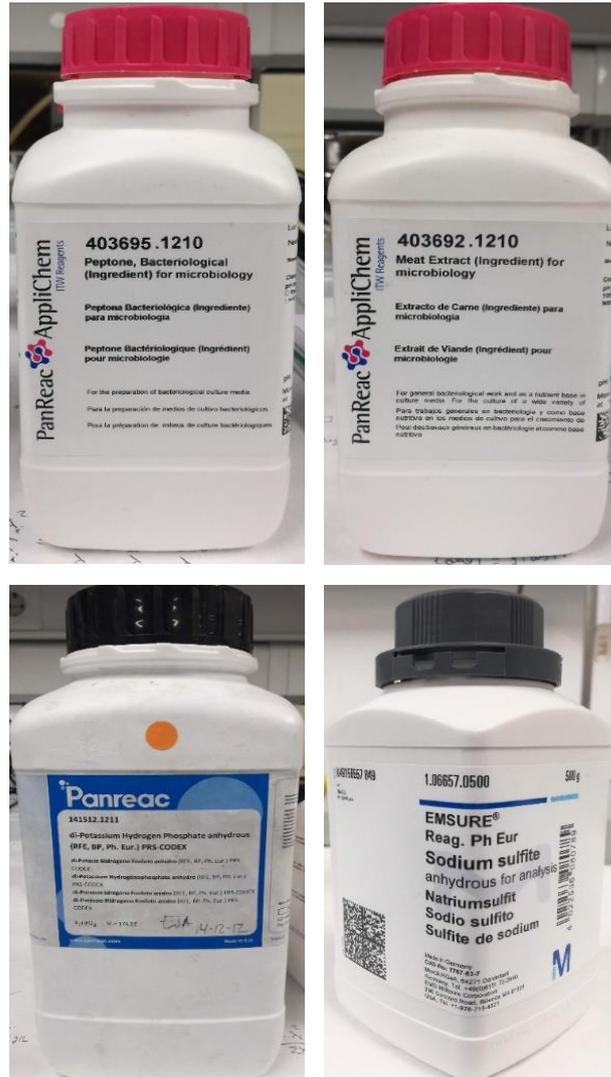


Figura 26. Reactivos empleados para el alimento

Una vez conocidas las cantidades que se emplearán, se explica el proceso llevado a cabo (reflejado en la figura 27). En primer lugar, se pesa en la balanza las cantidades estudiadas de los reactivos sobre un vidrio de reloj. A continuación, se deben disolver en agua en un vaso de precipitados con agitación magnética.



Figura 27. Preparación del alimento

De manera paralela y mientras los compuestos se disuelven, se limpia el tanque de alimentación y los conductos (recogidos en la figura 28) puesto que la elevada DQO del alimento implica gran cantidad de materia orgánica, que se adhiere a las paredes.

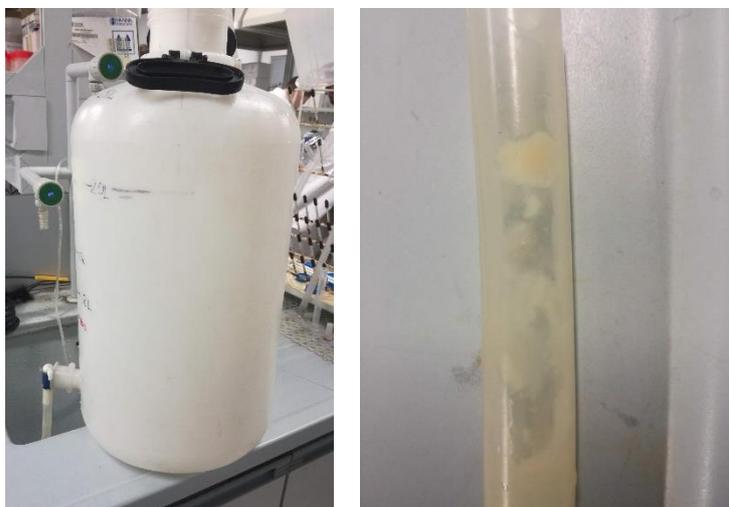


Figura 28. Limpieza del tanque y los conductos

Seguidamente, se introducen los reactivos disueltos en el tanque y se enrasa a la cantidad deseada. Por último, se abren todas las válvulas de nuevo para garantizar el funcionamiento de los siguientes ciclos.

- b) Análisis al alimento. Es cierto que las características del alimento son aquellas que hemos calculado. Sin embargo, es necesario llevar a cabo de manera puntual algunos estudios de la composición de este con efecto de comprobación. Estos estudios hacen referencia a la DQO, N_T, N-NH₄⁺, P_T, SO₄²⁻ y SO₃²⁻, en el rango de valores calculado o propios del agua de red (caso del SO₄²⁻). La metodología es, por lo tanto, la misma que se ha expuesto en el apartado de medidas del efluente.

4.3.4. Protocolos de análisis de proteínas y carbohidratos

A medida que se realizan los experimentos, se considera oportuno analizar la evolución de los SMP a través de la caracterización de las proteínas y carbohidratos. En condiciones habituales, esta tarea se hubiese desarrollado al finalizar los ensayos. Sin embargo, la necesidad de obtener los resultados para decidir el modo de proceder durante el desarrollo de estos supuso que se hiciesen en 3 sesiones durante el tramo final de los ensayos. Para ello, se efectuaron medidas de determinación de los SMP a través del estudio de proteínas y carbohidratos propios del efluente.

- a) Análisis de proteínas: método Micro BCA. Para llevar a cabo esta técnica se cuenta con un Kit Micro BCA, de Applichem. A continuación, se prepara una disolución de "Working Reagent". Para un volumen de 50 mL, se necesitarán 25 mL de Reactivo A, 24 mL de Reactivo B y 1 mL de Reactivo C, del mencionado Kit. Seguidamente, se enumeran eppendorfs de 1,5 mL, empleando 3 repeticiones por cada una de las muestras que se pretendan analizar, así como un blanco (agua destilada). Después, se pipetea 0,5 mL de muestra en cada eppendorf, 0,5 mL de "Working Reagent" y se agitan dichos recipientes con el vórtex durante unos 6 segundos. Cuando se han preparado todos los eppendorfs, se

introducen en un baño 1 h a 60 °C (recogido en la figura 29), previamente calentado. Pasado este tiempo, se enfría en un baño de agua fría durante 5 minutos. Por último, se mide la absorbancia en el espectrofotómetro a 562 nm en un breve periodo de tiempo para evitar degradación que deriva en cambio de color. Para ello, se emplea el programa previamente creado en el espectrofotómetro registrado como 9012. Así, se establece el cero con el blanco preparado y se obtiene la lectura de proteínas de la muestra (Zuriaga-Agustí et al., 2013).

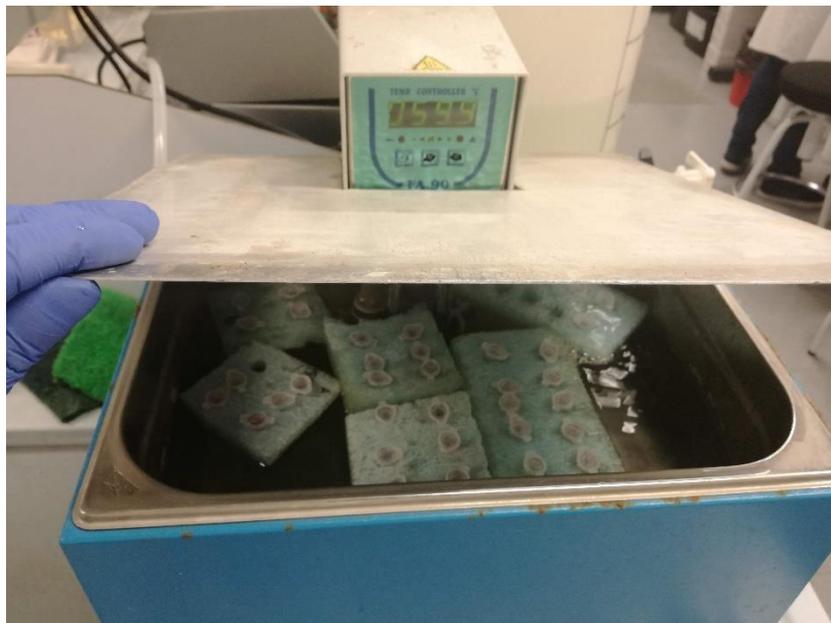


Figura 29. Baño caliente para acondicionamiento de las muestras. Medida de proteínas.

- b) Análisis de carbohidratos: método de Antrona. En primer lugar, se prepara una disolución de antrona 0,2 % en H₂SO₄. Así, se pesan 0,2 g de antrona y se enrasa en un matraz de 100 mL de H₂SO₄ 96 %. Se deja reaccionar durante 2 h en un armario oscuro. Se preparan 3 cubetas de reacción por cada una de las muestras que se pretenden analizar, así como 3 cubetas para el blanco (agua destilada). A continuación, se introduce 1 mL de muestra y 2 mL de la disolución de antrona en ácido sulfúrico en las mencionadas cubetas. Seguidamente, se cierran las cubetas y se agitan en el vórtex durante 10 s. Cuando este paso ha sido realizado, se introducen las cubetas 14 minutos en el baño a 100°C. A posteriori se introducen los kits de reacción en una cubeta con hielo durante 5 minutos, como se ve en la figura 30. Para concluir, se mide la absorbancia a 625 nm empleando el programa anteriormente creado en el espectrofotómetro llamado 9001 RC_ANTRONA_BUENA. Se comienza estableciendo el cero con el blanco de agua destilada para proseguir con cada una de las muestras preparadas, obteniendo la lectura de carbohidratos en la misma (Zuriaga-Agustí et al., 2013; Frølund et al., 1996).



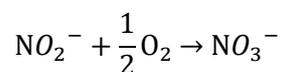
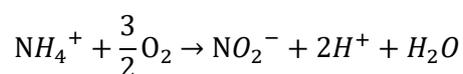
Figura 30. Baño a 100 °C y enfriamiento de las cubetas. Medidas de carbohidratos

4.4. Anomalías surgidas durante el desarrollo de los ensayos

En líneas generales, el trabajo diario en el laboratorio se llevó a cabo sin muchos contratiempos. Las sesiones fueron avanzando con relativa normalidad y no se observaron sobresaltos en el reactor. De hecho, los volúmenes de llenado y vaciado eran bastante precisos dando lugar a tener que realizar muy pocos ajustes manuales. Así, esa parte del proceso estaba automatizada. Sin embargo, se deben destacar 2 situaciones anómalas

4.4.1. Crecimiento inesperado del Nitrógeno Amoniacal

Durante el desarrollo de las experiencias se observa que el N-NH₄⁺ aumentó de manera significativa al principio y preocupante a posteriori. Este hecho se debía a un mal funcionamiento de los aireadores. Se notificó inicialmente con el crecimiento anómalo de este parámetro, pero a los pocos días fue acompañado de un rendimiento de eliminación de DQO inferior al 95-97% de los días precedentes (descendiendo hasta el 83%), así como a un aumento de la turbidez muy destacable y de la conductividad considerable. Si se analiza el motivo de este suceso, la ausencia de O₂ suponía la imposibilidad de llevarse a cabo la Nitrificación:



De este modo, el NH₄⁺ no intervenía en ninguna reacción de manera que aparecía de manera notable en el efluente de salida. Se comprobó este hecho llevando a cabo medidas del Oxígeno Disuelto en ese momento y se observaba que la concentración era prácticamente de 0 mg/L durante todo el ciclo de operación.

Por este motivo, fue necesario llevar a cabo una limpieza exhaustiva de los aireadores. Sin embargo, el problema residía en el mal funcionamiento de los mismos. Por eso, se sustituyeron por otros, dando lugar a la recuperación del sistema al cabo de pocos días.

4.4.2. Mala sedimentación del fango al elevar la concentración de SO₃²⁻

De manera progresiva se fue aumentando la concentración de sulfitos en el alimento, con el objetivo de observar el estado del efluente como consecuencia. Una vez se alcanza la concentración de 200 ppm de SO₃²⁻, el sistema adopta una mala apariencia que se corresponde con turbidez muy elevada y una sedimentabilidad muy baja. El rendimiento de eliminación de DQO disminuye de nuevo, pero siempre se encuentra por encima del 90%.

Ante esta situación, se decide llevar a cabo una recogida del efluente, puesto que este hecho permite analizar la cantidad de sólidos que se pierden a la salida. A pesar de la turbidez presente, los sólidos del efluente no son excesivamente altos, nunca superando los 60 mg/L, pero es interesante destacar la dificultad de la filtración, que se debe probablemente a la precipitación de CaSO₄ en los filtros.

En estos ensayos, se observa la existencia de un flóculo más abierto del que se tenía inicialmente, como se aprecia en la figura 31.



Figura 31. Flóculo abierto durante la sedimentación. Elevada concentración de SO₃²⁻

De hecho, tras observar dichas muestras al microscopio se aprecian algunos elementos característicos. Por un lado, el fango estaba compuesto de algunos flóculos grandes y numerosos flóculos pequeños. Estos últimos son los que generaban la turbidez del sistema. Por otro lado, en los ensayos finales, la sedimentabilidad empeoró considerablemente. La V₃₀ ya no se trataba de un parámetro representativo puesto que gran parte de los sólidos permanecen en suspensión, fácilmente reconocible en la figura 32.

A pesar de lo que se ha comentado, también se observaba al microscopio la presencia de protistas propios de fangos sanos y concretamente los aparecidos corresponden con aquellos cuya edad del fango es elevada. Este hecho es coherente puesto que las purgas de los días donde surgió este problema eran muy bajas o, en algunos casos, nulas, de manera que la edad del fango aumentaba considerablemente. Los análisis del licor de mezcla al microscopio se estudiarán detenidamente en el apartado 5.4.

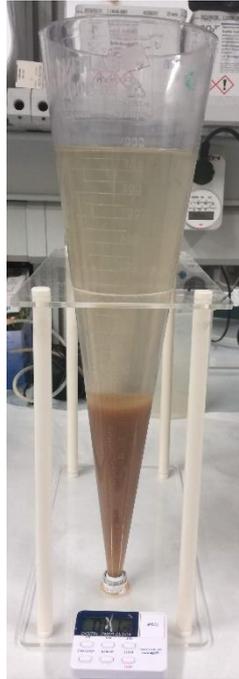


Figura 32. Mala sedimentabilidad. Elevada concentración de SO₃²⁻

Seguidamente, se retiró la concentración de SO₃²⁻. El sistema, sin embargo, no fue capaz de recuperarse y las propiedades se mantuvieron similares, a diferencia de la conductividad que, con un número inferior de sales, evidentemente disminuyó.

5. RESULTADOS EXPERIMENTALES

Los primeros 12 días de operación del SBR se consideran periodo de aclimatación de la biomasa a las condiciones de operación, así como al Agua Residual Simulada. A continuación, se comenzó a añadir sulfitos de manera progresiva. Sin embargo, al comienzo de esta adición tuvo lugar el problema relacionado con la aireación (recogido en el apartado 4.4.1.) que supuso una serie de días anómalos. A pesar de que no interesan estos datos para comprender el funcionamiento del sistema, este estado se prolonga varios días y resulta más conveniente evaluarlos de manera independiente al apartado posterior puesto que no permiten extraer información valiosa relacionada con la respuesta a los sulfitos. Posteriormente, se recuperó el sistema para lograr observar la evolución del mismo con la adición del SO₃²⁻. Por último, se pretende observar durante la semana final si el sistema es capaz de recuperarse por sí mismo cuando se retiran estas sales. De este modo, se ha decidido dividir este experimento en 4 fases: adaptación, problema de aireación, evolución con sulfitos y recuperación del sistema.

Los parámetros analizados en efluente, cuyo procedimiento se expone en el apartado anterior, fueron: pH, conductividad, turbidez, DQO, nitrógeno total (N_T), nitrógeno amoniacal (NH₄⁺-N), fósforo total (P_T), sulfato (SO₄²⁻) y sulfitos (SO₃²⁻). En el licor de mezcla se miden los sólidos en suspensión (SSLM) y los sólidos volátiles suspendidos (SSVLM).

La conductividad y el pH fueron medidos con un EC-Metro GLP 31+ y un pH-Metro GLP 21+, ambos de Crison. En cuanto a la turbidez, se empleó el Turbidimeter D-112, de Dinko. Para medir DQO, N_T, NH₄⁺-N, P_T, SO₄²⁻ y SO₃²⁻ se utilizó el fotómetro Spectroquant NOVA 30 y kits de reactivos, ambos de Merck. Los SSLM y SSVLM fueron obtenidos siguiendo las directrices de (APHA, 2005).

a) Fase 1. Periodo de aclimatación. 11 de febrero a 20 de febrero:

En este periodo, se logra que el sistema se adapte a las condiciones de operación, siendo aproximadamente constante la concentración de materia orgánica a la salida. Lo mismo sucede con el licor de mezcla, en el cual se alcanzan valores aproximadamente constantes en cuanto a crecimiento de la biomasa. La concentración de sulfitos suministrados al alimento es nula.

b) Fase 2. Problema de aireación. 22 de febrero a 6 de marzo:

En esta fase, se aprecian los problemas acontecidos con el sistema de aireación. La eliminación de materia orgánica se reduce (llegando a bajar al 83,40% de eliminación), pero se observa fundamentalmente el incremento anómalo del nitrógeno amoniacal (con un máximo de 73,5 mg/L). Al hilo de estas medidas, observando elevada turbidez, se comienzan a realizar medidas de productos solubles microbianos (SMP) para determinar el estrés de la biomasa.

Durante este periodo, la concentración de sulfitos pasa progresivamente desde los 0 mg/L que se tenían inicialmente hasta 20 mg/L.

c) Fase 3. Adición progresiva de sulfitos. 8 de marzo a 10 de abril:

Las medidas se realizan rutinariamente evaluando todos los parámetros. Se observan cambios evidentes, como un aumento de la conductividad asociado a un aumento de sales. Además, se observa que la concentración de sulfitos a la salida es casi nula e indetectable por el kit

empleado. Además, estos sulfitos se oxidan y quedan reflejados en un aumento de sulfatos proporcional a los sulfitos aparecidos en el alimento, situación expuesta en la figura 33.

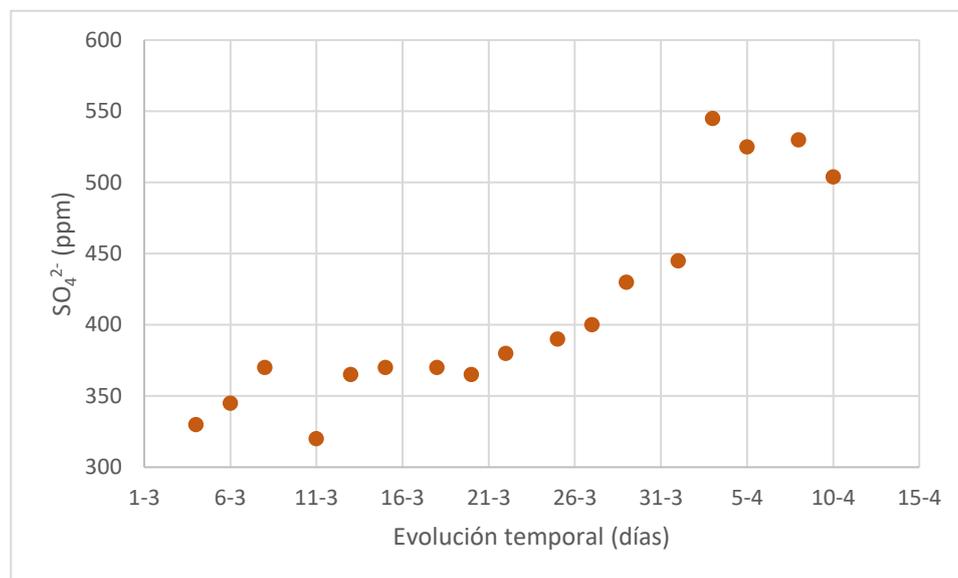


Figura 33. Evolución de la concentración de sulfatos con adición progresiva de sulfitos

Por otro lado, la turbidez del efluente permanece prácticamente constante a niveles muy bajos. Sin embargo, el día 5 de abril aumenta drásticamente (provocada por presencia de microflóculos no sedimentables) que alcanza su máximo el día 10 de abril en 6,9 NTU. De manera simultánea, la sedimentabilidad (reflejada en la V₃₀, y cuyo seguimiento se presenta en la figura 34) empeora debido a que los sólidos presentes en el licor de mezcla no son capaces de sedimentar en la fase del ciclo de SBR indicado para ello.

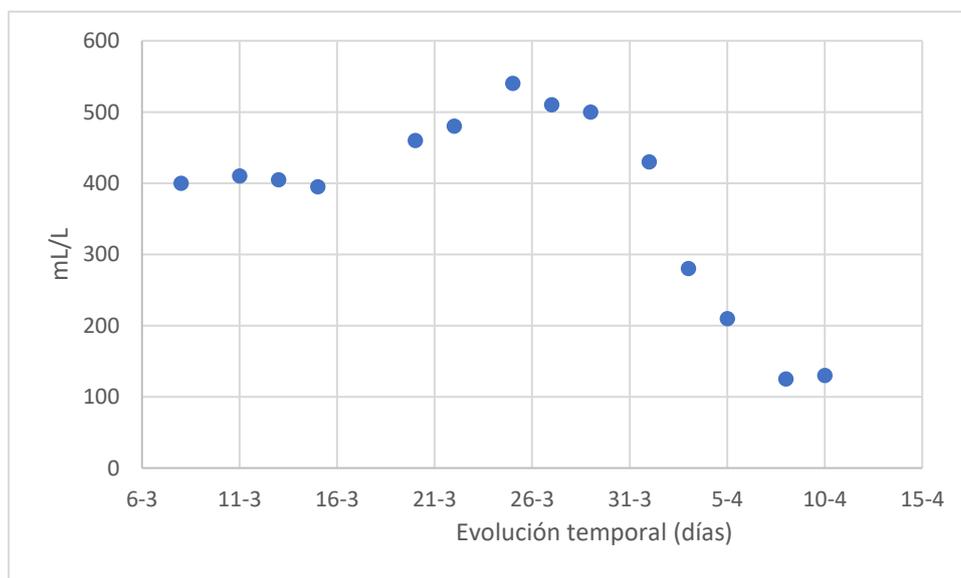


Figura 34. Evolución de la V₃₀ con adición progresiva de sulfitos

Por último, resulta fundamental añadir que, en el tramo final de esta fase, la producción de fangos es muy baja, llegando incluso a reducirse entre medidas consecutivas. Esto se debe al bajo crecimiento de los mismos, así como a la lisis celular de algunos microorganismos en esta etapa. El rendimiento de eliminación de DQO disminuye ligeramente los últimos días de la fase.

d) Fase 4. Recuperación del sistema. 12 de abril a 17 de abril:

En esta fase final, se pretende analizar si el sistema es capaz de recuperarse por sí mismo. Por este motivo, se retira la adición de sulfitos. Se observan determinados cambios en el sistema. Por ejemplo, la desaparición de sales supone una reducción de los sulfatos en el efluente, así como una bajada de la conductividad hasta valores previos a su presencia. Sin embargo, otros parámetros no se ven afectados. La turbidez permanece casi constante, debido a la presencia de los fangos no sedimentables ya mencionados. De este modo, estos lodos no son capaces de asentarse como cabía esperar de manera que la sedimentabilidad es deficiente.

De este modo, se puede concluir que el sistema no ha sido capaz de recuperarse ya que la leve bajada en el rendimiento de eliminación de DQO no es capaz de recuperar los valores previamente registrados.

5.1. Recopilación de resultados de la caracterización del efluente

A continuación, se recogen los valores obtenidos para cada una de las fases. Queda por lo tanto evidenciado la importancia de diferenciar los comportamientos debido a la presencia de diferentes respuestas, recogidas en la tabla 10. Los valores recogidos en la tabla son valores medio, mostrando también su desviación estándar.

Tabla 10. Resultados experimentales obtenidos en el efluente

	Fase 1	Fase 2	Fase 3	Fase 4
pH	7,5 ± 0,2	7,7 ± 0,3	7,3 ± 0,2	7,3 ± 0,1
Conductividad (µS·cm ⁻¹)	1185 ± 68	1485 ± 338	1164 ± 232	1155 ± 82
Turbidez (NTU)	0,044 ± 0,020	0,443 ± 0,921	0,922 ± 2,098	4,693 ± 1,049
DQO (mg·L ⁻¹)	32.2 ± 9.2	54.5 ± 54.7	52.1 ± 16,8	74,0 ± 12,0
Eficiencia de reducción de DQO (%)	96,78 ± 0,92	94,55 ± 5,47	94,79 ± 1,68	92,60 ± 1,20
N _T (mg·L ⁻¹)	26,0	74,0 ± 19,8	38,2 ± 9,6	42,5 ± 12,0
NH ₄ ⁺ -N (mg·L ⁻¹)	0,0	54,6 ± 24,4	0,0 ± 0,0	2,9 ± 5,0
P _T (mg·L ⁻¹)	6,4	6,8 ± 0,6	8,5 ± 3,3	9,8 ± 0,4
SO ₄ ²⁻ (mg·L ⁻¹)	300,0	319,2 ± 20,6	420,6 ± 72,2	320,7 ± 28,9
SO ₃ ²⁻ (mg·L ⁻¹)	0,3	0,4 ± 0,1	0,7 ± 0,6	0,3 ± 0,0

Se describen brevemente los resultados observados. La conductividad y turbidez registradas están asociadas a la presencia de sales y problemas de sedimentación comentados anteriormente, respectivamente. El rendimiento de eliminación de DQO empeora levemente en la fase 2, donde se registra un pico por debajo del 85%, en los instantes finales de la fase 3 (con altas concentraciones de sulfitos) y en la fase 4. El pH, por su parte, permanece prácticamente inalterado durante toda la experiencia, siempre situado en torno a 7,5. Otro parámetro que permanece estable aproximadamente es el fósforo total a la salida. Este varía muy poco ya que el sistema es capaz de consumir casi todo el fósforo introducido. Conviene mencionar también que la concentración de sulfitos a la salida perdura prácticamente inalterada y nula durante toda la experiencia. Este suceso se debe a que independientemente de los sulfitos del ARS, estos se oxidan a sulfatos, siendo estos últimos los que sufren variación, como se explica en las conclusiones experimentales.

5.2. Recopilación de resultados de la caracterización del licor de mezcla

Se pueden observar los resultados característicos del licor de mezcla tras la experiencia completa dividiendo los mismos en las 4 fases anteriormente mencionadas en la tabla 11.

Tabla 11. Resultados experimentales obtenidos en el licor de mezcla

	Fase 1	Fase 2	Fase 3	Fase 4
SSLM (mg·L⁻¹)	3088 ± 78	3128 ± 86	3029 ± 99	3004 ± 110
SSVLM (mg·L⁻¹)	2600	2712 ± 221	2774 ± 189	2668
SSVLM/SSLM (%)	86,96	88,76 ± 4,55	93,64 ± 5,41	91,18
Producción de fangos (g·día⁻¹)	0,81 ± 0,41	0,61 ± 0,26	0,58 ± 0,19	0,40 ± 0,25
Edad del fango (día)	30,57 ± 13,69	37,65 ± 14,79	37,54 ± 13,71	58,06 ± 35,71
V₃₀ (mL·L⁻¹)	325,00	356,67 ± 71,18	376,79 ± 137,07	102,00 ± 11,31
Índice volumétrico de fangos (mg·L⁻¹)	103,44	113,89 ± 21,44	120,43 ± 44,91	34,05 ± 5,02

En esta tabla se observa rápidamente diversos valores interesantes. En primer lugar, la proporción de SSVLM/SSLM ronda siempre unos valores similares entorno a un 90%. Sin embargo, a medida que avanza la Fase 3, se observa que esta proporción aumenta hasta valores próximos a la unidad (hasta el 99% el día 5 de abril). Por otro lado, se aprecia que la producción de fangos disminuye de manera progresiva. En el tramo final de la Fase 3 y la Fase 4 la producción de fangos era tan baja que suponía purgas muy bajas (llegando a ser nulas algunos días). Este hecho va íntimamente relacionado con la edad del fango, que alcanza valores muy elevados debido a que el tiempo de residencia de los lodos en el reactor aumenta.

En esta misma tabla, se observa que la sedimentabilidad permanece aproximadamente constante, salvo en los mismos tramos recientemente señalados. En esta sección, la V₃₀ empeora notablemente como se comentaba en el apartado 4.4.2. Además, esto conlleva que el IVL aparezca siempre dentro del rango apropiado, salvo en el último tramo del experimento donde había problemas de sedimentabilidad, ya que $IVL \leq 50 \frac{mL \text{ fango}}{g \text{ SSLM}}$, según indicaba (CITDA, Universidad de Salamanca).

5.3. Evolución de la concentración de SMP durante toda la experiencia

Se recogen los resultados de los SMP presentes en las muestras desde el 22 de febrero, momento en el que se comienzan a añadir los sulfitos al sistema.

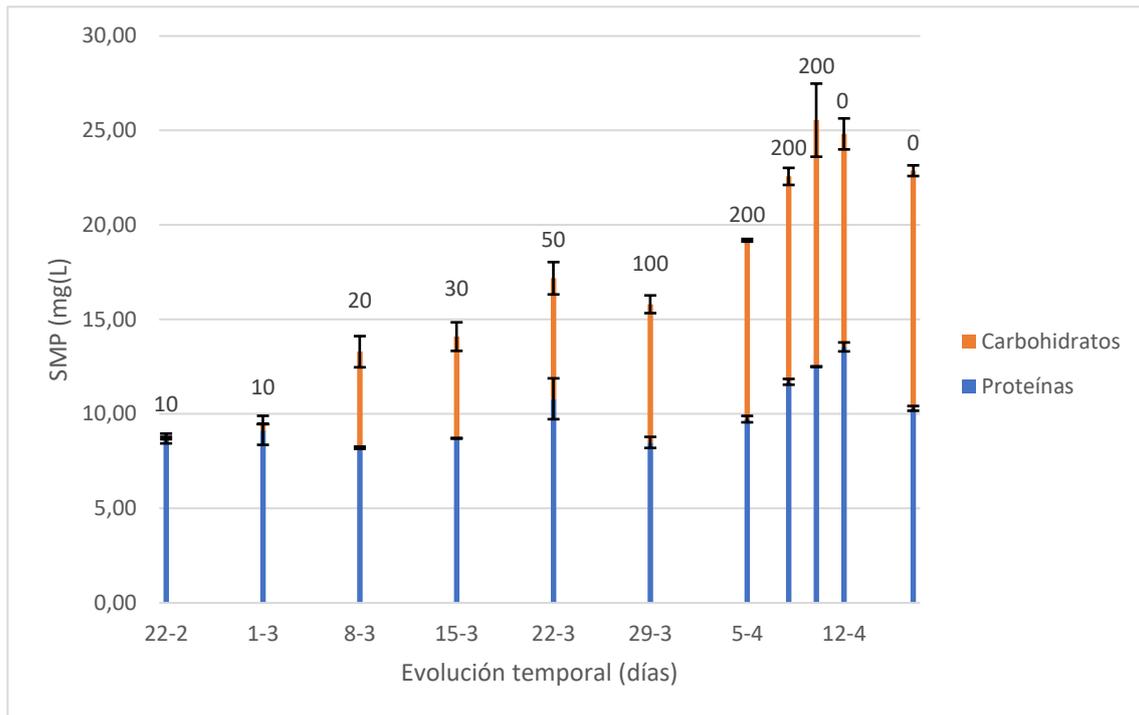


Figura 35. Evolución de la concentración de los SMP en el efluente

En la figura 35 se observa el modo de evolucionar de los compuestos liberados correspondientes al metabolismo del sustrato. A medida que se aumenta la concentración de sulfitos en el alimento, se libera progresivamente una mayor cantidad de SMP totales. En el propio gráfico se añade la etiqueta de la concentración de sulfitos presentes en la muestra en cada una de las medidas. Esto es propio de fangos que desprenden determinadas partes de su célula al encontrarse en un entorno hostil. Finalmente, cuando se retiran los sulfitos del alimento disminuye ligeramente la cantidad de SMP. Sin embargo, al igual que otros parámetros previamente comentados que no eran capaces de retomar valores originales, no observándose todavía esa tendencia de recuperación. Esto puede significar que el sistema ya habría llegado al límite que admitía y no es capaz de reponerse.

5.4. Imágenes del licor de mezcla al microscopio

Durante las experiencias se realizaron análisis del fango al microscopio para observar la evolución de la estructura y composición del mismo. En primer lugar, se podía destacar la presencia de un fango con estructura abierta, sin densidad ni diversidad protista. Además, tal y como se refleja en las imágenes de la figura 36, existía un espacio interflocular libre de crecimiento de bacterias. Este suceso ocurre cuando la concentración de sulfitos en el agua residual simulada era de 100 mg/L. El aspecto del fango en el licor de mezcla era similar al que se presenta en este apartado desde el comienzo de las experiencias hasta la concentración de sulfitos mencionada.

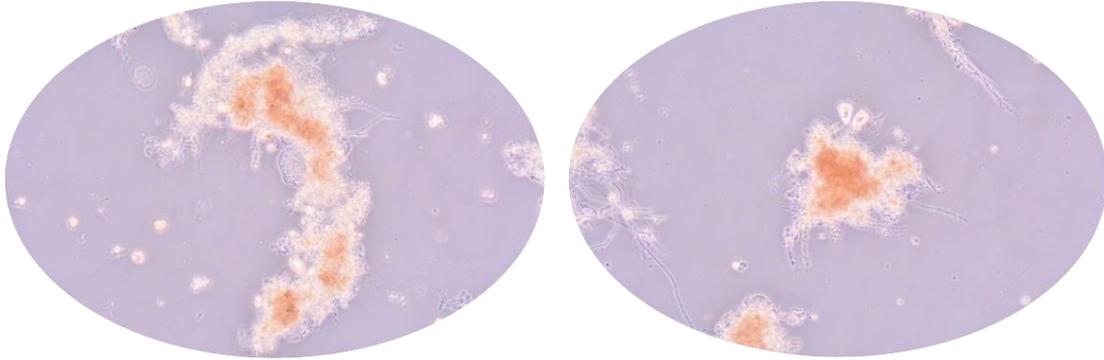


Figura 36. Licor de mezcla al microscopio. Gran espacio interflocular libre inicial. 100 ppm de SO_3^{2-}

A medida que se adiciona mayor concentración de las sales estudiadas y conforme avanzan los muestreos el licor del fango evoluciona hacia una estructura más compacta y madura del flóculo. De hecho, en la figura 37 destaca la presencia de las especies protistas *Opercularia articulata* y *Rotaria sp.* que son características de tratamientos de agua con edades del fango elevadas, como era nuestro caso, ya que las purgas en este momento se vieron reducidas cuando se alcanzó la concentración de 200 mg/L debido al bajo crecimiento del fango.

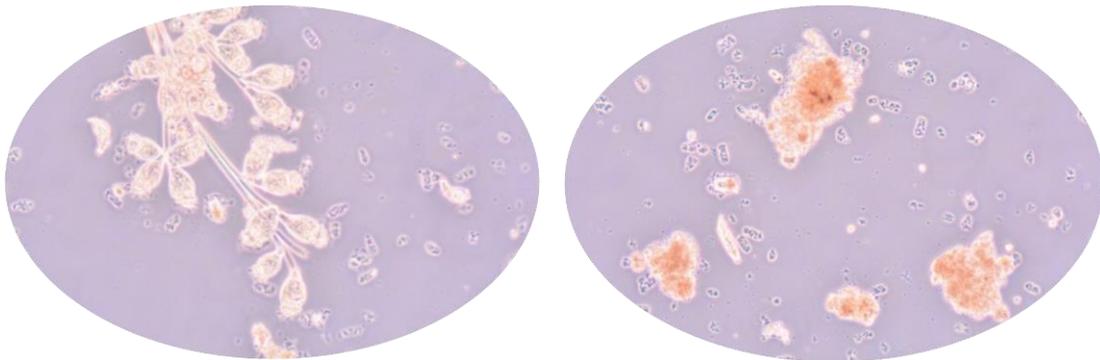


Figura 37. Licor de mezcla al microscopio. Presencia de especies protistas. 200 ppm de SO_3^{4-}

Por último, tras retirar las sales del agua residual simulada el sistema no se recupera. De hecho, en la figura 38 se aprecia el crecimiento de pequeñas agrupaciones bacterianas en el espacio interflocular. Estas son las que aportan la turbidez característica de los últimos ensayos, así como de la pérdida de sedimentabilidad, tanto cuando el sistema tenía 200 mg/L de sulfitos como al retirar la adición de estos.

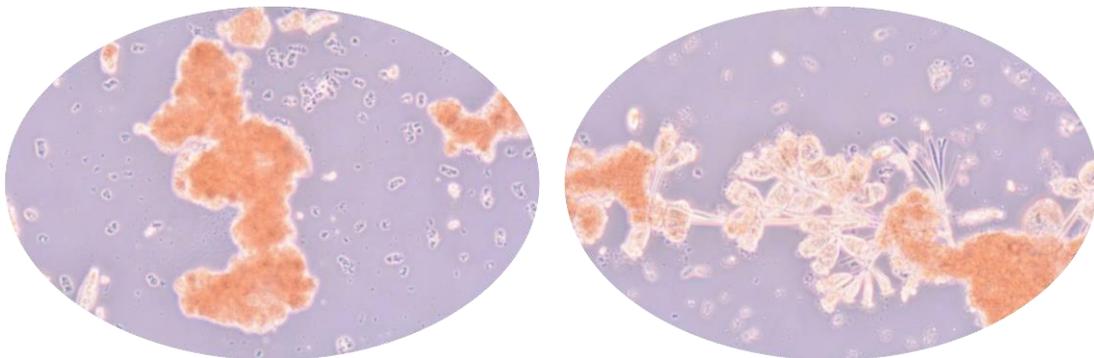
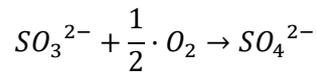


Figura 38. Licor de mezcla al microscopio. Bacterias que provocan turbidez y falta de sedimentabilidad

6. CONCLUSIONES EXPERIMENTALES

Una vez finalizados la exposición y breve análisis de los resultados obtenidos, resulta coherente plantear algunas de las conclusiones que se han alcanzado en el proyecto.

En primer lugar, todos los sulfitos incorporados al alimento se oxidan a sulfatos dentro del SBR. Esto es fácilmente comprobable ya que las muestras de efluente a la salida tienen concentraciones prácticamente nulas, mientras que la concentración de sulfatos en el efluente aumenta de manera proporcional a la concentración de sulfitos suministrada inicialmente. La oxidación química es la siguiente:



De este modo, se han descartado, en principio, las otras 2 teorías que fueron planteadas durante el desarrollo de la experiencia. La primera de ellas consistía en que a partir de una concentración límite, que según la respirometría se situaba próxima a los 400 ppm muchas células mueren dejando debris (restos de células) en el reactor. Las células vivas lo aprovecharían como alimento y continuarían con su crecimiento. Esta teoría no ha sido completamente seguida debido a que análisis realizados en este estudio daban niveles de estrés celular inferiores al 10%, incluso cuando la lisis celular era muy alta.

Otra de las alternativas consistía en que las bacterias sulfitooxidantes consumían el SO₃²⁻ llevando a cabo un crecimiento considerable. A continuación, las sulfatoreductoras llevarían a cabo su crecimiento y transformarían el SO₄²⁻ en S²⁻. Llegado este punto las sulfuroxidantes se pondrían en funcionamiento para dar de nuevo SO₄²⁻. Así, progresaría el ciclo del azufre de manera continua. Sin embargo, esta teoría queda desechada al observar que los sulfitos a la salida eran prácticamente nulos y los sulfatos detectados se corresponden únicamente a los sulfitos oxidados. Este hecho refuerza la primera alternativa planteada.

En segundo lugar, el hecho de aumentar la concentración de sulfitos de manera progresiva, en lugar de someter al sistema a grandes concentraciones de manera directa, es beneficioso para el mismo. Esta circunstancia queda plasmada en la presencia de protistas en el fango del experimento. Por el contrario, en experiencias llevadas a cabo de manera paralela se observa que una adición brusca de estas sales supone que los protistas, indicadores de la buena salud de la muestra, no están presentes.

En tercer lugar, enlazando con el razonamiento previo, los sulfitos no parecen tener el carácter inhibitorio en los fangos que se preveía. A pesar de empeorar determinados parámetros como la turbidez o sedimentabilidad fundamentalmente, otros registros determinantes tales como el rendimiento de eliminación de la DQO no decrecen drásticamente. Si se consigue resolver el problema de la sedimentabilidad, el proceso seguiría funcionando con éxito. Por eso se propone añadir en el diseño el uso de un flotador en lugar de un sedimentador para separar la biomasa del agua depurada. Esto tiene una implicación directa: se debe sustituir el proceso simulado del SBR por un proceso continuo compuesto por reactor biológico junto con un flotador, siendo extrapolables los parámetros característicos del SBR con el que se ha trabajado.

La mala sedimentabilidad supone que uno de los parámetros de estudio, el índice volumétrico de fangos dé unos resultados fuera del rango que garantiza una salud adecuada del fango. Según (CITDA, Universidad de Salamanca), la decantabilidad de la muestra es adecuada cuando el

parámetro proporciona unos valores de $50 \frac{mL}{g} \leq IVL \leq 200 \frac{mL}{g}$. Desde el 8 de abril hasta el final del experimento este parámetro se encontraba por debajo del límite inferior. Este es uno de los motivos que supuso finalizar la dosificación de los sulfitos, puesto que no se garantizaba una biomasa adecuada para degradar la materia orgánica.

En definitiva, se ha logrado analizar las variables que resultan afectadas en la existencia de sulfitos en las aguas residuales, de manera que se puede predecir el comportamiento final que aparezca a gran escala. Además, queda determinada la evolución de los sulfitos en el reactor ya que se ha demostrado su oxidación definitiva a sulfatos

7. DISEÑO DE LA INSTALACIÓN

En este apartado se llevará a cabo un cálculo y dimensionamiento de los elementos presentes en el proceso, los cuales se pueden observar en el diagrama de flujo (plano número 1). De acuerdo con el mismo, habrá 4 elementos sobre los cuales realizar cálculos: tamiz, tanque de homogeneización, reactor biológico y flotador.

En primer lugar, se presenta $Q_{tratar} = 60 \frac{m^3}{día}$, durante 5 días a la semana.

7.1. Pretratamiento: tamiz

Se selecciona un tamiz del catálogo de la empresa Urso. Tenemos un $Q_{tratar} = 2.5 \frac{m^3}{h}$. Por ello, se selecciona el modelo 2425 con luz de malla de 0.15mm puesto que permite un $Q_{máximo} = 4 \frac{m^3}{h}$. Sus características se recogen en la tabla 12 facilitada por el fabricante. De este modo, tendremos un pequeño caudal que logrará eliminar partículas considerablemente pequeñas.

Tabla 12. Características técnicas del tamiz rotativo modelo 2425 de Urso

Diámetro del cilindro (mm)	Longitud del cilindro (mm)	Potencia del motor (kW)	Peso en vacío (kg)	Ancho total (mm)	Fondo total (mm)	Altura total (mm)
240	250	0,18	65	470	600	480

7.2. Tanque de homogeneización

7.2.1. Dimensiones del tanque

De nuevo, se exponen aquellos parámetros que necesitamos. Para comenzar, la planta funciona 5 días por semana, mientras que el tratamiento biológico trabaja en continuo, es decir, 7 días por semana, de este modo, podemos conocer el caudal que entra al reactor biológico siguiendo la ecuación 14.

$$Q_{biológico} = Q_{tratar} \cdot \frac{5 \text{ días/semana}}{7 \text{ días/semana}} = 42,857 \frac{m^3}{día} \quad (Ec. 14)$$

Con esto, podremos obtener el volumen del tanque de homogeneización con la ecuación 15.

$$V_{tanque} = 5 \text{ días/semana} \cdot (Q_{tratar} - Q_{biológico}) = 85,714 m^3 \quad (Ec. 15)$$

Se dimensiona la altura del tanque en 8,6m, con lo que a través de la ecuación 16 se puede obtener el diámetro de este.

$$\Phi_{tanque} = \sqrt{\frac{V_{tanque}}{\pi \cdot h_{tanque}}} = 3,562 m \quad (Ec. 16)$$

Se fija de este modo el diámetro en $\Phi_{tanque} = 3,66 m$. Por eso el volumen recalculado, el cual tendrá un 5% de margen respecto al mínimo sería de $V_{tanque} = 90,48 m^3$.

El tanque de homogeneización seleccionado será el cilindro vertical de 90.000 L fabricado por Industrias Fimet. Este tanque está hecho de plástico reforzado con fibra de vidrio (PRFV) y sus características quedan recogidas en la tabla 13.

Tabla 13. Características del tanque de homogeneización seleccionado

Volumen (L)	Diámetro (m)	Altura del cilindro (m)	Altura del cabezal (m)	Peso en vacío (kg)
90.000	3,66	8,60	0,50	2,203

7.2.2. Agitación del tanque de homogeneización

Es conveniente que el tanque de homogeneización esté agitado con el objetivo de evitar la sedimentación de sustancias y que las características del caudal de salida sean las mismas que las del que entró al mismo. Por este motivo, se considera oportuno la instalación de un agitador en la pared del tanque.

Se selecciona el modelo MINIPROP TR16 de la casa EMU. Este equipo se caracteriza por disponer de una velocidad angular de la hélice de 1336 rpm que garantizan la mezcla completa del agua tratada, así como de tener una potencia nominal de 0,5 kW a una frecuencia de trabajo de 50Hz.

7.3. Reactor biológico

Primeramente, se presentan los datos que se emplean para el diseño, recogidos en la tabla 14:

- Se especifican los valores experimentales del agua residual de entrada.
- Se exponen las características del efluente correspondientes a la Fase 3 definida en el apartado 5 (Resultados experimentales), pero se concreta con aquellos que aparecen únicamente cuando la concentración de sulfitos en el alimento es de 200ppm, es decir, la concentración máxima a la que se trabaja, pues son más específicos del problema que se pretende dimensionar.
- Se plasman las características del licor de mezcla que se pretenden extrapolar.

Tabla 14. Parámetros característicos empleados para el diseño del reactor biológico

Características del agua residual	Características del efluente	Características del licor de mezcla
$DQO_{entrada} = 964,5 \frac{mg}{L}$	$DQO_{salida} = 67,3 \frac{mg}{L}$	$SSLM = 3041 \frac{mg}{L}$
$N_{Tentrada} = 121,3 \frac{mg}{L}$	$N_{Tsalida} = 31 \frac{mg}{L}$	$SSVLM = 2944 \frac{mg}{L}$
$N - NH_4^+_{entrada} = 7,9 \frac{mg}{L}$	$N - NH_4^+_{salida} = 0 \frac{mg}{L}$	$C_M = 0,2 \frac{kg DQO}{kg SSLM \cdot L}$
$P_{Tentrada} = 14,6 \frac{mg}{L}$	$P_{Tsalida} = 9,5 \frac{mg}{L}$	$Prod_{fangos} = 0,65 \frac{g SSLM}{día}$
$SO_4^{2-}_{entrada} = 309,8 \frac{mg}{L}$	$SO_4^{2-}_{salida} = 526 \frac{mg}{L}$	
$SO_3^{2-}_{entrada} = 200 \frac{mg}{L}$	$SO_3^{2-}_{salida} = 0,3 \frac{mg}{L}$	

Para llevar a cabo los cálculos, debemos emplear los valores correspondientes de DBO₅. Para ello, según el (CITDA, Universidad de Salamanca) se puede emplear la relación de $\frac{DQO_{total}}{DBO_5} = 2,08 = Ratio_{DQO_DBO_5}$. Este valor se puede emplear debido a que se trata de un agua residual

proveniente de la industria agroalimentaria. De este modo, como se recoge en las ecuaciones 17 y 18, se obtienen los valores de DBO₅ tanto a la entrada como a la salida.

$$DBO_{5\text{entrada}} = \frac{DQO_{\text{entrada}}}{\text{Ratio}_{DQO_DBO5}} = 463,702 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \quad (\text{Ec. 17})$$

$$DBO_{5\text{salida}} = \frac{DQO_{\text{salida}}}{\text{Ratio}_{DQO_DBO5}} = 23,356 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \quad (\text{Ec. 18})$$

Así, fácilmente se obtiene el rendimiento de eliminación.

$$\eta = \left(1 - \frac{DBO_{5\text{salida}}}{DBO_{5\text{entrada}}}\right) = 93,022\% \quad (\text{Ec. 19})$$

7.3.1. Carga másica, carga volúmica y dimensiones del reactor

A continuación, se calculará la carga diaria eliminada de manera experimental según la ecuación 20.

$$\begin{aligned} C_{d_exp} &= Q_{exp} \cdot (DBO_{5\text{entrada}} - DBO_{5\text{salida}}) \\ &= 3.6 \frac{\text{L}}{\text{día}} \cdot \left(463,702 \frac{\text{mg}}{\text{L}} - 23,356 \frac{\text{mg}}{\text{L}}\right) = 1,553 \frac{\text{g DBO}_5}{\text{día}} \end{aligned} \quad (\text{Ec. 20})$$

También se define la carga másica en función de la nueva base de DBO₅ empleando la ecuación 21, puesto que será la que nos permita realizar cálculos de dimensionamiento.

$$C_M = \frac{0,2 \frac{\text{kg DQO}}{\text{kg SSLM} \cdot \text{L}}}{\text{Ratio}_{DQO_DBO5}} = 0,096 \frac{\text{kg DBO}_5}{\text{kg SSLM} \cdot \text{día}} \quad (\text{Ec. 21})$$

El volumen del reactor biológico se obtiene con la ecuación 22. Se fija un volumen ligeramente superior, 70 m³, por si hubiese pequeñas puntas de caudal.

$$V = \frac{DBO_{5\text{entrada}} \cdot Q_{\text{biológico}}}{SSLM \cdot C_M} = 67,964 \text{ m}^3 \rightarrow V = 70 \text{ m}^3 \quad (\text{Ec. 22})$$

El reactor biológico estará dividido en dos zonas, una zona anóxica y una zona aerobia. Los valores habituales sitúan el volumen de anóxica entre 20 y 40%. El caso de estudio se caracteriza por tener una nitrificación rápida, de manera que se fija el volumen del reactor anóxica como el 25% del total. De este modo tenemos que $V_{\text{anóxica}} = 0,25 \cdot V = 17,5 \text{ m}^3$, mientras que el $V_{\text{aerobia}} = 0,75 \cdot V = 52,5 \text{ m}^3$.

Por otro lado, se fijan la longitud, $L_{\text{reactor}} = 7 \text{ m}$ y la altura del mismo, $h_{\text{reactor}} = 4 \text{ m}$. Esta altura se fija para que los eyectores, que se desarrollarán posteriormente, funcionen adecuadamente. De este modo se obtiene una anchura del reactor de $Ancho_{\text{reactor}} = 2,5 \text{ m}$, que se incrementará ligeramente hasta $Ancho_{\text{reactor}} = 2,7 \text{ m}$ para aumentar el margen de seguridad más de un 10% respecto al valor calculado inicialmente a pesar de que en régimen normal no trabajará a esa carga.

Al aumentar el volumen del reactor hasta 70 m³, la carga másica queda de igual modo modificada. Si se aplica de nuevo la ecuación 26, se deduce que la $C_M = 0,093 \frac{\text{kg DBO}_5}{\text{kg SSLM} \cdot \text{día}}$. Se

debe añadir que como $0,07 \frac{kg\ DBO_5}{kg\ SSLM \cdot día} < C_M < 0,15 \frac{kg\ DBO_5}{kg\ SSLM \cdot día}$ se trata de un proceso de baja carga. Además, como $C_M < 0,1 \frac{kg\ DBO_5}{kg\ SSLM \cdot día}$, se trata de un proceso de aireación prolongada (Mendoza et al., 1999).

La carga másica del proceso industrial queda reflejada en la ecuación 23.

$$C_d = Q_{biológico} \cdot (DBO_{5entrada} - DBO_{5salida}) = 18,486 \frac{kg\ DBO_5}{día} \quad (Ec. 23)$$

Seguidamente, se puede calcular la carga volúmica asociada, aplicando la ecuación 24.

$$C_V = \frac{DBO_{5entrada} \cdot Q_{biológico}}{V} = 0,284 \frac{kg\ DBO_5}{m^3 \cdot día} \quad (Ec. 24)$$

7.3.2. Tiempo de retención hidráulico

En la ecuación 25, se emplea el volumen del reactor, así como el $Q_{biológico}$ para efectuar el cálculo del tiempo de retención hidráulico. Este es ficticio puesto que el caudal empleado no incluye las recirculaciones reales que tienen lugar en el proceso.

$$TRH = \frac{V}{Q_{biológico}} = 39,2h \quad (Ec. 25)$$

7.3.3. Producción específica y producción diaria de fangos

Partiendo de la producción de fangos experimental y de la carga diaria eliminada, se calcula la producción específica a través de la ecuación 26. Este parámetro sí puede ser asumido en el proceso diseñado.

$$P_e = \frac{Prod_{fangos}}{C_{d_exp}} = \frac{0,65 \frac{g\ SSLM}{día}}{1,553 \frac{g\ DBO_5}{día}} = 0,419 \frac{kg\ SSLM}{kg\ DBO_5} \quad (Ec. 26)$$

A continuación, se extrapolan de nuevo los valores al proceso industrial, siendo la producción específica (P_e), la que se mantiene constante. Para ello, se calcula la producción diaria de fangos cuya relación se refleja en la ecuación 27.

$$\Delta X = P_e \cdot Q_{biológico} \cdot DBO_{5entrada} = 8,319 \frac{kg\ SSLM}{día} \quad (Ec. 27)$$

7.3.4. Edad del fango

Esta misma producción específica nos permite de igual modo aplicar la ecuación 28 para obtener la edad del fango del proceso, que es muy similar a la obtenida en el proceso experimental de laboratorio.

$$\theta = \frac{1}{P_e \cdot C_M} = 25,59\ días \quad (Ec. 28)$$

Según el CEDEX, la edad del fango corresponde con un proceso de baja carga, confirmando lo que se había deducido de la C_M .

7.3.5. Estudio de los caudales internos del sistema

A continuación, se procede al estudio de las recirculaciones que se establecen. Esto se lleva a cabo en base al nitrógeno que se consume en el proceso. Se recuerda que los valores de nitrógeno con los que se trabajan son los siguientes: $N_{Tentrada} = 121,3 \frac{mg}{L}$ y $N_{Tsalida} = 31 \frac{mg}{L}$. Alrededor de $18 \frac{mg}{L}$ del nitrógeno inicial se lo quedan los microorganismos, según la bibliografía. Se asume que, como máximo, tendremos $40 \frac{mg}{L}$ de nitrógeno a la salida, de manera que todo el restante se corresponderá con el nitrógeno desnitrificado frente a los aproximadamente $100 \frac{mg}{L}$ del total nitrificado. Por consiguiente, se puede plantear la ecuación 29, con un porcentaje de eliminación de nitrógeno del 60%.

$$\eta_{elim N} = \frac{N_{desnitrificado}}{N_{total nitrificado}} = \frac{(Q_r + Q_{ri}) \cdot N - NO_3 \text{ efluente}}{(Q_{biológico} + Q_r + Q_{ri}) \cdot N - NO_3 \text{ efluente}} = 0,6 \quad (Ec. 29)$$

Teniendo en cuenta que $Q_r = r \cdot Q_{biológico}$ y que $Q_{ri} = r_i \cdot Q_{biológico}$, Q_r se corresponde con el caudal de recirculación externa y Q_{ri} se trata de la recirculación interna desde la salida del reactor hasta el comienzo del reactor anóxico, se puede simplificar hasta $\frac{r+r_i}{r+r_i+1} = 0,6$.

Por otro lado, se presenta la ecuación 30, que relaciona la concentración de la purga con la recirculación.

$$r = \frac{SSM}{SS_w - SSM} \quad (Ec. 30)$$

Se empleará $SS_w = 8500 \frac{mg}{L}$ puesto que se trata de un valor típico basado en la experiencia de reactores previos. Los sólidos concentrados aparecerán en la parte superior de la recirculación superior del flotador. Aplicando la ecuación 30, se obtiene una $r = 0,557$. Este valor permite obtener el caudal de recirculación, $Q_r = r \cdot Q_{biológico} = 23,874 \frac{m^3}{día}$.

Recurriendo de nuevo a la simplificación de la ecuación 29, se logra determinar la $r_i = 0,943$. Igualmente, se puede deducir el caudal de recirculación interna, $Q_{ri} = r_i \cdot Q_{biológico} = 40,412 \frac{m^3}{día}$.

También se puede deducir el caudal de purga, pero para ello, se debe calcular previamente los fangos de purga según la ecuación 31.

$$Fangos_{purga} = P_e \cdot (DBO_{5entrada} \cdot \eta) \cdot Q_{biológico} = 7,738 \frac{kg}{día} \quad (Ec. 31)$$

El caudal de purga se puede obtener en función de los fangos de purga y de la concentración de los mismos tal y como se propone en la ecuación 32.

$$Q_w = \frac{Fangos_{purga}}{SS_w} = 0,91 \frac{m^3}{día} \quad (Ec. 32)$$

Por lo tanto, se lleva a cabo un balance global al sistema en la ecuación 33.

$$Q_{salida} = Q_{biológico} - Q_w = 41,947 \frac{m^3}{día} \quad (Ec. 33)$$

7.3.6. Agitación de la zona anóxica

Se debe recordar que la primera zona del reactor trabaja en condiciones anóxicas. Este hecho supone que es necesario emplear un agitador para conseguir que el licor de fango se encuentre en estado de mezcla completa. Según la bibliografía, la potencia necesaria para garantizar las condiciones de agitación es aproximadamente 0,013 kW/m³. Se emplea este valor de referencia, recordando que el $V_{anóxico} = 17,5 \text{ m}^3$, de este modo, se necesita una potencia de agitación recogida en la ecuación 34.

$$P_{agitación} = 0,013 \frac{kW}{m^3} \cdot 17,5 \text{ m}^3 = 0,228 \text{ kW} \quad (\text{Ec. 34})$$

Por este motivo, se puede seleccionar igualmente el agitador sumergible de la marca EMU, que ya se había empleado para el tanque de homogeneización, es decir, el modelo MINIPROP TR16 con una velocidad angular de la hélice de 1336 rpm. La potencia nominal del mismo es de 0,5kW a una frecuencia de trabajo de 50Hz.

7.3.7. Demanda de oxígeno

Para que se pueda llevar a cabo el proceso, es fundamental suministrar oxígeno al sistema, que se empleará en la oxidación de la materia carbonosa y en el proceso de nitrificación y desnitrificación. El consumo de oxígeno se puede calcular como se expone en la ecuación 35.

$$CO = CO_s + CO_{en} + 4.6 \cdot N - NO_3 \text{ salida} + (4.6 - 2.9) \cdot N - NO_3 \text{ desnitrificado} \quad (\text{Ec. 35})$$

Para proceder, se calcula inicialmente el oxígeno necesario para la síntesis (CO_s).

$$CO_s = a \cdot Q_{biológico} \cdot (DBO_{5entrada} - DBO_{5salida}) \quad (\text{Ec. 36})$$

Para dicho cálculo, se recurre a la tabla 15, en la cual únicamente se han incluido los valores empleados, conociendo que $C_M = 0,093 \frac{kg \text{ DBO}_5}{kg \text{ SSLM} \cdot \text{día}}$.

Tabla 15. Coeficientes materia carbonosa (Hernández, 1994).

$C_M \left(\frac{kg \text{ DBO}_5}{kg \text{ SSLM} \cdot \text{día}} \right)$	$a \left(\frac{kg \text{ O}_2}{kg \text{ DBO}_5} \right)$	$b \left(\frac{1}{\text{día}} \right)$
0.1	0,65	0,066
0,05	0,66	0,040

Se debe entonces interpolar linealmente para obtener el valor de a, que resulta $a = 0,651 \frac{kg \text{ O}_2}{kg \text{ DBO}_5}$

Se aplica entonces la ecuación 36 y se obtiene $CO_s = 12,042 \frac{kg \text{ O}_2}{\text{día}}$.

El consumo de oxígeno correspondiente a la respiración celular endógena se obtiene a través de la ecuación 37.

$$CO_{en} = b \cdot V \cdot SSLM \quad (\text{Ec. 37})$$

De igual manera a como sucedía con el parámetro a, se debe interpolar el parámetro b, que en este caso es $b = 0,062 \frac{1}{\text{día}}$

Se retoma la ecuación 41 para lograr determinar que $CO_{en} = 13,275 \frac{kg O_2}{día}$.

Posteriormente, debe calcularse el término correspondiente al consumo procedente de la materia nitrogenada. El término se calcula como la relación estequiométrica existente entre el oxígeno y el nitrógeno, de la cual se conoce que aparecen $4,6 \frac{kg O_2}{kg N}$. Se considera que el N se corresponde con el máximo total a la salida ($40 \frac{mg}{L}$) de manera que, se aplica la ecuación 38 para deducir este término.

$$4,6 \cdot N - NO_3 \text{ salida} = 4,6 \cdot Q_{\text{salida}} \cdot N_{T \text{ salida máx}} = 7,718 \frac{kg O_2}{día} \quad (Ec. 38)$$

Por último, se calcula el término asociado al N desnitrificado. Tras las recirculaciones, el 100% de lo que se recircula se desnitrifica en el reactor anóxico. Tanto lo que se desvía a través de la recirculación como por la recirculación interna se desnitrifica. No se desnitrifica lo que sale directamente del proceso. Esta relación queda plasmada en la ecuación 39.

$$\begin{aligned} (4,6 - 2,9) \cdot N - NO_3 \text{ desnitrificado} &= (4,6 - 2,9) \cdot (Q_r + Q_{ri}) \cdot N_{T \text{ salida máx}} \\ &= 7,371 \frac{kg O_2}{día} \end{aligned} \quad (Ec. 39)$$

Si se aplica la ecuación 35, se puede obtener que el consumo de oxígeno es $CO = 37,406 \frac{kg O_2}{día} = 1,559 \frac{kg O_2}{h}$. De este modo, conocemos las necesidades de oxígeno teóricas.

Sin embargo, debe efectuarse una corrección para conocer el oxígeno real, aplicando la ecuación 40 (Mendoza et al., 1999), de la cual se procede a identificar los términos.

$$CO = CO_0 \cdot \left(\frac{\beta \cdot C_s - C_w}{C_{s20}} \right) \cdot \theta^{T-20} \cdot \alpha \quad (Ec. 40)$$

CO : $\frac{kg O_2}{h}$ transferidos en condiciones normales

CO_0 : $\frac{kg O_2}{h}$ transferidos en agua limpia a 20°C y oxígeno disuelto cero

β : factor de corrección por salinidad, generalmente 0,95

α : factor de corrección de transferencia de oxígeno para el agua residual. Se asume 0,6 para difusores.

θ : coeficiente de Arrhenius, que mide el efecto de la temperatura. Se toma el valor de 1,024.

C_s : concentración de saturación de oxígeno a la temperatura de funcionamiento. Como se trabaja a 21°C, se obtiene a través de los valores de la tabla 16. $C_{s21} = 8,912 \frac{mg O_2}{L}$

Tabla 16. Concentración de saturación de oxígeno en agua (Mendoza et al., 1999).

Temperatura (°C)	$C_s \left(\frac{mg O_2}{L} \right)$
20	9,08
25	8,24

C_w : concentración de oxígeno del agua residual en condiciones de funcionamiento que para un proceso convencional de fangos activos puede asumirse de $2 \frac{mg O_2}{L}$.

C_{s20} : concentración de saturación del agua de red a 20°C.

Tras ello, se aísla la variable de las necesidades de oxígeno en agua limpia de la ecuación 40 y se deduce que $CO_0 = 3,562 \frac{kg O_2}{h}$.

7.3.8. Aire suministrado

Sin embargo, este oxígeno debe ser suministrado en forma de aire. Por lo tanto, se establece la relación entre ambos. Se parte de la fracción másica de oxígeno en el aire, que corresponde con un 23,3%, así como de la densidad del aire a 21°C, que se puede obtener de las tablas termodinámicas. Dicha densidad es de $1,206 \frac{kg}{m^3}$. La relación se presenta por lo tanto en la ecuación 41.

$$\begin{aligned} Necesidades_{aireación reactor} &= 3,562 \frac{kg O_2}{h} \cdot \frac{100 kg aire}{23,3 kg O_2} \cdot \frac{1 m^3 aire}{1,206 kg aire} \\ &= 12,676 \frac{m^3 aire}{h} \end{aligned} \quad (Ec. 41)$$

La aireación se conseguirá gracias a difusores sanitarios Silver Series II, de la empresa Xylem. Este modelo proporciona la eficiencia de la transmisión en función de la profundidad a la que estén situados los aireadores. El fabricante indica que estos elementos tienen una eficiencia de transferencia estándar de oxígeno de 6,5% por metro sumergido, es decir, un total de 26%. El caudal de aire necesario se observa en la ecuación 42.

$$Q_{aire necesario} = \frac{Necesidades_{aireación tanque}}{Ef_{transmisión} \cdot h_{tanque}} = \frac{12,676 \frac{m^3}{h}}{6,5\% \cdot 4} = 48,754 \frac{m^3}{h} \quad (Ec. 42)$$

El fabricante facilita de igual modo el caudal de aire proporcionado por el difusor. Gráficamente, se observa que para una eficiencia de transferencia estándar de oxígeno es de 26% a una sumersión de 4m existe un caudal de aire por difusor de $6 \frac{m^3}{h}$. En la ecuación 43 se observa que se emplearán 9 difusores puesto que no debemos suministrar menos aire del necesario.

$$N_{difusores} = \frac{Q_{aire necesario}}{Q_{aire difusor}} = \frac{48,754 \frac{m^3}{h}}{6 \frac{m^3}{h}} = 8,1 \approx 9 difusores \quad (Ec. 43)$$

Para transmitir el $Q_{aire necesario}$, se emplean soplantes. El modelo seleccionado es SB 0050 D0 de la marca Samos. Este equipo cumple con las especificaciones necesarias de flujo volumétrico de aire y a la frecuencia de trabajo de 50 Hz tiene las características técnicas que se recogen en la tabla 17. Se debe considerar acoplar un filtro de aire a esta soplante con el objetivo de evitar la entrada de agentes atmosféricos que puedan dañar el equipo. Un ejemplo sería el FILTRO DE ASPIRACIÓN A CARTUCHO – FL 4, que tiene un caudal máximo de filtrado de 85 m³/h y se puede adaptar a la anchura de la soplante. Sin embargo, se debería hacer un estudio con mayor profundidad para realizar esta selección.

Tabla 17. Características técnicas de la soplante Samos SB 0050 D0

Flujo volumétrico (m³/h)	50
Presión diferencial máxima en versión vacío (hPa)	90
Presión diferencial máxima en versión presión (hPa)	100
Potencia nominal del motor (kW)	0,2
Velocidad nominal de rotación (min⁻¹)	2850
Nivel sonoro (ISO 2151) (dB)	50
Peso aproximado (kg)	7
Dimensiones (L x W x H) (mm)	259 x 248 x 250

7.4. Flotador

Se debe emplear un flotador por los problemas de sedimentación que se observaban en el licor de mezcla durante el proceso experimental. Este suceso ocurrió una vez se aumentó la concentración de sulfitos a 200 ppm en el agua residual simulada. El flotador que se empleará será de aire disuelto. Además, dispondrá de recirculación debido a su eficiencia y a la reducción del desgaste de las piezas. Para resolver y caracterizar dicho elemento, se debe emplear la ecuación 44 e identificar todos los elementos que la componen.

$$\frac{A}{S} = \frac{Q_{R \text{ flotador}}}{Q_0} \cdot \frac{\delta_a \cdot \rho_a \cdot (f \cdot P_{abs} - 1)}{X_0} \quad (\text{Ec. 44})$$

X_0 : concentración de fangos inicial, es decir, la que provenía del licor de mezcla, $SSLM = 3041 \frac{mg}{L}$.

Q_0 : se trata del caudal de entrada, es decir, $Q_{biológico} + Q_r = 66,731 \frac{m^3}{día}$

f : factor de saturación y se emplea el valor de 0,8.

δ_a : solubilidad del aire en agua. A 21°C se corresponde con $19,88 \frac{mL \text{ aire}}{L \text{ agua}}$.

ρ_a : densidad del aire. A 21°C este valor es de $1,202 \frac{g}{L}$.

P_{abs} : la presión absoluta que habrá en el sistema puede encontrarse entre 2 y 6 bar. Para el caso concreto se emplea 4 atm.

Para el cálculo del término A/S, que establece la relación entre aire y los sólidos, se emplea un método gráfico representado en la figura 39 en función de la concentración que se pretende alcanzar. Se alcanzará $SS_w = 8500 \frac{mg}{L} = 0,85\%$, de manera que A/S es 0,018.

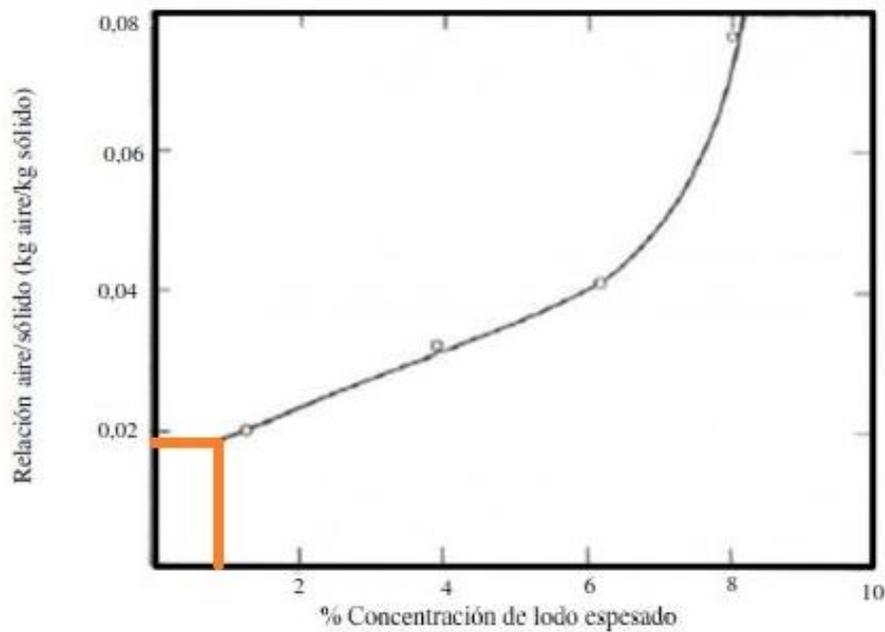


Figura 39. Relación A/S con la concentración del fango (Hernández, 1994).

De este modo, si se aplica la ecuación 46, se obtiene un $Q_{R \text{ flotador}} = 6,948 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}$.

Se pretende calcular las dimensiones del flotador, de manera que se aplica la ecuación 45.

$$A_{\text{flotador}} = \frac{Q_0 + Q_{R \text{ flotador}}}{q_A} \quad (\text{Ec. 45})$$

Para resolverla, se consulta en la bibliografía el valor de la carga hidráulica superficial. Para las aguas provenientes del procesado de carne se encuentran $q_A = 5 - 7 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{h}}$, mientras que para las plantas avícolas se sitúa entre $4 - 6 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{h}}$. Por ello, se considera adecuado seleccionar una $q_A = 5 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{h}}$. Por lo tanto, aplicando la ecuación 47, se obtiene un $A_{\text{flotador}} = 0,614 \text{ m}^2$. Eso conlleva que el $\Phi_{\text{flotador}} = 0,884 \text{ m}$.

Además, se calcula la cantidad de aire que entra al flotador, en función de la relación A/S y de la masa de fango procesada por unidad de tiempo, como se observa en la ecuación 46.

$$\text{kg}_{\text{fango hora}} = Q_0 \cdot X_0 = 2,78 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 3,041 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 8,455 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \quad (\text{Ec. 46})$$

De este modo, como se acaba de exponer, la cantidad de aire que entra al flotador queda recogida en la ecuación 47.

$$Q_{\text{aire flotador}} = \frac{A}{S} \cdot \text{kg}_{\text{fango hora}} = 0,018 \cdot 8,455 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 0,152 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \quad (\text{Ec. 47})$$

No existe un modelo comercial que cumpla estrictamente todas las características requeridas a niveles caudal y diámetro del flotador. Sin embargo, el que más se asemeja a estas se trata del modelo CY 4 de la empresa Bidatek. Las características del modelo se presentan en la tabla 18. Este elemento ya dispone de bomba de presurización, compresor, rascador y sensores, de

manera que no se deberá emplear a posteriori una nueva bomba. Se incluyen por tanto los términos de potencias necesarias en esta tabla.

Tabla 18. Características del flotador por aire disuelto CY 4 de Bidatek

Caudal (m ³ /h)	Diámetro de virola (mm)	Volumen (m ³)	Altura (m)
4	1200	1,17	1400
Bomba de presurización (kW)	Compresor (kW)	Total (kW)	
1,3	1,1	2,4	

7.5. Cálculos hidráulicos de la instalación

En primer lugar, se debe analizar los diámetros de las tuberías que tendrá la instalación. Posteriormente, se analizarán las pérdidas de carga de la instalación en cada uno de sus tramos de manera que se dimensionen las bombas necesarias

7.5.1. Dimensionamiento de tuberías

Para llevar a cabo este estudio, es necesario recurrir a la ecuación de continuidad para los diferentes caudales que tendrá el sistema, de manera que se empleará la ecuación 48.

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot v}} \quad (\text{Ec. 48})$$

De este modo, se obtendrá el diámetro de la tubería en función del caudal (Q, en m³/s). En este caso, el sistema diseñado se caracteriza por tener caudales pequeños. Según la bibliografía, las velocidades oscilan entre 0,5 m/s y 1,5 m/s. Al disponer de caudales bajos, se considera adecuado fijar una velocidad de paso de 0,7 m/s.

Además, se seleccionan tuberías de polietileno, ya que estas son duraderas, resistentes a la corrosión y a la gran mayoría de los agentes químicos. Además, se caracterizan de igual manera por tener una baja pérdida de carga puesto que poseen una superficie muy lisa y son ligeras, facilitando su instalación.

También, es necesario exponer que la instalación se divide en 9 zonas diferenciadas:

- Zona a) Entrada
- Zona b) Segmento entre el tamiz y el tanque de homogeneización
- Zona c) Segmento entre el tanque de homogeneización y la recirculación externa
- Zona d) Segmento desde la recirculación externa hasta la entrada del reactor biológico
- Zona e) Recirculación interna
- Zona f) Recirculación externa
- Zona g) Recirculación del flotador

Por este motivo, todas estas zonas serán caracterizadas y en los siguientes apartados se mencionarán en función de la letra asociada. En la tabla 19 se presenta la selección de las tuberías en función del diámetro de paso necesario.

Tabla 19. Selección de tuberías para cada zona de la instalación

Zona	$Q \left(\frac{m^3}{día} \right)$	Diámetro (mm)	Tubería seleccionada
a	60	35,541	Se selecciona el modelo PN16, concretamente aquel que se caracteriza por tener un diámetro externo de 50 mm y un espesor de 4,6 mm, de modo que el diámetro interno es de 40,8 mm
b	60	35,541	Se selecciona el modelo PN16, concretamente aquel que se caracteriza por tener un diámetro externo de 50 mm y un espesor de 4,6 mm, de modo que el diámetro interno es de 40,8 mm
c	42.857	30,037	Se selecciona el modelo PN16, concretamente aquel que se caracteriza por tener un diámetro externo de 40 mm y un espesor de 3,7 mm, de modo que el diámetro interno es de 32,6 mm
d	66,731	37,481	Se selecciona el modelo PN16, concretamente aquel que se caracteriza por tener un diámetro externo de 50 mm y un espesor de 4,6 mm, de modo que el diámetro interno es de 40,8 mm
e	40,412	29,168	Se selecciona el modelo PN16, concretamente aquel que se caracteriza por tener un diámetro externo de 40 mm y un espesor de 3,7 mm, de modo que el diámetro interno es de 32,6 mm
f	23,874	22,419	Se selecciona el modelo PN16, concretamente aquel que se caracteriza por tener un diámetro externo de 32 mm y un espesor de 3,0 mm, de modo que el diámetro interno es de 26 mm
g	6,948	12,094	Se selecciona el modelo PN16, concretamente aquel que se caracteriza por tener un diámetro externo de 20 mm y un espesor de 2,0 mm, de modo que el diámetro interno es de 16 mm

7.5.2. Cálculo de la pérdida de carga

Para llevar a cabo el dimensionamiento de las bombas que se van a emplear en el sistema, es conveniente calcular previamente la pérdida de carga en cada uno de los segmentos. Para ello, se aplica la ecuación de Darcy-Weisbach en su versión de caudales, recogida en la ecuación 49.

$$h_f = f \cdot \frac{8 \cdot L \cdot Q^2}{g \cdot \pi^2 \cdot D^5} \quad (\text{Ec. 49})$$

f : representa el coeficiente de fricción, que se determinará posteriormente

L : longitud equivalente de la tubería

Q : caudal volumétrico que recorre la tubería

g : intensidad del campo gravitatorio de la Tierra (9,8 m/s²)

D : diámetro de la tubería

Para poder realizar este cálculo en cada uno de los segmentos, es fundamental calcular el número de Reynolds (que evalúa el tipo de flujo, laminar o turbulento de las tuberías) recogido en la ecuación 50 y así emplear el Diagrama de Moody y obtener el coeficiente de fricción necesario.

$$Re = \frac{4 \cdot Q \cdot \rho}{\mu \cdot \pi \cdot D} \quad (\text{Ec. 50})$$

ρ : densidad del líquido a la temperatura de trabajo, se considera $\rho_{\text{agua}21^{\circ}\text{C}} = 997,905 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

μ : viscosidad dinámica a la temperatura de trabajo, se considera $\mu_{\text{agua}21^{\circ}\text{C}} = 9,864 \cdot 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m}\cdot\text{s}}$

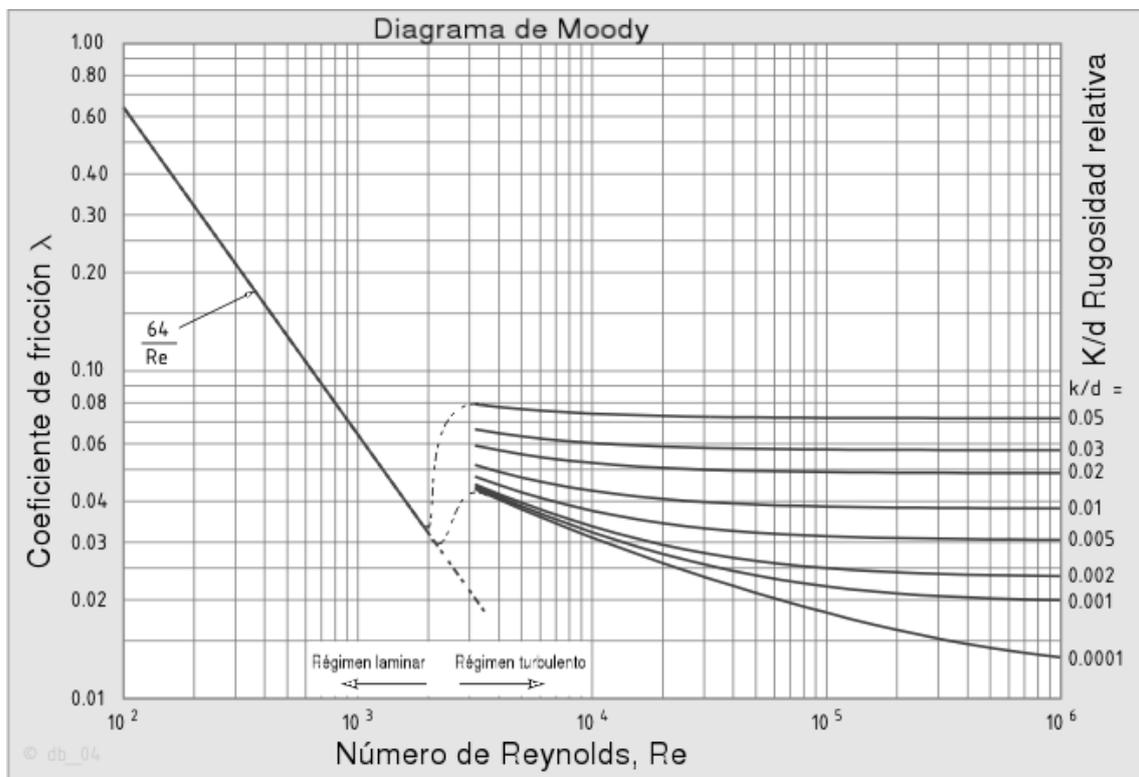


Figura 40. Diagrama de Moody para la obtención del coeficiente de fricción

Por otra parte, el polietileno, que es el material seleccionado, presenta una rugosidad de $\varepsilon = 0,015\text{mm}$. En la figura 40 se presenta el diagrama de Moody, de manera que, a través de la rugosidad relativa de cada una de las tuberías, se determina el coeficiente de fricción que aparece. Con estos datos, se construye la tabla 20. Para ello, es necesario suponer una longitud de tubería coherente a la distancia que debe transportar el fluido contenido. Así, se logra determinar las pérdidas de carga estimada asociadas a las tuberías.

Tabla 20. Pérdidas de carga de las tuberías

Zona	Rugosidad relativa $\left(\frac{\varepsilon}{D}\right)$	Re	f	L supuesta (m)	Pérdida de carga (h_f) (m)
a	$4,221 \cdot 10^{-4}$	$2,517 \cdot 10^4$	0,025	5	0,088
b	$4,221 \cdot 10^{-4}$	$2,517 \cdot 10^4$	0,025	5	0,088

Zona	Rugosidad relativa ($\frac{\epsilon}{D}$)	Re	f	L supuesta (m)	Pérdida de carga (h_f) (m)
c	$4,994 \cdot 10^{-4}$	$2,127 \cdot 10^4$	0,026	7	0,151
d	$4,002 \cdot 10^{-4}$	$2,654 \cdot 10^4$	0,026	1	0,017
e	$5,143 \cdot 10^{-4}$	$2,065 \cdot 10^4$	0,029	9	0,224
f	$6,691 \cdot 10^{-4}$	$1,588 \cdot 10^4$	0,034	12	0,455
g	$1,240 \cdot 10^{-3}$	$8,564 \cdot 10^3$	0,035	3	0,217

Por otro lado, se suponen una serie de accesorios que también incluyen una pequeña pérdida de carga (tabla 21) que debe ser considerada según la ecuación 51. Por otro lado, la ecuación 52 expone la relación existente entre la altura supuesta que debe superar la bomba junto con la pérdida de carga asociada a ese segmento

$$h_{f_acc} = \frac{k \cdot v^2}{2 \cdot g} \quad (\text{Ec. 51})$$

$$H_{Total} = h_{fTotal} + \Delta H \quad (\text{Ec. 52})$$

Además, cada accesorio tiene unos valores determinados del coeficiente k asociado a cada una de las pérdidas singulares. En nuestra instalación tendremos codos a 90° de radio corto cuyo coeficiente k=0.90 y válvulas de compuerta totalmente abiertas, cuyo coeficiente k=0,2.

Tabla 21. Pérdidas de carga en los accesorios y altura total

Zona	Accesorios supuestos	Pérdida de carga (h_{f_ac}) (m)	h_{fTotal} (m)	ΔH (m)	H_{Total} (m)
a	2 codos y 1 válvula de compuerta	0,05	0,138	0,95	0,788
b	1 codo y 1 válvula de compuerta	0,027	0,115	1,5	1,615
c	1 codo y 1 válvula de compuerta	0,027	0,179	4	4,179
d	Ni codos ni válvulas	0	0,017	0	0,017
e	2 codos y 1 válvula de compuerta	0,05	0,274	4	4,274
f	2 codos y 1 válvula de compuerta	0,05	0,505	4	4,505
g	4 codos y 2 válvulas de compuerta	0,1	0,317	2	2,317

7.5.3. Selección de las bombas

Por último, se deben seleccionar las bombas en función de la altura que deben superar y del caudal de trabajo que circula a través de ellas. En el proceso propuesto es necesaria la instalación de estos equipos a la entrada del mismo, a la salida del tanque de homogeneización y para las 3 recirculaciones (recirculación interna, recirculación externa -ambas del reactor biológico- y la recirculación del flotador). La potencia de funcionamiento de estas se obtiene empleando la ecuación 53 (Martínez, 2000).

$$P = \frac{Q \cdot H_{Total}}{75 \cdot \eta_{bomba}} \quad (Ec. 53)$$

P : Se corresponde con la potencia necesaria a suministrar al sistema, en CV. 0.735 kW = 1 CV.

Q : Caudal que circula por el segmento analizado, en m³/h.

H_{Total} : Altura a superar por la bomba, en m.

η_{bomba} : Rendimiento de la bomba, que se según la bibliografía se encuentra entre un 65 y un 80%. Se fija este valor en un 75%.

Tabla 22. Características de cada uno de los tramos para la selección de las bombas.

Zona	Caudal (m ³ /h)	H_{Total} (m)	Potencia (P) (CV)	Potencia (P) (kW)	Diámetro tubería (mm)
a	2,5	0,788	0,035	0,026	40,8
c	1,786	4,179	0,133	0,098	32,6
e	1,684	4,274	0,128	0,094	32,6
f	0,995	4,505	0,08	0,059	26
g	0,29	2,317	0,012	8,78·10 ⁻³	16

En la tabla 22 se exponen aquellas características necesarias para justificar la selección de las bombas de trabajo. A pesar de que las bombas quedan en términos de potencia, bastante sobredimensionadas, se considera apropiado seleccionar los modelos “Bomba de superficie ESPA DLT 1300AS” para las zonas a, c y e; mientras que se elige el modelo “Bomba de superficie Sterwins JET AUTO-3” para la zona f. Ambos modelos son de la casa Leroy Merlin. La zona g corresponde con la recirculación del flotador y que ya tenía asociada una bomba apropiada para tal efecto con la selección del flotador.

Esta selección se justifica en base a los caudales de circulación de cada uno de los tramos, la altura de bombeo requerida y el diámetro del racor (adaptable en la medida de lo posible al diámetro de la tubería). Todas ellas, sin embargo, deberán estar acopladas a un variador de frecuencia que tendrá como objetivo llevar a cabo el ajuste de caudal desde el caudal nominal que suministra la bomba en condiciones de trabajo hasta el necesario para ese tramo.

Las características básicas de las bombas seleccionadas se presentan en la tabla 23.

Tabla 23. Características de las bombas seleccionadas

	Bomba de superficie ESPA DLT 1300AS	Bomba de superficie Sterwins JET AUTO-3
Tipo de bomba	Superficie	Superficie
Potencia (kW)	1,3	0,9
Caudal máximo (L/h)	4800	3800
Altura máxima de bombeo (m)	50	43
Diámetro de racor de aspiración e impulsión (mm)	32	25
Presión máxima (bar)	5	4,3
Material	Acero inoxidable	Polipropileno
Medidas (cm)	21 x 36 x 23	39 x 23 x 42

8. ESTUDIO ECONÓMICO

Para analizar la viabilidad de un proyecto, resulta conveniente analizar el coste unitario de la producción. Por este motivo, resulta adecuado estudiar los costes asociados al consumo energético de la instalación diseñada, así como los costes del personal que trabajará en la misma. Por último, antes de analizar los costes totales de funcionamiento, deben tenerse en cuenta los costes de mantenimiento.

8.1. Energía

En la tabla 24 se han recopilado los datos energéticos asociados a cada uno de los equipos empleados en el diseño experimental. Los costes del precio de la energía se calculan en función del precio de la luz en junio de 2019, que es de 0,10646€/kWh, sin discriminación horaria, y que se contrata potencia únicamente para el diseño concreto considerado

Tabla 24. Costes energéticos de la instalación

Equipo	Ud	Potencia necesaria (kW)	Precio (€/kWh)	Coste (€/h)	Coste (€/año)
Tamiz modelo 2425	1	0,18	0,10646	0,01916	167,87
Agitadores MINIPROP TR16	2	0,5	0,10646	0,10646	932,59
Bomba de superficie ESPA DLT 1300AS	3	1,3	0,10646	0,41519	3637,10
Bomba de superficie Sterwins JET AUTO-3	1	0,9	0,10646	0,09581	839,33
Soplante Samos SB 0050 D0 Reactor biológico	1	0,2	0,10646	0,02129	186,52
Flotador	1	2,4	0,10646	0,25550	2238,22
Potencia contratada	-	10	38,043426	€/kW·año	380,43
Costes totales de energía					8382,05

8.2. Personal

Se considera oportuno que el personal al cargo de la planta esté compuesto por un jefe de planta y por un operario. Sin embargo, estos dos empleados no se dedican de manera exclusiva a la supervisión de esta planta, ya que las instalaciones dispondrán de otros tratamientos que requerirán su trabajo. Se estima que, por las dimensiones del tratamiento planteado, deberán dedicarle alrededor de 2,5 h/día, quedando el resto de su jornada laboral dedicada a otros asuntos. Los costes asociados quedan recogidos en la tabla 25.

Tabla 25. Costes de personal de la instalación

Cargo	Ud	Coste (€/h)	Horas diarias exclusivas	Horas anuales	Coste (€/año)
Operario	1	8,5	2,5	630	5355,00
Jefe de Planta	1	12,4	2,5	630	7812,00
Costes totales de personal					13167,00

8.3. Mantenimiento

Se consideran costes de mantenimiento aquellos asociados al deterioro de los equipos y se recogen en la tabla 26. Se establece un 5% del presupuesto base de licitación asociado al mantenimiento anual, basado en una vida útil de los equipos en su mayor parte superior a 20 años.

Tabla 26. Costes totales de mantenimiento

Asunto	Coste (€)
Presupuesto base de licitación	109583,70
Mantenimiento (5% anual)	5479,19
Costes totales de mantenimiento	5479,19

8.4. Costes totales

Tras los costes parciales calculados, se recogen en la tabla 27 los costes totales de funcionamiento regular de la planta.

Tabla 27. Costes totales de la instalación

Origen de los costes	Coste (€/año)
Costes de energía	8382,05
Costes de personal	13167,00
Costes de mantenimiento	5479,19
Costes totales	27028,24

Una vez obtenido el coste total anual, es necesario estudiar el coste unitario de producción, es decir, por m³ de agua de entrada del sistema. Al sistema entran 60 m³/día de agua a tratar, pero únicamente durante 5 días por semana, de manera que a lo largo de la semana se han tratado de media 42,86 m³/día. Anualmente, este dato se traduce en 15642,86 m³/año. Por lo tanto, si se aplica la ecuación 54, se observa el coste de producción de un m³ de agua.

$$\begin{aligned}
 \text{Costes de operación} \left(\frac{\text{€}}{\text{m}^3} \right) &= \frac{\text{Costes totales} \left(\frac{\text{€}}{\text{año}} \right)}{\text{Caudal}_{\text{anual}} \left(\frac{\text{m}^3}{\text{año}} \right)} = \frac{27028,24 \frac{\text{€}}{\text{año}}}{15642,86 \frac{\text{m}^3}{\text{año}}} \quad (\text{Ec. 54}) \\
 &= 1,73 \frac{\text{€}}{\text{m}^3}
 \end{aligned}$$

Los costes totales de operación son de 1,73 €/m³.

9. CONCLUSIONES GENERALES

En el actual Trabajo Fin de Grado se ha propuesto un diseño para el tratamiento industrial de aguas provenientes de la industria agroalimentaria que contiene 200 ppm de sulfitos. La presencia de esta sal implica adaptar el sistema de depuración para conseguir tratar las aguas residuales de manera eficaz. En la planta piloto se observa que la problemática de los sulfitos no está asociada a la reducción de materia orgánica, ya que esta tiene unos rendimientos de eliminación elevados, sino a la falta de sedimentabilidad y aumento de la turbidez del agua tratada.

En primer lugar, la presencia de sulfitos en las aguas residuales no supone un impedimento en el tratamiento de estas, sino que se deben implementar determinadas modificaciones como alternativas a los sistemas existentes. La modificación propuesta es el uso de flotador, que permite concentrar los fangos y resolver la problemática encontrada. Así, la eficiencia de reducción de materia orgánica en el sistema se ha estimado en un 93%.

En segundo lugar, no es necesario llevar a cabo una oxidación previa de sulfito a sulfato ya que esta oxidación tendrá lugar de manera natural en el reactor biológico. A la salida de este no aparecerán concentraciones de sulfitos perjudiciales para la salud o que incumplan la normativa vigente de vertido, establecida en 2 mg/L para vertidos en alcantarillado.

En tercer lugar, el sistema adaptado supone unos gastos totales de operación de 1,73 €/m³. Este valor es fruto la implementación de los equipos y medidas necesarios para garantizar el correcto funcionamiento del sistema en el tratamiento de aguas residuales con sulfitos.

10. BIBLIOGRAFÍA

- APHA, 2005. Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 21st. American Public Health Association, Washington, DC.
- Apuntes TMA. ETSII UPV. [Fecha de consulta: 29 de febrero de 2019].
- Barker D., Stuckey D. (1999). A review of soluble microbial products (SMP) in wastewater treatment systems. [Fecha de consulta: 9 de abril de 2019]. Disponible en: www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0043135499000226
- Casani S, Rouhany M., Knøchel S. (2005). A discussion paper on challenges and limitations to water reuse and hygiene in the food industry. [Fecha de consulta: 26 de abril de 2019]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.watres.2004.12.015>
- Ceconet D., Molognoni D., Callegari A., Capodaglio A. (2018). Agro-food industry wastewater treatment with microbial fuel cells: Energetic recovery issues. International Journal of Hydrogen Energy. [Fecha de consulta: 26 de abril de 2019]. Disponible en: www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0360319917331452
- CEDEX. (2012). XXX Curso sobre Tratamiento de aguas residuales y explotación de estaciones depuradoras.
- Centro de Investigación y Desarrollo tecnológico del agua (CITDA). Universidad de Salamanca. Campus de Excelencia Internacional. Disponible en: cidta.usal.es
- Córdoba Velandia D. (2011). Caracterización de EPS y SMP como proteínas y carbohidratos durante la operación de un BANMI. Universidad de los Andes. [Fecha de consulta: 9 de abril de 2019]. Disponible en: repositorio.uniandes.edu.co/handle/1992/24615
- Frølund, B., Palmgren, R., Keiding, K., Nielsen, P.H. (1996). Extraction of extracellular polymers from activated sludge using a cation exchange resin. Water Research. [Fecha de consulta: 28 de abril de 2019]. Disponible en: [https://doi.org/10.1016/0043-1354\(95\)00323-1](https://doi.org/10.1016/0043-1354(95)00323-1)
- Hernández Muñoz, A. (1994). Depuración De Aguas Residuales.
- JECFA (Joint FAO/WHO Expert Committee on Food Additives). (1998). SULFITES. Food additive. Fecha de consulta: 22 de mayo de 2019]. Disponible en: <http://apps.who.int/food-additives-contaminants-jecfa-database/chemical.aspx?chemID=289>
- Krieg, R.C., Dong, Y., Schwamborn, K., Knuechel, R. (2005). Protein quantification and its tolerance for different interfering reagents using the BCA-method with regard to 2D SDS PAGE. Journal of Biochemical and Biophysical Methods. [Fecha de consulta: 28 de abril de 2019]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.jbbm.2005.08.005>
- Kunacheva C., Stuckey D. (2014). Analytical methods for soluble microbial products (SMP) and extracellular polymers (ECP) in wastewater treatment systems: A review. [Fecha de consulta: 9 de abril de 2019]. Disponible en: linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0043135414003297
- Martínez Gumbau, M. (2000). Estación Depuradora de Aguas Residuales Urbanas por Fangos Activos, en "Los Montesinos" (Alicante), con Eliminación de Nitrógeno y Fósforo para Vertido en Zona Sensible. Caudal a Tratar 1000 m³/d.
- Mendoza J. A., Querol S. (1999). Depuración biológica de aguas residuales. Editorial: Valencia Servicio de Publicaciones, Universidad Politécnica de Valencia.

- Metcalf & Eddy., Tchobanoglous, G., Burton, F. (1995). Ingeniería De Aguas Residuales: Tratamiento, Vertido Y Reutilización.
- Picazo J. (1995). Aguas residuales en la industria agroalimentaria: caracterización y sistemas de tratamiento y depuración. [Fecha de consulta: 18 de febrero de 2019]. Disponible en helvia.uco.es/xmlui/bitstream/handle/10396/3830/08-1995-03.pdf?sequence=1&isAllowed=y
- Romero J.A. (1999). Tratamiento de aguas residuales. Teoría y principios de diseño. Editorial: Escuela Colombiana de Ingeniería.
- Ronzano E., Dapena J. L. (2002). Tratamiento biológico de las aguas residuales. Editorial: Pridesa.
- Roullier-Gall C., Hemmler D., Gonsior M., Li Y., Nikolantonaki M., et. al . (2017). Sulfites and the wine metabolome. Food Chemistry. [Fecha de consulta: 22 de mayo de 2019]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.foodchem.2017.05.039>
- Schwarzenbeck N, Erley R, Mc Swain B, Wilderer P, Irvine R. (2004). Treatment of Malting Wastewater in a Granular Sludge Sequencing Batch Reactor (SBR) [Fecha de consulta: 10 de febrero de 2019]. Disponible en doi.wiley.com/10.1002/ahch.200300517
- Valero, D. (2014). Tratamiento de las aguas residuales de la industria de la almendra mediante técnicas electroquímicas. Estudio de la alimentación de los sistemas mediante energía solar fotovoltaica. [Fecha de consulta: 30 de abril de 2019]. Disponible en: rua.ua.es/dspace/handle/10045/44874
- Wanner J. (1994). Activated Sludge Bulking and Foaming Control.
- Wilderer P, Irvine R, Goronszy M. (2000). Sequencing batch reactor technology. Editorial: IWA.
- Zan F., Hao T., Chi K., Ekama G., Chen G. (2016). Using sulfite pretreatment to improve the biodegradability of waste activated sludge. [Fecha de consulta: 28 de marzo de 2019]. Disponible en: xlink.rsc.org/?DOI=C6RA07510J
- Zuriaga-Agustí, E., Bes-Piá, A., Mendoza-Roca, J.A., Alonso-Molina, J.L. (2013). Influence of extraction methods on proteins and carbohydrates analysis from MBR activated sludge flocs in view of improving EPS determination. Separation and Purification Technology. [Fecha de consulta: 28 de abril de 2019]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2013.03.048>

PRESUPUESTO

1. DESCRIPCIÓN DE LOS PRESUPUESTOS EJECUTADOS

Tras la realización del diseño de la instalación para el tratamiento de aguas residuales, es conveniente separar los diferentes presupuestos derivables del mismo. Por este motivo, se realiza una división entre el presupuesto del trabajo experimental, el presupuesto asociado al personal de trabajo en la planta y el presupuesto de la instalación diseñada para solucionar la problemática planteada.

2. TRABAJO EXPERIMENTAL

2.1. Material amortizable utilizado en la planta piloto

En este apartado se estudian aquellos elementos que se emplean de manera transversal tanto en este experimento como en otros proyectos desarrollados en el departamento. Así, es conveniente que se asocien a los costes únicamente aquellos equipos o materiales que corresponden con el uso relativo que se le da. Todos estos elementos se consideran amortizados de manera lineal tras un periodo de 8 años ya que alcanzado este tiempo los equipos están obsoletos o se deterioran y no cumplen las especificaciones requeridas. Estos datos quedan recogidos en la tabla 28.

Tabla 28. Presupuesto del material amortizable en planta piloto

Ud	Descripción	Coste del equipo (€)	Tiempo de empleo (h)	Precio unitario (€/h)	Precio (€)
h	Tanque de alimentación 25L	15,00	536	7,44E-03	3,99
h	Tanque de reacción SBR	30,00	536	1,49E-02	7,98
h	Bomba de llenado	1180,00	67	5,85E-01	39,22
h	Bomba de vaciado	1180,00	67	5,85E-01	39,22
h	Tubos conectores	3,00	536	1,49E-03	0,80
h	Agitador	1100,00	536	5,46E-01	292,46
h	Aireadores pecera	9,00	402	4,46E-03	1,79
h	Balanza	890,00	9,67	4,41E-01	4,27
h	Agitador sin calefactor	245,00	14,5	1,22E-01	1,76
h	Reactor isoterma 148°C	940,80	12,08	4,67E-01	5,64
h	Reactor isoterma 120°C	940,80	4,03	4,67E-01	1,88
h	ph-metro	570,00	2,9	1,87E-01	0,82
h	Conductímetro	657,00	2,9	5,35E-01	0,95

Ud	Descripción	Coste del equipo (€)	Tiempo de empleo (h)	Precio unitario (€/h)	Precio (€)
h	Turbidímetro	730,70	2,9	3,62E-01	1,05
h	Micropipeta	119,79	14,5	5,94E-02	0,86
h	Gradilla	3,55	29	1,76E-03	0,05
h	Cono Imhoff	31,81	12,5	1,58E-02	0,20
h	Soporte cono Imhoff	67,75	12,5	3,36E-02	0,42
h	Probeta 100mL	4,59	4,83	2,28E-03	0,01
h	Equipo de filtro a vacío	2028,22	14,5	1,01E+00	14,59
h	Estufa 45L	905,00	4,35	4,49E-01	1,95
h	Mufla	1911,49	1,21	9,48E-01	1,15
h	Ordenador msi	600,00	200	2,05E-01	41,10
h	Paquete Microsoft Office	102,79	100	5,10E-02	5,10
h	Programa Mathcad	719,95	30	3,57E-01	10,71
h	Programa AutoCad	471,90	20	2,34E-01	4,68
Precio Total Material Amortizable					482,63

Así, el precio asociado al material amortizable asciende a **CUATROCIENTOS OCHENTA Y DOS EUROS CON SESENTA Y TRES CÉNTIMOS**.

2.2. Material no amortizable utilizado en la planta piloto

En esta partida se consideran aquellos elementos empleados que tras ser utilizados en el laboratorio se desechan, se deterioran o ya no pueden ser empleados de nuevo. En la tabla 29 quedan plasmados estos elementos no amortizables.

Tabla 29. Presupuesto del material no amortizable en planta piloto

Ud	Descripción	Precio unitario (€/u)	Cantidad (u)	Precio (€)
Ud	Vaso de precipitados 1L	4,78	2,00	9,56
Ud	Vaso de precipitados 100 mL	1,39	4,00	5,56
Ud	Puntas de pipeta	0,0265	174,00	4,61
Ud	Papel de filtro 1µm	0,1135	10,00	1,14
Ud	Filtros 0,45µm	2,13	20,00	42,60
Ud	Filtros 1,2µm	0,2332	174,00	40,58
Ud	Pinzas	1,95	1,00	1,95
Ud	Vidrios de reloj	1,47	4,00	5,88
Ud	Crisol	0,72	4,00	2,88
L	Agua de red	0,0026	435,00	1,14
g	Peptona	0,15	169,65	25,92
g	Extracto de carne	0,25	169,65	41,63
g	K ₂ HPO ₄	0,12	21,17	2,60
g	Na ₂ SO ₃	0,07	78,00	5,27

Ud	Descripción	Precio unitario (€/u)	Cantidad (u)	Precio (€)
Ud	Kit de DQO	4,56	31,00	141,36
Ud	Kit de SO ₄ ²⁻	4,68	32,00	149,76
Ud	Kit de SO ₃ ²⁻	4,76	13,00	61,88
Ud	Kit de N _T	6,08	15,00	91,20
Ud	Kit de P _T	5,28	12,00	63,36
Ud	Kit de N-NH ₄ ⁺	4,68	16,00	74,88
Precio Total Material No Amortizable				773,76

La cuantía vinculada al concepto del material no amortizable es de **SETECIENTOS SETENTA Y TRES EUROS CON SETENTA Y SEIS CÉNTIMOS**.

2.3. Mano de obra de la planta piloto

Se considera, por otro lado, que la mano de obra para la elaboración del trabajo fin de grado ha sido realizada por un alumno de la escuela. De este modo, se estiman las horas finales dedicadas, en función de las que ya han sido empleadas y se concretan en 400h. Por otro lado, su sueldo se fija en función de los mínimos establecidos en los convenios de prácticas dentro de la Escuela de Ingenieros Industriales a la hora de realizar las prácticas en empresa. Se establece un salario de 750 €/mes para 22 días hábiles y 8 h/día y el desglose de mano de obra queda reflejado en la tabla 30.

Tabla 30. Presupuesto de la mano de obra en planta piloto

Unidad	Descripción	Cantidad (h)	Precio (€/h)	Importe (€)
h	Estudiante en Ingeniería Química	400	4,46	1784,00
Precio Total de la Mano de Obra				1784,00

De este modo, el total de la partida es de **MIL SETECIENTOS OCHENTA Y CUATRO EUROS**.

2.4. Presupuesto total de la planta piloto

En la tabla 31 queda recogida la suma de todos los gastos asociados a la realización de los experimentos en el laboratorio.

Tabla 31. Presupuesto total de la planta piloto

Concepto	Importe (€)
Precio Total Material Amortizable	482,96
Precio Total Material No Amortizable	773,76
Precio Total de la Mano de Obra	1784,00
Precio Total de la Planta Piloto	3040,72

Los costes asociados a la planta piloto son de **TRES MIL CUARENTA EUROS CON SETENTA Y DOS CÉNTIMOS**.

3. INSTALACIÓN

Este apartado tiene como finalidad la exposición de los costes asociados a los equipos empleados.

3.1. Equipos de la instalación

La tabla 32 recoge el coste de todos los equipos empleados seleccionados en el diseño de la instalación, incluyendo un sobrecoste del 3%.

Tabla 32. Equipos empleados en la instalación

Equipo	Unidades	Precio unitario	Importe
Tamiz modelo 2425	1	5099,00	5099,00
Tanque de homogeneización 90 m3	1	28200,00	28200,00
Reactor biológico	1	21800,00	21800,00
Agitadores MINIPROP TR16	2	3200,00	6400,00
Bomba de superficie ESPA DLT 1300AS	3	149,00	447,00
Bomba de superficie Sterwins JET AUTO-3	1	109,00	109,00
Difusores sanitarios Silver Series II Xylem	9	54,50	490,50
Soplante Samos SB 0050 D0	1	851,28	851,28
Flotador CY 4 Bidatek	1	7298,86	7298,86
Total			70695,64
Costes directos complementarios (3%)			2120,87
Precio Total Equipos			72816,51

De este modo, el coste de los equipos que se necesitarán es de **SETENTA Y DOS MIL OCHOCIENTOS DIECISEIS EUROS CON CINCUENTA Y UN CÉNTIMOS.**

3.2. Conexiones entre los equipos

La tabla 33 recoge aquellos elementos que se deben considerar a la hora de llevar a cabo las uniones entre los bloques de funcionamiento del sistema. Al igual que en el apartado anterior, se tiene en cuenta un sobrecoste del 3%.

Tabla 33. Conexiones entre los equipos de la instalación

Tipo	Magnitud	Unidad	Precio unitario	Importe
Tuberías PE PN16 ϕ 50mm	Metros	11	1,85	20,35
Tuberías PE PN16 ϕ 40mm	Metros	21	1,19	24,99
Tuberías PE PN16 ϕ 32mm	Metros	12	0,72	8,64
Tuberías PE PN16 ϕ 20mm	Metros	3,5	0,36	1,26
Codos 90° ϕ 50mm	Ud	3	8,77	26,31
Codos 90° ϕ 40mm	Ud	3	6,94	20,82
Codos 90° ϕ 32mm	Ud	2	5,87	11,74
Codos 90° ϕ 20mm	Ud	4	5,19	20,76
Válvulas de bola ϕ 50mm	Ud	2	26,62	53,24
Válvulas de bola ϕ 40mm	Ud	2	16,61	33,22
Válvulas de bola ϕ 32mm	Ud	1	14,04	14,04

Tipo	Magnitud	Unidad	Precio unitario	Importe
Válvulas de bola ϕ 20mm	Ud	1	5,58	5,58
			Total	240,95
Costes directos complementarios (3%)				7,23
Precio Total Conexiones entre Equipos				248,18

El coste de las conexiones necesarias es de **DOSCIENTOS CUARENTA Y OCHO EUROS CON DIECIOCHO CÉNTIMOS**.

3.3. Presupuesto total de la instalación

Llevando a cabo la suma de las dos partidas asociadas a la instalación se recoge en la tabla 34.

Tabla 34. Presupuesto de la instalación

Concepto	Importe (€)
Equipos de la instalación	72816,51
Conexiones entre equipos	248,18
Precio Total de la Instalación	73064,68

El presupuesto total de la instalación asciende a **SETENTA Y TRES MIL SESENTA Y CUATRO EUROS CON SESENTA Y OCHO CÉNTIMOS**.

4. PRESUPUESTO DE EJECUCIÓN MATERIAL

Este apartado recoge la suma de todos los presupuestos parciales de apartados anteriores, recogidos en la tabla 35.

Tabla 35. Resumen del presupuesto de ejecución material

Concepto	Importe (€)
Planta piloto	3040,39
Instalación	73064,68
Presupuesto de ejecución material	76105,08

El total presupuestado de ejecución material es de **SETENTA Y SEIS MIL CIENTO VEINTICINCO EUROS CON OCHO CÉNTIMOS**.

5. PRESUPUESTO BASE DE LICITACIÓN

El presupuesto general o presupuesto base de licitación incluye las partidas asociadas a gastos generales, beneficios industriales, así como de base impositiva. Los gastos generales se asocian al 13% del presupuesto de ejecución material. El beneficio industrial obtenido por el empresario se estipula en un 6%. Para la obtención del presupuesto base de licitación debe considerarse el IVA del 21% sobre el presupuesto de ejecución por contrata. Todo ello se recoge en la tabla 36.

Tabla 36. Presupuesto base de licitación

Concepto	Importe (€)
Presupuesto de ejecución material	76105,08
Gastos Generales (13%)	9893,66
Beneficio industrial (6%)	4566,30
Presupuesto de ejecución por contrata	90565,04
IVA (21%)	19018,66
Presupuesto base de licitación	109583,70

El presupuesto base de licitación es por lo tanto de **CIENTO NUEVE MIL QUINIENTOS OCHENTA Y TRES EUROS CON SETENTA CÉNTIMOS.**

PLANOS

