



UNIVERSITAT
POLITÈCNICA
DE VALÈNCIA

ELIMINACIÓN DE ALTAS CONCENTRACIONES DE SULFITOS DE AGUAS RESIDUALES DE LA INDUSTRIA AGROALIMENTARIA MEDIANTE UN REACTOR BIOLÓGICO SECUENCIAL. INFLUENCIA EN EL RENDIMIENTO DE LOS PARÁMETROS DEL PROCESO

TRABAJO FIN DE MÁSTER EN SEGURIDAD INDUSTRIAL Y MEDIO
AMBIENTE

LIZETH CRISTINA RODRÍGUEZ NUÑEZ

UNIVERSIDAD POLITÉCNICA DE VALENCIA
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y NUCLEAR
Curso Académico: 2018-2019

Dirigido por:

Dra. Beatriz Cuartas

Dra. María Amparo Bes Piá

AGRADECIMIENTOS

A Dios, gracias por ser la base de mi moral, estar siempre presente en mi vida y en cada momento del desarrollo de este trabajo fin de Máster, por permitirme vivir una experiencia que soñaba hacer desde siempre enriquecido mis aspectos personales como profesionales.

Gracias a mis padres Jairo y Miryam que son los promotores de mis sueños, gracias a ellos por cada día confiar y creer en mí y en mis expectativas, que a pesar de la distancia siempre estuvieron regalándome amor y sabiduría a mi vida, enseñándome la capacidad de valorar la vida y las oportunidades que se te presentan día a día. A mi gordo por ser el ejemplo de figura de respeto y comprensión, por chocholiarme todos mis caprichos y sé que Dios nos ha dado la oportunidad para encontrarnos de nuevo. Gracias a la nena y Rafa por ser mi ejemplo de esfuerzo y valentía porque ellos si saben que es luchar por los sueños y a toda mi familia que siempre han aportado un granito de arena para forjar la persona que soy hoy en día.

Agradezco también a la Universidad Politécnica de Valencia por abrirme las puertas y dejar desarrollar mi lado científico, así como también a los diferentes docentes que brindaron sus conocimientos y su apoyo. Quiero hacer un agradecimiento especial a mis tutores, Amparo Bes Piá, Beatriz Cuartas y José Antonio Mendoza por brindarme la oportunidad de trabajar y aprender de ellos, gracias por darme la oportunidad de recurrir a sus capacidades y conocimientos científicos, por guiarme durante todo el desarrollo de la tesis y por su simpatía y cercanía. También mis agradecimientos a Eva y Julián que han sido parte del desarrollo de trabajo investigativo aportando sus experiencias profesionales en el manejo de reactores biológicos. A mis compañeros de Máster, gracias chicos por la simpatía y el compañerismo, en especial a Sergio por todo el apoyo de este proceso.

A Valencia y a todos los chicos que conocí durante esta hermosa experiencia multicultural, especialmente a Kathe y Alex por ser uno de los más grandes regalos que me entregó esta aventura, por ser el grupo de vino y risas de Blasco Ibáñez, gracias por esta hermosa amistad.

Y finalmente a mi equipo y compañero de aventuras Sebas, gracias por creer en mí y por tu amor diario, simplemente gracias por ser tú.

RESUMEN

El ion sulfito es utilizado ampliamente como agente clave en muchos procesos industriales debido a su función inhibitoria en la oxidación y en el crecimiento microbiano. Como consecuencia, esto hace que las aguas residuales contengan sulfitos, y estas deban ser tratadas antes de ser vertidas. Los procesos biológicos, como tratamiento secundario, son los más utilizados para la reducción de la concentración de compuestos tanto orgánicos como inorgánicos gracias a su bajo coste y sencilla operación. Sin embargo, las variaciones de las características del agua residual dificultan la depuración biológica afectando a los parámetros de rendimiento del proceso.

De acuerdo con lo anterior, en este trabajo se plantea estudiar el efecto de los sulfitos en el rendimiento del proceso biológico (características del efluente y licor de mezcla). Los ensayos fueron realizados en un reactor biológico secuencial (SBR) a escala de laboratorio. Las concentraciones de sulfitos se incrementaron progresivamente en el SBR 1 en un rango de trabajo desde 200 mg/L hasta 1400 mg/L y se comparan con un reactor SBR sin adición de sulfitos (reactor control, SBR 2).

Los resultados experimentales muestran que la adición de sulfitos no ha interferido en la biodegradabilidad de la materia orgánica y, por tanto, no ha inhibido los procesos metabólicos ni de respiración de los microorganismos. El SBR con sulfitos obtuvo mejores rendimientos en términos de eliminación de DQO y nitrógeno total. Los sulfitos introducidos en el SBR 1 se oxidaron tanto por procesos químicos (aireación) como biológicos. Sin embargo, la oxidación no fue inmediata con lo cual los sulfitos presentes provocaron estrés en los microorganismos. Esta situación favoreció la producción de SMP, principalmente carbohidratos, generando un fango más compacto con buena sedimentabilidad y por ende un efluente de mejor calidad.

Palabras Clave: Reactor biológico secuencial; Adición de sulfitos; aguas residuales industriales; procesos de oxidación

ABSTRACT

The sulfite ion is widely used as a key agent in many industrial processes due to its inhibitory function in oxidation and microbial growth. As a consequence, this causes the sewage to contain sulphites, and these must be treated before being discharged. Biological processes, as a secondary treatment, are the most used for reducing the concentration of both organic and inorganic compounds thanks to their low cost and simple operation. However, variations in the characteristics of wastewater make it difficult for biological depuration affecting the process performance parameters.

In accordance with the above, this paper proposes to study the effect of sulphites on the performance of the biological process (characteristics of the effluent and mixing liquor). The tests were performed in a sequential biological reactor (SBR) on a laboratory scale. Sulfite concentrations were progressively increased in SBR 1 in a working range from 200 mg / L to 1400 mg / L and compared with an SBR reactor without addition of sulphites (reactor control, SBR 2).

The detailed experimental results that the addition of sulphites has not interfered with the biodegradability of organic matter and, therefore, has not inhibited the metabolic or respiratory processes of microorganisms. The SBR with sulphites obtained better yields in terms of elimination of COD and total nitrogen. The sulphites introduced in SBR 1 were oxidized by both chemical (aeration) and biological processes. However, oxidation was not immediate, so the sulphites present cause stress in microorganisms. This situation favors the production of SMP, mainly carbohydrates, generating a more compact sludge with good sedimentability and therefore a better quality effluent.

Key words: Sequencing Batch Reactor; Sulphites addition; industrial wastewater; oxidation process

RESUM

L'ió sulfidat és utilitzat àmpliament com agent clau en molts processos industrials a causa de la seua funció inhibidora en l'oxidació i en el creixement microbià. Com a conseqüència, això fa que les aigües residuals continguin sulfits, i aquestes hagen de ser tractades abans de ser abocades. Els processos biològics, com a tractament secundari, són els més utilitzats per a la reducció de la concentració de compostos tant orgànics com inorgànics gràcies al seu baix cost i senzilla operació. No obstant això, les variacions de les característiques de l'aigua residual dificulten la depuració biològica afectant els paràmetres de rendiment del procés.

D'acord amb l'anterior, en aquest treball es planteja estudiar l'efecte dels sulfits en el rendiment del procés biològic (característiques de l'efluent i licor de mescla). Els assajos van ser realitzats en un reactor biològic seqüencial (SBR) a escala de laboratori. Les concentracions de sulfits es van incrementar progressivament en el SBR 1 en un rang de treball des de 200 mg/L fins a 1400 mg/L i es comparen amb un reactor SBR sense addició de sulfits (reactor control, SBR 2).

Els resultats experimentals mostren que l'addició de sulfits no ha interferit en la biodegradabilitat de la matèria orgànica i, per tant, no ha inhibit els processos metabòlics ni de respiració dels microorganismes. El SBR amb sulfits va obtenir millors rendiments en termes d'eliminació de DQO i nitrogen total. Els sulfits introduïts en el SBR 1 es van oxidar tant per processos químics (airejar) com a biològics. No obstant això, l'oxidació no va ser immediata amb la qual cosa els sulfits presents van provocar estrès en els microorganismes. Aquesta situació va afavorir la producció de SMP, principalment carbohidrats, generant un fang més compacte amb bona sedimentabilitat i per tant un efluent de millor qualitat.

Paraules Clau: Reactor biològic seqüencial; Addició de sulfits; aigües residuals industrials; processos d'oxidació

ÍNDICE

Memoria	
1. OBJETIVOS	11
2. JUSTIFICACIÓN	12
3. INTRODUCCIÓN.....	13
3.1. Aguas residuales en la industria agroalimentaria	13
3.1.1 Uso de sulfitos en la industria agroalimentaria.....	14
3.1.2 Efecto de la ingesta o exposición de sulfitos en la salud	15
3.2. Estado del arte	15
3.3. Tratamiento de aguas residuales	17
Según la fase de depuración:.....	17
3.3.1. Proceso de fangos activos	19
3.3.2. Componentes del proceso de fangos activos.....	20
3.3.3. Parámetros que caracterizan el proceso biológico.....	20
3.3.4. Composición biótica de los fangos activos	22
3.4. Parámetros de caracterización de las aguas residuales	23
3.4.1. Características Físicas.....	23
3.4.2. Características Químicas	24
3.4.3. Características Biológicas	26
3.4.4. Legislación	27
4. SEQUENCING BATCH REACTOR (SBR).....	31
4.1. Operación y fases del proceso	31
4.2. Problemas de separación en el SBR.....	32
4.3. Subproductos del metabolismo microbiano y eliminación de nutrientes	34
4.4. Comparación entre el SBR y el sistema de convencional de fangos activos.....	37
5. DISEÑO EXPERIMENTAL.....	39
5.1. Parámetros de Operación	39
5.2. Descripción y funcionamiento de la planta piloto del laboratorio.....	41
5.3. Descripción del funcionamiento de los SBRs y duración de las fases en el ciclo de operación.....	42
5.4. Puesta en marcha de los SBRs.....	44
5.4.1. PARTE EXPERIMENTAL 1	44

5.4.2.	PARTE EXPERIMENTAL 2	45
5.5.	Preparación del agua residual sintética	46
5.5.1.	Operación y Mantenimiento de los SBRs	51
5.6.	Métodos de análisis del efluente	53
5.6.1.	Amonio (NH ₄ ⁺)	53
5.6.2.	Nitrógeno Total (NT)	54
5.6.3.	Fósforo total (P)	55
5.6.4.	Demanda química de oxígeno (DQO).....	55
5.6.5.	Sulfatos SO ₄ ⁻²	56
5.6.6.	Determinación de sulfitos SO ₃ ⁻²	56
5.6.7.	Conductividad.....	57
5.6.8.	pH.....	57
5.6.9.	Turbidez.....	58
5.6.10.	Carbohidratos	58
5.6.11.	Proteínas: Método MBCA.....	59
5.7.	Metodología experimental análisis licor de mezcla	60
5.7.1.	Determinación de sólidos en suspensión en el licor de mezcla (SSLM)	60
5.7.2.	Determinación de solidos volátiles en licor de mezcla (SSVLM).....	62
5.7.3.	Índice volumétrico de fangos (IVF)	63
6.	DISCUSIÓN DE RESULTADOS	65
6.1.	Resultados preliminares (PARTE EXPERIMENTAL 1).....	65
6.1.1.	Caracterización del efluente.....	65
6.1.2.	Caracterización del licor de mezcla.....	67
6.2.	Resultados de la PARTE EXPERIMENTAL 2	67
6.2.1.	Resultados caracterización del efluente	68
6.2.2.	Resultados caracterización del licor de mezcla	79
6.3.	Resultados respirometrías	89
6.3.1	Resultados respirometrías PARTE EXPERIMENTAL 1.	89
6.3.2	Resultados respirometrías PARTE EXPERIMENTAL 2	90
6.4.	Análisis microscópico	92
7.	CONCLUSIONES	95
8.	BILIOGRAFIA.....	97

CONTENIDO DE FIGURAS

Figura 1. Ejemplo de tratamiento de las aguas residuales procedentes de la industria alimentaria distinguiendo tres líneas diferentes en función de las características del agua a tratar	19
Figura 2. Esquema proceso convencional de fangos activos	20
Figura 3. Efecto de la presencia de bacterias filamentosas sobre la estructura del fango activo ..	23
Figura 4. Microorganismos Responsables de la Depuración de las Aguas Residuales	27
Figura 5. Etapa del SBR	32
Figura 6. Imagen del primer montaje experimental en la planta piloto (PARTE EXPERIMENTAL 1)	41
Figura 7. Imagen del segundo montaje experimental en la planta piloto (PARTE EXPERIMENTAL 2) .	41
Figura 8. Imagen de los reactivos que componen el agua residual sintética	49
Figura 9. Metodología experimental preparación del agua de alimento	50
Figura 10. Medición de OD con el Oxímetro	52
Figura 11. Equipo respirométrico	52
Figura 12. Cubetas de reacción para determinación de DQO	56
Figura 13. Determinación de conductividad	57
Figura 14. Determinación de pH	57
Figura 15. Determinación de Turbidez	58
Figura 16. Imagen de baño caliente y enfriamiento cubetas de reacción para carbohidratos	59
Figura 17. Procedimiento para determinación de SSLM	61
Figura 18. Imagen de proceso de determinación de SSLM	62
Figura 19. Crisoles con SSVL después de la mufla	63
Figura 20. Medida de V30 para determinar la sedimentabilidad	64
Figura 21. Dosificación de sulfitos al SBR 1 en función del tiempo	68
Figura 22. Evolución de la concentración de los sulfatos en el efluente	68
Figura 23. Esquema de bacterias sulfitooxidantes y sulfitoreductoras	69
Figura 24. Evolución del pH en los dos reactores	70
Figura 25. Evolución de la conductividad en los dos reactores	71
Figura 26. Evolución de la DQO en el efluente para los dos reactores	72
Figura 27. Rendimiento de eliminación de materia orgánica para los dos reactores	73
Figura 28. Evolución del nitrógeno para los dos reactores	74
Figura 29. Evolución del rendimiento de eliminación de nitrógeno total para los dos reactores ..	75

Figura 30. Evolución del fósforo en el efluente para los dos reactores.....	76
Figura 31. Evolución del rendimiento de eliminación de fósforo para los dos reactores.....	77
Figura 32. Evolución de la turbidez de los efluentes en los dos reactores	78
Figura 33. Imagen de turbidez de los dos efluentes en el periodo 2' (día 15 – 200 mg/L)	79
Figura 34. Evolución de la sedimentabilidad para los dos reactores.....	80
Figura 35. Medida de V30 al final de los ensayos en el SBR 1 (14000 mg/L SO_3^{2-}) y SBR 2.....	81
Figura 36. Evolución del IVF para los dos reactores	81
Figura 37. Evolución de los sólidos en suspensión en el licor de mezcla	82
Figura 38. SSLM antes y después de la purga en el SBR 1.....	83
Figura 39. Crecimiento del fango en función del tiempo para los dos reactores.....	84
Figura 40. Evolución del porcentaje de sólidos en suspensión volátiles en el licor de mezcla	85
Figura 41. Evolución de la concentración de proteínas y carbohidratos de los SMPs en el efluente de los dos reactores	86
Figura 42. Evolución de SMP en función de la concentración de sulfitos.....	87
Figura 43. % de diferencia de carbohidratos y proteínas entre el SBR 1 Y 2.....	88
Figura 44. R_s (mg O_2 /L/h) en función del tiempo (Tiempo Completo: 14 horas)	90
Figura 45. R_s (mg O_2 /L/h) en función del tiempo en el SBR 1	90
Figura 46. R_s (mg O_2 /L/h) en función del tiempo en el SBR 2	91
Figura 47. Imágenes de especies catalogadas en el licor mezcla	92
Figura 48 Imágenes del flóculo del licor mezcla en el periodo 2'	93
Figura 49. Imágenes del flóculo del licor mezcla en el periodo 3'	94

CONTENIDO DE TABLAS

Tabla 1. Ejemplos de datos de aguas residuales industriales	14
Tabla 2. Legislación aplicable a la gestión del agua	28
Tabla 3. Legislación aplicable de agua residuales y vertidos	29
Tabla 4. Valores límites de parámetros para vertidos en alcantarillado en Valencia	30
Tabla 5. Efecto de la exposición cíclica de los microorganismos a diferentes modos de operación del reactor	33
Tabla 6. Comparación entre el sistema convencional de fangos y el SBR.	38
Tabla 7. Parámetros de Operación.	40
Tabla 8. Duración de las fases del ciclo de operación PARTE EXPERIMENTAL 1	43
Tabla 9. Duración de las fases del ciclo de operación para el SBR 1 PARTE EXPERIMENTAL 2	43
Tabla 10. Duración de las fases del ciclo de operación para el SBR 2 PARTE EXPERIMENTAL 2	43
Tabla 11. Cronograma de parámetros de seguimiento.	44
Tabla 12. Pesos para la preparación del alimento	48
Tabla 13. Pesos para la preparación del alimento en función del agua.....	48
Tabla 14. Adición de Na ₂ SO ₃ al alimento.....	49
Tabla 15. Parámetros de caracterización promedio del agua de alimento.	65
Tabla 16. Evolución de los resultados de la caracterización del efluente	65
Tabla 17. Resultados experimentales del licor de mezcla en la PARTE EXPERIMENTAL 1.	67
Tabla 18. Concentraciones de sulfitos adicionadas en el ensayo de toxicidad	89
Tabla 19. Tabla resumen parámetros respirometría	91

MEMORIA

1. OBJETIVOS

El objetivo principal del presente trabajo final de máster (TFM) es el estudio de la viabilidad de la eliminación de sulfitos en una corriente de agua residual industrial mediante un reactor biológico secuencial (SBR de “Sequencing Batch Reactor”), con el fin de evaluar el rendimiento de eliminación de la materia orgánica y sulfitos teniendo en cuenta las normativas legales de vertidos.

Los objetivos específicos a desarrollar en el proyecto son los siguientes:

- Analizar la influencia que tiene la dosificación progresiva de sulfitos en el rendimiento del SBR respecto a otro SBR sin dosificación de sulfitos (reactor de control).
- Realizar el seguimiento de la biomasa mediante su caracterización física, química y biológica.
- Estudiar el rendimiento del SBR mediante los principales parámetros analíticos que miden la calidad del agua depurada (DQO, sulfitos, sulfatos, fósforo, nitrógeno total y amoniacal, pH, turbidez, conductividad y sólidos en suspensión).

2. JUSTIFICACIÓN

Los recursos hídricos son la fuente principal para la economía y el desarrollo social de una nación, por lo tanto, el agua es un recurso de inestimable valor e imprescindible para todos los seres vivos, formando parte de muchas de las actividades que los humanos desarrollan diariamente [1]. Una de ellas, son las actividades industriales que requieren numerosas cantidades de agua, siendo este recurso utilizado como fuente principal de materia prima, pero también como refrigerante y de limpieza.

La generación de aguas residuales en el sector agroalimentario es el aspecto ambiental más significativo a tratar, debido a la generación de grandes volúmenes de agua con elevados niveles de contaminantes orgánicos e inorgánicos, algunos patógenos y compuestos tóxicos, por lo que deben de recibir un tratamiento de depuración antes de ser vertidos al dominio público hidráulico, cumpliendo con los límites legales. Según la ONU [2] “más del 80% de las aguas residuales del mundo, y más del 95% en algunos países menos desarrollados son liberadas a la naturaleza sin ser tratadas o reutilizadas” provocando riesgos en la salud humana y al medio ambiente [2].

Las amplias variaciones en la concentración de los contaminantes en los efluentes de la industria traen dificultades en la depuración biológica, Como lo son las aguas residuales que contienen sulfitos (SO_3^{2-}), dado que la comunidad microbiana que hay en el fango activo está fuertemente influenciada por las características del influente, por el tipo de sistema de tratamiento que utilizan y las condiciones operacionales, afectando los rendimientos de eliminación de aquellos contaminantes.

Los sulfitos son compuestos que se encuentran como sales de calcio, potasio o sodio en la industria agroalimentaria, se usan en una variedad de alimentos y bebidas para prevenir el crecimiento y la oxidación bacteriana, durante los procesos de producción y almacenamiento, pero su efecto tóxico e inhibitorio en el metabolismo microbiano genera problemas en el tratamiento biológico de las aguas residuales que lo contienen [3]. Por ello, se pretende estudiar y analizar su efecto en las características físicas, químicas y biológicas del licor de mezcla y su influencia en el rendimiento de un reactor biológico secuencial (SBR).

3. INTRODUCCIÓN

3.1. Aguas residuales en la industria agroalimentaria

La industria alimentaria necesita una gran cantidad de agua como ingrediente, para el proceso de producción, por ejemplo, remojo, lavado, enjuague, escaldado, pasteurización, enfriamiento, producción de vapor, limpieza de materias primas y equipos, y para fines generales de limpieza, saneamiento y desinfección [4]. El gran uso del agua necesariamente conduce a una gran cantidad de generación de aguas residuales, dependiendo del tipo de industria [5].

Un ejemplo de esto, es el sector de frutas y verduras, carne, lácteos y aceite estos requieren de procesos intensivos de agua, de acuerdo a ello se ha estimado la generación de aguas residuales de 0,5 a 60 m³ por kilogramo de producto final [5]. En Alemania para 2005 algunos estudios registraron que producen aproximadamente 30 m³ de agua residual por tonelada de zanahoria congelada producida, y 1,2 m³ por tonelada de zumo de manzana [6], en los procesos industriales de fabricación de queso, se producen alrededor de 2 - 4 litros de aguas residuales por cada litro de leche procesada [4].

Debido a los diferentes procesos, la cantidad y composición de las aguas residuales de la industria alimentaria varían considerablemente. El efluente puede contener grandes cantidades de sólidos en suspensión, grasas y aceites, proteínas, carbohidratos o compuestos sintéticos. También se caracterizan por tener una elevada carga orgánica biodegradable (medida en DBO5), una alta concentración de materia orgánica total, nitrógeno total y fosfato total [7].

Es necesario realizar un adecuado tratamiento para seguir con la preservación del agua y la calidad ambiental. Las aguas residuales de carácter alimentario tratadas adecuadamente, pueden recuperarse y valorizarse, para el uso en la agricultura y en la generación de energía contribuyendo a mitigar la demanda de agua. A partir de efluentes de una industria de papas fritas, Suvitha *et al.*, [7]. usaron un proceso de digestión anaerobia para producir entre el 68-89 % de metano procedente del biogás.

En la Tabla 1 se aprecian cifras aproximadas de la generación de aguas residuales en establecimientos comerciales e industrias. Los valores fueron tomados del informe de las naciones unidas sobre el desarrollo de los recursos hídricos 2017 [2] donde indican que las aguas residuales que provienen de establecimientos donde se procesan bebidas y alimentos también suele contener concentraciones relativamente altas de DBO5.

Tabla 1. Ejemplos de datos de aguas residuales industriales [2]

Tipo de Industria	Generación de aguas residuales (m ³ /tn)	Rango (m/tn)	DQO (Kg/m)	Rango de DQO (kg/m)
Refinado de alcohol	24	(16-32)	11	(5-22)
Cerveza y malta	6,3	(5-9)	2,9	(2-7)
Café	n/d	n/d	9	(3-15)
Productos lácteos	7	(3-10)	2,7	(1,5-5,2)
Procesado de pescados	n/d	(8-18)	2,5	-
Carne y aves	13	(8-18)	4,1	(2-7)
Químicos orgánicos	67	(0-400)	3	(0,8-5)
Refinerías de petróleo	0,6	(0,3-1,2)	1	(0,4-1,6)
Plástico y resinas	0,6	(0,3-1,2)	3,7	(0,8-5)
Pulpa y papel	162	(85-240)	9	(1-15)
Jabón y detergentes	n/d	(1-5)	n/d	(0,5-1,2)
Producción de almidón	9	(4-18)	10	(1,5-4,2)
Refinado de azúcar	n/d	(4-18)	3,2	(1-6)
Aceites vegetales	3,1	(1-5)	n/d	(0,5-1,2)
Vino y vinagre	23	(11-46)	1,5	(0,7-3,0)

3.1.1 Uso de sulfitos en la industria agroalimentaria

En los últimos años, se ha creado un interés hacia la salud en relación con la calidad de los alimentos, la conservación, la reducción del uso de aditivos artificiales y la preferencia de los consumidores por los productos orgánicos desempeñando un papel muy importante en la actualidad, ya que para su elaboración no tuvieron contacto con químicos o procesos de ionización, ni con sustancias artificiales como lo son los conservantes, colorantes, antibióticos, fertilizantes químicos o pesticidas que pueden dejar restos de residuos tóxicos perjudiciales para nuestra salud y medio ambiente, conforme a esto la industria ha reducido el uso de sustancias químicas y ha empezado a desarrollar productos finales más saludables [3], [8].

Los sulfitos son sustancias derivadas del azufre que se encuentran presentes de forma natural en algunos alimentos, hoy en día es uno de los aditivos alimentarios más ubicuos, y se usa ampliamente como agente blanqueador y conservante en diferentes alimentos, para mejorar la apariencia de los alimentos y prevenir el crecimiento bacteriano. Los sulfitos son compuestos multipropósito que se encuentran como sales de calcio, potasio o sodio en la industria alimentaria y farmacéutica como conservantes o antioxidantes.

Los sulfitos, por ejemplo, en las bebidas y jarabes como los vinos, mostos y sidras se usan como conservante ya que requieren valores de pH bajos donde los sulfitos se convierten en un poderoso agente antimicrobiano, el ácido sulfuroso. En las frutas y verduras para prevenir el dorado no deseado, para blanquear ciertos almidones y cerezas, también es usado en la producción de algunos materiales de envasado de alimentos y como auxiliares de procesamiento para esterilizar botellas

antes de envasar alimentos o bebidas. Por lo tanto, los alimentos son una fuente importante de sulfitos que pueden estar presentes en los alimentos como ácido sulfuroso, sulfitos inorgánicos y otras formas unidas a la matriz alimentaria. Las Cinco sales más usadas en la industria alimentaria y farmacéutica son: metabisulfito de sodio ($\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$), metabisulfito de potasio ($\text{K}_2\text{S}_2\text{O}_5$), bisulfito de sodio (NaHSO_3), el sulfito de potasio (K_2SO_3) y el sulfito de sodio (Na_2SO_3) [3], [9].

3.1.2 Efecto de la ingesta o exposición de sulfitos en la salud

Las sales de sulfito generalmente están reconocidas como compuestos seguros (GRAS), cuando se usan en la cantidad mínima requerida para el propósito previsto en alimentos y cosméticos, los compuestos que contienen sulfito son considerados seguros por la Administración de Drogas y Alimentos de los Estados Unidos (FDA). Debido a la toxicidad potencial, el sulfito en los alimentos está estrictamente limitado en muchos países y se exige que sea nombrado en el etiquetado del producto final cuando es utilizado como conservante, comúnmente aparecen como E-220, E-221, E222, E-223, E-224, E-226, E-227 y E-228.

Alrededor del 1% de las personas en los Estados Unidos son hipersensibles al sulfito según la estimación de la FDA. Se ha demostrado que la exposición de compuestos que contienen sulfito en pacientes sensibles se presentaron reacciones alérgicas, dermatitis, urticaria, hipotensión y diarrea hasta reacciones anafilácticas y asmáticas potencialmente mortales [10].

El sulfito puede reaccionar con una variedad de componentes humorales y celulares y puede causar toxicidad, 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 [10]. 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. Se estima que la concentración de sulfitos en las frutas secas, el vino y el jugo de limón y lima es de 1,6 mM equivalentes de dióxido de azufre [10].

3.2. Estado del arte

Una industria dedicada a la fabricación de concentrados de frutas tenía dificultades con sus vertidos para la depuración biológica, debido a sus elevadas concentraciones de sulfitos, variabilidad de carga de DQO y déficit de nutrientes. El tratamiento biológico presentaba baja sedimentabilidad y formación de gran cantidad de bulking. Estos problemas son atribuidos al efecto inhibitorio que tienen los sulfitos en el metabolismo microbiano, por lo que es necesario oxidar los sulfitos a sulfatos antes de entrar al reactor biológico. AEMA propuso un sistema de oxidación mediante aireación en presencia de magnesio como catalizador, fue seleccionado debido a su eficiencia en la velocidad de reacción y no toxicidad para el fango activo. Logrando reducir los costes de operación del tratamiento de aguas ya que se empleaba peróxido de hidrógeno como agente oxidante, pero su alto consumo elevaba los costes de explotación notoriamente [11].

En 1997 Yang *et al.* [12] añadieron sulfito al digestor anaeróbico para acelerar la etapa de solubilización del lodo espesado en exceso y aumentar la actividad de las bacterias reductoras de sulfito. Llegaron a la conclusión que el sulfito es un agente eficaz para la solubilización de proteínas, así como una fuente perjudicial concentrada de azufre para las bacterias reductoras de sulfato, bajo la condición de alta adición de sulfito, los ácidos grasos volátiles como el acetato se acumularon debido al incremento de la presión parcial de hidrógeno, el sulfuro de hidrógeno libre y el amonio libre por la descomposición de sólidos de las proteínas. Las eficiencias máximas de descomposición de sólidos volátiles y DQO fueron 55% y 54% respectivamente con un tiempo de retención hidráulico óptimo de tres días [12].

En el 2016, Zan *et al.* [13]. Desarrollaron nuevos estudios acerca de la biodegradabilidad de los lodos activados, basados en el pretratamiento de sulfito. El objetivo principal consiste en acelerar la lisis de los lodos aprovechando el efecto biocida que tiene el sulfito en la estructura celular, como resultado obtuvieron que a concentraciones entre 0,2-0,48 g S/L se presenta lisis en los microorganismos a un pH entre 5 -7. También encontraron que entre el 2-4% del sulfito se oxida a sulfato, esto se puede atribuir a las reacciones biológicas y / o química, sin embargo, es necesario realizar estudios más intensivos sobre esto. Por último, se expone que los sulfitos a 0,1 M de sulfito de sodio destruyen irreversiblemente las paredes celulares sensibles a este [13].

En cuanto a los estudios más recientes, en 2019 Zan *et al.* [14] indicaron que, al tratar los desechos de lodos activados con sulfitos como pretratamiento, aumenta la tasa de hidrólisis del lodo dada su función antimicrobiana y su capacidad destructiva en las paredes celulares. Se realizó un estudio cinético a diferentes concentraciones de sulfito (0 a 800 mg S/L) para observar los efectos biocidas que tienen en la desintegración de las paredes celulares, como resultado se obtuvo que al aumentar la concentración de sulfitos incrementa sustancialmente la desintegración y solubilidad de los lodos, debido a la reducción de tamaño de partícula en un 39%, de igual forma la lisis celular mejoró un 43% mediante la destrucción directa de microorganismos grampositivos. Por otro lado, se observó que el deterioro de la estructura protectora provocaría la liberación de materiales intra y extracelulares.

En 1994 Yang *et al.* [15], proponen mirar el efecto que tienen los sulfitos y sulfatos en la descomposición de la materia orgánica en un sistema de digestión aerobia, como resultados obtuvieron el 70% de descomposición de sólidos suspendidos volátiles en presencia de sulfitos y del 40% con sulfatos a una concentración de 0,4 mM. La eficiencia de eliminación de carbón orgánico total y demanda química de oxígeno fue del 50% con sulfitos y del 40% con sulfatos.

Yang *et al.* [15], también demostraron que la adición de sulfito en el proceso de digestión anaeróbica es efectiva para la solubilización de la materia orgánica ya que la descomposición de las proteínas aumentó con el incremento de sulfito, llegando al 60% de degradación a 10 mM y fue 2 veces mayor que los lípidos y los carbohidratos.

Se llevó a cabo un estudio en paralelo con el presente, Mompo [16] pretende analizar la reacción del proceso de fangos activos con la adición progresiva de sulfitos en un rango de concentración de (0-400 ppm) en un SBR analizando la evolución del rendimiento de eliminación de materia orgánica y de nutrientes. Demostró que, a 200 ppm de sulfito, aumenta la turbidez y la sedimentabilidad disminuye afectando el índice volumétrico. Sin embargo, rendimiento de eliminación de DQO se mantiene por encima del 90%, mientras que los sulfitos incorporados al alimento se oxidan a sulfatos dentro del SBR [16].

3.3. Tratamiento de aguas residuales

El tratamiento de las aguas residuales consiste en una combinación de procesos físicos, químicos y biológicos con objetivo de reducir sus contaminantes y permitir ser vertidos. Estos tratamientos se realizan en las Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales, denominadas EDAR, los cuales se pueden clasificar según los siguientes criterios [17]:

Según el medio de eliminación de los contaminantes:

Procesos físicos: Son aquellos procesos donde son aplicadas las fuerzas gravitatorias, fuerzas centrífugas y retenciones. En este grupo se incluyen tratamientos como, el desbaste de sólidos, desengrasado, sedimentación, evaporación, desarenado, flotación, absorción y desinfección por temperatura o radiación ultravioleta.

Procesos químicos: Son eliminados todos los contaminantes que como consecuencia del proceso de fabricación son adicionados y terminan en el agua. Los procesos más usados son la neutralización, floculación y coagulación, oxidación, reducción, intercambio iónico y desinfección, mediante ozono o cloro.

Procesos biológicos: La contaminación es eliminada por actividad biológica. En esta fase se eliminan sobre todo la materia orgánica pero también la inorgánica en suspensión, transformándola en sólidos más fácil de sedimentar los procesos más usados son los fangos activos, biodiscos, lagunaje, lechos bacterianos y lechos de turba.

Según la fase de depuración:

En este caso los procesos se clasifican en función de los rendimientos alcanzados en el proceso de depuración.

Pretratamiento:

Es el primer tratamiento que recibe las aguas residuales cuando llegan a la EDAR, consiste en la eliminación de sólidos gruesos, partículas de gran tamaño, grasas, arenas y características que son visibles fácilmente, las cuales pueden causar atascos, y mal funcionamientos en los equipos, generando posibles deficiencias en los posteriores procesos. Esta etapa también es usada para controlar y suministrar un caudal constante mediante un tanque de homogenización

Tratamiento primario:

En esta etapa, se busca la eliminación por medios físicos o mecánicos de los sólidos en suspensión o flotantes fácilmente sedimentables, gracias a este proceso se logra remover una fracción importante de la carga orgánica representado entre el 25% y el 40% de la DBO, mediante tanques de neutralización, y entre el 50% y el 65% de los sólidos suspendidos o no sedimentables a través de tanques de decantación primaria y procesos de coagulación-floculación [18].

Tratamiento secundario:

El tratamiento secundario se caracteriza por eliminar la materia orgánica disuelta o coloidal, mediante procesos biológicos que tienen como objetivo principal convertir la materia orgánica biodegradable por medio de bacterias en material biológico, que son eliminados por sedimentación y en forma de gases. Este proceso es el más usado por su bajo coste y sencilla operación.

Los procesos biológicos pueden ser aerobios donde los microorganismos necesitan de oxígeno para descomponer la materia, los fangos activos son los más conocidos, pero también existen los cultivos fijos, lechos bacterianos y biodiscos que se encuentran en forma de película y no es suspensión como los fangos [19]. Los procesos anaerobios en ausencia de oxígeno y los anóxicos no requieren de oxígeno ni tampoco orgánica para su crecimiento; son los iones nitratos o los sulfatos los agentes de oxidación cuando se descompone la materia orgánica. Los reactores anaerobios de flujo ascendente (UASBs) son los más conocidos dentro de este tratamiento [19].

Tratamiento terciario:

Los tratamientos terciarios tienen como finalidad de servir como complemento para eliminar toda aquella carga orgánica residual, los patógenos, sólidos en suspensión y sustancias contaminantes que no hayan sido eliminadas en los tratamientos secundarios con el fin de acondicionar el agua para un uso posterior.

Se pueden aplicar procesos de coagulación-floculación y sedimentación para eliminar partículas coloidales que dan turbidez al agua. Para la eliminación de microorganismos, la desinfección por cloración, ozonización, radiación ultravioleta (UV). La tecnología de membranas que pretenden eliminar bacterias, virus y otros compuestos orgánicos o aguas con altos contenidos en sales por

medio de osmosis inversa. Por el método de adsorción sobre un medio adsorbente el más conocido como carbón activo, gel de sílice o alúmina [18].



Figura 1. Ejemplo de tratamiento de las aguas residuales procedentes de la industria alimentaria distinguiendo tres líneas diferentes en función de las características del agua a tratar [20].

3.3.1. Proceso de fangos activos

Es el proceso de tratamiento de aguas residuales más comúnmente utilizado y fue desarrollado inicialmente en Inglaterra, en 1914 por los ingenieros Arden y Lockett [21]. A pesar de ser un proceso biológico con altos costos de inversión, operación y mantenimiento, sigue siendo muy utilizado en el tratamiento de aguas residuales municipales e industriales. Es un proceso estable y con altas eficiencias de remoción de materia orgánica [21].

El proceso de fangos activos consiste en la degradación de materia orgánica por medio del metabolismo de los microorganismos, principalmente bacterias en altas concentraciones dentro de un reactor, gracias a la presencia de oxígeno que es proporcionado por inyección de aire, tienen la capacidad de asimilar la materia orgánica presente en el agua residual transformándola en metabolismo energético para producir compuestos inorgánicos finales como H_2O , CO_2 , nitratos y sulfatos que están contenidos en la salida en disolución como sales o como gases. Por otra parte, la energía es utilizada para realizar sus funciones vitales y su metabolismo de síntesis se transforma en nuevas células [22].

Después de realizar su metabolismo de síntesis, se forman *flóculos bacterianos* gracias a que las bacterias tienden a aglomerarse, normalmente están compuestas de partículas orgánicas e inorgánicas unidas mediante una matriz de sustancias poliméricas extracelulares. Los flóculos formados se conocen como *fango activo* o *licor de mezcla* del reactor biológico.

Después de un determinado tiempo de retención, el licor de mezcla pasa a un tanque de sedimentación, donde se separa del agua tratada. El efluente sale por la parte superior del tanque y los microorganismos y otros productos de la degradación se separan en forma de flocúlos. Una parte de los fangos decantados es recirculada al reactor biológico para mantener la concentración de microorganismos y la otra parte se purga como fangos en exceso o desecho, denominado "lodo residual". En la Figura 2. Podemos observar un esquema que describe el proceso convencional de fangos activos.

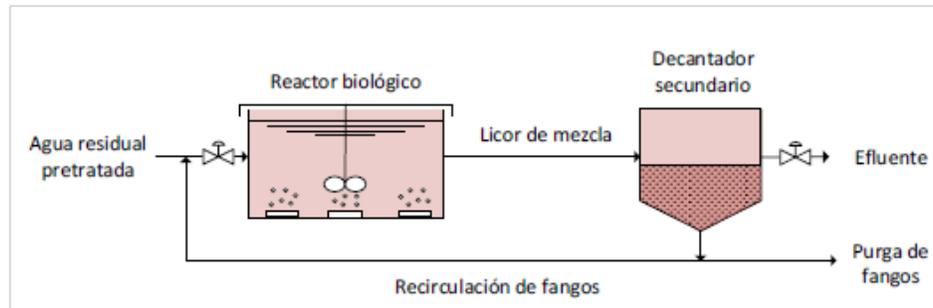


Figura 2. Esquema proceso convencional de fangos activos [23].

3.3.2. Componentes del proceso de fangos activos

El proceso básico de lodos activados se integra por varios componentes que se interrelacionan entre sí:

- 1) Tanque de aeración diseñado para un mezclado completo o para trabajar como flujo pistón.
- 2) Fuente de aeración que permite transferir el oxígeno y proporciona la mezcla que requiere el sistema. La fuente puede ser un soplador con difusores, aeración mecánica o a través de la inyección de oxígeno puro.
- 3) Sedimentador para separar los sólidos biológicos del agua tratada.
- 4) Sistema de tuberías y bomba para recircular los sólidos biológicos del sedimentador al reactor biológico, lo que se conoce como recirculación de lodos activados.
- 5) Tubería para desechar el exceso de lodos biológicos del sistema, lo que se conoce como purga de lodos.

3.3.3. Parámetros que caracterizan el proceso biológico

Tiempo de retención hidráulico (TRH)

Este parámetro representa el tiempo de permanencia de la biomasa en el reactor, es decir cuantifica el tiempo medio que permanece el agua residual desde el momento que es introducida hasta que es vertido. Largos TRH provocan una menor producción de fangos y favorecen el proceso de respiración endógena, Se determina a partir de la siguiente Ecuación 1 [23].

$$TRH = \frac{VT}{Q}$$

Ecuación 1

Donde, VT = Es el volumen del reactor (m^3) y Q = El caudal de entrada (m^3/d).

Carga másica (C_M)

Es la relación que existe entre la cantidad de microorganismos presentes en el reactor, expresada como la concentración de sólidos en suspensión en el licor de mezcla (SSLM) y la materia orgánica que es introducida diariamente en forma de DBO₅ o DQO diariamente. La concentración de biomasa es inversamente proporcional con respecto a la carga másica, por lo que cuando se escoge operar con altas concentraciones de biomasa en los reactores biológicos, la relación alimento/microorganismos disminuye.

$$C_M = \frac{Q \cdot DBO_5}{VT \cdot SSLM} \quad \text{Ecuación 2}$$

Donde, DBO₅ es la demanda biológica de oxígeno en el influente (mg/L) y SSLM sólidos en suspensión en el reactor (mg/L).

Producción de fangos (ΔX)

Es un parámetro que representa el grado de reproducción de los microorganismos mayoritariamente bacterias y depende de la concentración del sustrato y del tipo nutriente que se esté alimentando. A nivel experimental de este trabajo, la producción de fango se calcula con la siguiente Ecuación 3.

$$\Delta X = \frac{SSLM_i - SSLM_p}{t_j - t_i} \cdot V \quad \text{Ecuación 3}$$

En caso que haya pérdidas en el efluente:

$$\Delta X \left(\frac{g \text{ SS}}{\text{día}} \right) = \frac{SSLM_i - SSLM_p}{t_j - t_i} \cdot V + SS_{ef} \cdot Q_{ef}$$

Donde, $SSLM_i$ y $SSLM_p$ son los sólidos suspendidos el día de estudio antes y después de purga, y SS_{ef} son los sólidos suspendidos en el efluente, expresado todos en mg/L.

Edad del fango (θ)

La Edad del fango condiciona la aparición de una nitrificación total o estable y está directamente relacionada con la carga másica por lo que representa la relación existente entre la masa de fangos en el reactor y la masa de fangos en exceso extraídos por unidad de tiempo es decir representa el tiempo de retención de los microorganismos en el reactor [24].

$$\theta \text{ (día)} = \frac{V \cdot SSLM}{\Delta X} \quad \text{Ecuación 4}$$

Índice Volumétrico de Fango (IVF)

El índice volumétrico o índice de Mohlman desarrollado en 1934 [25], se define como el volumen de un fango en (mL) ocupado por un gramo de fango activo. Es el ensayo por excelencia en los reactores de las estaciones depuradoras de agua residuales, además es un indicador macroscópico que permite evaluar las características de decantación del lodo activo, mediante la Ecuación 5 se puede determinar.

$$IVF = \frac{V_{30} \cdot 1000}{SSLM} \quad \text{Ecuación 5}$$

La V_{30} Corresponde al volumen de líquido en litros decantado durante un tiempo de 30 minutos en una probeta graduada de 1000 mL.

En el control de una planta de tratamiento de aguas, el IVF se usa para determinar si se está produciendo un aumento de volumen del lodo, denominado lodo floculento o Bulking [25]. Este fenómeno, se caracteriza por producir un IVF mayor a 100 mL fango /g SSLM, junto a la presencia excesiva de bacterias filamentosas [26]. Los valores típicos de IVF para lodos con buenas características de sedimentación están dentro del intervalo de 35 - 150 mL fango /g SSLM [26].

3.3.4. Composición biótica de los fangos activos

Los flóculos presentes en el licor de mezcla suelen ser de un tamaño medio que oscila entre 50-500 micras y presentan dos niveles estructurales de organización [27].

Macroestructura:

La macroestructura está formada por bacterias filamentosas que se entrecruzan entre ellas y forman un tipo de malla irregular, que tienen como función dar soporte a los otros microorganismos. Se pueden distinguir tres tipos de flóculos [28]:

- **Flóculo ideal:** Misma proporción de las bacterias encargadas de formar los flóculos y las bacterias filamentosas, haciendo que los flóculos sedimentan fácilmente dando lugar a un fango concentrado y un sobrenadante clarificado sin turbidez.
- **Flóculo punta de alfiler:** Se caracteriza por tener sólo microestructura, el fango obtenido no sedimenta correctamente y da origen a un sobrenadante turbio.
- **“Bulking o esponjamiento del fango”:** Las bacterias filamentosas predominan, las cuales crecen dentro y fuera de los flóculos impidiendo que éstos se aproximen interfiriendo en la sedimentación y compactación de los flóculos ya que estos grandes y esponjosos. Entre las bacterias filamentosas más frecuentes, se encuentran diversas especies de algunos géneros, como Sphaerotilus, Leptothrix, Thiothrix o Haliscomenobacter, en la Figura 3 se puede apreciar las imágenes de los diferentes flóculos.



Figura 3. Efecto de la presencia de bacterias filamentosas sobre la estructura del fango activo: a) ideal, b) punta de alfiler, c) Bulking [28]

Microestructura:

La microestructura está constituida por bacterias heterótrofas, generalmente Gram-negativas, que forman exopolímeros de naturaleza polisacárida, siendo el género Zooglea, el más representativo. A estas masas mucilaginosas se van a adherir de manera dinámica, toda una serie de bacterias de grupos fisiológicos distintos. Además, algunos protozoos, principalmente ciliados y pequeños nematodos pueden formar parte o estar asociados a los flóculos.

3.4. Parámetros de caracterización de las aguas residuales

3.4.1. Características Físicas

Para las EDAR es importante conocer la naturaleza del agua residual ya que a partir de estos parámetros se diseña la infraestructura de recogida, de tratamiento y operación. A continuación, se describen los principales factores que pueden afectar al proceso de oxidación biológica y que deben ser controlados:

- **Sólidos totales:** Se define como la materia que se obtiene como residuo después de ser sometida el agua a un proceso de evaporación entre 103 y 105 °C. Pueden clasificarse en:

- **Sedimentables:** Son aquellos que se sedimentan fácilmente en el fondo de un recipiente de forma cónica como lo es el cono de Imhoff en un periodo de 60 minutos, expresado en ml/l.
 - **Suspensión y disueltos:** Los primeros son los sólidos que quedan retenidos en un filtro con un tamaño nominal de poro de 1,2 micras y los disueltos son los que sí lo atraviesan generalmente son moléculas orgánicas e inorgánicas e iones.
 - **Orgánicos o volátiles e inorgánicos:** Los primeros son los que a 550°C se transforman por combustión en dióxido de carbono y vapor de agua. Los sólidos inorgánicos son estables hasta 825°C, este parámetro determina la estabilidad biológica del fango.
- **Color:** Las aguas residuales recientes se caracterizan por tener un color grisáceo, las condiciones anaerobias provocan el cambio de gris a gris oscuro y finalmente adquiriendo un color negro, este color suele ser por la formación de sulfuros metálicos [26].
 - **Temperatura:** La temperatura influye en el desarrollo de la vida acuática, a temperaturas altas el oxígeno es menos soluble trayendo como consecuencia el agotamiento de oxígeno disuelto, dando una indeseada proliferación de plantas acuáticas y hongos. Entre los 25°C y 35°C se desarrolla la actividad bacteriana. Los procesos de digestión aerobia y de nitrificación se detienen cuando se alcanzan los 50°C [26].
 - **Turbidez:** Se debe a la cantidad de materias en suspensión que hay en las aguas residuales (limo, materia orgánica y microorganismos. Esta turbidez, en las masas de aguas receptoras, afecta a la penetración de la luz, lo que redundaría en una menor productividad primaria.

3.4.2. Características Químicas

- **Materia Orgánica:** Son sólidos que provienen de los reinos animal y vegetal, Los principales grupos de sustancias orgánicas presentes en el agua residual son las proteínas entre 40% y 60%, hidratos de carbono 25% y 50%, y grasas y aceites 10% [23].
- **DQO:** Demanda Química de Oxígeno, mg O₂/L es la cantidad de oxígeno disuelto que se requiere consumir para oxidar toda la materia orgánica y oxidable presente en un agua residual.
- **DBO₅:** Demanda Biológica de oxígeno al cabo de cinco días, mg O₂/L es la cantidad de oxígeno disuelto consumido por los microorganismos en el proceso de oxidación bioquímica de los sustratos orgánicos es decir solo se tiene en cuenta la materia orgánica biodegradable mediante procesos biológicos. Con respecto a la DQO la DBO₅ casi siempre tendrá valores menores.

- **Conductividad**: Indica la cantidad de iones disueltos en el agua; es decir, es una medida indirecta de la concentración de sales. Las conductividades elevadas indican la presencia de impurezas, y más concretamente de sales disueltas, esta medida va ligada a la temperatura.
- **pH**: El pH es una medida de la concentración de iones hidrógeno, debe tener controlada ya que los microorganismos presentan una tolerancia muy pequeña para los cambios de pH, usualmente el rango de trabajo es de 6,5 y 8,5, se pueden inhibir a pH mayores de 9.5 o inferiores a 5 [26].
- **NT**: Nitrógeno Total reportado en unidades de concentración mg/L, ayuda al proceso de crecimiento de microorganismos y plantas, su mayor función es sintetizar proteínas. La ausencia de nitrógeno reduce la tasa de crecimiento y surgen problemas de deficiencia en el tratamiento secundario, pero en concentraciones altas tiene como consecuencia el agotamiento del oxígeno y la eutrofización, el nitrógeno en las aguas residuales se puede presentar de las siguientes formas [29].
 - **N orgánico**: se trata del nitrógeno presente en compuestos orgánicos que provienen principalmente de las heces fecales.
 - **NH₄⁺**: Una vez el nitrógeno orgánico se incorpora al agua, se transforma rápidamente en nitrógeno amoniacal.
 - **NO₂**: En presencia de oxígeno y bacterias nitrificantes el nitrógeno amoniacal se oxida en nitritos, esta transformación es la más lenta de las tres y por tanto la limitante de reacción.
 - **NO₃**: Una vez convertido el amoniacal en nitritos, rápidamente se oxidan a nitratos.
- **P Fósforo**: En unidades de concentración mg/L es también esencial para el crecimiento de algas y otros organismos biológicos. Las formas en que se puede encontrar en las aguas residuales, son ortofosfato, polifosfato y fosfato orgánico. Se necesita en niveles mucho más bajos que el nitrógeno [1].
- **Azufre**: Se encuentra como ion sulfato en aguas de abastecimiento y en aguas residuales, es fundamental para realizarse la síntesis de proteínas. Los sulfatos se reducen químicamente a sulfuros y a sulfuros de hidrógeno (H₂S) bajo la acción bacteriana en condiciones anaerobias, si la concentración de sulfuro excede los 200 mg/L puede alterar el tratamiento biológico [26].
- **Proteínas**: La existencia de grandes cantidades de proteínas en un agua residual puede ser origen de olores fuertemente desagradables debido a los procesos de descomposición, normalmente provienen de origen animal o vegetal [26].

- **Hidratos de carbono:** Son conocidos comúnmente como azúcares, almidones y celulosa, se caracterizan por tener carbono, oxígeno e hidrogeno, algunos hidratos de carbono son solubles en agua, principalmente los azúcares, mientras que otros, como los almidones, son insolubles. Las bacterias a través de las enzimas y fermentos utilizan los azuceres para la producción de alcohol y dióxido de carbono. Los almidones, por otro lado, son más estables, pero se convierten en azúcares por la actividad bacteriana.

3.4.3. Características Biológicas

La materia orgánica y el dióxido de carbono son las principales fuentes de energía y carbono celular para los microorganismos. Los microorganismos que emplean la materia orgánica como fuente de energía son los heterótrofos y los que necesitan del dióxido de carbono son los denominados autótrofos, a continuación, se describirán los tipos de microorganismos más abundantes en el agua residual.

- **Bacterias:**

Las bacterias pueden ser autótrofas que crecen en medios inorgánicos o heterótrofas en medios orgánicos estas son las más importantes en los tratamientos biológicos, son las responsables de la estabilización de la materia orgánica y de la formación de flóculos.

- **Protozoos:**

Son conocidos como ciliados, tienen como función la degradación de la comunidad bacteriana, manteniendo controlado su crecimiento y ayudan a completar la eliminación de partículas orgánicas o bacterias no incluidas en flóculos. Además, los protozoos, sobre todo los coloniales, contribuyen a la floculación y sedimentación de los fangos

- **Virus:**

Se caracterizan por tener una forma de vida simple, dependen de otros seres vivos por eso su nombre parásito, muchos de ellos provocan enfermedades en el hombre, entre ellas la poliomielitis y hepatitis las cuales pueden ser transmitidas por medio del agua.

- **Rotíferos:**

Son aerobios y heterótrofos. Su papel en la depuración de aguas consiste en la eliminación de bacterias dispersas y floculadas. La presencia de estos en los efluentes indica procesos de depuración biológica muy eficientes.

- **Hongos:**

La gran mayoría son aerobios estrictos y hay que tener especial cuidado con la proliferación de los mismos dado que pueden producir fangos con mala sedimentación. Toleran rangos de pH bastante bajos, y en sistemas de lecho fijo constituyen una parte importante de la biomasa.

- **Algas:**

Prácticamente no están presentes en el licor de mezcla. Son protistas unicelulares o multicelulares, fotosintéticas y autótrofas. Actualmente se están llevando a cabo muchas líneas de investigación para intentar sustituir los reactores biológicos por los de microalgas.

En la Figura 4. Se puede observar algunas imágenes de algunos microorganismos que se encuentran en las aguas residuales.

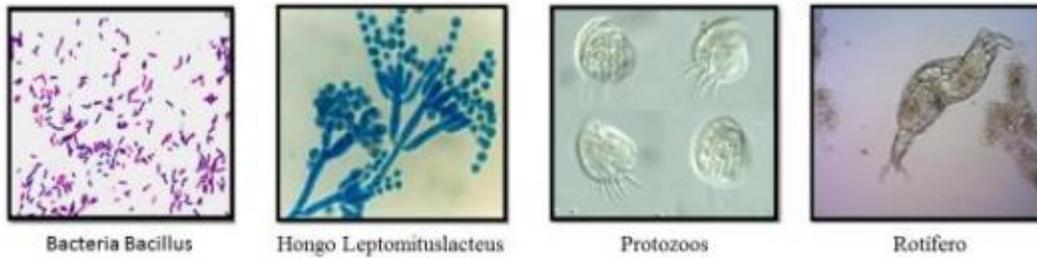


Figura 4. Microorganismos Responsables de la Depuración de las Aguas Residuales [31].

3.4.4. Legislación

Como establece la Directiva 2000/60/CE del parlamento Europeo y del consejo de 23 de octubre de 2000 “el agua no es un bien comercial como los demás, sino un patrimonio que hay que conservar, defender y tratar como tal” [30] es la directiva Marco del agua que tiene como objetivo fundamental preservar y mejorar el medio acuático de la Comunidad mediante controles cuantitativos para garantizar la calidad del agua, además establece que sean eliminadas las sustancias peligrosas prioritarias o reducidas las concentraciones hasta que lleguen asimilarse a los valores de origen natural [30].

En 2015 se registraron un total de 2940 Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales (EDAR) en España las cuales han tenido que remodelar y restaurar sus instalaciones de plantas de tratamiento para garantizar los requerimientos exigidos con la Directiva 91/271/CEE, modificada por la Directiva 98/15/CE, la cual define y establece los sistemas de recogida, tratamiento y vertido de las aguas residuales urbanas y procedentes de sectores industriales. Esta Directiva europea se ha transpuesto a la normativa española por el Real Decreto Ley 2116/1998 [23].

Encontrar y entender la legislación muchas veces se hace difícil ya que son textos demasiados extensos que requieren de un conocimiento técnico para poder comprenderlas y aplicarlas. Por lo tanto, en este apartado se realizó una recopilación referente a las EDAR analizando desde la legislación europea hasta las nacionales y autónomas haciendo una clasificación entre gestión del agua y vertidos de aguas residuales. En las Tablas 2 y 3 se pueden apreciar dicha clasificación.

Tabla 2. Legislación aplicable a la gestión del agua [31].

GESTIÓN DEL AGUA			
Legislación	Normativa	Fecha	Comentario
Europea	Directiva Marco 60/CE del agua	23 de Octubre de 2000	Instituir un marco comunitario de acción para la defensa de las aguas superficiales continentales, las aguas de transición, las aguas costeras y las aguas subterráneas.
	Directiva 83/CE	3 de noviembre de 1998	Tiene como objetivo la protección de la salud de cualquier tipo de contaminación de las aguas destinadas al consumo humano garantizando salubridad y limpieza.
	Directiva 105 /CE del parlamento Europeo y del consejo	16 de Diciembre de 2008	Concerniente a las normas de calidad ambiental en el ámbito de la política de aguas, por la que se modifican y suprimen ulteriormente las Directivas 82/176/CEE, 83/513/CEE, 84/156/CEE, 84/491/CEE y 86/280/CEE del Consejo, y por la que se modifica la Directiva 2000/60/CE.
Nacional	Real Decreto Legislativo 1 por el que se aprueba el texto refundido de la Ley de Aguas	20 de Julio de 2001	Formaliza la regulación del dominio público hidráulico del manejo del agua y del funcionamiento de las competencias atribuidas al Estado. Trasposición de la Directiva 2000/60/CE.
	Real Decreto 140	7 de Febrero de 2003	Establece los criterios sanitarios de la calidad del agua de consumo humano.
	Real Decreto 606	23 de mayo de 2003	Reforma las Leyes previas de Reglamento del Dominio Público Hidráulico y la Ley de Aguas, haciendo hincapié en los límites del dominio público hidráulico y la suspensión de derechos al uso privativo del agua.
	Real Decreto 125	2 de Febrero de 2007	Determina el límite territorial de las demarcaciones hidrográficas.
	Real Decreto 907	6 de Junio de 2007	Ordena la planificación hidrológica nacional y los planes de cuenca.

El estado es el responsable de dictar la legislación básica para prever la protección al medio ambiente, mientras que las comunidades autónomas deben de garantizar el desarrollo y ejecución legislativa. En la tabla 3 se encuentra una recopilación de la normativa que se debe cumplir para los vertidos de aguas residuales y su debido tratamiento.

Tabla 3. Legislación aplicable de agua residuales y vertidos [31].

AGUAS RESIDUALES			
Legislación	Normativa	Fecha	Comentario
Europea	Directiva 271/CEE del Consejo	21 de Mayo de 1991	Establece la obligatoriedad de los tratamientos secundarios de las aguas residuales urbanas.
	Directiva 35/CE del Parlamento Europeo y del Consejo	21 de Abril de 2004	Establece un marco de responsabilidad medioambiental basado en la prevención y la reparación de daños medioambientales.
	Directiva 118/CE del Parlamento Europeo y del Consejo	12 de Diciembre de 2006	Dicta criterios de protección de la contaminación de aguas subterráneas y enumera las sustancias prioritarias a eliminar.
	Directiva 39/UE del Parlamento Europeo y del Consejo	12 de Agosto de 2013	Renueva las Directivas relativas a las sustancias prioritarias a eliminar.
	Directiva 91/271/CEE	29 de Mayo de 1991	Establece normas de recogida, tratamiento y vertido de aguas residuales, abarcando las industrias agroalimentarias.
Nacional	Real Decreto 849	11 de Abril de 1986	Avala el Reglamento del Dominio Público Hidráulico
	Real Decreto-Ley 11	28 de Diciembre de 1995	Establece amparar la calidad de las aguas continentales y marítimas de los efectos negativos de los vertidos de las aguas residuales urbanas.
	Real Decreto 509	15 de Marzo de 1996	Tiene como objeto resguardar la calidad de las aguas continentales y marítimas de los efectos de los vertidos. Trasposición de la Directiva 91/271/CEE.
	Real Decreto 1620	7 de Diciembre de 2007	Establece la normativa para la reutilización de aguas residuales depuradas.
	Ley 26	23 de Octubre de 2007	Traslación de la Directiva 2004/35/CE.
	Real Decreto 1075	27 de Noviembre de 2015	Regula la protección de las aguas subterráneas contra la contaminación y deterioro.

AGUAS RESIDUALES			
Legislación	Normativa	Fecha	Comentario
	Real Decreto 817	11 de septiembre de 2015	Establece los criterios de seguimiento y evaluación de las aguas superficiales y las normas de calidad ambiental.
	Orden AAA/1072	7 de Junio de 2007	Mide el uso de lodos provenientes de depuradoras en el sector agrario.
Autonómica	Ley 170 del Consell	16 de octubre de 1992	Aprueba el Estatuto de la Entidad Pública de Saneamiento de Aguas Residuales de la Comunidad Valenciana
	Ley 2	26 de marzo de 1992	Asegura coordinación entre administraciones en el saneamiento de las aguas residuales, más concretamente en la evacuación, tratamiento y reutilización.

La observación y control analítico de las plantas de tratamiento y de los vertidos son necesarios por lo que todo vertido a la red de alcantarillado de aguas residuales de origen industrial en la comunidad de valencia deberán contar con el permiso de vertido expedido por el ayuntamiento además se debe cumplir con los criterios que exige la Entidad Pública de Saneamiento de Aguas Residuales (EPSAR) la cual es la encargada de regular las condiciones de los vertidos de aguas residuales a las redes de alcantarillado y colectores, conforme a esas regulaciones el agua residual sintética que se ha empleado en el presente trabajo para simular un agua residual industrial agroalimentaria debe de cumplir con los valores de la Tabla 4 establecidos por la ordenanza de vertidos a la red municipal de alcantarillado de Valencia, lo nombrado anteriormente debe de ir de la mano con la Normativa de Prevención y Control Integrados de la Contaminación.

Tabla 4. Valores límites de parámetros para vertidos en alcantarillado en Valencia [32].

Parámetro	Concentración Media diaria Máxima	Unidades
DQO	500	mg/L
pH	5,5-9,00	U. de pH
Sólidos en Suspensión	500	mg/L
Nitrógeno Total (NT)	50	mg/L
Fósforo Total (PT)	15	mg/L
Nitrógeno Amoniacal N-NH4	20	mg/L
SulfitosSO ₃ ⁻²	2	mg/L
Sulfatos SO ₄ ⁻²	1000	mg/L
Temperatura	40	°C
Conductividad Eléctrica 25°C	3000	µS/cm

4. SEQUENCING BATCH REACTOR (SBR)

Los pioneros en publicar investigaciones a escala piloto de los SBR fueron Arden y Lockett, en 1914 eran llamados reactores de llenado y vaciado. Estudios posteriores no tuvieron éxito hasta que, en 1971, Irvine y David retomaron el desarrollo de estos reactores y en 1983 Sir Thomas Wardle publicó sus experiencias y así permitió que estudios similares se reanudaran ampliamente en varios países [33].

Los reactores en secuencia batch se pueden definir como una modificación de los lodos activos, se caracteriza por eliminar la materia orgánica y los nutrientes de las aguas residuales mediante una serie de etapas secuenciales periódicamente, permitiendo que un mismo equipo se realicen diferentes operaciones, dada su sencillez de automatización, operación y su bajo costo de inversión inicial ha sido de las tecnologías más aceptada en la industria química, agroalimentaria, en tratamientos de estiércol de cerdo, aguas residuales salinas y suelos contaminados [33].

4.1. Operación y fases del proceso

La configuración del ciclo depende de las características del agua residual y los requisitos legales a cumplir, y sigue fundamentalmente las siguientes etapas:

- **Llenado:** Consiste en introducir el volumen de agua residual a depurar, el llenado puede ser sin aire, donde la entrada de energía es poca y existe una alta concentración de sustrato, creando una zona anóxica donde se lleva a cabo la desnitrificación y eliminación de fósforo. La otra forma de operar es el llenado aireado, se manejan bajas concentraciones de sustrato y se genera las reacciones aerobias, situación importante cuando existen elementos tóxicos en el agua residual [33].
- **Reacción:** En esta etapa ocurre la degradación de la materia orgánica, proporcionado generalmente condiciones de mezcla en las que se permite el consumo de sustrato en condiciones aerobias (oxidación de materia orgánica y nitrificación), el oxígeno se provee por medio de difusores. En condiciones anaerobias donde se propicia la liberación de fósforo, y en la condición anóxica se presenta la desnitrificación y asimilación de fósforo.
- **Sedimentación:** El influente luego de ser depurado en la fase de reacción, debe de ser separado del licor de mezcla, por lo que en esta etapa se debe de tener apagado el sistema de agitación y aeración para asegurar la sedimentación, Los sólidos se dejan separar del líquido por acción de la gravedad en condiciones de quietud, dando como resultado un sobrenadante clarificado que es descargado como efluente. El tiempo de asentamiento puede durar entre 0,5 y 1,5 h.
- **Vaciado:** Sedimentado el fango, el sobrenadante clarificado (agua depurada) es retirada del reactor, el volumen extraído depende del diseño del reactor, generalmente varía entre un 15 a 75% de volumen. Un mecanismo extractor como el bombeo es el encargado de vaciar

el líquido, debe ser diseñado y operado de manera que se evite que el material flotante sea descargado dejando en el interior el licor de mezcla decantado.

- **Espera o reposo:** Normalmente se establece esta etapa en un intervalo de tiempo entre el llenado y vaciado, es un tiempo de inactividad del reactor, es recomendable esta etapa para que no se solapen las dos fases, sin embargo, no es necesario para el debido funcionamiento del SBR. Al final de esta fase, al igual que en el sistema convencional de fangos activos es necesario realizar una purga periódica para mantener la concentración de sólidos constante en el reactor.

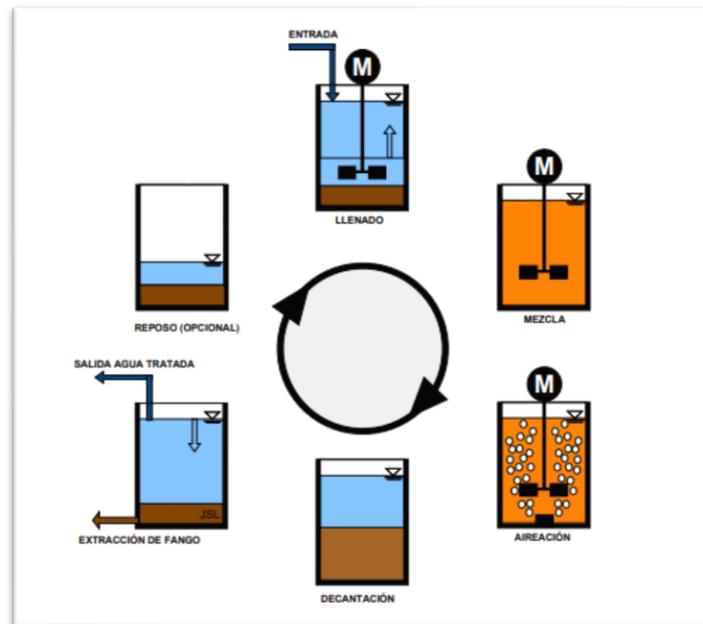


Figura 5. Etapa del SBR [34]

4.2. Problemas de separación en el SBR

Los microorganismos se ven afectados por los diversos modos de operación en la Tabla 8 se puede apreciar algunos de esos efectos, mientras en la sedimentación del fango activo se pueden presentar algunos problemas como [35]:

- **Crecimiento disperso:** No se produce la biofloculación de los microorganismos dando lugar a un efluente turbio.
- **“Bulking” viscoso:** Se produce un fallo en la microestructura por un exceso de polímeros extracelulares dando lugar a un fango viscoso con problemas de sedimentación y compactación.

- **Flóculo punta de alfiler:** Se produce debido a la baja proporción de bacterias filamentosas haciendo que los flóculos se rompan fácilmente dando lugar a flóculos pequeños que son arrastrados con el efluente.
- **“Bulking” filamentoso:** Es debido a un exceso de microorganismos filamentosos, haciendo que la sedimentación y la compactación sean muy deficientes, impidiendo la recirculación de una parte de los fangos al reactor biológico y la concentración microbiana va disminuyendo.
- **“Foaming” o formación de espumas:** Están asociados a determinadas bacterias filamentosas con superficies celulares muy hidrofóbicas, situándose en la superficie de las burbujas de aire y formando espumas que ascienden a la superficie formando una capa espesa de color marrón.
- **Flotación de los fangos:** Puede ser debido a la formación de N_2 , que es un gas muy poco soluble en agua, debido al proceso de desnitrificación.

Tabla 5. Efecto de la exposición cíclica de los microorganismos a diferentes modos de operación del reactor [36].

Factor Variado del ciclo	Efecto Obtenido
Alta y baja concentración de sustrato rápidamente biodegradable	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Ratio de crecimiento diferencial que evita un crecimiento excesivo de bacterias filamentosas. ▪ Minimiza la sensibilidad a cambios bruscos en la carga y a variaciones generales de factores ambientales y de constituyentes del influente.
Elevada concentración de sustrato seguida de un largo periodo de ausencia de éste.	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Acumulación de sustancias poliméricas extracelulares y supresión de crecimiento excesivo de bacterias filamentosas puesto que tienen menos posibilidades de supervivencia. ▪ Mejora de las características físicas de las bacterias formadoras de flóculos que proporciona un mejor rendimiento.
Condiciones aerobias y anóxicas.	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Mejora de las características físicas de las bacterias nitrificantes y desnitrificantes de forma que se consigue una mejor eliminación de nitrógeno.
Condiciones anaerobias y aerobias	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Aumento del rendimiento de eliminación del fósforo.

4.3. Subproductos del metabolismo microbiano y eliminación de nutrientes

En la actividad metabólica de los microorganismos aparecen dos subproductos de gran importancia que hacen parte del fango activo, entre ellos se transfieren y relacionan entre sí durante el proceso de biodegradación. Estos dos subproductos se estudiarán a lo largo del trabajo de máster y son los siguientes:

Sustancias Poliméricas Extracelulares (EPS):

El termino EPS fue propuesto originalmente por Geesey como el acrónimo “Extracellular Polymeric Substances”, definida como una “sustancia polimérica extracelular de origen biológico que participa en la formación de comunidades microbianas” [37]. Se definen como los productos metabólicos acumulados en la superficie de la célula, están compuestos por una mezcla compleja de proteínas, carbohidratos, polisacáridos, lípidos, ADN y sustancias de ácido húmico.

La sustancia orgánica con mayor predominancia en los EPS, son los polisacáridos, mientras que las proteínas se encontraron en cantidades sustanciales menores [37], probablemente la presencia de estos se debe a la gran cantidad de exoenzimas atrapadas en el mismo fango, con respecto al resto de compuestos orgánicos aparecen en pequeñas cantidades que son liberadas por las células muertas después de la lisis [38].

Estos productos metabólicos son capaces de formar una matriz tridimensional de flóculos y películas microbianas que envuelven a las células y las protege contra el estrés ambiental, la toxicidad y facilitan la comunicación célula-célula. También pueden ser utilizadas como fuente de energía y de carbono por la célula en periodos donde los nutrientes no sean suficientes. La cantidad de monómeros de azúcar que posea los EPS es importante en el fango para sus propiedades de cohesión y para la facilidad de este para formar agregados, de igual forma tiene gran influencia en la floculación, rendimiento de sedimentación y deshidratación de los fangos activos.

Productos Microbianos Solubles (SMPs)

Según El SMP fue definido originalmente por Namkumg & Rittman [39]. Los SMPs son los productos de componentes celulares solubles que han sido liberados durante la lisis celular [29]. Tienen un peso molecular moderado y son biodegradables.

La función de los SMP en las aguas residuales tiene gran importancia ya que están presentes ubicuamente y normalmente forman la mayor parte de la demanda química de oxígeno y de la demanda biológica de oxígeno de los procesos de tratamiento biológico de aguas residuales [37]. Según (Kou, 1993) existen diversos factores que causan la formación de los SMP entre ellos los más destacados [37]:

- La falta de nutrientes hace que las bacterias expulsen la materia orgánica ya que deben de obtener energía para mantener sus funciones vitales y su respiración endógena cuando el sustrato no es suficiente.
- Un incremento de la concentración de fuente de energía exógena, puede provocar la estimulación de la excreción de los SMP.
- Una variación inesperada de las condiciones de la fuente de carbono y energía, puede acelerar la muerte de algunas bacterias.
- Los SMP se producen como respuesta al estrés ambiental, como pueden llegar a ser los cambios extremos de temperatura y choque osmótico. También se dice que son consecuencia de presencia de sustancias tóxicas.

Los principales componentes de SMP son proteínas y sustancias húmicas, también polisacáridos, aminoácidos, ácidos orgánicos, estructuras celulares y productos del metabolismo energético. Hejzlar & Chudoba en 1986 encontraron que en el efluente de los reactores biológicos de fangos activados contenían azúcares, amino-azúcares, ácidos urónicos y aminoácidos, indicando su carácter heteropolisacáridos. En los efluentes biológicos se encuentran mayor cantidad de compuestos con alto peso molecular que en influentes, y se ven afectadas por las condiciones operativas del sistema. A mayor tiempo de retención celular, los materiales tienen mayor peso molecular, y su distribución del peso molecular está influenciada por el tipo de sustrato.

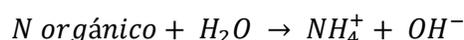
Eliminación de Nitrógeno

La composición en las aguas residuales de nitrógeno se estima alrededor del 60% nitrógeno amoniacal y 40% nitrógeno orgánico [39], la biomasa toma aproximadamente entre el 10-30% del nitrógeno total para sus necesidades nutricionales y se estima que el “contenido de nitrógeno en la biomasa formada se encuentra entre un 12 y un 13% de su peso” [40], la eliminación de nitrógeno generalmente se realiza mediante los siguientes procesos:

Nitrificación

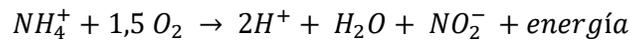
Es el proceso en el que el nitrógeno orgánico y amoniacal se oxida por acción de las bacterias nitrificantes, transformándose primero en nitrito y, posteriormente en nitrato en presencia de oxígeno.

El nitrógeno orgánico es hidrolizado en la red de colectores y en las depuradoras y pasa a amonio siguiendo la siguiente reacción.

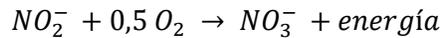


La primera reacción recibe el nombre de nitrosación y consiste en la oxidación del ion amonio a nitritos por medio de bacterias autótrofas aerobias (Nitrosomonas) tomando el carbono inorgánico

como fuente de carbono para la síntesis celular, y el nitrógeno inorgánico para obtener energía siendo esta la etapa limitante.



Seguidamente, se oxida los nitritos hasta nitratos por medio de las bacterias autótrofas nitratantes como Nitrococcus, Nitrospira y Nitrobacter.



La relación estequiométrica global de las reacciones bioquímicas de oxidación del amonio se encuentra representada en la siguiente reacción.



Desnitrificación

Consiste en el paso de los nitratos a compuestos de nitrógeno gaseoso (óxido nítrico NO, óxido nitroso N₂O y nitrógeno diatómico N₂) en ambientes anóxicos, y con disponibilidad de nitrito y nitrato como aceptores de electrones. Por lo general, son las bacterias heterótrofas las encargadas de la desnitrificación, tienen velocidades de crecimiento elevadas y edades de fango mínimas (menores que las nitrificantes) [40].

Muchas veces los compuestos orgánicos no son suficientes para generarse la desnitrificación en las aguas residuales, por lo que es necesario la adición de compuestos químicos como el metanol (CH₃OH), etanol (C₂H₅OH) y ácido acético (CH₃-COOH), su elección depende de la disponibilidad local y el coste económico, la siguiente expresión representa la reacción general de la desnitrificación [40].



Eliminación de Fósforo

El fósforo es un elemento químico esencial para la vida biológica, tiene influencia en los organismos pequeños y en estructuras más complejas, de igual forma que el nitrógeno favorece la eutrofización por lo que es importante eliminarlo antes de ser vertido al dominio público hidráulico. En las aguas residuales el fósforo aparece como fosfato en las siguientes formas:

- Ortofosfatos solubles: Fácilmente precipitables, pueden proceder directamente de los vertidos o del resultado de una degradación en el proceso del tratamiento de los polifosfatos orgánicos o inorgánicos.

- Polifosfatos: Orgánicos o inorgánicos, que pueden bien degradarse en ortofosfatos, o bien permanecer inertes. A su vez pueden estar en solución o en suspensión más o menos sedimentable.
- Fósforo orgánico: Insoluble, transformable a fosfato soluble por fermentación ó hidrólisis

Parte del fósforo que viene en las aguas residuales es insoluble y queda retenido en los procesos de decantación haciendo parte del fango. Mientras que el resto del fósforo, soluble, después del tratamiento biológico se encuentra en forma de ortofosfatos como se ha indicado anteriormente.

Durante el tratamiento biológico el fósforo puede ser absorbido sobre los flóculos o principalmente asimilado por los microorganismos para la realización de la síntesis de la biomasa pasando a formar parte del fango biológico en una proporción del 1% al 2% de dicho fango. Gracias a esa incorporación, la concentración de fósforo en el agua es reducida entre el 15% y el 20%, junto con el proceso de decantación primario llega a un rango de remoción del 25 al 30%.

Normalmente la concentración de fósforo en el agua después de un tratamiento convencional biológico oscila entre 6 y 11 mg/L de P, para conseguir valores inferiores es necesario recurrir a tratamientos complementarios de eliminación, pudiendo ser estos de tipo físico-químico o bien de carácter biológico [41]. Los organismos encargados de la eliminación de fósforo son los organismos acumuladores de fósforo (PAO, por sus siglas en inglés), que requieren dos condiciones diferentes, aerobias y anaerobias, a fin de favorecer la absorción de fósforo [33].

4.4. Comparación entre el SBR y el sistema de convencional de fangos activos

La efectividad de un sistema SBR es comparable a la de sistemas convencionales de lodos activados y depende del diseño del sistema y de criterios específicos del sitio de la planta. Según National Air Quality (EPA) la eficiencia de remoción de DBO generalmente es del 85 al 95% en los sistemas SBR, estos valores dependen del modo que operan los sistemas SBR. En los parámetros de control tiene una eficiencia del 92% en la Demanda Biológica de Oxígeno (DBO), 70 % para la Demanda Química de Oxígeno (DQO), 47% de Sólidos Suspendidos Totales (SST) y 44 Solidos Suspendidos Volátiles (SSV) [34].

En la Tabla 6 se muestran las ventajas e inconvenientes de los SBR frente al proceso convencional de depuración. Las ventajas más importantes son la de no requiere coste de bombeo para el retorno de lodos y no requiere sedimentador secundario, esto permite reducir los costos de inversión, por lo tanto, se reduce el número de equipos en la estación depuradora de aguas residuales, por lo que el coste de inversión será menor en estas instalaciones y tendrán una menor demanda de espacio, siendo por tanto más compactas que las tradicionales. Dentro de las desventajas se encuentra el riesgo de taponamiento en los dispositivos de aireación, esto afecta directamente el rendimiento del sistema e incluso podría ocasionar una suspensión del sistema.

Los SBRs al tener más controlados los parámetros de operación tienen un rendimiento mayor en la depuración del agua y en especial en la sedimentabilidad ya controlar el crecimiento de las bacterias filamentosas es más fácil por las condiciones anóxicas que son generadas. Además, los sedimentadores tienen una mayor área de decantación, incrementando de este modo su rendimiento de operación, produciéndose una sedimentación estática en lugar de dinámica. En la siguiente Tabla 6 se puede apreciar de forma más esquemática las diferencias más relevantes entre los dos procesos.

Tabla 6. Comparación entre el sistema convencional de fangos y el SBR. Fuente: Elaboración propia

PROCESO CONVENCIONAL	REACTOR BIOLÓGICO SECUENCIAL (SBR)
Necesita de recirculación externa para mantener constante la carga de sólidos	No necesita recirculación externa al mantener la carga de sólidos
Menor eficiencia frente a variaciones de condiciones climatológicas	Mayor eficiencia frente a variaciones de condiciones climatológicas
Menores rendimientos de depuración del influente	Mejores rendimientos de depuración del influente
Mayor espacio de instalaciones	Menor espacio de instalaciones ya que no se requiere sedimentadores primarios y secundarios
Demanda energética constante Mayor coste de inversión	Elevados picos de demanda energética Menor coste de inversión
Diseñado para caudales de influente constantes	Buen comportamiento ante fluctuaciones de caudal
Peor sedimentabilidad del fango	Mejor sedimentabilidad del fango
El aumento de carga hidráulica disminuye el tiempo de retención hidráulico de todos los componentes.	Fáciles cambios estacionales en la carga y composición del agua de entrada ya que se reajustan los tiempos de cada fase.
Requiere menos control de parámetros, seguimientos más simples.	Requiere una gran cantidad de analizadores en línea y un importante control de los parámetros.
Deben conducir agua a las zonas anóxicas o anaerobias del reactor, para permitir una desnitrificación y/o eliminación de fósforo.	Sólo deben aplicar aireación y agitación durante el llenado y la fase de reacción.
Se requiere pasar el licor de mezcla a un decantador secundario.	Maneja una baja concentración de sólidos en suspensión en el efluente, ya que la sedimentación es estática.

PROCESO CONVENCIONAL	REACTOR BIOLÓGICO SECUENCIAL (SBR)
Requieren personal menos cualificado	Requieren una mayor capacidad técnica del personal y presentan costos de operación y mantenimiento mucho más altos.
Requieren de una mayor área superficial de construcción.	Menores costos de inversión al no requerir bomba para el retorno de lodo y áreas menores incluso pueden ser instalados bajo tierra para evitar el impacto visual.

5. DISEÑO EXPERIMENTAL

Para realizar los ensayos experimentales y estudiar el efecto que tiene la concentración de sulfitos en las aguas residuales agroalimentarias, se plantea llevar a cabo la experimentación en dos partes. La PARTE EXPERIMENTAL 1 consiste en poner en marcha un reactor de tipo Biológico Secuencial (SBR) con el objetivo de obtener una experiencia preliminar del manejo del reactor y los primeros resultados de parámetros fisicoquímicos del efluente y licor de mezcla al dosificar diferentes concentraciones de sulfitos en un agua residual sintética.

En la PARTE EXPERIMENTAL 2, se trabaja con dos SBR en paralelo trabajando en las mismas condiciones de operación, pero con diferentes alimentaciones (uno con dosificación de sulfitos (SBR 1) y otro sin sulfitos (SBR 2, reactor control). Se partirá de los resultados obtenidos en la primera parte experimental.

5.1. Parámetros de Operación

Los parámetros principales de operación fijados para el ensayo experimental se detallan a continuación:

- **Carga másica (C_M):** Se decide fijar en $0,2 \frac{kg \text{ DQO}}{kg \text{ SSLM} \cdot dia}$ La carga másica indica la cantidad de sustrato añadido de materia orgánica (DBO₅ o DQO) y consumida diariamente por la biomasa presente en el reactor. Se decide fijar este valor, considerado que este parámetro tiene como función determinar el rendimiento de depuración del proceso de fangos activos. Para que exista una depuración biológica completa los valores de carga másica deben ser menores a $0,4 \frac{kg}{kg \text{ SSLM} \cdot dia}$, por lo tanto, con este valor escogido asegura la degradación DBO₅ del 90% [42].
- **Sólidos en Suspensión en el licor de mezcla (SSLM):** Consiste en una biomasa que está compuesta principalmente por microorganismos y materia orgánica no biodegradable (sólidos inorgánicos). Se decide operar con un valor de $3 \frac{kg}{m^3}$ ya que este se encuentra en el rango $(2,5 - 3) \frac{kg}{m^3}$ característico para los procesos convencionales de fangos activos con una carga másica $0,2 < C_M < 0,5$ [43].

- **Ciclos de depuración de diarios:** Los reactores secuenciales biológicos trabajan por ciclos. Se fijan 3 ciclos diarios cada uno de ellos con un tiempo de 8 horas. La duración de los ciclos se ha establecido a partir de la experiencia previa del grupo de trabajo.
- **Volumen de reacción:** Es el volumen total de la mezcla tras el llenado del reactor. Los reactores tendrán un volumen de 6L para mantener el tiempo de retención hidráulico en 40,0 horas, considerando que el volumen de llenado en cada ciclo es de 1,2L y 3,6L al día.
- **Concentración de oxígeno disuelto:** Es el oxígeno disuelto que se debe proporcionar en la etapa de aeración al reactor siendo este igual a la cantidad de oxígeno demandada por los microorganismos del sistema, la concentración de oxígeno disuelto usado debe estar en un rango de 1,5 y 4 mg/L. Se fija en 2 mg/L en todos los puntos del tanque ya que es el valor normalmente empleado, valores por encima de 4 mg/L encarecen los costes de energía y por debajo de 1,5 riesgo a crecimiento de organismos filamentosos [26]

En la Tabla 7 se puede apreciar el resumen de los parámetros de operación de los reactores SBR tanto en la primera fase como en la segunda junto con las características del agua de alimento.

Tabla 7. Parámetros de Operación.

Parámetros de Operación	
Volumen del reactor	6 L
Caudal Diario (Q)	$3,6 \frac{\text{L}}{\text{día}}$
Tiempo de retención Hidráulica (TRH)	1,67 días
Carga Másica	$0,2 \frac{\text{kg DQO}}{\text{kg SSLM} \cdot \text{día}}$
SSLM	$3 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
Ciclos Diarios	$3 \frac{\text{ciclos}}{\text{día}}$
Tiempo del ciclo	8 h
Tiempo de reacción	6 h
Tiempo de sedimentación	1,5 h
Tiempo Anóxico	0,5 h

5.2. Descripción y funcionamiento de la planta piloto del laboratorio.

Las dos partes experimentales del trabajo se han llevado a cabo en una planta a escala piloto en el laboratorio de investigación de la universidad politécnica de Valencia, la Figura 6 y 7 representa los equipos utilizados durante la experimentación.



Figura 6. Imagen del primer montaje experimental en la planta piloto (PARTE EXPERIMENTAL 1)

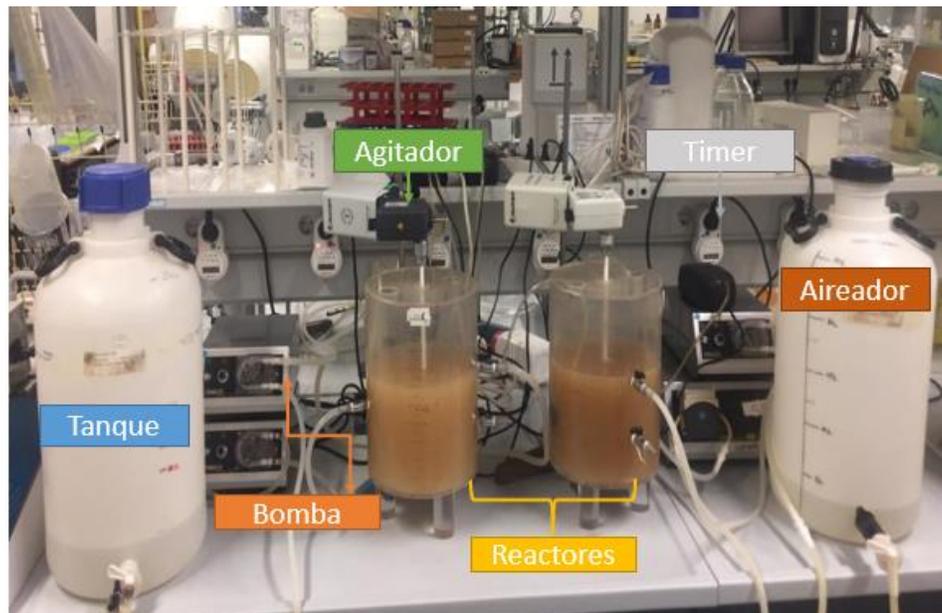


Figura 7. Imagen del segundo montaje experimental en la planta piloto (PARTE EXPERIMENTAL 2)

En los siguientes ítems se enumeran y se describen el funcionamiento de los equipos y materiales que se utilizaron en las dos partes de la experimentación. La descripción corresponde a uno de los montajes SBR ya que son iguales.

- Un sistema de dos bombas peristálticas, ya que son las más exactas y sencillas de operar para caudales pequeños, de las cuales una de ellas impulsa el contenido de los tanques a los reactores y la otra para realiza el vaciado de los reactores.
- Un reactor cilíndrico de metacrilato, de 21,5 cm de diámetro y 30 cm de altura. El volumen total es de 11 L. consta de una tapa de 21,5 cm para cada reactor, con agujero central para introducir el eje del agitador, y dos agujeros más para introducir los conductos de aire de los difusores y con válvulas de mariposa para la entrada, la salida y toma de muestras o purga.
- Dos tanques de polietileno de alta densidad (25L) con válvula que permite abrir y cerrar los flujos de los cuales, uno contiene la disolución de agua residual sintética y el segundo recoge el efluente depurado.
- Mangueras elásticas de polietileno de 1 cm de diámetro para hacer las conexiones entre el tanque, el reactor y las bombas.
- Un sistema de agitación automático (208 rpm) conectado al reactor biológico con pala de polietileno de alta densidad para conseguir que el licor de fango este perfectamente homogeneizado.
- Dos aireadores domésticos que suministran oxígeno (± 3 ppm) al interior de los reactores.
- Dos temporizadores (“timers”) programables de la marca GARZA que se controlan los ciclos de agitación, de aireación, de llenado y de vaciado del reactor.

5.3. Descripción del funcionamiento de los SBRs y duración de las fases en el ciclo de operación

El sistema de la planta piloto emplea cinco fases de funcionamiento diferentes, llenado, reacción, sedimentación, vaciado y reposo que corresponden a un ciclo en los cuales se incluyen la aireación y la agitación. Para el llenado de los reactores se parte desde la válvula de los tanques de alimentación, las cuales dan paso al agua residual sintética para ser llevada por la bomba de llenado hasta los reactores. Las bombas de llenado y vaciado junto con los agitadores y aireadores están conectados a un temporizador eléctrico, para que los tiempos de cada ciclo estén perfectamente sincronizados a la hora de encenderse y apagarse. El primer ciclo es el de reacción, en cual los agitadores se encuentran encendidos, y los aireadores se encenderán a los 15 minutos finalizado el llenado. Tiempo en el cual el reactor se encuentra de forma anóxica. Una vez finalizada la fase de reacción, se paran los agitadores y aireadores para empezar el ciclo de sedimentación del fango, permitiendo que los sólidos contenidos en el interior del reactor sedimenten y no se pierda biomasa

en el vaciado. Finalizado el periodo de sedimentación, las bombas de vaciado se encienden para impulsar el sobrenadante del reactor al tanque de salida en la que se extraen 1,2 litros de efluente en su respectivo tiempo, en cada reactor. Durante la etapa de vaciado se recogen las muestras del efluente, que posteriormente son analizadas. El sistema entra a un estado de espera o reposo hasta iniciar nuevamente la fase de llenado donde los agitadores y las bombas se encienden de nuevo y así reponer con agua residual sintética el volumen extraído en el vaciado, es decir volver a dejar el volumen total del reactor en 6 L.

En las Tablas 8, 9 y 10 muestra la duración de cada fase en el ciclo de operación para la PARTE EXPERIMENTAL 1 Y PARTE EXPERIMENTAL 2.

Tabla 8. Duración de las fases del ciclo de operación (PARTE EXPERIMENTAL 1)

Fase	Tiempo de fase (minutos)	Ciclo 1		Ciclo 2		Ciclo 3	
		Hora de Inicio	Hora Final	Hora de Inicio	Hora Final	Hora de Inicio	Hora Final
Llenado	15	10:30	10:45	18:30	18:45	02:30	02:45
Reacción	345	10:45	16:30	18:45	00:30	02:45	08:30
Sedimentación	90	16:30	18:00	00:30	02:00	08:30	10:00
Vaciado	11	18:00	18:11	02:00	02:11	10:00	10:11
Espera	19	18:11	18:30	02:11	02:30	10:11	10:30

Tabla 9. Duración de las fases del ciclo de operación para el SBR 1 (PARTE EXPERIMENTAL 2)

Fase	Tiempo de fase (minutos)	Ciclo 1		Ciclo 2		Ciclo 3	
		Hora de Inicio	Hora Final	Hora de Inicio	Hora Final	Hora de Inicio	Hora Final
Llenado	7	10:30	10:37	18:30	18:37	02:30	02:37
Reacción	353	10:37	16:30	18:37	00:30	02:37	08:30
Sedimentación	90	16:30	18:00	00:30	02:00	08:30	10:00
Vaciado	4	18:00	18:04	02:00	02:04	10:00	10:04
Espera	26	18:04	18:30	02:04	02:30	10:04	10:30

Tabla 10. Duración de las fases del ciclo de operación para el SBR 2 (control) (PARTE EXPERIMENTAL 2)

Fase	Tiempo de fase (minutos)	Ciclo 1		Ciclo 2		Ciclo 3	
		Hora de Inicio	Hora Final	Hora de Inicio	Hora Final	Hora de Inicio	Hora Final
Llenado	8	10:30	10:38	18:30	18:38	02:30	02:38
Reacción	352	10:38	16:30	18:38	00:30	02:38	08:30
Sedimentación	90	16:30	18:00	00:30	02:00	08:30	10:00
Vaciado	5	18:00	18:05	02:00	02:05	10:00	10:05
Espera	25	18:05	18:30	02:05	02:30	10:05	10:30

5.4. Puesta en marcha de los SBRs

5.4.1. PARTE EXPERIMENTAL 1

Antes de iniciar la experimentación, es necesario ajustar las bombas de llenado y vaciado con los “timers” para poder configurar en ellos los periodos de las fases de los reactores. Estas pruebas son llevadas a cabo con agua de red. Es introducido 4,8 L de agua al reactor como volumen inicial, de modo que empiece en la etapa de llenado y siga automáticamente los ciclos programados. Se deja operando durante cuatro días para comprobar que los volúmenes de llenado, vaciado sean correctos y los “ON-OFF” de los agitadores y aireadores. Verificado el correcto funcionamiento y sincronización de los equipos, la planta se detuvo para vaciar el agua e iniciar con las condiciones reales de la primera parte experimental, por lo tanto, el tanque de alimentación fue llenado con el agua residual sintética y al reactor fue introducido el fango de siembra.

El fango de siembra o licor de mezcla proviene de la depuradora Horta Nord-Carraixet, inicialmente se caracterizó para determinar la concentración de SSLM que contenían, con respecto a ese valor se realizó una dilución del fango para ajustar a la concentración deseada previamente establecido anteriormente en 3 kg/m^3 . Por lo tanto, se introdujeron 2,3 L de fango de siembra, completando hasta el volumen de reacción 6 L con agua de red, y así, empezar la etapa de aclimatación del fango verificando que la agitación y el suministro de aire estuvieran encendidos y comprobando la apertura del sistema de válvulas y que todos los equipos estuvieran conectados a la red.

Después del periodo de aclimatación del fango activo, se inicia con la dosificación de sulfito, para aportar las concentraciones en que se van a trabajar (100 y 200 ppm) utilizando como reactivo Sulfito de sodio (Na_2SO_3). Se fija empezar con este rango de concentración tomando como referencia trabajos de grupos de investigación de la Universidad de Ciencia y Tecnología de Hong Kong (China) y de la Universidad de Ciudad del Cabo (Sudáfrica) [13].

- **Cronograma de actividades de la primera fase de experimentación**

En la Tabla 11 se especifica un cronograma de los análisis realizados tanto al efluente como al licor de mezcla.

Tabla 11. Cronograma de parámetros de seguimiento.

	Lunes	Martes	Miércoles	Jueves	Viernes
SSLM	X		X		X
SSVLM					X
pH, Conductividad, Turbidez, DQO, V_{30} , SO_4^{-2}	X		X		X
NT, PT, NH_4^+ , SO_3^{-2}					X

(*) ver detalle análisis en el apartado 5.7

- **Periodo 1:** El 8 de marzo se pone en marcha el reactor, se introduce agua residual sintética con ausencia de sulfitos durante el periodo de adaptación. Dicho periodo dura 10 días, hasta el 20 de marzo 2019.
- **Periodo 2:** Desde el 21 de marzo al 01 de abril fue dosificado 100 ppm de sulfito, queriendo observar que le sucede al licor de mezcla cuando se le suministra una concentración de sulfitos no progresiva.
- **Periodo 3:** Desde el 3 de abril al 10 de abril se duplica la concentración de esta sal, alcanzando unos 200 ppm, tiempo en el cual el sistema muestra resultados de deterioro.
- **Periodo 4:** Del 12 al 19 de abril se detiene la dosificación del sulfito para observar si el sistema es capaz de recuperarse por sí mismo.

5.4.2. PARTE EXPERIMENTAL 2

Como se había mencionado anteriormente se ponen a operar dos SBR en paralelo SBR 1 (presencia de sulfitos) y SBR 2 (sin sulfitos, reactor de control). Ambos estarán trabajando bajo las mismas condiciones de operación, igual que en la parte 1, se utilizará sulfito de sodio (Na_2SO_3) para aportar la concentración de sulfito en el agua sintética. El rango de concentraciones ensayadas fue de 200-1400 ppm de sulfitos.

Se realiza el mismo procedimiento acerca de la verificación de equipos y funcionamiento de los equipos con agua de red. Seguidamente, el fango de siembra proviene de la misma depuradora Horta Nord-Carraixet y se realiza el ajuste a la concentración 3 kg/m^3 de SSLM para ambos reactores, se fijan las mismas condiciones de operación como en la PARTE EXPERIMENTAL 1 y los parámetros de análisis para el efluente y el licor de mezcla también fueron medidos con la frecuencia del cronograma de la Tabla 14.

En los siguientes ítems se describe el resumen de cada uno de los periodos de esta parte experimental:

- **Periodo 1':** El 2 de mayo se ponen en marcha los reactores, de la misma forma se deja el sistema en un periodo de adaptación por 10 días en ausencia de sulfitos para ambos.
- **Periodo 2':** Desde el 10 al 26 de mayo se dosifica 200 mg/L de concentración de sulfitos al SBR 1. Este dato de partida se seleccionó a partir de los resultados experimentales obtenidos en la PARTE EXPERIMENTAL 1. Dado que a esa concentración se presentó aumento de turbidez en el sistema y problemas en los SSLM. Por lo que es necesario analizar un tiempo más prologando y así poder obtener resultados de adaptación o incremento en el deterioro en el sistema.
- **Periodo 3':** Desde el 7 de junio al 8 de julio se lleva a cabo un aumento progresivo de la concentración de sulfitos desde 400 a 1400 mg/L, para poder seguir analizando el sistema y los parámetros de seguimiento en el efluente y en el licor de mezcla.

- **Fin de ensayo:** Los sistemas se paran el día 10 de julio periodo suficiente para la recopilación de resultados.

5.5. Preparación del agua residual sintética

En esencia, los microorganismos toman de las aguas residuales o de una disolución únicamente las sustancias que sean apropiadas y le aportan valores nutritivos para hacer la síntesis del nuevo material celular o para ganar energía.

Las aguas residuales dependen mucho de la actividad económica o de la procedencia ya que todas presentan diversas características físico químicas las cuales no son ideales como alimento ya que pueden contener cantidades de tóxicos, sales, y nutrientes que inhiban la acción de los microorganismos. Para las bacterias heterótrofas la relación ideal carbono-Nitrógeno C:N = 12:1 carbono - fósforo C:P = 30:1 [42], condiciones suficientes para llevarse a cabo la oxidación.

Comúnmente las aguas que son generadas en área urbana tienen altos contenidos de Nitrógeno y Comúnmente las aguas que son generadas en áreas urbanas tienen altos contenidos de Nitrógeno y fósforo, por lo que en muchos casos no son suficientes los tratamiento biológico y quedan por degradarse estos compuestos completamente, mientras que en aguas residuales industriales ocurre lo contrario, existe deficiencia de estos nutrientes porque lo que toca ser agregados para que lleven la oxidación completamente, conforme a lo anterior es importante realizar una caracterización del agua a tratar comprobando el balance de nutrientes en ella.

En la investigación se trabajará con agua residual sintética, es decir a través de compuestos químicos se creará un agua con características parecidas a las de las aguas residuales industriales que están basada en la siguiente relación DQO: N:P→100:5:1. La relación de nitrógeno no es tan estricta por lo que se establece para este trabajo la siguiente relación DQO: N:P→100:12:1. Además, se eligió un mecanismo de alimentación al reactor por lote, por lo que es necesario que el suministro de alimento sea continuo para garantizar que exista un crecimiento directamente proporcional al del sustrato y así evitar una disminución de los microorganismos debido al agotamiento de nutrientes.

La concentración de DQO que debe tener el alimento está definida por la expresión de carga másica se puede apreciar en la Ecuación 5, los valores de carga másica y SSLM están definidos en la Tabla 7 donde se describen los parámetros de operación.

$$C_M = \frac{DQO \cdot Q}{SSLM \cdot V} \quad \text{Ecuación 5}$$

Donde:

- El caudal (Q) se fija en 3,6 litros por día.
- La demanda química de oxígeno (DQO) requerida en el alimento.
- Los sólidos en suspensión en el licor de mezcla ($SSLM$).
- La carga másica (C_M).
- El volumen (V) del reactor 6 litros.

Despejando DQO y Reemplazando en la Ecuación 6 se obtiene:

$$DQO = \frac{C_M \cdot SSLM \cdot V}{Q} \quad \text{Ecuación 6}$$

$$DQO = \frac{0,2 \frac{mg \ DQO}{mg \ SS_{LM}} \cdot 3000 \frac{mg}{l} \cdot 6 \ l}{3,6 \ l} = 1000 \ ppm$$

Para aportar la concentración de DQO al agua de alimento se emplea extracto de carne y peptona. A partir de experiencias trabajadas en el laboratorio anteriormente se conoce que la relación de peptona debe ser de 45 mg/L y de extracto de carne 45 mg/L para una concentración de 100 ppm de DQO.

Para obtener la concentración de DQO de 1000 mg/L:

Masa de Peptona por litro:

$$45 \frac{mg}{l} \cdot 10 = 450 \frac{mg}{l} = 0,45 \frac{g}{l}$$

Masa de Extracto de carne por litro:

$$45 \frac{mg}{l} \cdot 10 = 450 \frac{mg}{l} = 0,45 \frac{g}{l}$$

Para que los microorganismos mantengan una relación equilibrada de nutrientes se requiere aportar fósforo, de modo que se hace a través de la sal fosfato dipotásico K_2HPO_4 guardando la relación de 100 DQO /5 N/ 1 P. De acuerdo a la relación descrita, se obtiene:

$$ppm_p = \frac{1000 ppm_{DQO} \cdot 1 ppm_p}{100 ppm_{DQO}} = 10 ppm_p$$

Se debe tener en cuenta que se añade el fósforo en forma de K_2HPO_4 por lo que es necesario calcular la cantidad de K_2HPO_4 necesaria para suplir con la concentración de 10 ppm_p requeridas.

Por lo tanto, se calcula la concentración de fosfato dipotásico requerido para obtener una concentración 10 ppm de fósforo, sabiendo que la masa molar de este es 174,18 g/mol y la masa atómica del fósforo es de 31 g/mol.

$$0,01 g P \cdot \frac{1 mol P}{31 g P} = 0,00032 mol P$$

Por estequiometria:

$$\frac{1 mol K_2HPO_4}{1 mol P} \cdot 0,00032 mol P = 0,00032 mol K_2HPO_4$$

A partir de las moles, se calcula la masa molecular K_2HPO_4 se obtiene que:

$$0,00032 mol K_2HPO_4 \cdot \frac{174,15 g K_2HPO_4}{1 mol K_2HPO_4} = 0,056 g \frac{K_2HPO_4}{l}$$

En la tabla 12 se pueden apreciar los valores de las cantidades que se debe pesar de cada compuesto para preparación de la disolución de alimento.

Tabla 12. Pesos para la preparación del alimento

Peptona	0,45 g/L
Extracto de carne	0,45 g/L
K_2HPO_4	0,056 g/L

La cantidad de agua de alimento está basada en función de la demanda requerida, por lo que los viernes por ser el inicio del fin de semana se prepararán 15 litros y los días lunes y miércoles 12 L, el cambio de alimento es necesario ya que este se oxida con el tiempo, generándose un deterioro que hace que no pueda mantenerse las condiciones iniciales. En la tabla 13 se resume las cantidades necesarias que deben ser pesadas en función de la cantidad de agua cumpliendo la concentración de 1000 DQO.

Tabla 13. Pesos para la preparación del alimento en función del agua.

Volumen del alimento	1 litro	12 litros	15 litros
Peptona	0,45 g	5,4 g	6,75 g
Extracto de carne	0,45 g	5,4 g	6,75 g
K ₂ HPO ₄	0,056 g	0,67 g	0,84 g

En la Figura 8. Se puede observar la imagen de los reactivos utilizados para la preparación del alimento.

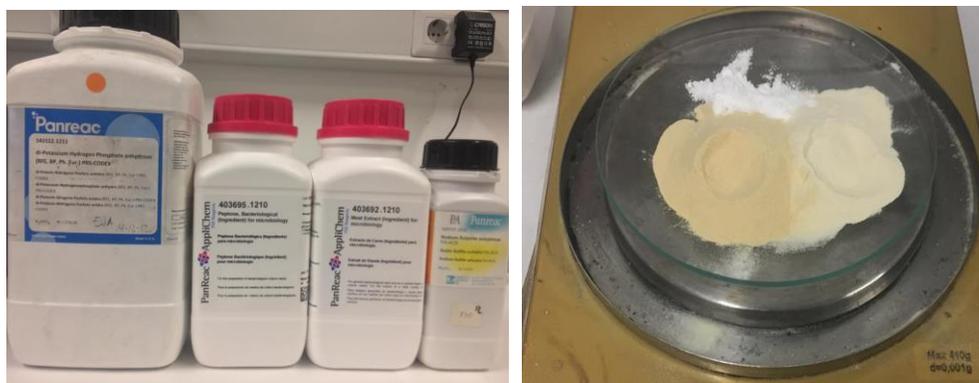


Figura 8. Imagen de los reactivos que componen el agua residual sintética

Como se había mencionado anteriormente los sulfitos se añaden en forma de Na₂SO₃ por lo que es necesario realizar la siguiente conversión para dosificar las cantidades exactas de sulfito.

$$0,1 \frac{g}{l} SO_3^{2-} \cdot \frac{1 \text{ mol } SO_3}{80,063 \text{ g } SO_3} \cdot \frac{1 \text{ mol } NaSO_3}{1 \text{ mol } SO_3} \cdot \frac{126,043 \text{ g } SO_3}{1 \text{ mol } NaSO_3} = 0,1574 \text{ g } \frac{SO_3^{2-}}{l}$$

Por lo tanto, las cantidades de sulfito de sodio Na₂SO₃ requeridas para cada concentración de sulfito de acuerdo a la cantidad de alimento a preparar se puede observar en la tabla 14 y en la ilustración 8 se aprecia un esquema con la metodología de preparación del agua sintética.

Tabla 14. Adición de Na₂SO₃ al alimento.

[SO ₃ ²⁻] (mg/L)	1 L	12 L	15 L
100	0,157 g	1,889 g	2,361 g
200	0,315 g	3,778 g	4,723 g
400	0,630 g	7,557 g	9,446 g
600	0,945 g	11,335 g	14,169 g
800	1,259 g	15,113 g	18,892 g
1000	1,574 g	18,892 g	23,614 g
1200	1,889 g	22,670 g	28,337 g
1400	2,204 g	26,448 g	33,06 g



Figura 9. Metodología experimental preparación del agua de alimento

5.5.1. Operación y Mantenimiento de los SBRs

Para el correcto funcionamiento de los SBRs se deben realizar las siguientes acciones:

- **Purga**

Para controlar la edad del fango, a continuación, se describe el procedimiento experimental para la realización de la purga del mismo. En este caso se había fijado una concentración de SSLM de 3000 mg/L (Tabla 7). Para ello:

1. Se debe determinar la cantidad de SSLM presentes en el reactor. Dicho procedimiento se detalla posteriormente en el capítulo 5.3.
2. A partir de los SSLM obtenidos se determina el volumen a purgar del reactor para obtener la concentración de sólidos en el reactor deseada. La siguiente expresión establece dicha relación:

$$V_{purga} = 1 - \frac{3000}{[SSLM]} \cdot V$$

Donde:

- V_{purga} : Volumen de fango a purgar, expresado en L.
 - 3000: Son los sólidos que se desean mantener en el reactor, expresados en ppm.
 - V : Se trata del volumen del reactor, expresado en L.
 - $[SSLM]$: Hace referencia a la cantidad de sólidos suspendidos en el licor de mezcla presentes en el reactor, expresados en ppm.
3. Extraer el volumen calculado de purga a través de la válvula de toma de muestras, la cantidad de fango extraída se recogerá en un vaso precipitado graduado.
 4. La limpieza del material del laboratorio se realizará con agua de red y jabón, realizando un segundo enjuague con agua destilada.

- **Oxígeno Disuelto (OD)**

La cantidad de oxígeno en el reactor es necesaria para poder transformar la contaminación del agua residual en fango activo, el oxígeno es necesario para que los microorganismos puedan realizar la síntesis celular y la oxidación de la materia a través de la respiración.

El oxímetro con referencia HQ 40d cuantifica la concentración de oxígeno que está siendo suministrada al reactor, la lectura se realiza cada cinco minutos durante un ciclo completo de ocho horas mediante una sonda que es introducida al reactor. Esta medición se realiza cuando se modifica la concentración de sulfitos en el reactor y también esporádicamente por verificación.

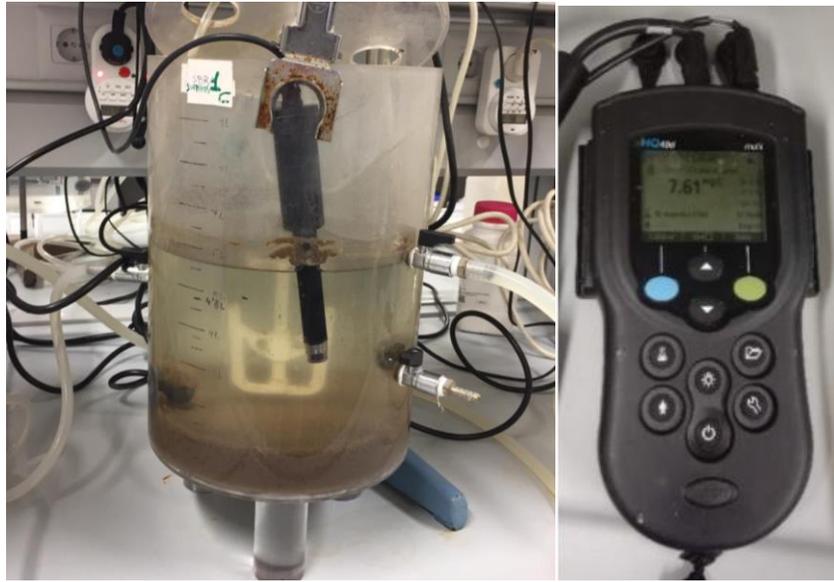


Figura 10. Medición de OD con el Oxímetro

- **Respirometría**

La respirometría es una técnica que mide la velocidad de consumo de oxígeno y cantidad de oxígeno consumido por las bacterias contenidas en un fango activo (lodo activado) de una estación depuradora para su propia supervivencia (respiración endógena) y para degradar (oxidar) el sustrato contaminante en el agua residual (respiración exógena). El método experimental seguido es el BM-T, que combina la respirometría tradicional y una más avanzada diseñada por el programa Surcis. El BM-T tiene un vaso reactor en el que se introduce el fango a analizar y se somete a condiciones controladas, llevando el fango a condiciones anóxicas y suministrando una solución de material orgánica conocida.



Figura 11. Equipo respirométrico

- **Limpieza de materiales y equipos**

El procedimiento experimental de limpieza del reactor se llevaba a cabo cuando este se encontraba en fase de reacción o de sedimentación, las válvulas de entrada y salida del reactor se cerraban para aislar el sistema del exterior, y así desconectar las mangueras y limpiarlas abundantemente con agua, en algunas zonas se quedan adheridos residuos de alimento formando trozos blanquecinos, los cuales se deberán presionar con los dedos para ayudarlos a salir y despegarse de las paredes. Una vez limpias se deberán volver a conectar las mangueras al reactor y a los tanques correspondientes, volviendo a abrir todas las válvulas.

La limpieza de los tanques de alimentación se deberá realizar cada vez que se prepare alimento, es necesario vaciar el agua de los depósitos que no fue utilizada y lavar con una disolución de limpieza y posterior enjuague con abundante agua y así evitar posibles problemas de olores y deposición de huevos de moscas. Se recomienda que estén parcialmente tapados, para evitar posibles contaminaciones en el medio.

5.6. Métodos de análisis del efluente

Para la caracterización del agua residual se emplean métodos de análisis cuantitativos y así determinar precisamente la composición química del agua como lo son los gravimétricos, volumétricos o fisicoquímico. Estos últimos se refieren a métodos instrumentales como la turbidimetría, colorimetría, potenciometría entre otros. En este apartado se describen los métodos analíticos empleados y los equipos necesarios para la determinación y caracterización de los parámetros de seguimiento de los efluentes de los reactores SBR.

Los ensayos se llevaron a cabo mediante kits de la marca comercial Merck, las cuales incluyen cubetas preparadas con los reactivos requeridos y las técnicas de los procedimientos experimentales de cada análisis, es importante tener en cuenta en escoger el kit con el rango correcto de medición [45].

De acuerdo al plan de análisis Tabla 14 se realizaron los distintos parámetros químicos para observar los niveles de eliminación de contaminación. Estos parámetros son: Amonio (NH_4^+), nitrógeno total (N), fósforo total (P), demanda bioquímica de oxígeno (DQO), sulfatos SO_4^{-2} y sulfitos SO_3^{-2} para su respectiva medición el efluente fue filtrado por un papel filtro con tamaño de poro de $1,2 \mu\text{m}$. mientras que la conductividad, pH, turbidez fueron leídos directamente para no interferir en su cuantificación.

5.6.1. Amonio (NH_4^+)

Determinado por un procedimiento análogo APHA 4500-NH₃ F [45], en el agua residual se puede encontrar nitrógeno amónico (NH_4^+ N) el cual se puede presentar en forma de iones amonio y en parte en forma de amoníaco debido al equilibrio existente entre ambos en función del pH, por lo tanto, se requiere que la disolución esté en condiciones alcalinas para asegurar que solo exista amoníaco ya que esté en presencia de iones de hipoclorito se convierte en monocloramina. Dicho compuesto fenólico es el que se determina fotométricamente [44].

Procedimiento:

1. Tomar un volumen de 0,10 ml del efluente filtrado, pipetear en una cubeta de reacción del kit, cerrar la cubeta y mezclar.
2. Añadir 1 dosis de reactivo NH₄-1K y agitar vigorosamente la cubeta firmemente cerrada hasta que el reactivo se haya disuelto completamente.
3. Se deja en reposo 15 minutos, luego se mide la muestra de medición en el fotómetro.

5.6.2. Nitrógeno Total (NT)

Los compuestos orgánicos e inorgánicos de nitrógeno presentes en la muestra de agua residual son convertidos en nitratos según el método de Koroleff, mediante tratamientos oxidantes en un termorreactor en una etapa de disgregación. Finalmente, estos nitratos en disolución fosfórica y sulfúrica junto con el 2,6- dimetilfenol (DMP), dan lugar a 4-nitro-2,6-dimetilfenol. Es este último compuesto es el que se mide por fotometría y mediante la relación estequiométrica se obtiene el nitrógeno inicial presente en la muestra de agua residual [44].

Para la determinación de nitrógeno total, primero se realiza una etapa de disgregación y una segunda etapa de medición.

Procedimiento

Disgregación de la muestra

1. Tomar un volumen de 1,0 ml de la muestra preparada y pipetear en una cubeta vacía; añadirle a ésta 9,0 ml de agua destilada y mezclar.
2. Añadir 1 microcuchara rasa (en la tapa del frasco N-1K) de reactivo N-1K y mezclar.
3. Añadir 6 gotas de reactivo N-2K, cerrar firmemente la cubeta y mezclar.
4. Calentar la cubeta durante 1 hora a 120 °C en un termorreactor precalentado.
5. Dejar enfriar a temperatura ambiente la cubeta cerrada en un soporte para tubos de ensayo. Después de 10 minutos, agitar brevemente la cubeta.

Medición de la muestra

Partiendo de la muestra disgregada y enfriada;

1. Tomar un volumen de 1,0 ml de ésta y pipetear en una cubeta de reacción del kit, sin mezclar el contenido.
2. Añadir 1,0 ml de Reactivo N-3k mediante micropipeta.
3. Cerrar fuertemente la cubeta y agitarla, sujetándose por el tapón de rosca ya que la celda se calentará debido a la reacción exotérmica que se lleva a cabo en ella.
4. Dejar en reposo la cubeta caliente durante 10 minutos, luego medir la muestra de medición en el fotómetro.

5.6.3. Fósforo total (P)

Para la determinación del fósforo presente en el agua residual se utilizó el procedimiento análogo APHA 4500-P [45] el cual describe que al tener en contacto los iones ortofosfato con iones de molibdato en solución sulfúrica dando lugar a ácido molibdofosfórico. Este es reducido a fosfomolibdeno (PMB) en presencia de ácido ascórbico el cual es el que se mide fotométricamente y a partir de las relaciones estequiométrica se obtiene la cantidad de fosfatos presentes en la muestra analizada.

Procedimiento

1. Tomar un volumen de 1,0 ml de la muestra preparada, pipetear en una cubeta de reacción del kit.
2. Añadir 1 dosis de reactivo P-1K, cerrar firmemente la cubeta y mezclar.
3. Calentar la cubeta durante 30 minutos a 120 °C en un termorreactor precalentado.
4. Dejar enfriar a temperatura ambiente la cubeta cerrada en un soporte para tubos de ensayo.
5. Añadir 5 gotas de reactivo P-2K, cerrar firmemente la cubeta y mezclar.
6. Añadir 1 dosis de reactivo P-3K, cerrar firmemente la cubeta y agitar vigorosamente hasta que el reactivo se encuentre completamente disuelto.
7. Dejar en reposo durante 5 minutos, luego medir la muestra de medición en el fotómetro.

5.6.4. Demanda química de oxígeno (DQO)

La medición de la concentración de la DQO (Demanda química de oxígeno) se ha realizado según el método APHA 5220 D [45], la muestra del agua residual es oxidada a través de una solución sulfúrica caliente de dicromato potásico y sulfato de plata el cual actúa como catalizador. Los posibles cloruros que se puedan llegar a presentar en el medio de reacción son enmascarados con sulfato de mercurio para evitar interferencias. Finalmente, la fotometría mide la concentración de los iones Cr_2O_7 no consumidos, y por la relación estequiométrica se obtiene la demanda de oxígeno química presente en la muestra.

Procedimiento

1. Agitar por balanceo la cubeta de reacción del kit hasta que bien disuelto el reactivo.
2. Tomar un volumen de 3,0 ml de la muestra preparada, verter cuidadosamente sobre la pared interna de la cubeta de reacción, cerrar firmemente la cubeta y mezclar vigorosamente.
3. Calentar la cubeta durante 120 minutos a 148 °C en un termorreactor precalentado.
4. Dejar enfriar a temperatura ambiente la cubeta cerrada en un soporte para tubos de ensayo. Al cabo de 10 minutos agitar la cubeta por balanceo y enfriar a temperatura

ambiente (tiempo de enfriamiento mínimo 30 minutos), luego medir la muestra en el fotómetro.



Figura 12. Cubetas de reacción para determinación de DQO

5.6.5. Sulfatos SO_4^{-2}

Para la determinación de sulfato presente en el agua residual se ha seguido el procedimiento APHA 4500 SO_4^{-2} [45], con un intervalo de medida entre 5 -250 mg/L de SO_4^{-2} . El cual está basado en la formación de sulfato bórico cuando están en contacto los iones sulfatos con los iones bario generando una turbidez debido a la baja solubilidad de estos la cual es medida en el fotómetro.

Procedimiento

1. Tomar un volumen de 1,0 ml de la muestra preparada, pipetear en una cubeta de reacción y mezclar.
2. Añadir 1 microcuchara rasa (en la tapa del frasco SO_4^{-2} K) de reactivo SO_4^{-2} K y agitar vigorosamente la cubeta firmemente cerrada. Hasta el reactivo se haya disuelto completamente.
3. Dejar en reposo exactamente 2 min (tiempo de reacción), luego medir la muestra de medición en el fotómetro.

5.6.6. Determinación de sulfitos SO_3^{-2}

Los iones sulfito en una solución neutra en contacto con el ácido 2,2-dinitro-5,5-ditiodibenzoico (reactivo de Ellman) forman un tiosulfato orgánico. Mediante esta reacción son liberados compuestos tiol que tienen presencia de grupos funcionales formado por un átomo de hidrogeno y un átomo de azufre el cual es determinado mediante fotometría. El Intervalo de cuantificación para este parámetro es de 1,0 - 20,0 mg/L de SO_3^{-2} .

Procedimiento

1. Añadir 1 microcuchara rasa (en la tapa del frasco SO_3^{-2} K) de reactivo SO_3^{-2} 1K en la cubeta de reacción del kit y agitar vigorosamente la cubeta firmemente cerrada. Hasta el reactivo se haya disuelto completamente.
2. Tomar un volumen de 3,0 ml de la muestra preparada, pipetear en la cubeta de reacción y mezclar.
3. Dejar en reposo exactamente 2 min (tiempo de reacción), luego medir la muestra de medición en el fotómetro.

5.6.7. Conductividad

El parámetro de la conductividad es medida a través de un conductímetro EC-Meter GLP 31 de la casa matriz CRISON. El electrodo debe estar calibrado respectivamente con sus patrones antes de ser usado. Para su medición es introducido en la muestra a analizar de tal forma que se encuentre completamente sumergido en la solución. La muestra se encontrará en constante agitación hasta que la lectura se estabilice y se obtenga el valor.



Figura 13. Determinación de conductividad

5.6.8. pH

La medida del pH es muy similar a la de la conductividad, pero en lugar de un conductímetro se emplea un pH-Meter GLP 21 de la casa matriz CRISON. De igual forma el electrodo debe estar calibrado y después ser introducido en la muestra analizar de manera que quede completamente sumergido. La muestra se encontrará en constante agitación hasta que la lectura sea estable y proporcione un valor.



Figura 14. Determinación de pH

5.6.9. Turbidez

La turbidez es medida por un turbidímetro D-112 de DINKO INSTRUMENT. Éste es calibrado mediante tres patrones a concentraciones establecidas en un orden de menor a mayor. Una vez calibrado, el vial usado para la medición se purga con el efluente y se introduce con la muestra al equipo dando una lectura de ésta.



Figura 15. Determinación de Turbidez

5.6.10. Carbohidratos

La antrona forma un compuesto verde en medio ácido fuerte (Ácido sulfúrico) con ciertos carbohidratos y sacáridos, en especial con azúcares y almidones. La reacción de la antrona (9.10 dihydro 9 ketoantraceno) en medio sulfúrico produce un derivado del verde furano que tiene su máximo de absorción en 625 nm.

Cada muestra se analizará por triplicado para asegurar resultados repetitivos y filtrados por un filtro de jeringa de 0,45 μm .

Procedimiento

1. Se requiere preparar una disolución de antrona al 0,2% en ácido sulfúrico H_2SO_4 , para ello se pesa en un vidrio de reloj 0,2 g de antrona en una balanza previamente tarada, seguidamente se introduce la antrona pesada en un matraz aforado de 100 mL previamente limpio y seco, junto con la disolución de H_2SO_4 al 96%. Una vez enrasado el matraz, se deja dos horas mínimo en ausencia de luz. El uso de gafas de seguridad en esta operación es de suma importancia debido al nivel de peligrosidad del ácido sulfúrico H_2SO_4 .
2. Por cada muestra analizar se prepara 3 cubetas de reacción junto con 3 cubetas para el blanco (agua destilada). Seguidamente en cada una de las cubetas se pipetea un 1mL de la muestra junto con el blanco y 2 mL de la antrona previamente preparada, se agita en un vortex aproximadamente 10 segundos para asegurar la correcta homogenización de la mezcla muestra por muestra.

Se ponen los tubos de ensayo en un baño de agua a 100 $^\circ\text{C}$ durante 14 minutos, transcurrido este tiempo las cubetas son enfriadas en un baño de agua con hielo durante 5 minutos. Finalizados estos, el contenido se pasa cubetas para ser leídas en el espectrofotómetro, la lectura de ellas se lleva a cabo a una absorbancia de $\lambda = 625 \text{ nm}$ en el programa 9001 RC_ANTRONA_BUENA creado anteriormente por el personal del laboratorio.

En la Figura 16 muestra una imagen de los ensayos carbohidratos realizados en la planta piloto



Figura 16. Imagen de baño caliente y enfriamiento cubetas de reacción para carbohidratos

5.6.11. Proteínas: Método MBCA

Este método se emplea para la determinación de proteínas a nivel micro escala, es decir, para muestras comprendidas entre 0,5 -20 $\mu\text{g}/\text{ml}$ de concentración de proteína.

En un medio alcalino, el compuesto ácido biconínico o sal sódica forma un complejo púrpura intenso con iones Cu^+ , esta coloración específica describe la reacción de Biuret. La cual consiste en monitorizar el ión cuproso producido en una reacción entre los iones Cu^{2+} y los pares de electrones no compartidos del nitrógeno que forma parte de los enlaces peptídicos de las proteínas. La estabilidad del reactivo y el cromóforo proporciona un método para la cuantificación de proteínas que es sencillo, rápido, muy sensible, y que muestra una gran tolerancia a compuestos que afectan a otros métodos. [45]

○ Procedimiento

De cada muestra se analizará por triplicado para asegurar resultados repetitivos y son filtrados por un filtro de jeringa de 0,45 μm .

1. Marcar los eppendorfs de 1 ml y pipetear 0,5 ml de cada muestra, más el blanco (Agua desionizada). Preparar el "Working Reagent" que depende de la cantidad de muestras a analizar, seguir la siguiente formulación para su respectiva preparación.

Para un volumen de 50 ml:

$$25 \text{ ml Reactivo A} + 24 \text{ ml Reactivo B} + 1 \text{ ml Reactivo C}$$

2. Pipetear 0,5 ml de "Working Reagent" a cada eppendorf que contiene la muestra pipeteada y agitar en el vórtex durante (6 seg) aproximadamente. Poner los eppendorfs cerrados en un corcho con agujeros y llevarlos al baño a 60 °C durante 1 hora, transcurrido este tiempo se extrae los eppendorfs y se enfrían a temperatura ambiente durante 5 minutos.
3. Finalizado el tiempo se pasa el contenido de los eppendorfs a las cubetas desechables para realizar la medida de la absorbancia en el espectrofotómetro. Leer absorbancia a $\lambda = 562$ nm para ello se emplea el programa previamente creado en el espectrofotómetro registrado como 9012. Las medidas se deben de realizarse de manera rápida (10 min) ya que su color se degrada con el tiempo.

5.7. Metodología experimental análisis licor de mezcla

5.7.1. Determinación de sólidos en suspensión en el licor de mezcla (SSLM)

La medida de sólidos se realiza de acuerdo con las normas UNE 77030:02 y UNE 77034:02. Este parámetro mide la cantidad de sólidos que son no filtrables, es decir, aquellos con un tamaño superior a 1,20 μm y que por tanto no pasan a través del filtro. Se utilizó filtros microfibra de vidrio de FILTER-LAB con referencia MFV3, sus valores serán expresados en unidades de mg/L.

El esquema de la Figura 17, se puede apreciar el procedimiento para la determinación de los sólidos en suspensión en el licor de mezcla. Destacar que el procedimiento se realiza por duplicado para cada reactor, por lo tanto, los valores experimentales serán la media entre los dos valores obtenidos.

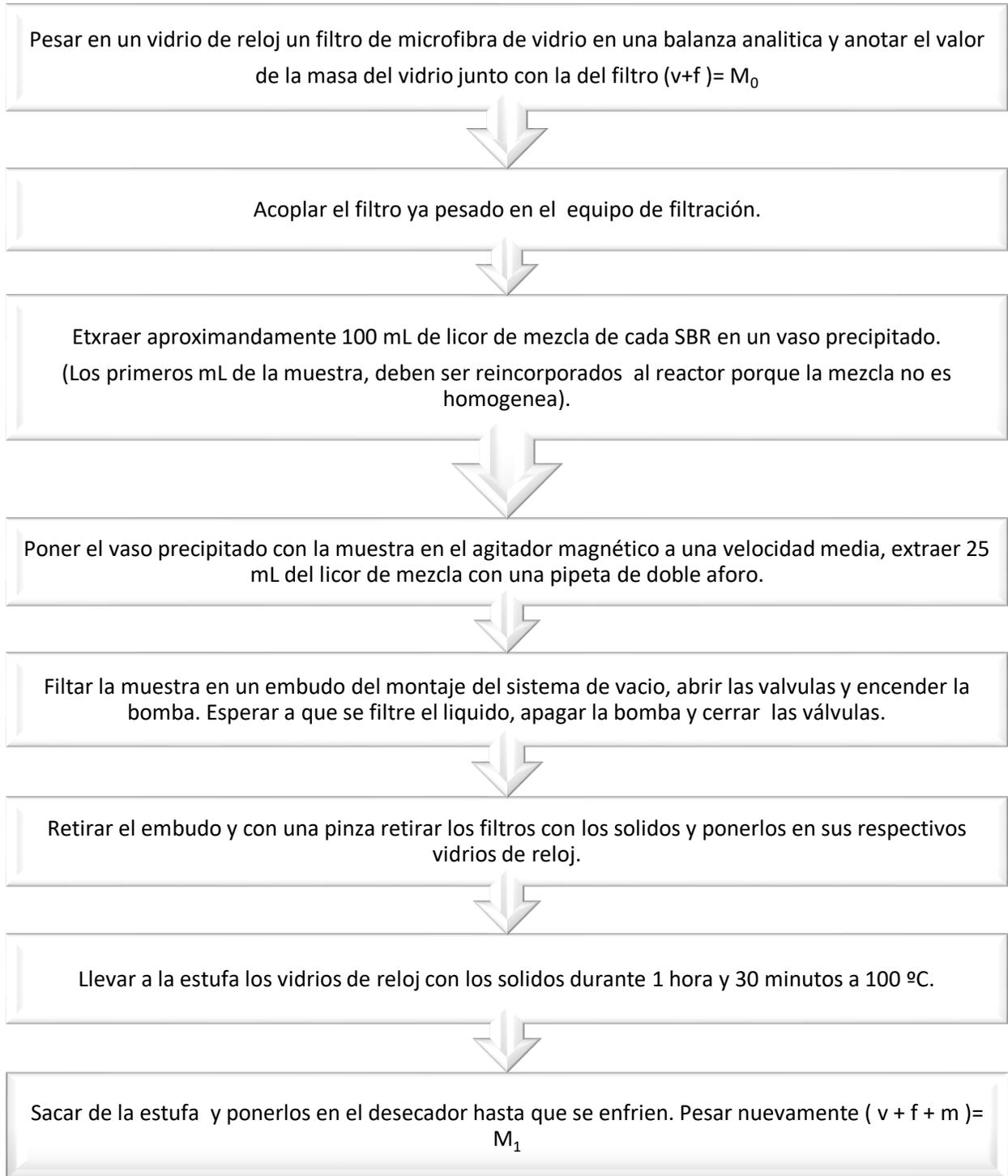


Figura 17. Procedimiento para determinación de SSLM

El contenido de sólidos en suspensión de la muestra se determina por diferencia de pesada entre el filtro con el filtrado seco y el filtro vacío, dividiéndolo por el volumen de muestra tal y como se muestra en la Ecuación 7:

$$SSLM (ppm) = \frac{M_1 - M_0}{0,025} \frac{(g)}{(L)} \cdot \frac{1000 (mg)}{1 (g)} \quad \text{Ecuación 7}$$

Donde: M_0 = Peso del filtro con vidrio de reloj expresado en gramos; M_1 = Peso del filtro con vidrio de reloj expresado en gramos; V = Volumen de muestra filtrado expresado en Litros.

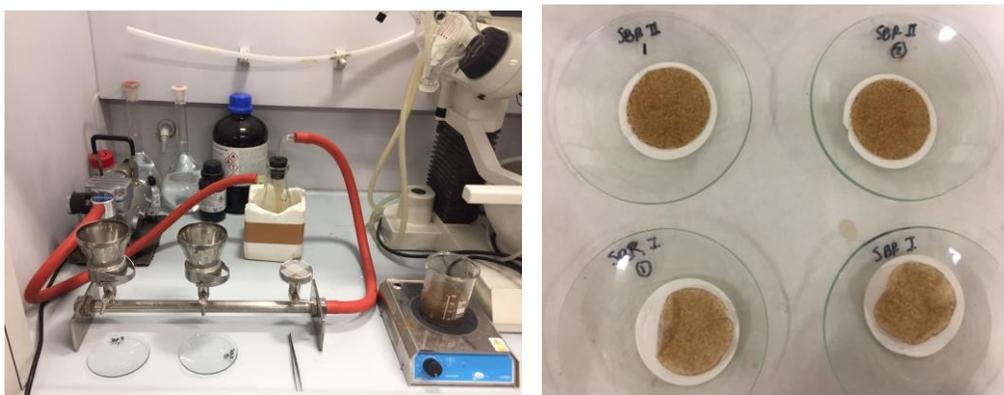


Figura 18. Imagen de proceso de determinación de SSLM

5.7.2. Determinación de sólidos volátiles en licor de mezcla (SSVLM)

Los sólidos volátiles, también denominados orgánicos se determinan después de haber realizado los sólidos en suspensión en el licor de mezcla, son aquellos que se volatilizan cuando se someten a temperaturas de 550°C en la mufla, estos indican la cantidad de microorganismos presentes en el fango. Por lo tanto, una vez pesados los vidrios de reloj con los filtros tras la estufa, se ponen en crisoles los filtros con los sólidos dentro de ellos con ayuda de unas pinzas para no romperlos, y de nuevo se pesa en la balanza analítica anotando el valor del crisol con el filtro. Los crisoles serán llevados a la mufla y se tendrán a 550°C durante 6 horas. Una vez transcurrido el tiempo de calcinación, serán llevados al desecador hasta que estén completamente fríos. Enfriados, se pesan de nuevo los crisoles. Como en el caso de los SSLM los datos experimentales son realizados por duplicado.

Por diferencia de masas se obtendrá la concentración de volátiles deseada, por lo tanto, los valores de los sólidos volátiles se calcularán como se muestra en la Ecuación 8.

$$SSVLM (ppm) = \frac{M_C - M_F}{0,025} \frac{(g)}{(L)} \cdot \frac{1000 (mg)}{1 (g)} \quad \text{Ecuación 8}$$

Donde: M_C = peso del filtro con crisol (g); M_F = Peso del filtro con crisol (g); V = Volumen de muestra filtrado (L)

Para calcular el porcentaje de sólidos volátiles se utiliza la siguiente Ecuación 9:

$$\% \text{ SSVLM} = \frac{\text{SSVLM}}{\text{SSLM}} \cdot 100$$

Ecuación 9



Figura 19. Crisoles con SSVL después de la mufla

5.7.3. Índice volumétrico de fangos (IVF)

El índice volumétrico de fangos relaciona el volumen medido en mililitros de sólidos sedimentados en 30 minutos de una muestra de 1000 ml y la concentración del licor de mezcla SSLM (mg/L). Este parámetro fue determinado en cada reactor después de ajustar los SSLM a los valores establecidos en el licor de mezcla en los mismos días de estudio que se llevan a cabo el resto de los análisis.

Para realizar el análisis en el laboratorio, se pone un cono Imhoff seco en su debido soporte para tener mejor estabilidad y firmeza, se asegura que el cono no tenga fugaz, filtraciones ni grietas que puedan generar pérdida del líquido durante la medición y que sus líneas de medidas de volumen sean visibles. Se extrae con una probeta 1000 ml de la línea de purga del reactor SBR y el contenido es vertido completamente dentro del embudo asegurándose que el volumen sea el correcto, con una varilla de vidrio, se realiza una agitación manual constantemente en forma de círculos para obtener una muestra totalmente homogenizada desde la parte inferior a la superior del embudo. Una vez observe que la muestra esta homogénea retirar la varilla de vidrio y dejar sedimentar, tomar el tiempo exactamente desde el momento que se deja de agitar la muestra hasta que transcurran los 30 minutos.

Finalizado el tiempo mirar el volumen de sedimentación ocupado por el licor de mezcla y anotar el valor. Cuidadosamente la muestra extraída se agita y se reincorpora nuevamente al reactor evitando pérdidas en el transvase.

Para calcular el índice volumétrico de lodos se utiliza la siguiente ecuación 10:

$$IVL = \frac{V_{30}}{SSLM} \cdot 1000 \frac{mg}{g} \quad \text{Ecuación 10}$$

Donde: V_{30} = Volumen de sedimentación en mL/L; SSLM= Sólidos suspendidos en el licor de mezcla después de la purga mg/L

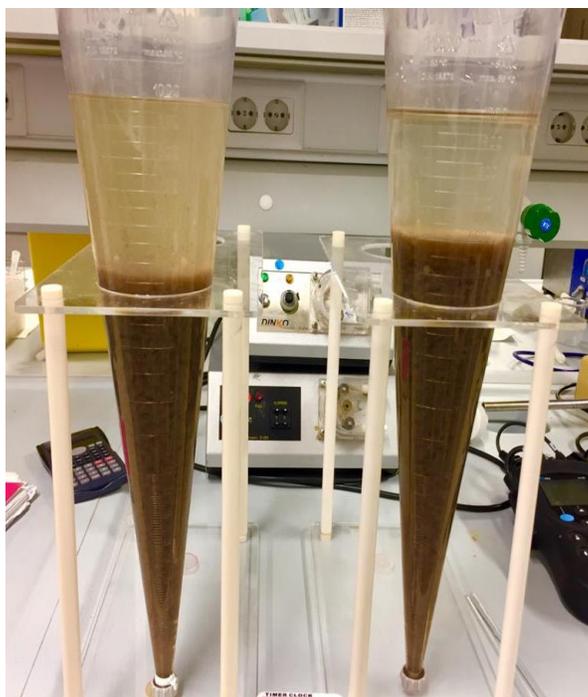


Figura 20. Medida de V_{30} para determinar la sedimentabilidad

6. DISCUSIÓN DE RESULTADOS

Los resultados obtenidos experimentales se han estructurado de la siguiente manera:

Resultados obtenidos en la caracterización del efluente: Indicarán la calidad del efluente en cada reactor. De este modo se podrá observar la influencia de las concentraciones de sulfito adicionadas sobre el rendimiento del proceso de depuración biológico.

Resultados obtenidos en la caracterización del licor de mezcla. Indicarán la influencia de las concentraciones de sulfito adicionadas sobre la evolución de las características del licor de mezcla.

En la Tabla 15 se muestra la caracterización del agua sintética modelo de alimentación en las dos partes experimentales

Tabla 15. Parámetros de caracterización promedio del agua de alimento.

Características del agua de alimento	
DQO*	1137 ± 110,33 mg/L
NT*	125 ± 5,50 mg·L ⁻¹
PT*	16 ± 2,08 mg·L ⁻¹
SO ₃ ²⁻ *	Rango de trabajo 0 – 1400 mg/L
SO ₄ ²⁻	Concentración del agua de red 303 mg/L
pH	7,76 ± 0,27
Turbidez	0,042 ± 0,0

DQO* (mg/L) = Valor mínimo 992 y Valor máximo 1239

NT* (mg/L) = Valor mínimo 120 y Valor máximo 131

PT* (mg/L) = Valor mínimo 14,3 y Valor máximo 16,3

SO₃²⁻* (mg/L) = Parte experimental 1 (100-200) y Parte experimental 1 (0-1400)

6.1. Resultados preliminares (PARTE EXPERIMENTAL 1)

6.1.1. Caracterización del efluente

La Tabla 16, muestra los valores medios y la desviación estándar de los resultados de la caracterización de los efluentes en los diferentes periodos (apartado 5.4) de la PARTE EXPERIMENTAL 1.

Tabla 16. Evolución de los resultados de la caracterización del efluente en la PARTE EXPERIMENTAL 1

	Fase 1	Fase 2	Fase 3	Fase 4
pH	6,79 ± 0,12	7,16 ± 0,02	7,42 ± 0,08	7,34 ± 0,20
Conductividad (µS/)	938 ± 94,49	1117,75 ± 183,94	1467,80 ± 37,98	1031,43 ± 108,55
Turbidez (NTU)	0,02 ± 0,01	0,02 ± 0,0005	1,26 ± 0,35	1,56 ± 0,39
DQO (mg/L)	45,80 ± 5,45	63,75 ± 22,43	45,60 ± 43,78	46,29 ± 7,87

	Fase 1	Fase 2	Fase 3	Fase 4
Rendimiento eliminación DQO (%)	95	94	95	95
N_T (mg/L)	48,00±12,73	56,10±1,41	58,50±0,71	50,33±6,66
Rendimiento eliminación N_T (%)	60,28	59,17	52,50	66,67
SO₃²⁻ (mg/L)	0,30± 0,0	0,55±0,07	0,33±0,06	0,32±0,05
Rendimiento de eliminación de SO₃²⁻ (%)	0,0	99,450	99,53	99,68
Sulfatos SO₄²⁻ (mg/L)	312,5±10,41	420±89,63	515,25±40,5	468,5±81,17
P_T (mg/L)	5,7±1,84	9,1±0,14	8,85±0,21	8,5±0,74
Rendimiento de eliminación P_T (%)	60	36	38	42

De acuerdo a los resultados de la Tabla 16, todos los valores cumplen con los niveles de vertido por la ordenanza de vertidos a la red municipal de alcantarillado de Valencia. La conductividad se incrementa al inicio de la dosificación del sulfito de sodio Na₂SO₃. Esto se debe a la carga iónica que aporta este compuesto al dosificarlo. Sin embargo, la conductividad se recupera (como en el periodo 1) al dejar de dosificar dicha sal.

La concentración de sulfitos a la salida del agua depurada es prácticamente nula durante toda la experiencia y en todos los periodos, ya que el sistema elimina el 99,55% de sulfitos debido al proceso de oxidación a sulfatos que se produce. Cabe comentar que las concentraciones de sulfatos son elevadas debido a que el agua de red, con el que se preparó el agua residual simulada (alimento), era de 295 mg·L⁻¹.

Con respecto a los parámetros analizados en el efluente cabe comentar que, la turbidez del efluente permaneció prácticamente constante a niveles bajos de sulfito. Este parámetro varió prácticamente cuando la concentración alcanzó 200 mg/L. El incremento del valor desde 0,02 a 1,56 fue debida a la presencia de microflóculos no sedimentables en el licor de mezcla. El pH no se ve afectado por los sulfitos permanece estable durante todo el estudio con un promedio de 7,12. La eficiencia de eliminación de fósforo y nitrógeno total tienen un comportamiento similar, en el periodo 1 alcanzaron un 60% y disminuyeron en promedio al 36,7% en los periodos 2,3 y 4 viéndose afectado por la concentración de sulfitos. Mientras que el rendimiento de DQO es del 95%, permaneciendo prácticamente constante durante toda la experimentación.

De acuerdo a estos resultados previos, el tratamiento de aguas con contenido en sulfitos mediante SBR es capaz de eliminar sulfitos sin afectar de forma significativa a la calidad del efluente.

6.1.2. Caracterización del licor de mezcla

En la Tabla 17 se pueden observar los resultados de la caracterización del licor de mezcla de la primera parte experimental para cada uno de los cuatro.

Tabla 17. Resultados experimentales del licor de mezcla en la PARTE EXPERIMENTAL 1.

	Periodo 1	Periodo 2	Periodo 3	Periodo 4
SSLM (mg/L)	3038 ± 54	3114 ± 69	3009 ± 76	2995 ± 87
SSVLM (mg/L)	2540 ± 102	2780 ± 167	2746 ± 198	2696 ± 134
SSVLM/SSLM (%)	84,36 ± 4,3	89,27 ± 6,2	92,12 ± 7,5	91,03 ± 6,8
Producción de fango (g/día)	0,97	0,93	0,59	0,39
V ₃₀ (mL/L)	340,75 ± 85,49	320,25 ± 23,58	305 ± 42,04	210,71 ± 43,12
Índice volumétrico de fangos (mg/L)	112,92	96,71	103,00	60,00±0,05

En primer lugar, cabe comentar que el %SSVLM/SSLM es un valor muy bueno y éste se mantuvo e incluso mejoró. Esto es indicativo de una buena actividad microbiana lo que se traduce en las características del efluente comentadas previamente.

Por otro lado, cabe comentar que la producción de fangos se redujo con el tiempo incluso cuando se dejó de dosificar sulfitos (Periodo 4) siendo necesario realizar purgas con volúmenes bajos, incluso algunos días no fue necesario realizarlas. Esto provocó que el tiempo de residencia del licor de mezcla en el reactor aumentara. La reducción de la V₃₀ en el periodo 4 justifica el incremento de la turbidez en el efluente en el mismo periodo.

6.2. Resultados de la PARTE EXPERIMENTAL 2

En este apartado se muestran los resultados obtenidos de los parámetros de control más relevantes en la legislación de vertidos de aguas a dominio público según la ley 2/ 1992, de 26 de marzo, del Gobierno Valenciano y por la ordenanza de vertidos a la red municipal de alcantarillado de Valencia.

Cabe recordar que para esta parte experimental se trabajó con dos reactores SBR en paralelo: el SBR 1 es el reactor con sulfitos y el SBR 2 estará en ausencia de ellos (Reactor de control). Los resultados también están divididos en tres periodos para poder analizar y observar de una manera más clara la evolución de los resultados obtenidos

En primer lugar, está el **periodo 1'** de aclimatación de los microorganismos (Previa a la línea verde). **Periodo 2'** (inicio de adición de 200 mg·L⁻¹ de SO₃²⁻ al SBR 1 Previa a la línea amarilla), y por último **periodo 3'** donde hubo un incremento progresivo de 200 -1400 mg·L⁻¹ de SO₃²⁻.

En la Figura 21 se describe la clasificación de los periodos trabajados.

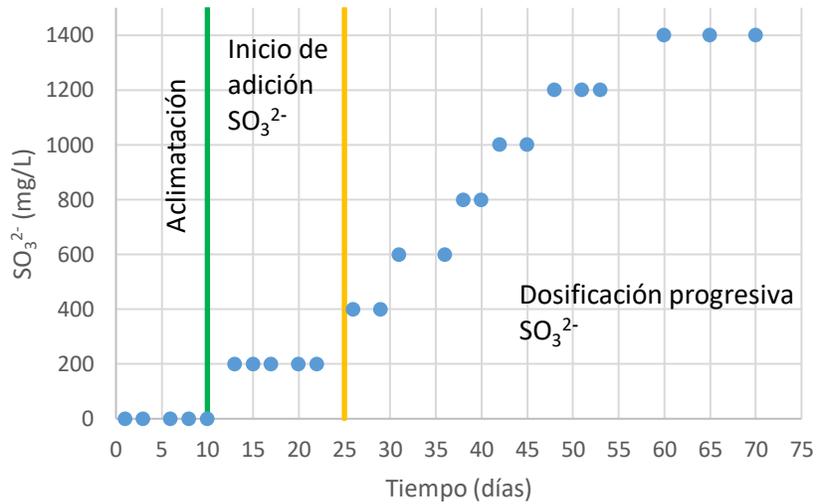


Figura 21. Dosificación de sulfitos al SBR 1 en función del tiempo

6.2.1. Resultados caracterización del efluente

Sulfitos y sulfatos en los efluentes del SBR 1

El gráfico de la Figura 22 representa la evolución de los sulfatos en el efluente a medida que se incrementa la concentración de los sulfitos en el alimento que se introduce en el reactor biológico (SBR 1).

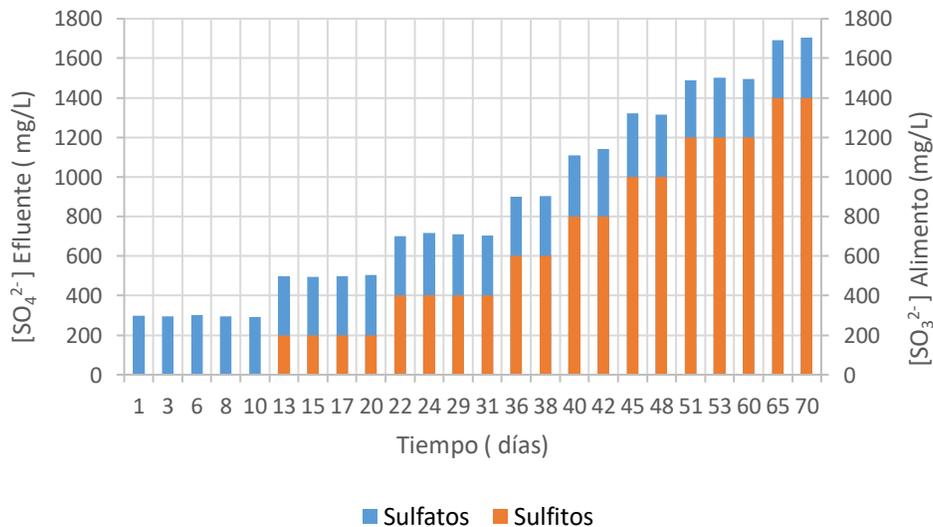


Figura 22. Evolución de la concentración de los sulfatos en el efluente para las diferentes dosis de sulfitos en función del tiempo en el SBR 1.

Tal y como puede observarse en la Figura 22, el agua de red con la que se prepara el alimento contiene sobre $303 \pm 11,02$ mg/L de sulfatos. A partir del día 10 ya se adicionaron los sulfitos a través del alimento en el SBR 1. A partir de ese día, se aprecia cómo se incrementan de manera proporcional la concentración de sulfatos en el efluente como consecuencia de la adición de concentraciones crecientes de sulfitos en el alimento.

La oxidación de sulfitos a sulfatos se debe, por una parte, a un proceso de oxidación química que se produce debido a la presencia del oxígeno. A continuación, se muestra el ensayo en discontinuo realizado sólo con agua destilada con adición de sulfitos y aireación, donde se demuestra lo comentado (Tabla 18). Además, se corrobora que la oxidación no es completa en el tiempo de ensayo.

Tabla 18. Resultados de ensayo de oxidación química del sulfito

Hora	Sulfatos Final (mg/L)	Sulfitos Final (mg/L)
8:30:00 Inicio del ensayo	295	1400
9:32:00	465	1340
10:35:00	555	1310
11:32:00	568	1217
12:32:00	630	1155
1:30:00	660	1119
2:30:00 Fin de ensayo	665	1105

Por otra parte, la oxidación de los sulfitos se debe probablemente a la presencia de bacterias sulfitooxidantes. Sin bien no se han realizado análisis para su determinación, se sospecha de su presencia tal y como se muestra en el esquema siguiente (Figura 23).

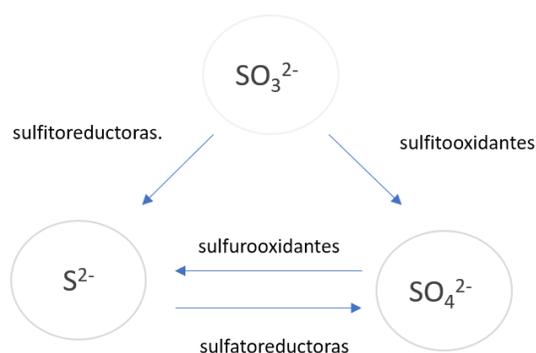


Figura 23. Esquema de bacterias sulfitooxidantes y sulfitorreductoras. Fuente: Elaboración propia

Por lo tanto, ambos procesos de oxidación explicarían las concentraciones de sulfato encontradas en el efluente. Además, las mediciones de sulfitos en los efluentes del SBR 1 obtenidas durante el ensayo experimental tienen una media de $0,6 \pm 0,1$ mg/L, estos valores están por debajo $2,0$ mg/L que establece la ordenanza de vertidos al alcantarillado como límite de concentración de sulfitos reafirmando que todos los sulfitos fueron oxidados a sulfatos. Esta concentración media de sulfitos obtenida representa un rendimiento de eliminación de sulfitos cercano al 100% indicando que el sistema es capaz de oxidar tanto concentraciones bajas de sulfitos como concentraciones altas.

pH y conductividad en los efluentes

En la Figura 24, se muestra la evolución del pH en los dos reactores.

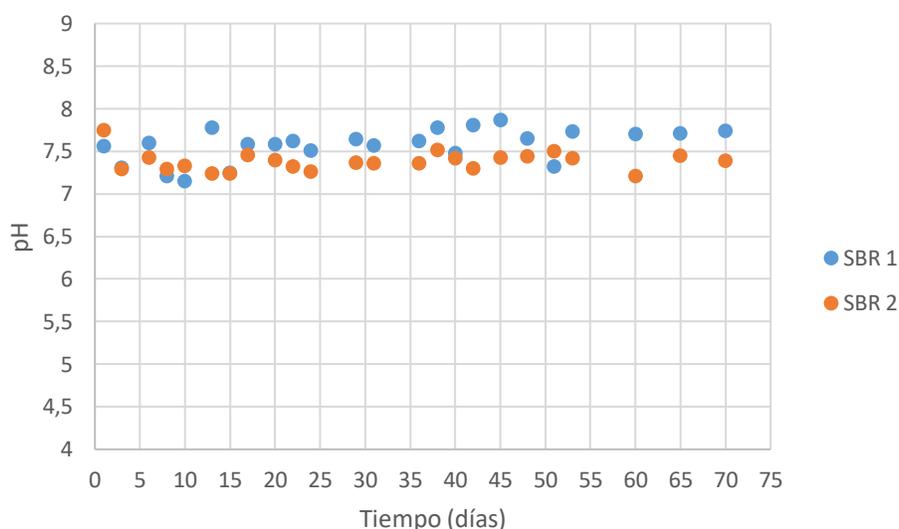


Figura 24. Evolución del pH en los dos reactores

La determinación de los parámetros de pH y conductividad son importantes para la calidad del efluente y del fango activo ya que pueden afectar al equilibrio ácido-base, a las reacciones químicas y biológicas (Meng et al., 2014). Por ello, es de gran importancia que estén controlados para garantizar que los procesos biológicos funcionen correctamente, dado que gran parte de la actividad microbiana es sensible al pH y a la conductividad. Los rangos de trabajo para procesos biológicos suelen estar entre 6,5 y 8,5 [26]. En los resultados de pH del gráfico de la Figura 24 se puede observar que durante toda la experimentación los dos reactores presentaron la misma tendencia, con valores en el rango de 7,3 – 7,7. Estos valores de pH favorecen, en caso de que fuera necesario, la eliminación de compuestos nitrogenados. En concreto, a valores de pH superiores a 6, mientras que valores ácidos presentan un efecto inhibitorio en la nitrificación y desnitrificación, de esta forma se puede concluir que las diferentes concentraciones de sulfitos no afectaron este parámetro.

En la Figura 25 se muestra la evolución de la conductividad eléctrica para los dos SBR.

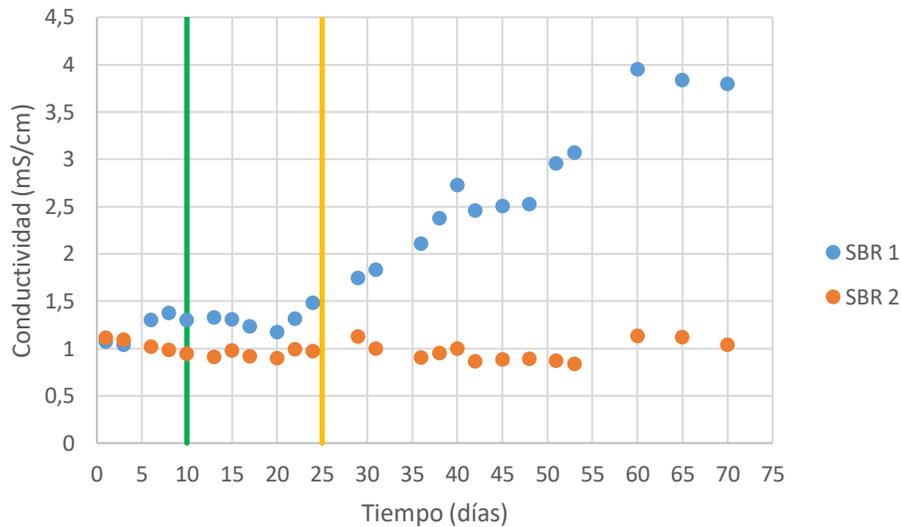


Figura 25. Evolución de la conductividad en los dos reactores

Tal y como cabía esperar en el SBR 1, a medida que aumentó la concentración de sulfitos, la conductividad también se incrementó. Mientras que, los valores de conductividad en el SBR 2 tuvieron el mismo comportamiento durante todo el ensayo. Este comportamiento también se obtuvo en los resultados preliminares por lo que podemos corroborar que el aumento de la conductividad se debe al aumento de concentraciones de iones en el agua de alimento, en este caso la sal responsable de aportar estos iones fue el sulfito de sodio (Na_2SO_3).

Además, la conductividad tiene gran influencia en la sedimentabilidad del fango, dado que, a mayor conductividad del agua, el crecimiento de las bacterias filamentosas se ve favorecido. Si las bacterias filamentosas se ven favorecidas respecto a las bacterias floculares, el fango tendría un aspecto más esponjoso y afectaría a la sedimentabilidad. A partir de 1200 ppm de sulfitos la conductividad no cumple con los valores límite de vertido que son 3,0 mS/cm ya que se obtienen valores entre 3,80 – 3,95 mS/cm.

Concentración de la DQO en los efluentes

En la Figura 26 se observa la evolución de la DQO en los efluentes para los dos reactores.

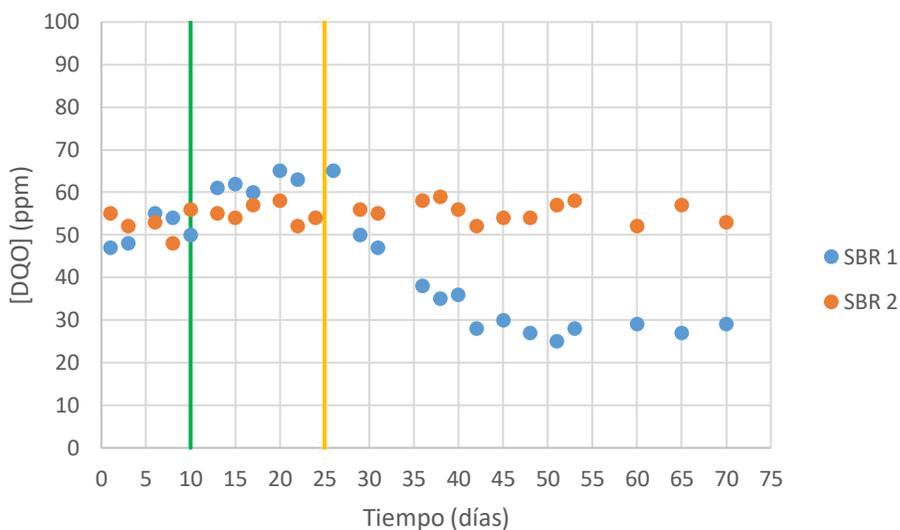


Figura 26. Evolución de la DQO en el efluente para los dos reactores

En la Figura 26 se puede apreciar como en el periodo 1' los dos reactores consiguen reducir la DQO hasta un valor medio de 51 mg/L. Durante el periodo 2', en la que se realiza una dosificación de 200 mg/L SO_3^{2-} al SBR 1, se observa cómo el reactor empeoró su rendimiento, obteniendo en el efluente un leve aumento de la concentración de materia orgánica hasta 65 mg/L como valor máximo. Durante el periodo 3', se invierten las tendencias y, a partir de 400 mg/L de sulfitos, los rendimientos en el reactor SBR 1 aumentaron, con lo que los valores de DQO en el efluente se redujeron hasta 25 mg/L. En cambio, en el reactor de control, la concentración de materia orgánica se mantuvo prácticamente constante durante todo el ensayo, con una media de 53 mg/L de DQO. En ambos reactores los valores de DQO están por debajo de la concentración límite establecido en la ordenanza municipal de vertidos de Valencia (<500 ppm).

Estos resultados muestran que el sistema se vio afectado por la dosificación inicial de los sulfitos (200 mg/L) durante los 15 días en comparación con los periodos 3' y 4'. Estos resultados indican que, tras la primera adición de sulfito, se favorece el metabolismo de degradación de materia orgánica por parte de los microorganismos. Esta afirmación se basa en los resultados obtenidos en los ensayos de respirometría (apartado 6.3).

Para determinar la eficiencia de los SBRs se calculan los rendimientos de DQO en cada uno de ellos, ya que la preparación del alimento modelo no quedaba en las mismas concentraciones de materia orgánica los cuales oscilaban entre 1049 – 1161 mg/L.

Se define el rendimiento de eliminación de materia orgánica:

$$\eta_{DQO} = \frac{DQO_0 - DQO_e}{DQO_0} \cdot 100 \quad \text{Ecuación 11}$$

Donde: η_{DQO} : Porcentaje de DQO eliminada en el reactor, expresado en %. DQO_0 : Concentración de DQO en el agua de alimento, expresada en ppm. DQO_e : Concentración de DQO en el efluente depurado, expresado en ppm.

A partir de la Ecuación 11 y los valores de DQO en el agua de alimento y en los efluentes que están en el Anexo I, se obtiene el siguiente gráfico (Figura 27):

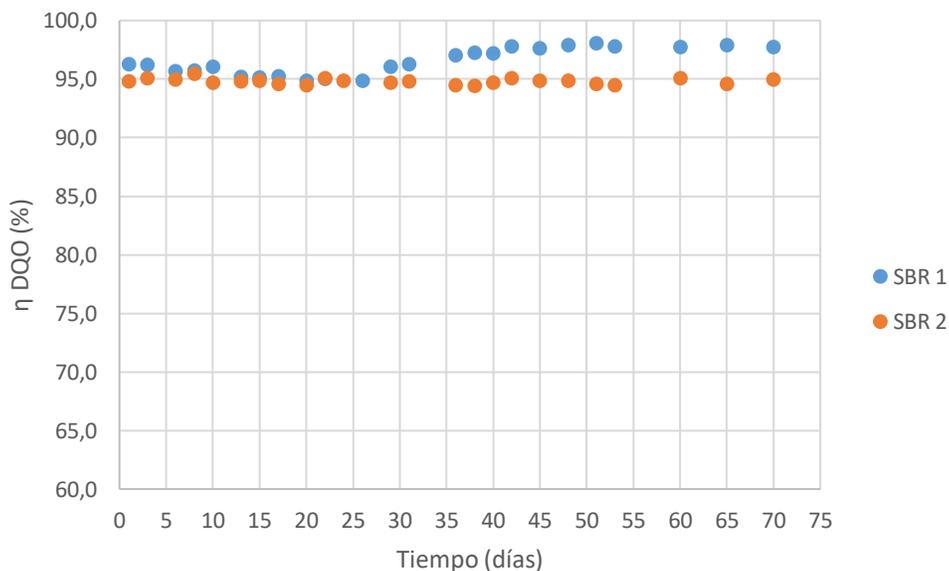


Figura 27. Rendimiento de eliminación de materia orgánica para los dos reactores

En la Figura 27 se puede observar que el rendimiento de eliminación de materia orgánica se mantiene entre el 94-98% durante toda la experimentación tanto para el reactor al que se le adicionó sulfitos (SBR 1) como al que está en ausencia de este (SBR 2). Las variaciones mínimas en este parámetro están relacionadas al periodo en el que se inició la dosificación de sulfitos. Sin embargo, no representan cambios significativos en los rendimientos.

Concentración de nitrógeno en los efluentes

En cuanto a la eliminación de nitrógeno en el reactor, se recuerda que el nitrógeno puede estar presente en el efluente en cuatro formas diferentes: nitratos, nitritos, nitrógeno amoniacal y nitrógeno orgánico. Sin embargo, sólo se realizó la medición de nitrógeno total que engloba todos los anteriores y del nitrógeno amoniacal.

En la Figura 28 muestra los resultados obtenidos de NT en los dos SBRs., los datos experimentales obtenidos se encuentran en el Anexo I.

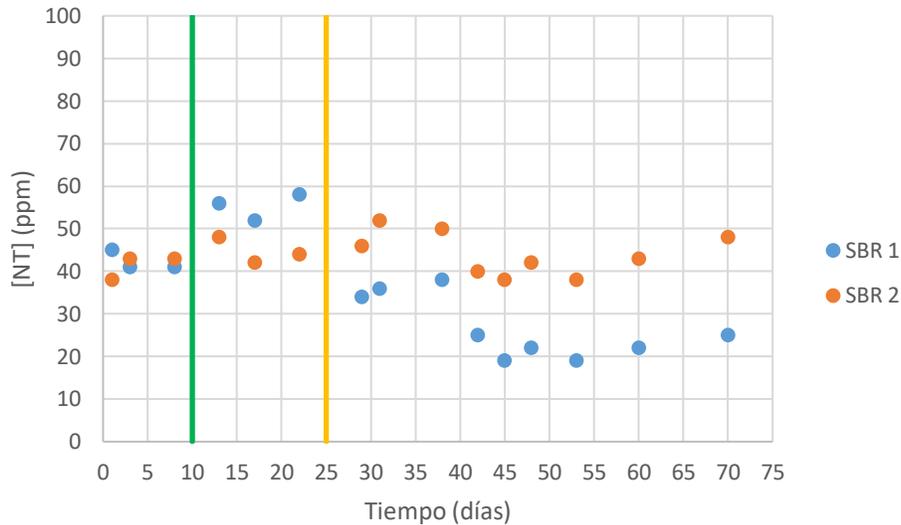


Figura 28. Evolución del nitrógeno para los dos reactores

En la Figura 28 se puede observar que al inicio de la fase de aclimatación (periodo 1') tenían valores algo similares, después de la adición de sulfitos hasta el día 25 (periodo 2') los valores de nitrógeno en ambos efluentes fueron dispersos entre los dos reactores. Al adicionar 200 mg/L de sulfitos en el SBR 1, la concentración de nitrógeno en el efluente aumentó tal y como ocurrió con la DQO. Esto es debido probablemente a que los microorganismos no se adaptaron a las nuevas condiciones y, como consecuencia, no fueron capaces de asimilar el nitrógeno.

A partir de este punto, se continúa dosificando sulfitos (a partir de la línea amarilla) y la concentración de nitrógeno total comenzó a reducirse de 59 mg/L hasta alcanzar los 19 mg/L el día 45. Mientras que con el SBR 2 la concentración nitrógeno total se mantuvo más o menos constante y fue de 50 ppm aproximadamente de valor medio. En cambio, para el SBR 1, se puede afirmar que los sulfitos mejoraron la asimilación de nitrógeno por parte de los microorganismos.

Para calcular el rendimiento de eliminación de nitrógeno se emplea la siguiente expresión:

$$\eta_{NT} = \frac{NT_0 - NT_e}{NT_0} \cdot 100 \quad \text{Ecuación 12}$$

Donde: NT: Porcentaje de nitrógeno total eliminada en el reactor, expresado en %. NT_0 : Concentración de nitrógeno total en el agua de alimento, expresada en ppm. NT_e : Concentración de nitrógeno total en el efluente depurado, expresado en ppm.

De la Ecuación 12 obtienen los datos de rendimiento de eliminación de nitrógeno

En la Figura 29 se muestra los resultados de los rendimientos de NT para los dos SBRs

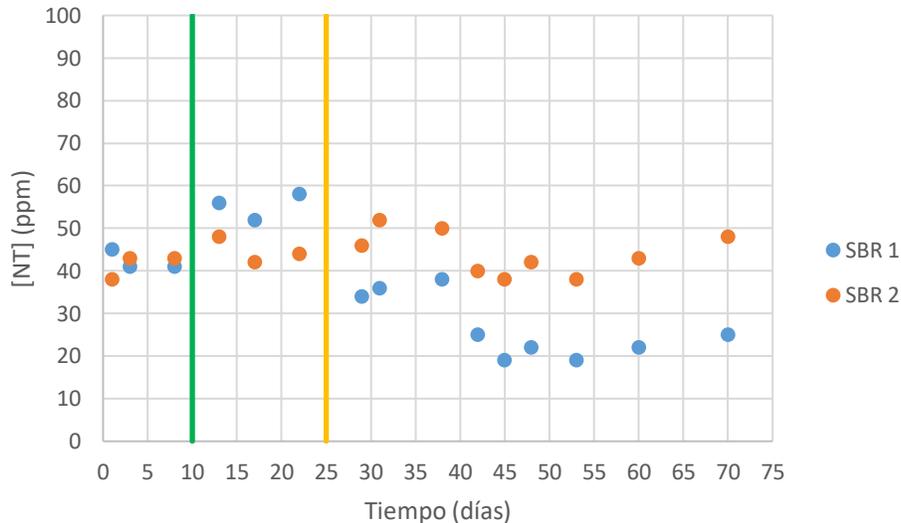


Figura 29. Evolución del rendimiento de eliminación de nitrógeno total para los dos reactores

Tal y como se muestra en la Figura 29, los rendimientos de eliminación de nitrógeno total obtenidos a lo largo del estudio han variado, en el SBR 1 oscilan entre el 54 y el 85%, con una media del 72%, mientras que, en el SBR 2 oscilan entre 58 y 70%, con una media del 65%. La concentración de nitrógeno total en el efluente ha oscilado entre los 19 y 59 mg N/L, con un valor medio de 36 mg N/L SBR 1 y en el SBR 2 entre los 38 y 52 mg N/L, con un valor medio de 43 mg N/L. Los resultados obtenidos cumplen con el rango del 60% y 80% del rendimiento que se tienen en este tipo de sistemas (Metcalf& Eddy, 1991). Algunos valores de las concentraciones de nitrógeno total obtenidas en los efluentes no cumplen con los límites fijados por la ordenanza de vertidos de aguas residuales en el alcantarillado de Valencia, que son de 50 mg N/L, Por lo tanto, la media del efluente de cada reactor está por debajo del límite.

Aunque no fuera objeto del trabajo, el tratamiento llevado a cabo en los dos reactores fue capaz de eliminar el nitrógeno por dos vías: asimilación por los microorganismos y el proceso de nitrificación-desnitrificación convencional, ya que se midieron en los efluentes valores menores de 0,02 mg NH₄/L. Esto indica que el nitrógeno total introducido en el agua de alimento fue oxidado a nitratos, lo que evidencia una adecuada capacidad de nitrificación en el SBR, Sin embargo, estos valores no fueron eliminados completamente en la desnitrificación probablemente debido al corto tiempo de la fase anóxica, viéndose reflejado en los valores de las mediciones del nitrógeno total.

De acuerdo a los valores de nitrógeno total obtenidos en el efluente y los rendimientos determinados para cada reactor, se puede concluir, que la adición del sulfito sódico ha influido positivamente en la eliminación del nitrógeno por parte de los microorganismos presentes en el licor de mezcla. Podría suponerse que los sulfitos estimulan las actividades de asimilación de nitrógeno después de un periodo de adaptación, ya que, al cabo de un tiempo en presencia de estos, se han obtenido mejores rendimientos con respecto al reactor de referencia (SBR 2).

Concentración de fósforo en los efluentes

El fósforo es de gran importancia para la vida debido a que desempeña un papel esencial en los procesos biológicos, los microorganismos eliminan el fósforo del agua residual asimilándolo como nutriente, por lo que es necesario para que sobrevivan, recordar que la concentración de fosforo fue aportada al agua de alimento en forma de K_2HPO_4 . En el siguiente gráfico (Figura 30) muestra la evolución de la concentración de fósforo en los efluentes de los SBR 1 y 2.

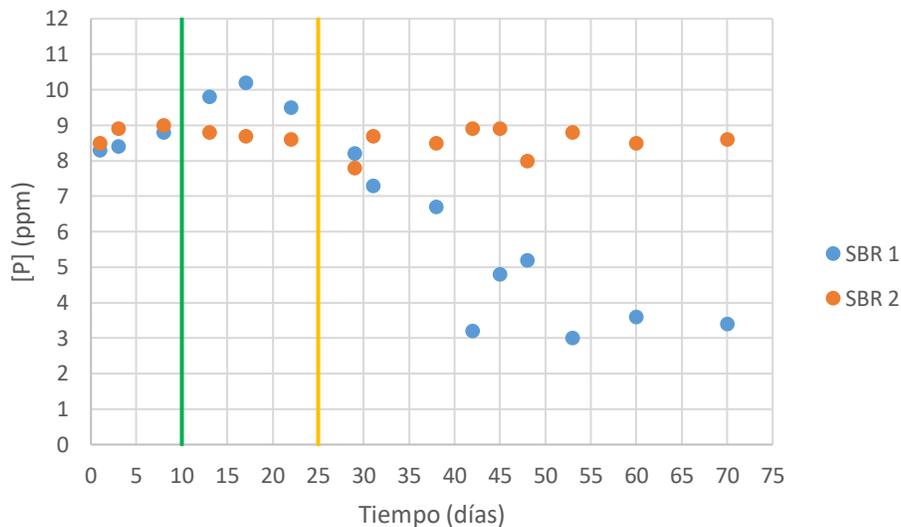


Figura 30. Evolución del fósforo en el efluente para los dos reactores.

Se observa que los resultados obtenidos presentan la misma tendencia que los obtenidos con el nitrógeno total y DQO. En el SBR 1 y SBR 2 se logra tener la misma tendencia en el (periodo1') de aclimatación (previa línea verde). Al empezar a dosificar los sulfitos por primera vez en el SBR 1, hay un aumento de la concentración fósforo en el efluente, llegando a un valor máximo de 10,2 mg/L. Al incrementar la dosis de sulfitos progresivamente (Posterior línea amarilla), periodo en el cual los microorganismos se adaptan a las nuevas condiciones, la concentración de fósforo empieza a disminuir hasta llegar a un valor mínimo de fósforo de 3,0 mg/L con una media durante el estudio de 6,7 mg/L. Mientras que, en el SBR 2 la concentración se mantuvo prácticamente constante durante todo el estudio con una media de 8,6 mg/L. La concentración de fósforo en ambos efluentes está por debajo del límite exigido en la ordenanza Municipal de vertidos alcantarillado de Valencia de 15 mg/L. Por lo tanto, igual que en la eliminación de nitrógeno, las diferentes concentraciones de sulfito no inhibieron la asimilación de fósforo por parte de los microorganismos, por el contrario, ayudaron a acelerar la asimilación de estos nutrientes, tal como puede apreciarse si se compara con los resultados obtenidos respecto al reactor de referencia (SBR 2).

De igual forma es interesante calcular los rendimientos de eliminación de fósforo de los dos reactores como el caso de la materia orgánica y nitrógeno total. Para calcular dicho rendimiento de eliminación se emplea la siguiente Ecuación 13:

$$\eta_P = \frac{P_0 - P_e}{P_0} \cdot 100 \quad \text{Ecuación 13}$$

Donde: P: Porcentaje de fósforo eliminada en el reactor, expresado en %. P_0 : Concentración de fósforo en el agua de alimento, expresada en ppm. P_e : Concentración de fósforo en el efluente depurado, expresado en ppm.

A partir de la Ecuación 13 y con los resultados experimentales obtenidos que se encuentran en el Anexo I, se obtienen los rendimientos de eliminación de fósforo representados en la Figura 31:

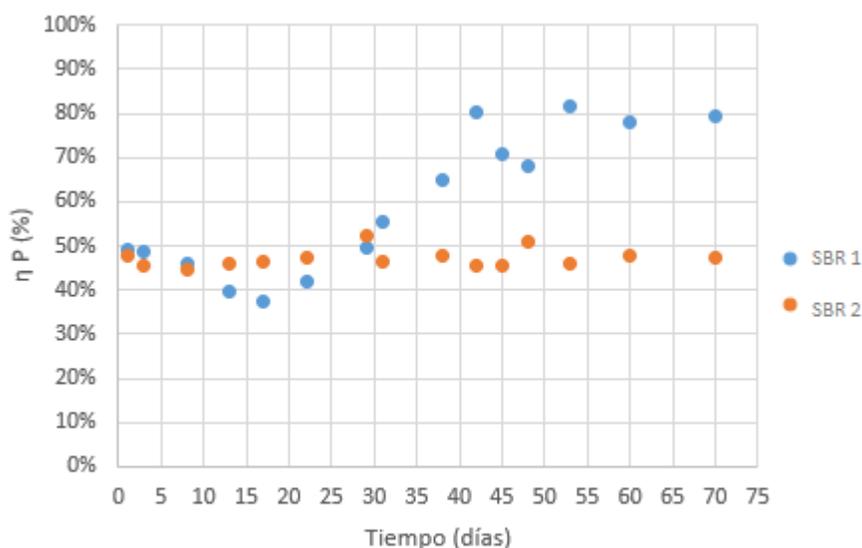


Figura 31. Evolución del rendimiento de eliminación de fósforo para los dos reactores

Los rendimientos de eliminación de fósforo han estado alrededor del 50% para el SBR 2 durante todo el estudio. Estos valores coinciden con los resultados obtenidos en el SBR 1 del 1 al día 24 en donde no se adicionaron sulfitos. Al añadir sulfitos súbitamente, el rendimiento de eliminación cae ligeramente a un 40% en el SBR 2. Sin embargo, a partir del día 30 estos mejoran obteniéndose valores alrededor del 70%, alcanzando un máximo el día 50 con un 82%, obteniéndose rendimientos mayores que en el reactor de control. Este aumento en la eliminación de fósforo puede atribuirse a la adaptación de los microorganismos a los sulfitos que han hecho que, indiferente de la concentración dosificada, han conseguido mejorar la asimilación de los nutrientes presentes en el agua de alimento.

Metcalf & Eddy [26] indican que el porcentaje de fosforo eliminado durante los tratamientos secundarios por purga de fangos oscilan entre el 10 y el 30%. Carrasquero et al., [22] obtuvieron entre el 52% y 56% de eliminación de fósforo en el tratamiento de efluentes de una procesadora

de productos cárnicos con un SBR. Comparando estos resultados con los obtenidos en este trabajo final de master, puede observarse que los rendimientos han sido superiores.

Por lo tanto, puede decirse que el rendimiento del sistema se vio afectado por las concentraciones de sulfitos ensayadas de forma positiva, pues ha mejorado la asimilación de estos por los microorganismos presentes en el licor de mezcla. Cabe resaltar que la exposición de los microorganismos en condiciones anóxica durante la fase de llenado ha contribuido a mejorar la actividad de los microorganismos acumuladores de fósforo. Sería muy interesante para futuros trabajos estudiar el efecto de la combinación de las fases de reacción aerobia y anaerobia sobre el comportamiento de los microorganismos en la asimilación del fósforo.

Determinación de la Turbidez en los efluentes

El parámetro de turbidez tiene una gran importancia sanitaria, ya que gracias a ella se puede tener una aproximación del contenido de materias coloidales, minerales u orgánicas, y por tanto indicios de contaminación (Espigares & Fernández, 1999) se mide en unidades nefelométricas de turbidez (NTU). En la Figura 32 se muestran los datos experimentales obtenidos para los efluentes de ambos reactores:

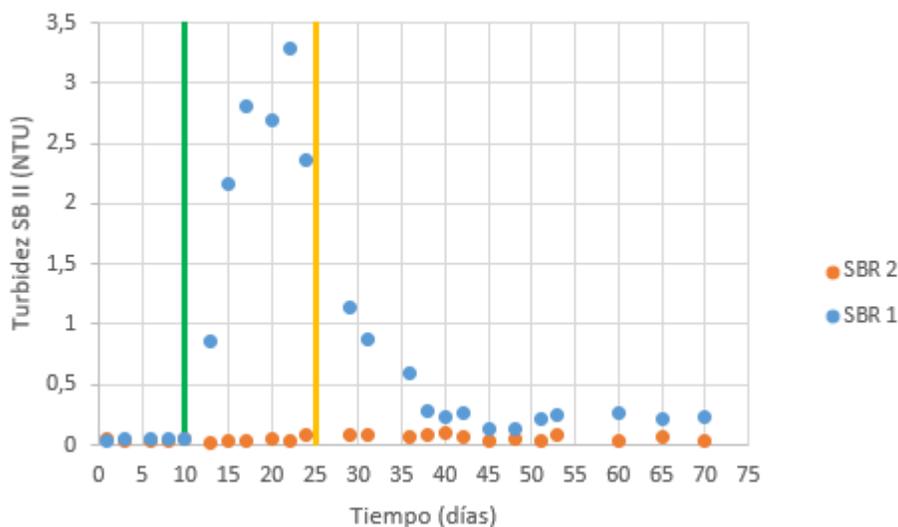


Figura 32. Evolución de la turbidez de los efluentes en los dos reactores

La evolución de la turbidez en los efluentes en cada uno de los reactores tuvo un comportamiento muy similar en el tiempo, excepto para el periodo 2' cuando se empezó a añadir sulfitos. En la primera etapa de aclimatación (periodo 1') se obtienen valores alrededor de 0,037 - 0,04 NTU para los dos reactores. De nuevo en el periodo en el que se empieza a adicionar sulfitos (entre línea verde y amarilla) la turbidez se ve afectada por la presencia de sulfitos en el SBR 1 incrementando sus valores de turbidez hasta 3,3 NTU, debido a la formación de una estructura de flóculos débiles con gran posibilidad de romperse fácilmente con el sistema de agitación, generando turbidez. Sin embargo, a partir del día 30 la turbidez disminuyó alcanzando valores ligeramente superiores a los del SBR 2, comprendidos en un rango entre 0,124 – 1,145 NTU. Este hecho podría deberse, a que

los microorganismos han regenerado de nuevo su estructura, formando flóculos de mayor tamaño y más compactos, que resistieran mejor las turbulencias generadas dentro del reactor consiguiendo un efluente más clarificado. Los valores medio de turbidez en todo el ensayo para el SBR 2 fue de $0,054 \pm 0,02$ NTU y en el SBR 1 de $0,081 \pm 1,03$ NTU. Teniendo en cuenta que la relación entre NTU y sólidos en suspensión es de 1 mg/L equivale a 3 NTU y el valor límite exigido por la ordenanza de vertidos de valencia es de 500 mg/, los valores obtenidos se encuentran por debajo de ellos [46].

La siguiente Figura 33 se muestra una imagen de los efluentes tomada en el periodo 2' donde se presentó el aumento de turbidez en el SBR 1.

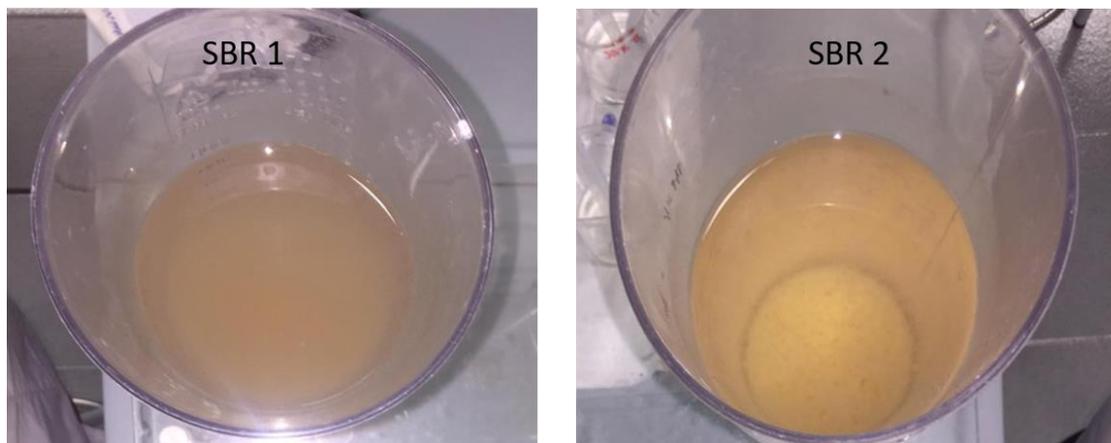


Figura 33. Imagen de turbidez de los dos efluentes en el periodo 2' (día 15 – 200 mg/L)

La turbidez no debe sobrepasar los 5 NTU tras el tratamiento secundario, de tal manera que, si se aplica un tratamiento terciario, como la desinfección, éste sea eficaz y la demanda de cloro no sea excesiva y que se puedan generar productos intermedios peligrosos y puedan afectar negativamente en el destino final de vertido del agua depurada.

6.2.2. Resultados caracterización del licor de mezcla

Sedimentabilidad e índice volumétrico de fangos

La fase de sedimentación en los reactores, al igual que con cualquiera de las variantes del proceso analizadas anteriormente, es de singular importancia si se quiere alcanzar una clarificación exitosa. La sedimentación es una operación física que se basa en la separación de la fase sólida y líquida por efecto de la acción de la gravedad [26].

La sedimentabilidad se evaluó midiendo la V_{30} en los dos reactores como se muestra en el gráfico de la Figura 34.

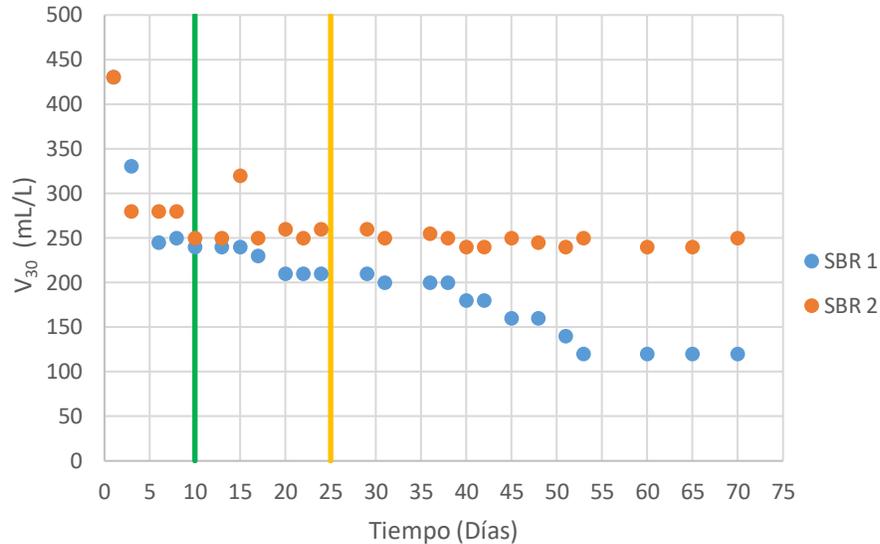


Figura 34. Evolución de la sedimentabilidad para los dos reactores

En la Figura 34, se puede observar que hasta el día 10 los valores fueron disminuyendo para ambos reactores, Esta circunstancia podría atribuirse al estado transitorio de adaptación de los procesos biológicos a las nuevas condiciones de operación.

A partir del día 17 se observan dos tendencias: en el SBR 2 (control) el valor de V_{30} se mantiene constante durante el resto del ensayo en 250 mL/L, mientras que en el SBR 1 el valor de V_{30} disminuye hasta alcanzar los 100 mL/L. La causa de la disminución de esos valores es el incremento de la concentración salina que aportan los sulfitos. Los flóculos adquieren una mejor cohesión cambiando su estructura a un fango más compacto y menos esponjoso con respecto al fango en el periodo 1' (aclimatación) debido al estrés que sufren los microorganismos generando sustancias poliméricas extracelulares (SMPs). Por lo que se puede llegar a concluir que, en estas condiciones, los sulfitos mejoran la sedimentabilidad. Estos resultados son contradictorios respecto a los presentados por AEMA [11] en los que se observó que la presencia de sulfitos en el tratamiento biológico presentaba una mala sedimentabilidad y gran cantidad de bacterias formadoras de "bulking".

En la Figura 35 se observa una imagen donde se compara y evidencia que la medida de V_{30} para el SBR 1 y el SBR 2.

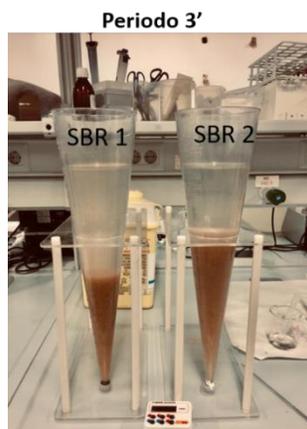


Figura 35. Medida de V_{30} al final de los ensayos en el SBR 1 ($14000 \text{ mg/L SO}_3^{2-}$) y SBR 2.

Otro parámetro a tener en cuenta para determinar qué tan buena es la sedimentabilidad de los sólidos suspendidos del licor mezcla, es el índice volumétrico de fangos (IVF), el cual indica la velocidad de sedimentación.

En la Figura 36 se muestra Evolución del IVF para los dos reactores.

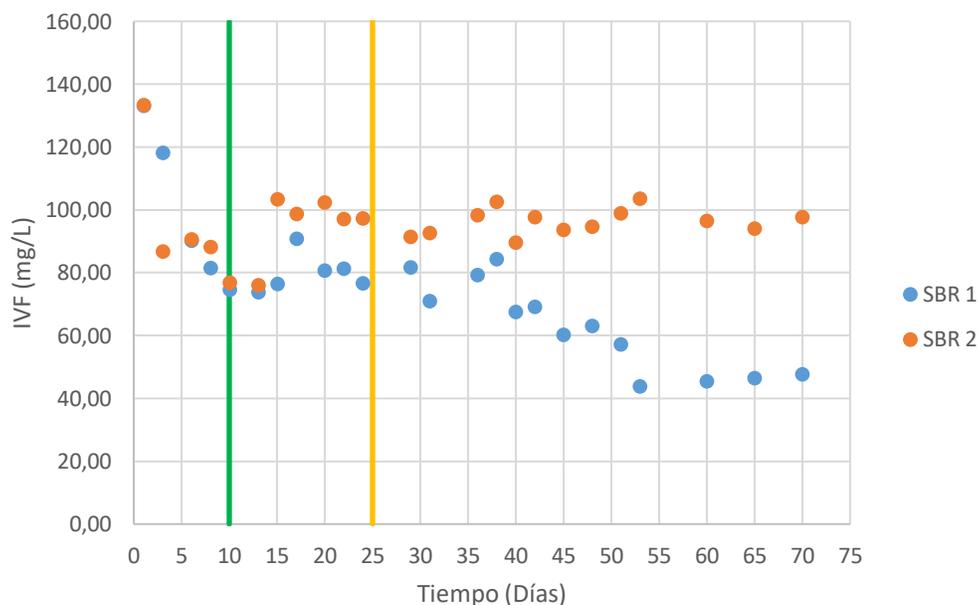


Figura 36. Evolución del IVF para los dos reactores

En la Figura 36, se vuelve a evidenciar el mismo comportamiento que reflejaba la V_{30} , el SBR 1 tiene mejor sedimentación que el SBR 2. Según Grady et al. [47] los fangos se pueden clasificar como fangos voluminosos cuando se encuentran por encima de valores de IVF de 150 mL/g y no voluminosos por debajo de estos. Así, puede considerarse que los valores por debajo de 80 mL/g son excelentes y entre 80 y 150 mL/g son moderados. Rössle et al., 2009 consideran que un IVF

entre 100 y 150 mL/g indica una buena sedimentación y que valores superiores, generalmente, pero no siempre, están asociados con el fenómeno de flotación del fango “bulking” indicando una pobre sedimentación y una baja velocidad de sedimentación.

Teniendo en cuenta lo informado por Grady et al., 1999 respecto a los valores de IVF puede describirse que los fangos en el SBR 2 (reactor de control) cómo no voluminosos y con una moderada sedimentación ya que se encuentran en el rango de 90 a 100 mL/g. Este comportamiento fue estable durante todo el estudio. Mientras que, el comportamiento del SBR 1 fue más variable, a medida que se iba incrementado la concentración de sulfitos los valores de IVF disminuía, tomando un valor mínimo 44 mL/g con una concentración de 1200 mg/L SO_3^{2-} el día 53.

Estos valores de IVF en el reactor con sulfitos podrían deberse a que los sulfitos modifican la carga de los flóculos, y como consecuencia mejore la compactación del flóculo. Además, los sulfitos según Zan *et al.* [13] y Yang *et al.* [15] aceleran la lisis celular de los microorganismos y son eficaces en la solubilización de proteínas que pueden estar reflejados en la concentración de los SMPs mejorando las propiedades de cohesión y consistencia del floculo. Por lo tanto, se puede concluir que la presencia de sulfitos tiene un efecto positivo en la sedimentabilidad desarrollando una biomasa floculante, compacta y robusta que sedimenta rápidamente ayudando a la producción de un fango denso para su tratamiento posterior y un sobrenadante claro de alta calidad para su descarga como efluente tratado.

Evolución de los sólidos en suspensión en el licor de mezcla (SSLM)

Partiendo de los datos experimentales, la Figura 37 representa la evolución de sólidos en el licor de mezcla para ambos reactores

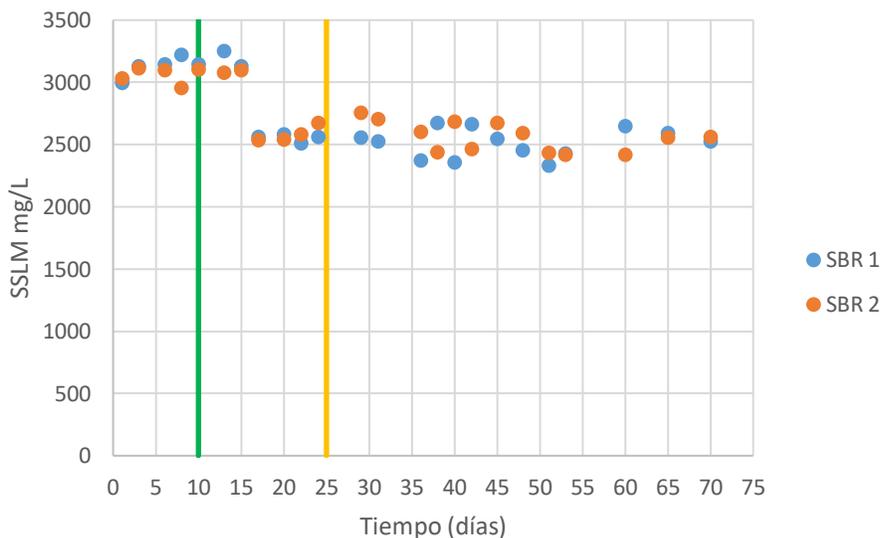


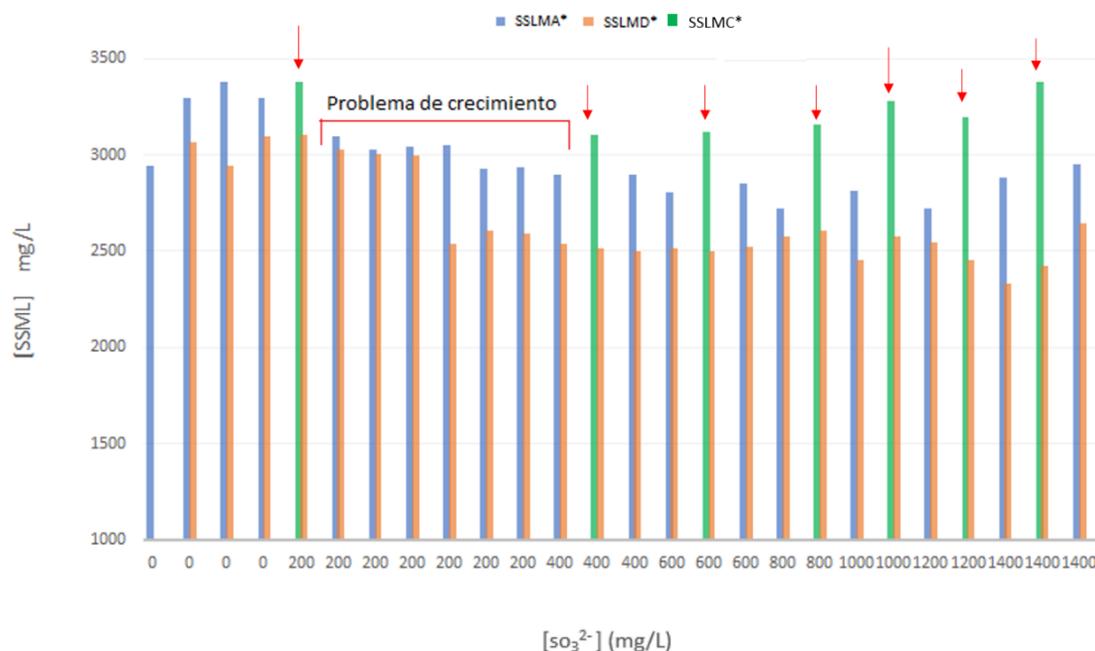
Figura 37. Evolución de los sólidos en suspensión en el licor de mezcla

Se puede observar que hasta el día 15 los SSLM tienen un valor medio de $3125 \pm 0,127$ entre los dos reactores. Sin embargo, el SBR 1 empezó a presentar problemas con el crecimiento del fango cuando se inició la dosificación de sulfitos, como ocurrió en la primera parte experimental.

Al realizar la medición de SSLM en los días de estudio los valores no cambiaban entre un día y el otro, es decir la concentración de SSLM a pesar de transcurrir dos días en los cuales debería de crecer la cantidad de fango, mantenía la misma concentración, por lo que la cantidad de fango retirado (purga) fue bajo (llegando a ser nulas algunos días). Paralelamente en estos mismos días los rendimientos de DQO, NT y PT habían disminuido y la turbidez había aumentado. Observado este comportamiento, el día 17 se decide disminuir la concentración a 2500 mg/L en los dos reactores para seguir con el criterio de comparación a pesar que en el reactor control si había crecimiento de fango y no presentaba este problema.

Después de variar la concentración de SSLM, el comportamiento del reactor control (SBR 2) sigue con su crecimiento como lo venía haciendo, sin tener ningún efecto en los parámetros de rendimiento y el SBR 1 vuelve a retomar sus rendimientos y de nuevo se vuelve a notar el crecimiento de fango entre los días de estudio requiriendo de hacer purgas para mantener la concentración establecida. Al modificar la concentración de sólidos, la carga másica aumento de 0,2 a 0,24 kg DQO/kg-SSLM·día posiblemente este aumento ayudo a volver a retomar los rendimientos que venía trayendo el SBR 1. Fenchel & Finlay, 1983 afirman que la tasa de crecimiento de microorganismos es proporcional a la tasa de consumo de alimento. Al aumentar dicho valor proporciona una gran fuerza impulsora para la actividad metabólica y el crecimiento microbiano.

En la Figura 38 se puede apreciar mejor el comportamiento de los SSLM en el reactor con sulfitos (SBR 1) en función de la concentración de sulfitos, las barras de color naranja representan la concentración de sólidos después de realizar la purga (2500 mg/L valor establecido) y las de color azul la concentración antes de hacer la purga.



SSLMD*: Sólidos suspensión después de purga (NARANJA)
 SSLMA*: Sólidos suspensión antes de purga (AZUL)
 SSLMC*: Sólidos en suspensión al día después de cambiar la concentración de SO₃²⁻ (VERDE)

Figura 38. SSLM antes y después de la purga en el SBR 1

Se puede apreciar que, a partir de la dosificación de sulfitos, el crecimiento del fango es más irregular, las barras verdes indican el día después que fue dosificada la nueva concentración de sulfitos dando lugar a un crecimiento en mayor proporción con respecto a los días que se mantiene constante la concentración. Sin embargo, a concentraciones constantes se sigue generando crecimiento, pero en menor medida, siempre valores por encima del promedio de la purga (2500 mg/L) alrededor de $2857 \pm 1,08$. Este comportamiento quizás se atribuye que, al variar la concentración de sulfitos generan de nuevo una activación en su metabolismo, pero se vuelven aclimatar rápidamente.

La Figura 39 se determina la producción de fango para reafirmar los valores de SSLM.

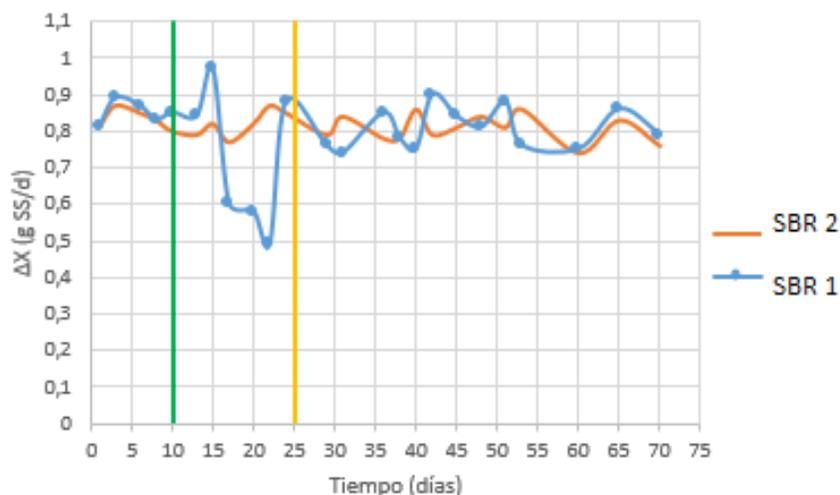


Figura 39. Crecimiento del fango en función del tiempo para los dos reactores

Los resultados obtenidos en la producción de fango reafirman el comportamiento analizado en el anterior apartado, los sulfitos al parecer hacen que los microorganismos aceleren sus actividades biológicas haciendo que crezcan más rápido y ya aclimatados se estabilizan comparado con en el SBR 2 donde su crecimiento crece en la misma proporción. El valor medio de producción de fango en el SBR 2 es de $0,81 \pm 0,03$ g SS·d⁻¹ y en el SBR 1 a partir en el periodo del periodo 2' (después de la línea amarilla) el valor medio fue de $0,80 \pm 0,06$ g SS·d⁻¹ valores similares al reactor control.

Porcentaje de sólidos volátiles en licor de mezcla (SSVLM)

Se determina el %SSVLM en función del tiempo en los dos reactores (Figura 40).

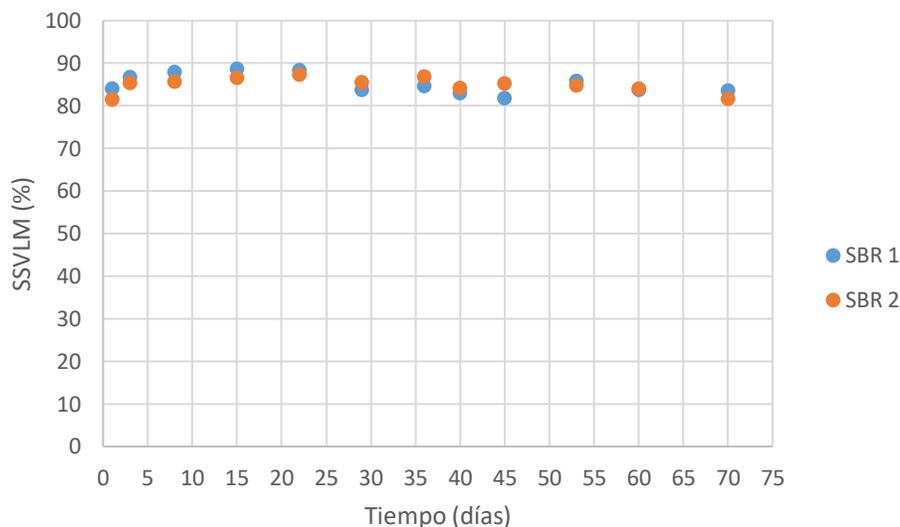


Figura 40. Evolución del porcentaje de sólidos en suspensión volátiles en el licor de mezcla

Los %SSVLM comprenden microorganismos vivos, muertos y restos celulares. Para el SBR 1 se tiene una media de 2409 ± 259 y en el SBR 2 2354 ± 259 mg/L valores que normalmente que están en el rango 1500 – 5000 mg/L para reactores biológicos secuenciales (Metcalf and Eddy, 1991). En los dos reactores este parámetro está por encima del 80%, un 87 % para el SBR 1 y un 85 % para el SBR 2. Normalmente el licor de mezcla posee un 70-90% de SSV (Metcalf and Eddy, 2003), este porcentaje de sólidos volátiles puede bajar al 68% cuando el proceso de fangos activos opera con lodos viejos (edades de fango altas).

Se plantea como posible efecto de sulfito, la inhibición de los microorganismos cuando se dosifica inicialmente $200 \text{ mg SO}_3^{2-}/\text{L}$ ya que se presenta problemas de crecimiento en la biomasa, turbidez y en la eliminación de nutrientes. Sin embargo, los resultados experimentales muestran que al someter al sistema a concentraciones superiores y de manera progresiva hacen que estos se adapten, y creen una estructura del floculo más madura sin interferir en la biodegradabilidad de la materia orgánica, inhibición de los procesos metabólicos y calidad del efluente.

Evolución de las SMPs en el efluente

Como se había definido anteriormente los Productos Microbianos Solubles (SMP), se describen como los subproductos de hidrólisis de las sustancias que generan los microorganismos para protegerse del entorno [43]. La producción de SMP se evaluó mediante la medición de las concentraciones de proteínas y carbohidratos en el efluente dos veces a la semana y se filtró a $0,45 \mu\text{m}$.

En la Figura 41 se observa un gráfico en el cual se representan las concentraciones de proteínas y carbohidratos de los SMPs obtenidos experimentalmente en el efluente de cada uno de los reactores, valores que se pueden encontrar en el (Anexo I), la suma de ambos corresponde al total de los SMPs (carbohidratos + proteínas).

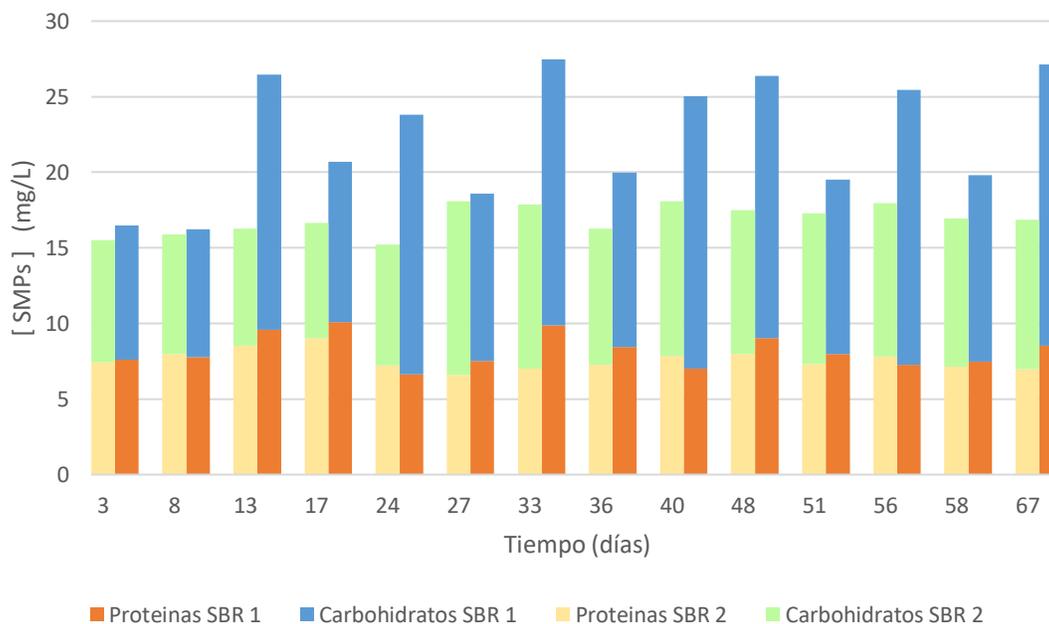


Figura 41. Evolución de la concentración de proteínas y carbohidratos de los SMPs en el efluente de los dos reactores

Tal y como se puede observar, en el gráfico hay dos partes diferenciadas correspondientes al comportamiento del sistema previo y posterior a la dosificación de sulfitos. En ausencia de sulfitos se puede observar que la proporción de carbohidratos y proteínas en los SMP tanto en el SBR 1 como en el SBR 2 es similar (día 3 y 8). Sin embargo, a partir de la dosificación del reactivo (día 13) destacan dos aspectos: en ambos SBRs se mantiene la concentración de proteínas durante todo el ensayo mientras que la concentración de carbohidratos aumenta en el SBR 1 de forma importante respecto al reactor de control. Cabe resaltar que los valores más altos de carbohidratos corresponden al cambio de concentración de sulfitos, comportamiento similar que se presentó en los SSLM cuando es dosificado los sulfitos (indiferente de la concentración).

De forma concreta, en la etapa sin adición de sulfitos y, para ambos reactores, la concentración promedio de proteínas fue de 8,08 mg/L y de carbohidratos de 7,69 mg/L, comprendiendo el 52,0% y 47,9 % de los SMP total, respectivamente. En el SBR 2 (reactor de control) las proteínas y los carbohidratos no sufrieron variaciones significativas durante el ensayo experimental, los valores medios obtenidos fueron de 9,40 en proteínas y 7,5 mg/L en carbohidratos. De esta manera la relación proteína-carbohidratos/SMP fue de 45,02 % y 54,98 % respectivamente. Valores comparables con la relación proteína/SMP del 48,7 % reportado por (Ferrer et al., 2018) para una carga másica de 0,2, además según (Shier & Purwono, 1994) las proteínas corresponden al 50% del peso total de las bacterias en fangos activos secos. Para el SBR 1 después de la adición de sulfitos

se obtuvo valores medios de proteínas $8,28 \pm 1,15$ mg/L y en carbohidratos $14,90 \pm 1,12$ mg/L siendo el 63,65% de proteínas y el 36,34% de los SMPs.

Sin embargo, aún no está muy claro porque la producción de SMPs no es constante durante todo el ensayo experimental. Se podría considerar que el aumento de estos valores es producido como respuesta al estrés ambiental y a las variaciones inesperadas de las condiciones de fuente de carbono y energía haciendo que acelere la producción de componentes celulares liberados durante la lisis celular (Kou, 1993) en este caso la consecuencia del estrés se les atribuye a los sulfitos.

En la Figura 42 se podrá ver con más detalle la variación de los SMPs en función de la concentración de sulfitos en el SBR 1.

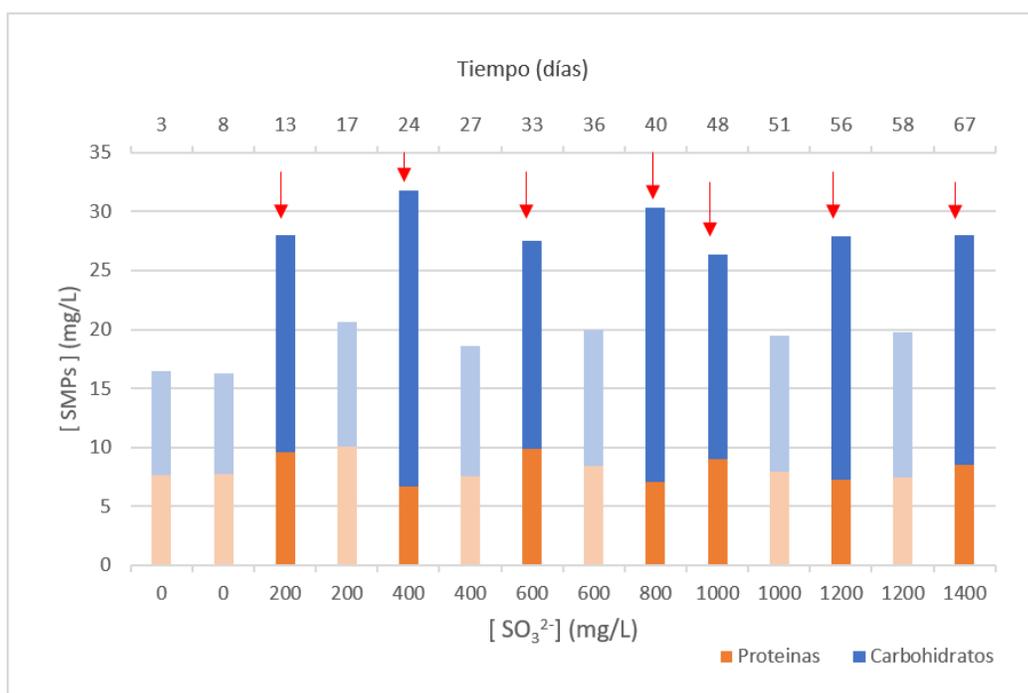


Figura 42. Evolución de SMP en función de la concentración de sulfitos

En este gráfico se puede apreciar mejor la relación entre proteínas y carbohidratos de los SMPs totales del SBR 1 para las diferentes concentraciones de sulfitos. La producción de SMPs a partir del día 13 (200 mg/L) los valores aumentan con respecto a los días 3 y 8 (0 mg/L). Se presenta el mismo comportamiento que en los SSLM, la producción de SMPs aumenta cuando se introduce sulfitos independientemente de la concentración (Barras de color más oscuro), en la primera adición de 200 mg/L SO₃²⁻, los carbohidratos aumentan de 8,48 a 16,87 mg/L prácticamente el doble, la diferencia entre cada toma de muestra en promedio es de 6,81 mg/L, mientras que las proteínas no tuvieron crecimientos significativos, sus valores indiferente de la concentración se mantuvieron en un valor promedio $7,57 \pm 0,66$ mg/L para las diferentes concentraciones de sulfitos.

Wang & Zhang, 2010 afirman que los mecanismos de supervivencia microbiana bajo diferentes sustratos o condiciones operativas influye en las cantidades de SMP generadas durante el tratamiento biológico, afirmación que se puede relacionar con las diferencias presentadas en los dos reactores. Mientras que Zan et al., 2016 estudió el efecto que tienen los sulfitos en los fangos activos, se observó que los sulfitos modifican la estructura del floculo, ocasionando una formación de microfloculos con una estructura protectora débil provocando la liberación de materiales intra-extra celulares. Este comportamiento observado por Zan y colaboradores podría también explicar el aumento de los valores de SMPs al dosificar los sulfitos en este trabajo final de master. Además, también demostraron que a una concentración de 800 mg/L SO_3^{2-} aumento la desintegración y solubilización de los fangos activos, el tamaño de partícula se redujo hasta un 39%, aumento la liberación de sustrato en un 87% y la lisis celular se incrementó en un 43%. Los SMPs según Qian et al., 2019 son fuente de carbono sustitutivas para mejorar el rendimiento de eliminación de nitrógeno, siendo las proteínas las principales donantes de electrones en el proceso de desnitrificación [47].

En la Figura 43, el grafico representa la diferencia en porcentaje de cada día de las proporciones de carbohidratos y proteínas entre los dos reactores. Los porcentajes de diferencia menores se obtuvieron el día 8 con un valor del 7,07% para carbohidratos y 2,76% en proteínas. Se puede apreciar que los valores mayores de diferencia se obtienen para los carbohidratos, siendo el día 13 el porcentaje más alto con 117,40% y para proteínas el día 33 con un 40,26%.

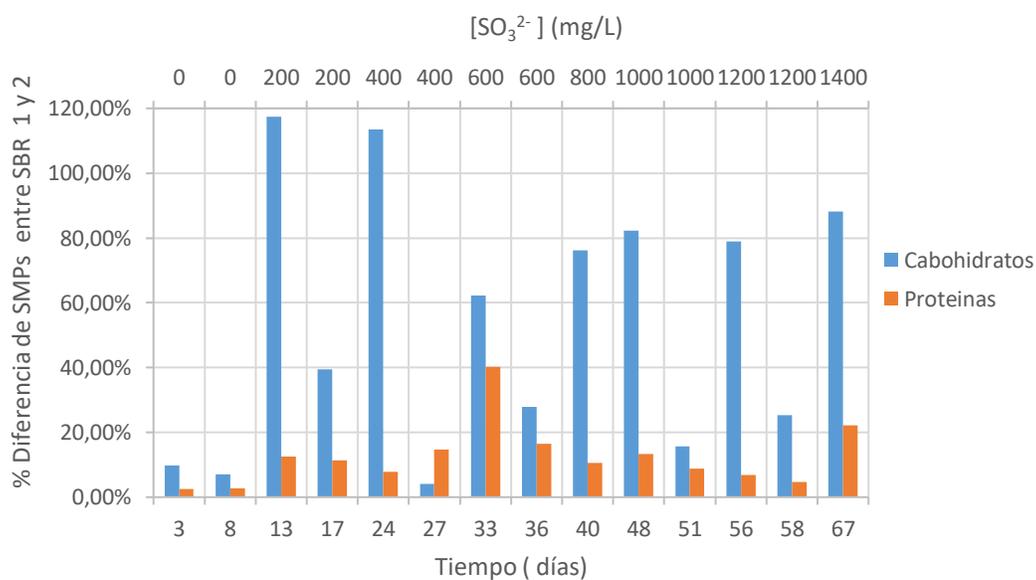


Figura 43. % de diferencia de carbohidratos y proteínas entre el SBR 1 Y 2

6.3. Resultados respirometrías

En este apartado se muestran los resultados obtenidos en los ensayos respirométricos realizados a las muestras de licor de mezcla procedentes de los SBRs para ambas partes experimentales.

6.3.1 Resultados respirometrías PARTE EXPERIMENTAL 1.

En la Tabla 19 se muestran los tiempos y las concentraciones de la disolución de sulfitos utilizadas en el ensayo.

Tabla 19. Concentraciones de sulfitos adicionadas en el ensayo de toxicidad

Dosis de sulfito	Tiempo (hh:mm:ss)	Concentración sulfitos (ppm)
1ª	0:18:24	50
2ª	0:20:34	50
3ª	0:22:30	50
4ª	0:24:52	50
5ª	0:26:50	50
6ª	0:28:42	100
7ª	0:30:34	100
8ª	0:33:04	100
9ª	0:36:04	100
10ª	0:38:06	200
11ª	0:43:46	200
12ª	0:49:16	200
13ª	0:54:12	300
14ª	1:02:50	300
15ª	1:09:32	300
16ª	1:17:42	400
17ª	1:24:21	400
18ª	1:29:47	400
19ª	1:33:37	400
20ª	1:40:01	400
21ª	1:46:07	800
22ª	1:56:27	800
23ª	2:01:33	1000
24ª	2:07:49	1000
25ª	2:14:25	1000

Tiempo total duración de ensayo	Cantidad total de SO_3^{2-}
	Adicionado (ppm)
14 horas	8650

La Figura 44 muestra el resultado obtenido por el software del ensayo, donde el eje Y representa tasa de respiración dinámica (R_s) y el eje X el tiempo que duró el ensayo.

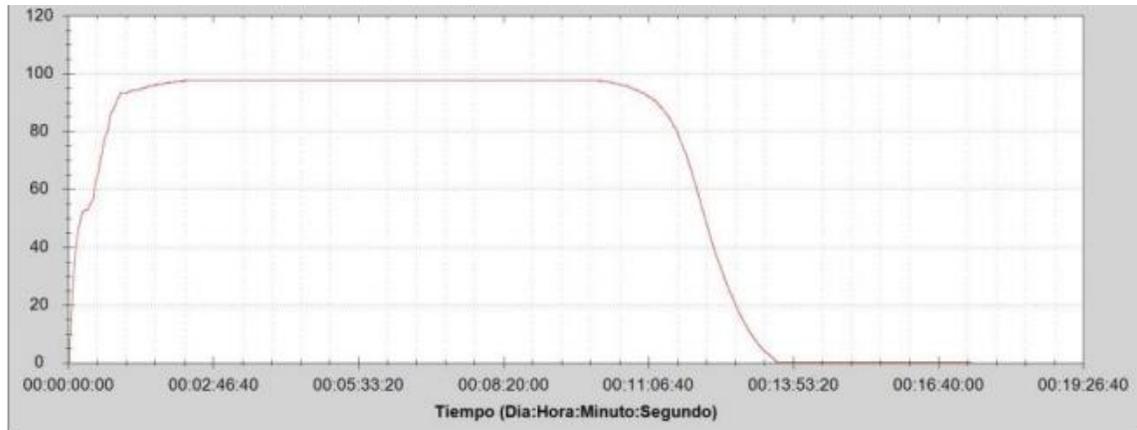


Figura 44. R_s ($\text{mg O}_2/\text{L/h}$) en función del tiempo (Tiempo Completo: 14 horas)

La gráfica muestra que la adición de sulfito no interfiere en la biodegradabilidad de la materia orgánica ni inhibe los procesos metabólicos y de respiración de los microorganismos.

A partir de 2h de ensayo se alcanzó el valor máximo de R_s en aproximadamente en $100 \text{ mg O}_2/\text{L/h}$ el cual se mantuvo constante la mayor parte del ensayo. En las dos últimas horas R_s decae y el oxígeno alcanza los valores normales del fango endógeno.

6.3.2 Resultados respirometrías PARTE EXPERIMENTAL 2

Se realizaron respirometrías en el MODO R al finalizar la experiencia (día 69) para ambos SBRs, pero únicamente dosificando una concentración de sulfitos de 200 ppm, con el objetivo de comparar el comportamiento en ambos reactores. La Figura 45 y la Figura 46 representan R_s en función del tiempo para el SBR 1 y el SBR 2, respectivamente.

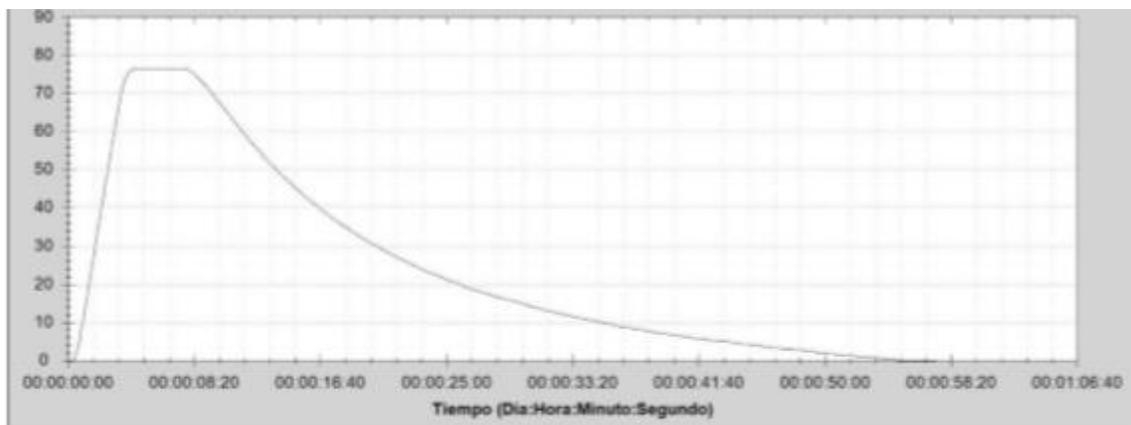


Figura 45. R_s ($\text{mg O}_2/\text{L/h}$) en función del tiempo en el SBR 1

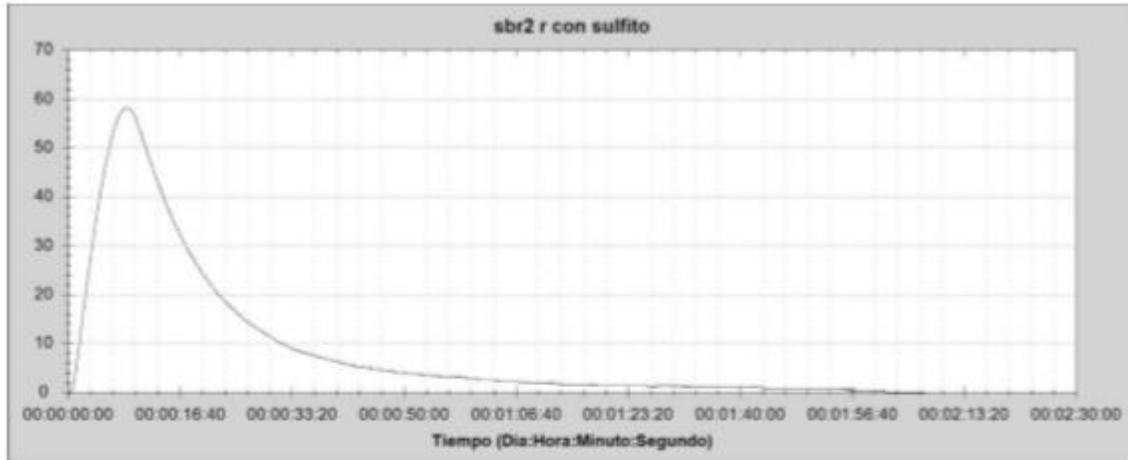


Figura 46. R_s (mg O_2 /L/h) en función del tiempo en el SBR 2

La Tabla 20 resume los parámetros obtenidos en la respirometría realizada para las muestras de licor de mezcla de ambos reactores (SBR 1 y SBR 2)

Tabla 20. Tabla resumen parámetros respirometría

	SBR 1	SBR 2
DQO (disolución de acetato sódico)	871	871
Concentración de sulfitos (mg/L)	200	200
SSVLM mg/L	2630	2290
OC* (mg/L)	937,810	762,310
Tiempo de asimilación	54':51"	2h:01':51"
R_s máxima (mg/L/h)	76,48	58,1

OC*: Consumo de oxígeno

De la Tabla 20 se puede concluir que la presencia de sulfitos acelera la asimilación de materia orgánica por parte de los microorganismos al estar ya adaptados a este compuesto.

6.4. Análisis microscópico

Durante los ensayos se realizaron diferentes observaciones del fango activo en el microscopio con el objeto de identificar los posibles cambios que se pudieran presentar en la estructura de los flóculos, así como los microorganismos presentes en ambos reactores. Las imágenes se han clasificado según los periodos de la PARTE EXPERIMENTAL 2.

- **Periodo 1'**

La diversidad de la microfauna en las plantas depuradoras de aguas residuales está influenciada tanto por las características ambientales, como por las características fisicoquímicas del agua residual, así como las propias de la instalación. Las imágenes de la Figura 47 corresponden a la muestra de licor de mezcla procedente de la EDAR del Carraixet. Las imágenes representan una estructura abierta, con un tiempo de retención celular lo suficientemente elevado como para que se haya producido la proliferación y dominancia de protistas y metazoos (nematodos y rotíferos flagelados).

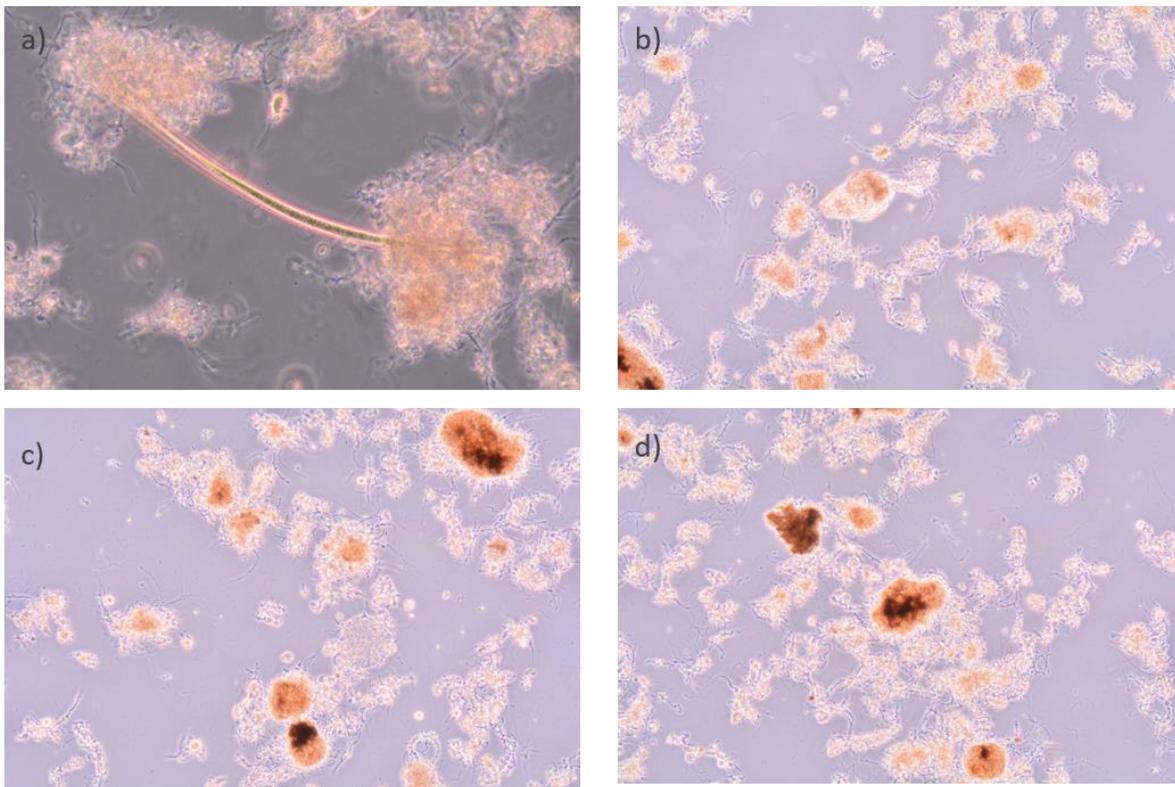


Figura 47. Imágenes de especies catalogadas en el licor mezcla del SBR 1 periodo 1: a) Micrometazoos (Nematodo); b, c y d) Pequeño grupos de flagelados

- **Periodo 2'**

Las imágenes de la Figura 48 representan el periodo en el cual se inicia la dosificación de 200 mg/L de sulfitos. Se puede apreciar un fango con una estructura flocular compacta, con disminución de la población bacteriana respecto al periodo 1'. El cambio en su estructura morfológica se puede atribuir a la presencia de sulfitos ya que posiblemente los microorganismos sufrieron un estrés celular tomando como mecanismo de defensa una reagrupación de ellas mismas, con el fin que se pudieran metabolizar mejor sin perder tanta energía [37].

La comparativa flocular del SBR 1 con adición de sulfitos con respecto al SBR 2 (reactor control) reside en que el SBR 1 presenta una mayor compactación flocular con un fango prácticamente en punta de alfiler sin dominancia de bacterias filamentosas frente al SBR 2 que presenta una estructura más abierta con mayor crecimiento libre de bacterias en el espacio interflocular como consecuencia del sustrato al que es sometido el SBR con una materia orgánica fácilmente biodegradable.

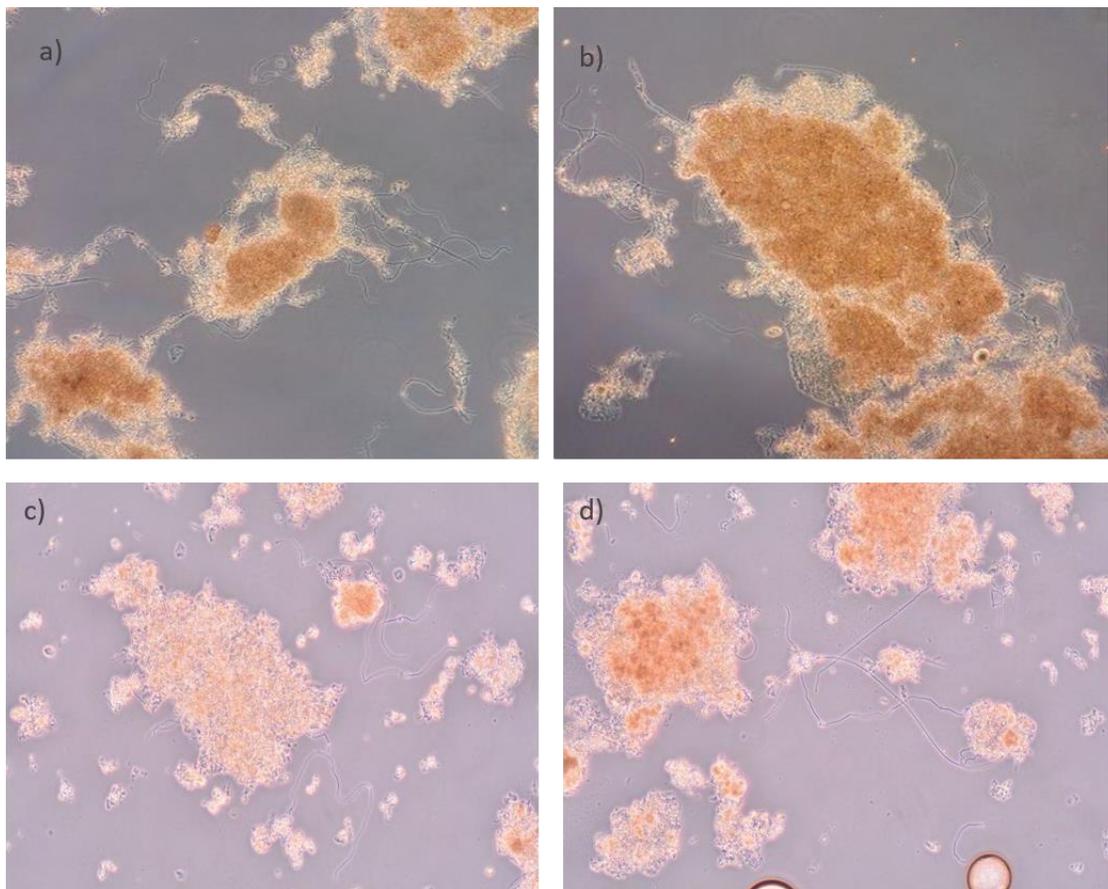


Figura 48 Imágenes del flóculo del licor mezcla del SBR 1 (a-b) – SBR 2 (c-d) en el periodo 2'

- **Periodo 3'**

En la Figura 49 a) y b) se muestra el estado flocular del fango activo del SBR-1 sometido a una alta concentración de sulfito donde se aprecia principalmente la proliferación de numerosos y pequeños flóculos de bacterias de baja densidad bacteriana, así como la presencia de amebas testáceas y protistas sésiles de la especie *Epistylis plicatilis*. Mientras que en la Figura 49 c) y d) se muestra el estado flocular del fango activo del SBR blanco con características microscópicas similares a la de todo el ensayo.

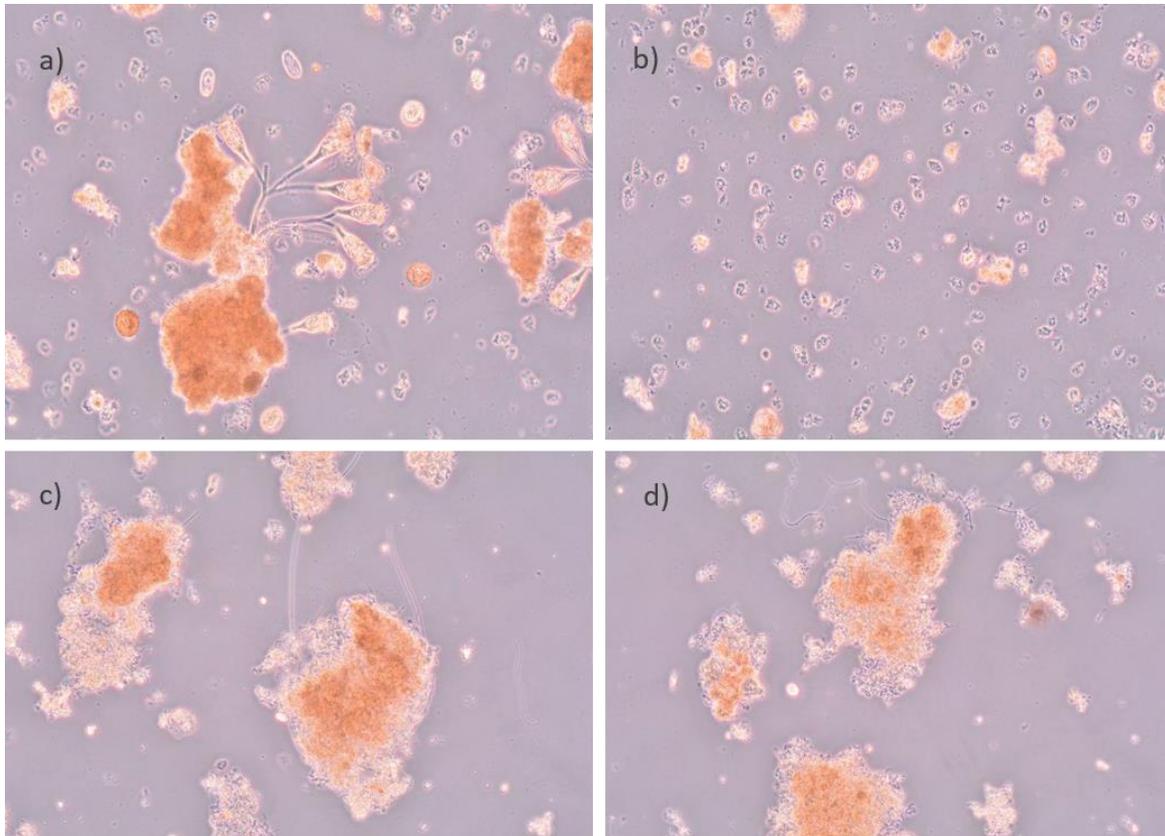


Figura 49. Imágenes del flóculo del licor mezcla en el periodo 3' a, b) *Ciliados Sésiles bacterívoros* (*Opercularia articulata*) y *Amebas Testaceas* (*Arcella*); c,d) estructura abierta del fango.

Desde un punto de vista microbiológico, la adición inicial de sulfito (200 mg/L) al reactor tuvo una primera repercusión de la muerte de los protistas y todas aquellas especies más sensibles que se encontraban en el espacio interflocular, tras el periodo de aclimatación al sulfito las especies más resistentes terminaron por proliferar y mantener una población estable y constante en el fango activo del SBR 1. Hubiera sido interesante realizar adicionalmente un estudio de metagenómica o secuenciación masiva para determinar que especies de aquellas se han proliferado con la adición de sulfito y cuales han decaído o en el sistema.

7. CONCLUSIONES

A partir de los resultados experimentales obtenidos en el presente trabajo Fin de Máster se puede llegar a las siguientes conclusiones:

Los resultados de caracterización de la PARTE EXPERIMENTAL 1:

- Si bien la influencia de una concentración de $200 \text{ mgSO}_3^{-2}/\text{L}$ no interfiere en términos generales de forma negativa en la operación del reactor biológico, el resultado no fue concluyente. Por ello, se hizo necesario realizar ensayos adicionales a partir de esta concentración en la PARTE EXPERIMENTAL 2.
- La caracterización del efluente del reactor SBR mostró rendimientos de DQO superiores al 94% durante todo el ensayo (40 días). No hubo variaciones a destacar en el pH y la conductividad. Sin embargo, el incremento de los valores de turbidez no se puede considerar significativo.
- Los resultados de caracterización del licor de mezcla muestran que el %SSVLM/SSLM no se redujo durante todo el ensayo, lo que es indicativo de una buena actividad microbiana y que justifica el buen funcionamiento del proceso biológico. Sin embargo, aunque se produjo una reducción en la producción de fangos, esto no afectó a la calidad del efluente.
- Los sulfitos se oxidaron a sulfatos en un porcentaje cercano al 100% debido a la acción conjunta de la reacción química y biológica. A pesar de que la oxidación no es inmediata, la concentración presente de sulfitos no afectó negativamente al proceso biológico.

Los resultados de caracterización de la PARTE EXPERIMENTAL 2:

- Las concentraciones ensayadas de sulfitos (hasta 1400 mg/L) no redujeron la calidad del efluente obtenido en el SBR 1.
- En el reactor SBR 1 los rendimientos de eliminación fueron superiores al del SBR 2 (reactor control). Si bien la turbidez se incrementó durante el periodo 2', el sistema se recuperó en poco tiempo y se mantuvo en valores muy bajos hasta el final del ensayo (70 días).
- La elevada concentración de sales aportada por la adición en concentraciones crecientes de sulfitos y por oxidación, transformados en sulfatos, hizo que la conductividad de los efluentes se incrementara hasta 4 mS/cm , no viéndose afectadas las características del efluente.

- Los sulfitos introducidos en el SBR 1 se oxidaron en un porcentaje cercano al 100% tanto por procesos químicos (aireación) como biológicos (bacterias sulfitooxidantes). La concentración de sulfitos en todos los efluentes analizados fue inferior a 2,0 mg/L.
- Los procesos de oxidación no fueron inmediatos con lo cual los sulfitos presentes provocaron estrés en los microorganismos. Esta situación favoreció la producción de SMP, principalmente carbohidratos, generando un fango más compacto con buena sedimentabilidad (V_{30} e IVF) y, por ende, un efluente de mejor calidad.
- Las imágenes del microscopio mostraron un fango con una estructura más compacta con bacterias formadoras de flóculos y una microfauna diversa.
- Tal y como sucedió en la PARTE EXPERIMENTAL 1, la dosificación súbita de 200 mg SO_3^{2-} /L perturbó al sistema biológico pero sin afectar al rendimiento del proceso. A partir de esta concentración, el sistema se adaptó y mejoró el rendimiento del proceso.

8. BILIOGRAFIA

- [1] M. Espigarez y J. A. Pérez, «Aguas Residuales. Composición,» 2019. [En línea]. Available: http://cidta.usal.es/residuales/libros/logo/pdf/Aguas_Residuales_composicion.pdf. [Último acceso: 18 Septiembre 2019].
- [2] ONU, «Aguas residuales: El recurso desaprovechado,» UNESCO, París.
- [3] M. Amico, G. Vita y L. Monaco, «Exploring environmental consciousness and consumer preferences for organic wines without sulfites,» *Journal of Cleaner Production*, vol. 120, nº 1, pp. 64-71, 2016.
- [4] Francesca Bot, «Chapter 16 Treatment of Food Industry Wastewater With Ultrasound A Big Opportunity for the Technology,» de *Ultrasound: Advances for Food Processing and Preservation*, Elsevier, 2017, pp. 391-408.
- [5] Casani. S, «A discussion paper on challenges and limitations to water reuse and hygiene in the food industry,» *Water Research*, vol. 39, nº 6, pp. 1134-1146, 2005.
- [6] Anurag. Tiwari, «Treatment of food-agro (sugar) industry wastewater with copper metal and salt: Chemical oxidation and electro-oxidation combined study in batch mode,» *Water Resources and Industry*, vol. 17, pp. 19-25, 2017.
- [7] G. Suvidha y B. P. Sanjay , «An integrated approach for microalgae cultivation using raw and anaerobic digested wastewaters from food processing industry,» *Bioresource Technology*, vol. 269, pp. 571-576, 2018.
- [8] M. Bener, F. B. Şen y R. Apak, «Novel pararosaniline based optical sensor for the determination of sulfite in food extracts,» *Spectrochimica Acta Part A: Molecular and Biomolecular Spectroscopy*, vol. 226, pp. 117-143, 2020.
- [9] Awad, A *et al.*, «Demonstrating adverse effects of a common food additive (sodium sulfite) on biochemical, cytological and histopathological parameters in tissues of albino Wister rats,» *European Journal of Integrative Medicine*, vol. 7, nº 3, pp. 234-242, 2015.
- [10] T. Mahmoud, A. Abdel y M. Gama, «Demonstrating adverse effects of a common food additive (sodium sulfite) on biochemical, cytological and histopathological parameters in tissues of albino Wister rats,» *European Journal of Integrative Medicine*, vol. 7, nº 3, pp. 234-242, 2015.
- [11] AEMA, «Caso de Éxito: Empresa dedicada a la elaboración de mostos concentrados,» Cuenca.
- [12] J. Yang, K. Choi y . S. Lee, «Effects of hydraulic retention time on the anaerobic digestion of thickened excess sludge by sulfite in the two phase digester,» *Environmental Engineering Research*, vol. 3, nº 2, pp. 191-200, 1997.
- [13] F. Zan , T. Hao , K. Chi , G. Ekama y G. Chen, «Using sulfite pretreatment to improve the biodegradability of waste activated sludge.,» *Avances RSC*, vol. 6, nº 76, pp. 875-881, 2016.

- [14] F. Zan, Q. Zeng, T. Hao y G. Ekam, «Achieving methane production enhancement from waste activated sludge with sulfite pretreatment: Feasibility, kinetics and mechanism study,» *Elsevier*, vol. 158, pp. 438-448, 2019.
- [15] K. Yang, . K. Soo y M. Tadahiro, «Effect of sulfite on anaerobic treatment of excess activated sludge,» *Environmental Engineering Research*, vol. 31, pp. 37-45, 1994.
- [16] . R. Mompó Curell, «Estudio de la influencia de los sulfitos en el tratamiento biológico de aguas residuales de la industria agroalimentaria,» Valencia, 2019.
- [17] A. Díaz Viúdez, «Estudio de la eliminación de fármacos mediante la combinación de carbon activo y SBR,» Valencia , 2016.
- [18] Belzona, «Tratamiento de Aguas Residuales,» Alejandra Troconis , Inglaterra, 2010.
- [19] C. Arrieta, E. Lenin y G. Peñuela , «Procesos de tratamiento de aguas residuales para la eliminación de contaminantes orgánicos emergentes,» *Ambiente & Agua - An Interdisciplinary Journal of Applied Science*, vol. 8, nº 3, pp. 93-103, 2013.
- [20] Grupo de Ingeniería Química y Ambiental (GIQA) Universidad Rey Juan Carlos, «weblog El Agua de Madrid,» 13 Julio 2017. [En línea]. Available: <https://www.madrimasd.org/blogs/remtavares/2017/07/13/133242>. [Último acceso: 18 11 2019].
- [21] H. Osorio Ugarte, «Tratamiento de aguas domesticas por el proceso de lodos activados ¿ Una alternativa para centro América?,» PANALDIS , Panamá, 2002.
- [22] A. Carraquero, J. Miller y K. Jones, «Relations between extraction protocols for activated sludge extracellular polymeric substances (EPS) and EPS complexation properties: Part I. Comparison of the efficiency of eight EPS extraction methods, *Enzyme Microb. Technol.* 38 (2006) 237–245.,» *Enzyme and Microbial Technology*, vol. 38, pp. 237-245, 2017.
- [23] E. Zuriaga Agustí, «Influencias de las características físicas y químicas del licor de mezcla en Biorreactore de Membrana y su correlación con los parámetros de operación en aguas industriales y urbanas,» Valencia, 2017.
- [24] N. Schwarzenbeck y P. A. Wilderer , «Treatment of Malting Wastewater in a Granular Sludge Sequencing Batch Reactor (SBR),» *Hydrobiol*, vol. 32, nº 1, pp. 16-24, 2004.
- [25] J. R. Jordá, A. Velasco y P. Cañas, «valoración de los tres índices de sedimentación del fango más utilizado,» Infilco Española, S.A., Madrid, 2003.
- [26] Metcalf y Eddy, Tchobanoglous, G., Burton, F. (1995). *Ingeniería De Aguas Residuales: Tratamiento, Vertido Y Reutilización*.
- [27] M. Díaz, A. García y M. González, «Aprendiendo metabolismo microbiano en una EDAR (Estación Depuradora de Aguas Residuales),» Reduca (Biología), Madrid, 2014.
- [28] E. Balaguer Arnandis, «Estudio de la influencia del tiempo de retención hidráulico en un reactor biológico secuencial (SBR) de depuración de aguas residuales procedentes de una tenería y optimización de la fase de sedimentación,» Valencia.
- [29] F. G. Queralt, «Diseño de un reactor biológico secuenciado (Q A.R= 9000 m³/d) para reducir la producción de fangos mediante la aplicación de un desacoplador metabólico,» valencia, 2017.

- [30] Dirección General del Agua del Ministerio de Medio Ambiente, «Manual para la gestión de vertidos,» España, 2007.
- [31] L. González Álvarez, «Vertidos industriales a la red de saneamiento: Gestión y afecciones a las plantas de tratamiento de aguas residuales urbanas,» Madrid.
- [32] Entidad Publica de Saneamiento de Aguas Residuales, «Modelo de Ordenanza de Vertidos a la red municipal de alcantarillado,» Valencia.
- [33] J. F. Muñoz Paredes y M. Ramos Ramos, «Reactores discontinuos secuenciales: Una tecnología versátil en el tratamiento de aguas residuales,» *Ciencia e Ingeniería Neogranadina*, vol. 24, nº 1, pp. 49-66, 2014.
- [34] J. A. Toro Huartos, «Análisis comparativo de tecnologías aerobias para el tratamiento de aguas residuales urbanas,» Manizales, 2018.
- [35] J. Ferrer Polo , A. Seco Torrecillas y Á. Roblez Martinez, Tratamientos biológicos de aguas, Valencia: Universidad Politécnica de Valencia, 2018, pp. 25-32.
- [36] Peter A. Wilderer, Sequencing batch reactor technology, Londres: IWA Publishing, 2001.
- [37] E. Marín Marín, «Evolución de las Características de la Biomasa en función de las condiciones operacionales en sistemas de Biorreactores de membrana,» Granada, 2017.
- [38] A. Ramesh, D. Lee y S. Hong, «Soluble microbial products (SMP) and soluble extracellular polymeric substances (EPS) from wastewater sludge,» *Environmental Biotechnology*, vol. 73, nº 1, pp. 219-223, 2006.
- [39] E. Fernández Reyes y A. Galván Cejudo, «Métodos para la cuantificación de proteínas,» Campus Universitario de Rabanales, Córdoba, 2019.
- [40] M. Á. Pilatos Sanz, «Diseño del tratamiento biológico de fangos activos para la eliminación de materia organica para una población de 60000 equivalentes,» Valencia, 2017.
- [41] J. A. Claros Bedoya, «Estudio del proceso de nitrificación y desnitrificación vía nitrito para el tratamiento biológico de corrientes de agua residual con alta carga de nitrógeno amoniacal,» Valencia, 2012.
- [42] J. Suárez y A. Jácome , «Eliminación de Fósforo en los procesos de depuración de las aguas residuales,» Coruña, 2007.
- [43] J. A. C. Torre, Fangos Activos, Eliminación biológica de nutrientes, Madrid: Garceta, 2014.
- [44] M. Á. P. Sanz, «Diseño del tratamiento biológico de fangos activos para la eliminación de materia orgánica y nutrientes para una población de 60000 habitantes equivalentes,» Valencia, España, 2017.
- [45] APHA, Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 2005, 21st. American Public Health Association, Washington, DC.
- [46] E. Gómez Vélez, «Control analítico de los parámetros de una EDAR,» 2011.
- [47] R. Rojas, «Gestión Integral de tratamiento de aguas residuales,» 2002.
- [48] J. Qian, J. Zhou, X. Pei y M. Zhang, «Bioactivities and formation/utilization of soluble microbial products (SMP) in the biological sulfate reduction under different conditions,» *Chemosphere*, vol. 221, pp. 37-44, 2019.
- [49] E. P. Pulla, «Calidad De Agua,» Escuela Superior Politecnica del Litoral , Guayaquil , 2007.

- [50] A. V. d. agua, «Curso de estaciones depuradoras de aguas residuales,» Salamanca .
- [51] M. Espigares Garcia y J. A. Pérez López, «Aguas Residuales Composición,» Valencia, 2019.
- [52] 17 Septiembre 2019. [En línea]. Available: http://cidta.usal.es/residuales/libros/logo/pdf/Aguas_residuales_MOPT.pdf.
- [53] AVESA, «Microbiología predictiva y estudios de vida útil,» [En línea]. Available: http://www.jornadasavesa.com/oviedo16/ponencias/Microbiologia_predictiva_y_estudios_de_vida_util_Natalia_Prado.pdf. [Último acceso: 25 Septiembre 2019].
- [54] E. Onkal , G. İnce y Ş. E. «Treatment efficiency and VFA composition of a thermophilic anaerobic contact reactor treating food industry wastewater,» *Journal of Hazardous Materials*, vol. 176, nº 1-3, pp. 843-848, 2010.
- [55] L. Marcó, «Depuración biológica de las aguas residuales urbanas,» [En línea]. Available: <https://www.tdx.cat/bitstream/handle/10803/5909/08Mjkm08de18.pdf?sequence=8&isAllowed=y>. [Último acceso: 01 Diciembre 2019].
- [56] F. Zan, . Q. Zeng, T. HaoG y G. A. Ekama, «Achieving methane production enhancement from waste activated sludge with sulfite pretreatment: Feasibility, kinetics and mechanism study,» *Water Research*, vol. 158, nº 1, pp. 438-448, 2019.
- [57] Jin Qian,K. Chi, «Roles of sulfite and internal recirculation on organic compound removal and the microbial community structure of a sulfur cycle-driven biological wastewater treatment process,» *Chemosphere*, vol. 226, pp. 825-833, 2019.

ANEXO 1

Tabla A.1. Datos experimentales de pH, conductividad y turbidez de los dos reactores en la parte experimental 2.

Día	SBR 1				SBR 2		
	Concentración SO_3^{2-}	pH	Conductividad mS/cm	Turbidez NTU	pH	Conductividad mS/cm	Turbidez NTU
1	0	7,56	1,073	0,037	7,75	1,112	0,044
3	0	7,31	1,043	0,042	7,29	1,093	0,031
6	0	7,6	1,304	0,048	7,43	1,020	0,037
8	0	7,21	1,379	0,052	7,29	0,989	0,037
10	0	7,15	1,303	2,478	7,33	0,944	0,042
13	200	7,78	1,329	2,897	7,24	0,913	0,020
15	200	7,25	1,309	3,158	7,24	0,982	0,039
17	200	7,58	1,237	2,817	7,46	0,920	0,0361
20	200	7,58	1,173	2,697	7,4	0,898	0,0539
22	400	7,62	1,318	2,786	7,32	0,995	0,0379
24	400	7,51	1,487	1,368	7,26	0,975	0,0855
29	400	7,64	1,747	1,145	7,37	1,130	0,0869
31	400	7,57	1,832	0,875	7,36	1,002	0,0796
36	600	7,62	2,11	0,6	7,36	0,905	0,0646
38	600	7,78	2,38	0,288	7,52	0,957	0,086
40	800	7,48	2,73	0,038	7,42	1,000	0,103
42	800	7,81	2,46	0,038	7,3	0,867	0,066
45	1000	7,87	2,51	0,04	7,43	0,884	0,04
48	1000	7,65	2,53	0,125	7,44	0,892	0,049
51	1200	7,32	2,96	0,584	7,5	0,874	0,039
53	1200	7,73	3,07	0,045	7,42	0,839	0,085
60	1200	7,7	3,95	0,046	7,21	1,135	0,037
65	1400	7,71	3,84	0,039	7,45	1,124	0,062
70	1400	7,74	4,03	0,038	7,39	1,041	0,038

Tabla A.2. Datos experimentales de DQO, NT y PT en los efluentes con los % de eliminación en el SBR I de la parte experimental 2

Día	DQO ppm	η DQO	NT ppm	η NT	PT ppm	η PT	SO ₃ ²⁻	η SO ₃ ²⁻	SO ₄ ²⁻
1	47	96,27	45	64,10	8,3	49,07	0,3	99,99	298
3	48	96,19	41	67,29	8,4	48,47	0,3	99,99	296
6	55	95,64	-	-	-	-	0,2	99,99	302
8	54	95,72	41	67,29	8,8	46,01	0,2	99,99	294
10	50	96,03	-	-	-	-	0,2	99,99	292
13	61	95,16	56	55,32	9,8	39,88	0,6	99,70	498
15	62	95,08	-	-	-	-	0,7	99,65	495
17	60	95,24	52	58,51	10,2	37,42	0,5	99,75	499
20	65	94,85	-	-	-	-	0,7	99,65	504
22	63	95,00	58	53,72	9,5	41,72	0,6	99,85	702
24	65	94,85	-	-	-	-	0,5	99,88	716
29	50	96,03	34	72,87	8,2	49,69	0,7	99,83	710
31	47	96,27	36	71,28	7,3	55,21	0,4	99,90	704
36	38	96,99	-	-	-	-	0,6	99,90	899
38	35	97,22	38	69,68	6,7	65,00	0,5	99,92	903
40	36	97,15	-	-	-	-	0,5	99,94	1110
42	28	97,78	25	80,05	3,2	80,37	0,7	99,91	1140
45	30	97,62	19	84,84	4,8	70,55	0,7	99,93	1320
48	27	97,86	22	82,45	5,2	68,10	0,6	99,94	1314
51	25	98,02	-	-	-	-	0,5	99,96	1489
53	28	97,78	19	84,84	3	81,60	0,7	99,94	1502
60	29	97,70	22	82,45	3,6	77,91	0,5	99,96	1496
65	27	97,86	-	-	-	-	0,6	99,96	1692
70	29	97,70	25	80,05	3,4	79,14	0,6	99,96	1705

Tabla A.3. Datos experimentales de DQO, NT, SO_4^{2-} y PT en los efluentes con los % de eliminación en el SBR II de la parte experimental 2

Día	DQO ppm	η DQO	NT ppm	η NT	PT ppm	η PT	SO_4^{2-}
1	55	94,76	38	69,67	8,5	47,85	290
3	52	95,04	43	65,68	8,9	45,40	280
6	53	94,95	-	-	-	-	280
8	48	95,42	43	65,68	9	44,79	280
10	56	94,66	-	-	-	-	250
13	55	94,76	48	61,69	8,8	46,01	250
15	54	94,85	-	-	-	-	320
17	57	94,57	42	66,48	8,7	46,63	250
20	58	94,47	-	-	-	-	260
22	52	95,04	44	64,88	8,6	47,24	250
24	54	94,85	-	-	-	-	260
29	56	94,66	46	63,29	7,8	52,15	260
31	55	94,76	52	58,50	8,7	46,63	250
36	58	94,47	-	-	-	-	255
38	59	94,38	50	60,10	8,5	47,85	250
40	56	94,66	-	-	-	-	240
42	52	95,04	40	68,08	8,9	45,40	240
45	54	94,85	38	69,67	8,9	45,40	250
48	54	94,85	42	66,48	8	50,92	245
51	57	94,57	-	-	-	-	240
53	58	94,47	38	69,67	8,8	46,01	250
60	52	95,04	43	65,68	8,5	47,85	240
65	57	94,57	-	-	-	-	240
70	53	94,95	48	61,69	8,6	47,24	250

Tabla A.4. Datos experimentales de V_{30} e índice volumétrico de los dos reactores en la parte experimental 2.

Día	SBR 1		SBR 2	
	V_{30} SBR I mL	índice Volumétrico $\text{mL}\cdot\text{g}^{-1}$	V_{30} SBR II mL	índice Volumétrico $\text{mL}\cdot\text{g}^{-1}$
1	430	133,04	430	133,21
3	330	118,03	280	104,40
6	245	90,21	280	90,44
8	250	81,43	280	87,99
10	240	74,49	250	76,78
13	240	73,66	250	75,94
15	250	79,57	320	103,36
17	210	82,81	250	98,58
20	240	92,02	260	102,36
22	240	92,74	250	96,90
24	238	86,86	260	97,23
29	240	93,31	260	91,29
31	220	77,85	250	92,46
36	225	89,07	255	98,15
38	180	75,89	250	102,54
40	190	71,16	240	89,55
42	160	61,35	240	97,56
45	160	60,06	250	93,56
48	170	66,82	245	94,67
51	165	67,24	240	98,77
53	170	62,04	250	103,39
60	160	60,42	240	96,31
65	165	63,71	240	93,97
70	170	67,35	250	97,66

Tabla A.5. Datos experimentales de carbohidratos y proteínas en los dos reactores de la parte experimental 2.

Día	Concentración	SBR 2		SBR 1	
		Carbohidratos mg/L	Proteínas mg/L	Carbohidratos mg/L	Proteínas mg/L
3	0	8,08	7,43	8,87	7,61
8	0	7,92	7,97	8,48	7,75
13	200	7,76	8,51	16,87	9,58
17	200	7,6	9,05	10,605	10,07
24	400	8,03	7,21	17,14	6,65
27	400	11,52	6,57	11,04	7,53
33	600	10,85	7,03	17,61	9,86
36	600	9,02	7,26	11,53	8,45
40	800	10,21	7,86	17,98	7,03
48	1000	9,52	7,96	17,36	9,02
51	1000	9,98	7,32	11,54	7,96
56	1200	10,17	7,79	18,2	7,26
58	1200	9,84	7,12	12,33	7,46
67	1400	9,9	6,97	18,63	8,52