



UNIVERSITAT
POLITÈCNICA
DE VALÈNCIA



ESCUELA TÉCNICA
SUPERIOR INGENIERÍA
INDUSTRIAL VALENCIA

TRABAJO FIN DE MASTER EN INGENIERÍA QUÍMICA

**ESTUDIO DE LA INFLUENCIA DEL BISFENOL
A EN EL TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE
AGUAS RESIDUALES. DISEÑO DE UN
REACTOR DE ALTA CARGA PARA REDUCIR
SU IMPACTO EN EL PROCESO DE FANGOS
ACTIVOS ($Q_{\text{DISEÑO}} = 3750 \text{ M}^3/\text{D}$)**

AUTOR: RAÚL MOMPÓ CURELL

TUTORA: M^o AMPARO BES PIÁ

COTUTORES: JOSÉ ANTONIO MENDOZA ROCA
EVA FERRER POLONIO

Curso Académico: 2020-21

AGRADECIMIENTOS

En este momento aprovecharé la oportunidad para dar realmente las gracias a las personas que han logrado que llegue al punto en el que me encuentro actualmente. Si echo la vista atrás, me encantaría empezar por agradecer a profesores y entorno más cercano que me ha acompañado en mi etapa universitaria.

Por ello, me gustaría comenzar mostrando que estoy orgulloso de saber que venir a la Universidad Politécnica de Valencia fue un acierto. Los amigos con los que me he rodeado han sido un lujo y fijar la tarde del jueves para desconectar de la rutina, un placer. A pesar del primer curso difícil por la pandemia de la COVID y por cursar asignaturas densas y muy generales, el segundo curso ha sido un motivo para estar contento. Y esto se debe fundamentalmente a que los profesores de los bloques de membranas y de bioprocesos han sido cercanos y se han interesado mucho tanto en que aprendiésemos como en que disfrutásemos con ese conocimiento adquirido. Así, se consigue que el esfuerzo sea mucho más satisfactorio.

Al hilo de lo anterior, siento la necesidad de destacar el papel de Amparo y José Antonio. Hace 2 años aceptaron dirigir mi TFG sin saber quién era y el curso pasado me ofrecieron realizar una beca de colaboración que me formó muchísimo. Además, este año me facilitaron de nuevo seguir trabajando mi TFM en el grupo de investigación. Sin duda, se han portado de manera inimaginable conmigo y solo puedo agradecer las oportunidades continuas que me han dado y siguen dando para que crezca en este mundillo. Han jugado un rol que no puedo dejar de reconocer y esto solo será un punto y seguido. Y en esa línea, debo resaltar todo lo que ha hecho Eva, que desde que llegué al laboratorio ha guiado todo el trabajo experimental y, a pesar de tener otras responsabilidades, lo ha hecho con su sonrisa, dedicación y tiempo. Ha sido un enorme placer para mí. También quiero dedicarle unas sonrisas mientras escribo al resto de personas con las que he convivido en el laboratorio: me han hecho sentir muy cómodo y han logrado crear un ambiente súper agradable. El café de las 11 siempre será necesario.

A continuación, quiero agradecer la oportunidad que ofreció la Cátedra FACSA-FOVASA. Tener un convenio con ellos ha reforzado el estímulo de seguir progresando y haciendo la tarea con esmero. Además, la existencia de esta relación de colaboración supondrá siempre la posibilidad de que el trabajo acabe teniendo mayor relevancia.

En la misma línea agradezco enormemente al Aula CEMEX Sostenibilidad en su papel de Cátedra de la UPV y, concretamente, a la ayuda que me ofrecieron para la realización del TFM. También a su director Eduardo Palomares, por promover que el trabajo de investigación en química sostenible.

Finalmente, todo el trabajo de estudio e investigación en el que me he formado y esforzado estos años ha sido apoyado por mi familia, que siempre me ha animado a que haga lo que quiera, que no tenga prisa por tomar decisiones y han sido el pilar constante sobre el que sustentarme. Y quiero señalar por supuesto la importancia que tiene Alicia en cómo soy ahora. Su manera de ser refuerza mis éxitos y relativiza mis fracasos. Sería egoísta por mi parte no destacar el papel fundamental que tiene ella, enseñándome que la vida compartida está más viva.

Gracias de verdad.

RESUMEN

El presente trabajo fin de máster evalúa el efecto de la presencia de un compuesto muy común en los aditivos plásticos, el bisfenol A (BPA), en un tratamiento biológico de aguas residuales. En el desarrollo de este estudio, se propondrá un diseño para solucionar el problema asociado a vertidos puntuales de aguas residuales que contengan esta sustancia.

Para realizar este trabajo fin de máster, en primer lugar, se ha llevado a cabo un trabajo de investigación en el laboratorio en el que se ha determinado la influencia del BPA en un reactor biológico de aguas residuales. Con este propósito, se ha elaborado un montaje en planta piloto empleando un reactor biológico secuencial (SBR) y se ha tratado un agua residual simulada a la cual se añadieron diferentes concentraciones de BPA. De esta manera, se ha analizado la influencia de esta última variable sobre el rendimiento de eliminación de la materia orgánica, del nitrógeno y del BPA del reactor, así como en las características del licor de mezcla.

En segundo lugar, se ha diseñado un reactor de alta carga para amortiguar posibles vertidos puntuales con altas concentraciones de BPA contenidas en el agua residual. Para el diseño se han tenido en cuenta los resultados obtenidos en la parte experimental previa.

Palabras Clave: aguas residuales; bisfenol A; proceso de fangos activos; SBR.

RESUM

Aquest treball fi de màster avalua l'efecte de la presència d'un compost molt comú en els additius plàstics, el bisfenol A (BPA), en un tractament biològic d'aigües residuals. En el desenvolupament d'aquest estudi, es proposarà un disseny per solucionar el problema associat als abocaments puntuals d'aigües residuals que continguin aquesta substància.

Per realitzar aquest treball fi de màster, en primer lloc, s'ha dut a terme un treball de recerca al laboratori en el qual s'ha determinat la influència de l'BPA en un reactor biològic d'aigües residuals. Per a això, s'ha elaborat un muntatge en planta pilot emprant un reactor biològic seqüencial (SBR) i s'ha tractat una aigua residual simulada a la qual s'han afegit diferents concentracions de BPA. D'aquesta manera, s'ha analitzat la influència d'aquesta última variable sobre l'eficiència d'eliminació de la matèria orgànica, del nitrogen i de l'BPA del reactor, així com en les característiques del licor de mescla.

A la segona part, s'ha dissenyat un reactor d'alta càrrega per esmorteir possibles abocaments puntuals amb altes concentracions de BPA contingudes en l'aigua residual. Per el disseny s'han tingut en compte els resultats obtinguts a la part experimental prèvia.

Paraules clau: aigües residuals; bisfenol A; procés de fangs actius; SBR.

ABSTRACT

This master's thesis evaluates the effect of the presence of a very common compound in plastic additives, bisphenol A (BPA), on a biological treatment of wastewater. In the development of this study, a design to solve the problem associated to specific discharges of sewage water containing this substance will be proposed.

Firstly, in order to develop this master's thesis, research work has been carried out in the laboratory to determine the influence of BPA on a biological wastewater reactor. For this purpose, a pilot plant set-up using a sequencing batch reactor (SBR) has been used. Additionally, simulated wastewater with different concentrations of BPA has been treated. In this way, the influence of the latter variable on the organic matter, nitrogen and BPA removal efficiencies of the reactor, as well as on the characteristics of the mixing liquor, has been analysed.

Secondly, a high load reactor has been designed to buffer possible punctual discharges with high concentrations of BPA contained in the wastewater. This design has considered the results obtained in the previous experimental tests.

Keywords: sewage treatment; bisphenol A; activated sludge process; SBR.

DOCUMENTOS DEL TRABAJO FINAL DE MÁSTER

Los documentos contenidos en el TFM son:

- ⇒ Documento 1. Memoria
- ⇒ Documento 2. Presupuestos
- ⇒ Documento 3. Planos

ÍNDICE DE CONTENIDOS

Documento 1. Memoria

1. Objeto.....	2
2. Justificación	3
3. Estructura de descomposición del trabajo (EDT).....	4
4. Introducción	7
4.1. Caracterización de las aguas residuales.....	7
4.2. Tratamiento biológico de aguas residuales.....	9
4.2.1. Sistema de fangos activos	10
4.2.2. Proceso continuo convencional	13
4.2.3. Reactor biológico secuencial (SBR)	13
4.2.4. Proceso A+B.....	15
4.3. Los plásticos, la aparición de microplásticos y sus aditivos	16
4.3.1. Investigaciones precedentes sobre la problemática de los microplásticos en las aguas	16
4.3.2. Los aditivos plásticos	17
4.4. El bisfenol A (BPA).....	18
4.4.1. La problemática del bisfenol A.....	18
4.4.2. El bisfenol A en la industria	18
5. Legislación aplicable.....	20
5.1. Normativa europea	20
5.2. Normativa española	21
5.3. Normativa autonómica - Comunidad Valenciana	21
5.4. Requisitos de vertido y presencia del bisfenol A	21
6. Metodología experimental.....	23
6.1. Jar Test	23
6.2. Reactores Biológicos Secuenciales (SBR)	26
6.2.1. Condiciones de las experiencias.....	26
6.2.2. Agua residual simulada	28
6.2.3. Programación de los muestreos.....	31
6.2.4. Procedimientos de análisis y medida para la caracterización.....	31
7. Resultados experimentales	50
7.1. Jar Test	50
7.2. Reactores Biológicos Secuenciales (SBR)	51
7.2.1. Caracterización del ARS.....	52

7.2.2.	Caracterización del efluente	52
7.2.3.	Caracterización del licor de mezcla	57
8.	Conclusiones experimentales.....	60
9.	Diseño de la instalación.....	62
9.1.	Tanque de almacenamiento.....	63
9.1.1.	Agitación del tanque de almacenamiento	63
9.2.	Reactor biológico secuencial.....	64
9.2.1.	Tiempo de retención hidráulico y volumen del reactor.....	64
9.2.2.	Carga másica.....	65
9.2.3.	Producción específica de fangos, edad del fango y crecimiento del fango.	66
9.2.4.	Agitación del reactor	67
9.2.5.	Consumo de oxígeno	67
9.2.6.	Aire suministrado	69
9.2.7.	Puesta en marcha del SBR.....	71
9.3.	Cálculos hidráulicos de la instalación.....	73
9.3.1.	Dimensionamiento de tuberías.....	73
9.3.2.	Pérdidas de carga	75
9.3.3.	Selección de bombas.....	76
10.	Estudio económico	78
10.1.	Costes de energía	78
10.2.	Costes de personal	79
10.3.	Costes de mantenimiento	79
10.4.	Costes totales	79
11.	Conclusiones generales.....	81
12.	Bibliografía	82

Documento 2. Presupuestos

1.	Descripción de los presupuestos.....	88
2.	Presupuesto de la planta piloto	88
2.1.	Material amortizable a escala de laboratorio	88
2.2.	Material no amortizable a escala de laboratorio	90
2.3.	Mano de obra a escala de laboratorio	91
2.4.	Presupuesto total de la planta piloto.....	92
3.	Presupuesto de la instalación industrial	93

3.1.	Mano de obra de la construcción.....	93
3.2.	Equipos principales de la planta.....	93
3.3.	Conexiones entre equipos y accesorios de la planta	94
3.4.	Obra civil.....	94
3.5.	Seguridad y salud	95
3.6.	Control de calidad	95
3.7.	Presupuesto total de la instalación.....	96
4.	Presupuesto de ejecución material (PEM).....	97
5.	Presupuesto base de licitación (PBL)	97

Documento 3. Planos

1.	Diagrama de flujo de la instalación completa.....	99
2.	Diagrama de flujo de la Etapa A (Adsorción)	100
3.	Planos del reactor biológico secuencial	101

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. EDT. Estructura general.....	4
Figura 2. EDT. 1. Fase de estudio previo e investigación	4
Figura 3. EDT. 2. Ensayos experimentales.....	5
Figura 4. EDT. 3. Fase de diseño básico de la instalación.....	5
Figura 5. EDT. 4. Redacción de documentos.....	6
Figura 6. Esquema de un proceso de fangos activos convencional (Metcalf & Eddy, 1995).....	13
Figura 7. Esquema de funcionamiento de un SBR (Escaler & Mujeriego Sahuquillo, 2001; Ketchum, 1997)	14
Figura 8. Esquema simplificado del proceso A+B (Van Winckel & Vlaeminck, 2014)	16
Figura 9. Estructura química en 2D y en 3D del bisfenol A (Wikipedia, 2020).....	18
Figura 10. Imagen del equipo Jar Test durante las experiencias I, II, III y IV.....	25
Figura 11. Esquema del montaje experimental para un SBR. Elaboración propia.....	26
Figura 12. Fotografía del montaje experimental de los SBR.	27
Figura 13. Reactivos utilizados en la preparación de ARS.....	30
Figura 14. Lectura de turbidez con el turbidímetro	32
Figura 15. Disposición del conductímetro en el laboratorio para la toma de medidas.....	32
Figura 16. Disposición del pH-metro en el laboratorio para la toma de medidas	33
Figura 17. Procedimiento experimental para obtener la DQO de la muestra	34
Figura 18. Muestra de nitrógeno total en termorreactor para su disgregación.....	35
Figura 19. Preparación de la muestra para medida del fósforo	37
Figura 20. Eppendorfs en el baño caliente para obtener la medida de proteínas y espectrofotómetro empleado.....	39
Figura 21. Cubetas de reacción de antrona en baño caliente y en enfriamiento posterior	41
Figura 22. Esquema de la instrumentación necesaria básica en un HPLC (Meyer, 2005)	42
Figura 23. Caja de interfaz y fotodetector HPLC.....	43
Figura 24. Bomba, cargador de muestras automático y soporte de botellas HPLC.....	43
Figura 25. Filtración de muestras a vacío y colocación de cartuchos SPE de forma alterna en equipo de vacío	45
Figura 26. Conexión de matraces aforados a los cartuchos de SPE mediante tubos de succión y dilución de muestra con 6 mL de metanol gota a gota.....	45
Figura 27. Secado de las muestras en tubos falcon con aire seco a 40°C.....	45
Figura 28. Sensor de temperatura empleado	46
Figura 29. Filtración a vacío de los sólidos del licor de mezcla	47
Figura 30. Muestras secas en el crisol antes de pasar por la mufla.....	47
Figura 31. Oxímetro utilizado en el laboratorio	48
Figura 32. Montaje del equipo experimental y del material para la toma de muestras	49
Figura 33. Evolución de la concentración de BPA en Jar Test de fango no adaptado	50
Figura 34. Evolución de la concentración de BPA en Jar Test de fango adaptado	50
Figura 35. Evolución del pH en los SBR	52
Figura 36. Evolución de la conductividad en los SBR	53
Figura 37. Evolución de la concentración de DQO en los SBR	53
Figura 38. Evolución de la concentración de BPA en el efluente.....	55
Figura 39. Evolución de la concentración de SMP en el SBR-B	55
Figura 40. Evolución de la concentración de SMP en el SBR-BPA1.....	56
Figura 41. Evolución de la concentración de SMP en el SBR-BPA5 y SBR-BPA10	56

Figura 42. Evolución del crecimiento del fango en los SBR.....	57
Figura 43. Concentración de oxígeno disuelto en SBR-B en un ciclo de trabajo (Día 93)	58
Figura 44. Concentración de oxígeno disuelto en SBR-BPA1 en un ciclo de trabajo (Día 17).....	58
Figura 45. Concentración de oxígeno disuelto en SBR-BPA5 en un ciclo de trabajo (Día 20).....	58
Figura 46. Concentración de oxígeno disuelto en SBR-BPA10 en un ciclo de trabajo (Día 71)...	59
Figura 47. Evolución de la concentración de BPA en los fangos de purga de los SBR	59
Figura 48. Gráfico de cajas y bigotes. SBR-B y SBR-BPA10 comparando DQO y N_T de salida.....	60
Figura 49. Eficiencia de transferencia de oxígeno en condiciones estándar (SULZER®)	70
Figura 50. Balance de sólidos etapa B.....	72

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Parámetros de diseño y operación típicos (Miller, 2015)	15
Tabla 2. Requisitos de vertido de EDAR, según Directiva 91/271/CEE.	21
Tabla 3. Explicación de las rutas experimentales.....	23
Tabla 4. Experimentos “batch” para la eliminación del BPA.....	25
Tabla 5. Parámetros de operación de los SBR.....	27
Tabla 6. Características del ARS	28
Tabla 7. Características del agua residual alimentada a los SBR en función del tiempo	28
Tabla 8. Composición del ARS a partir del día 51 de experiencia	28
Tabla 9. Características del método en HPLC.....	43
Tabla 10. Relación DQO:N:P en el alimento de los SBR según el tiempo de ensayo	52
Tabla 11. Resumen de parámetros del efluente de salida en los SBR	54
Tabla 12. Evolución del crecimiento del fango en función de los SBR en función de la C_M	57
Tabla 13. Resumen de parámetros del licor de mezcla en los SBR.....	57
Tabla 14. Duración de las etapas en el SBR industrial.....	65
Tabla 15. Necesidades de O_2 para la eliminación de la materia orgánica ($g O_2/g DBO_5$) (Ronzano & Dapena, 1995).	68
Tabla 16. Valores técnicos de la soplante SAMOS SB 0710 D0 (B) a 50 Hz.....	71
Tabla 17. Selección de diámetros de tubería para cada zona de la instalación.....	74
Tabla 18. Diámetros comerciales de tuberías PN6. Flexipol: tubos de polietileno PE100.....	74
Tabla 19. Pérdidas de carga de las tuberías: $h_{f \text{ perd}}$	76
Tabla 20. Pérdidas de carga de accesorio ($h_{f \text{ accesorios}}$) y pérdidas totales (h_f).....	76
Tabla 21. Alturas de bombeo.	76
Tabla 22. Selección de bombas.	77
Tabla 23. Desglose de los costes de energía.	78
Tabla 24. Desglose de los costes de personal	79
Tabla 25. Desglose de los costes de mantenimiento.	79
Tabla 26. Desglose de los costes totales de la instalación.	79
Tabla 27. Presupuesto del material amortizable a escala de laboratorio.....	88
Tabla 28. Presupuesto del material no amortizable a escala de laboratorio.	90
Tabla 29. Presupuesto de la mano de obra a escala de laboratorio.....	91
Tabla 30. Presupuesto total de la planta piloto.	92
Tabla 31. Presupuesto de la mano de obra de la construcción.	93
Tabla 32. Presupuesto de los equipos principales de la planta.	93
Tabla 33. Presupuesto de las conexiones entre equipos y accesorios de la planta.....	94
Tabla 34. Presupuesto de la obra civil.....	95
Tabla 35. Presupuesto de seguridad y salud.....	95
Tabla 36. Presupuesto del control de calidad.	96
Tabla 37. Presupuesto total de la instalación.	96
Tabla 38. Presupuesto de ejecución material (PEM).	97
Tabla 39. Presupuesto base de licitación (PBL).....	97

DOCUMENTO 1:

MEMORIA

1. OBJETO

La finalidad principal de este trabajo final de máster es estudiar la influencia de un compuesto persistente, el bisfenol A (en adelante BPA), en el tratamiento biológico de aguas residuales, así como proponer una solución a vertidos puntuales de determinados contaminantes emergentes que pueden dañar el proceso biológico de una depuradora. Actualmente, existen multitud de compuestos químicos que aparecen en forma de trazas y, en muchas ocasiones, no se ha encontrado todavía un modo de gestión adecuado. Consecuentemente, acaban incorporándose al ciclo del agua y llegan a las depuradoras de aguas residuales. Entre estas sustancias se encuentra el bisfenol A, tratándose de un compuesto orgánico que recientemente ha ganado importancia por su presencia en la formulación de resinas y plásticos.

Se analiza la influencia que tiene esta sustancia en el tratamiento biológico de aguas residuales puesto que su presencia es posible en altas concentraciones y en espacios de tiempo breves. Teniendo en cuenta estas circunstancias, se han planteado ensayos en laboratorio que permiten identificar el modo de eliminarlo del agua residual sin interferir en los rendimientos de eliminación de materia orgánica y nutrientes propios del ciclo convencional.

Finalmente, se propone una solución para una depuradora que reciba aguas residuales de origen industrial y se vea afectada puntualmente por vertidos de empresas similares al que se ha mencionado, que, consecuentemente, deben modificar el proceso biológico. Para ello, el TFM incluye el diseño de un reactor de alta carga que formaría parte de un sistema de depuración conocido como proceso A+B. En concreto, se trata de un reactor biológico secuencial (SBR).

2. JUSTIFICACIÓN

Gran parte de las líneas de investigación asociadas al tratamiento y a la conservación del agua en la actualidad necesitan, por concienciación global, ir vinculadas a los Objetivos de Desarrollo Sostenible (ODS) y a la Agenda 2030. De hecho, cuando en 2015 las Naciones Unidas incluyen el “Objetivo del Agua” (Ait-Kadi, 2016), que recientemente ha sido reformulado como “Objetivo 6. Agua limpia y saneamiento”, la gestión del agua toma un papel primordial. Además, dentro de los objetivos planteados, se fija la reducción de la contaminación para el fin de la década, eliminando el vertido y minimizando la liberación de compuestos químicos y productos peligrosos. Asimismo, se pretende reducir a la mitad las aguas residuales sin gestionar (Weststrate et al., 2019). Por ello, un contaminante como el bisfenol A debe ser estudiado y se deben realizar propuestas para su tratamiento adecuado.

En 2017, la Red Española para el Desarrollo Sostenible redactó un informe en colaboración con el Instituto IMDEA Agua y el Grupo Español de Crecimiento Verde (GECV) donde se trató de comprender la importancia de implementar el ODS vinculado con el agua y hacerlo transversal. Entre las propuestas de innovación e investigación se recogieron el control de la calidad del agua y de la depuración, promoviendo la economía circular y articulando mecanismos de mejora. También se concluyó la necesidad de considerar que los impactos ambientales asociados al agua tienen un alcance importante.

Debemos tener conciencia de la suerte que tenemos por vivir en un país desarrollado donde el acceso a agua limpia de calidad se da por hecho. En este contexto, el tratamiento biológico de aguas residuales guarda un papel muy relevante ya que garantiza la gestión de vertidos reduciendo su carga orgánica y su contenido en nutrientes. De esta manera, se puede devolver el agua a sus ciclos naturales en las mejores condiciones posibles contribuyendo asimismo con el “Objetivo 12. Producción y consumo responsables”, ya que se minimizan los efectos de nuestra actividad.

Por otro lado, el bisfenol A, que es un compuesto orgánico con un uso generalizado en la industria química, tiene la necesidad de ser tratado puesto que se ha demostrado que puede afectar al sistema endocrino. De hecho ya en 1988 la Agencia de Protección Ambiental de Estados Unidos fijó por primera vez un estándar de seguridad debido a su vinculación con varias enfermedades (Rubin, 2011). Por este motivo, es evidente que su influencia en los tratamientos biológicos de aguas actualmente empleados debe ser contrastado.

En general, la gestión del agua tiene que realizarse de manera eficiente y responsable, estudiando y poniendo soluciones a todas aquellas problemáticas que aparezcan, fomentando así el desarrollo sostenible. Aplicar nuestros conocimientos a ello debe ser nuestra contribución para mejorar la calidad del planeta en el que vivimos.

3. ESTRUCTURA DE DESCOMPOSICIÓN DEL TRABAJO (EDT)

A continuación, se presentan las Figuras 1 a 5 en las que se puede apreciar la descomposición del trabajo presentado para una mejor estructuración y comprensión del alcance del mismo.

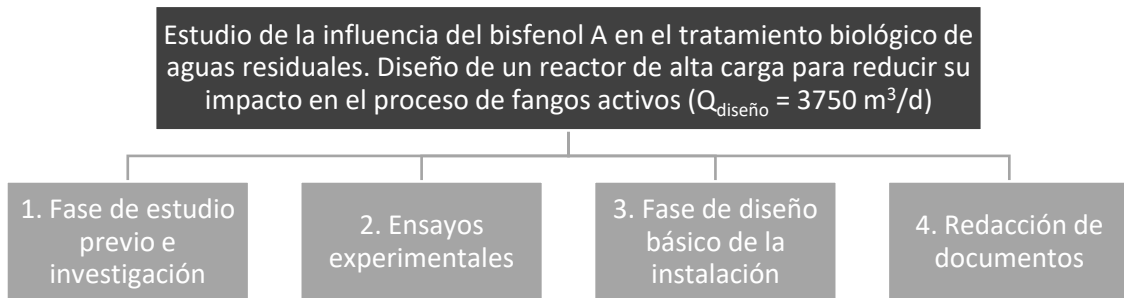


Figura 1. EDT. Estructura general



Figura 2. EDT. 1. Fase de estudio previo e investigación

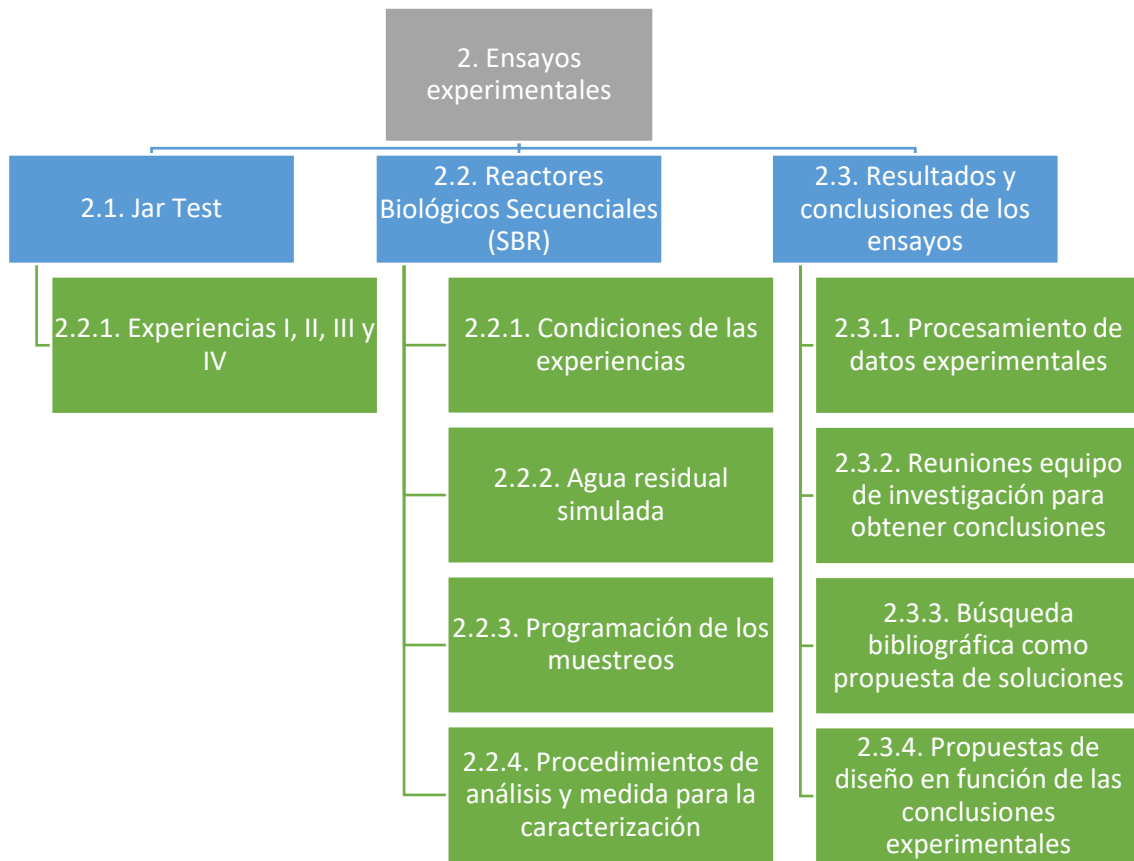


Figura 3. EDT. 2. Ensayos experimentales

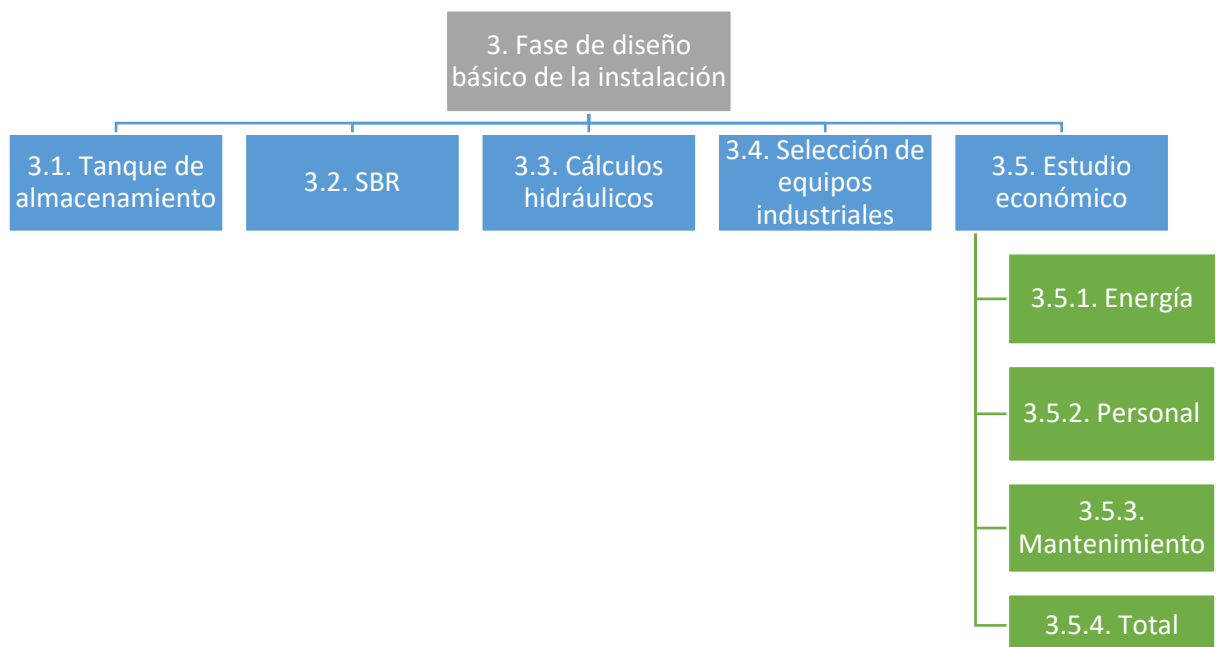


Figura 4. EDT. 3. Fase de diseño básico de la instalación

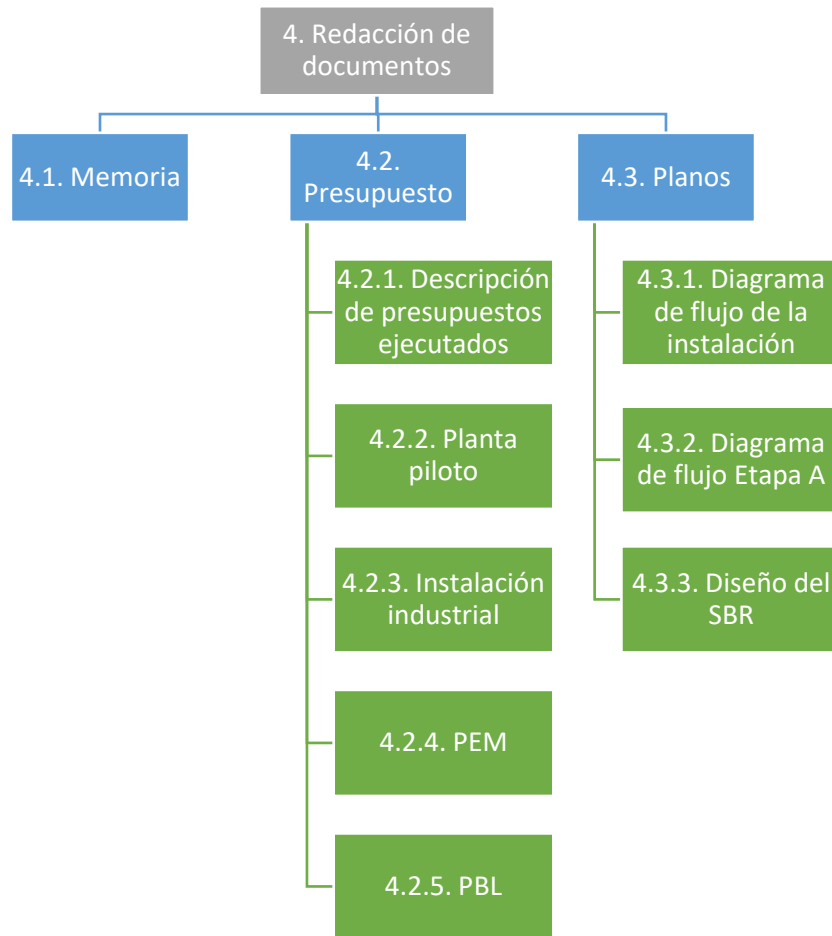


Figura 5. EDT. 4. Redacción de documentos

4. INTRODUCCIÓN

4.1. Caracterización de las aguas residuales

El desarrollo tecnológico e industrial que está viviendo la sociedad avanza de manera inexorable. Además, este progreso no debe permitirse reducir la calidad de vida actual y resulta imprescindible continuar garantizando un acceso a los recursos acorde a los avances realizados. De esta manera, hay que proveer un agua limpia y de calidad, donde se minimicen los efectos de su contaminación y se pueda reintroducir en el ciclo del agua reduciendo su impacto (Patterson, 1985; Wun Jern, 2006).

En este contexto, las aguas residuales son efluentes vinculados a la actividad humana. La contaminación del agua es una realidad y, a pesar de que se ha mejorado el vertido de compuestos peligrosos, no se debe escatimar en inversión e investigación asociada a seguir perfeccionando las técnicas actuales. De hecho, existen todavía motivaciones de tipo económico que limitan de cierta manera estos objetivos (Hernández, 1994).

Así, es necesario realizar el seguimiento continuo de una serie de parámetros en la calidad de las aguas tratadas y de los reactores biológicos que se emplean en este estudio:

- a) Oxígeno disuelto (OD, $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$): La mayor parte de los microorganismos necesitan oxígeno libre para realizar sus procesos metabólicos puesto que lo emplean para convertir la materia orgánica en energía y para crecer (CITDA, Universidad de Salamanca). Además, se estima que una concentración de OD de $2 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ es necesaria para garantizar una buena compactación del flóculo y que esos procesos tengan lugar de manera óptima (Wilén & Balmér, 1999).
- b) Temperatura (T, $^{\circ}\text{C}$): La influencia de la temperatura es bastante relevante ya que de ella depende la actividad enzimática, las reacciones químicas y las velocidades de reacción de las mismas. De hecho, generalmente, la velocidad de crecimiento de los organismos se dobla cada 10°C . Los microorganismos presentes en el reactor son generalmente mesofílicos por lo que será necesario trabajar entre 12 y 38°C (Hernández, 1994).
- c) Conductividad ($\mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1}$): Este parámetro está relacionado con la presencia de electrolitos en disolución por lo que su control debe ser continuo. Como la solubilidad viene condicionada por la temperatura, la conductividad también lo estará (Wilderer et al., 2001).
- d) Turbidez (NTU): La turbidez es una medida del nivel de transparencia de las aguas y está relacionada con una buena calidad de los efluentes de salida. Además, existe vinculación entre el oxígeno suministrado al reactor biológico y la turbidez del agua producto.
- e) pH: Este parámetro produce un efecto sobre la velocidad de crecimiento de los microorganismos y la efectividad del proceso. En el sistema de fangos activos el desarrollo debe llevarse a cabo a pH entre $6,5$ y $8,5$ ya que pHs muy ácidos o alcalinos reducen la capacidad de degradación de materia orgánica (CITDA, Universidad de Salamanca)
- f) Sólidos totales (ST, $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$): Se considera masa de residuo sólido a aquella presente en la muestra tras una evaporación y secado a 105°C , al haber retirado toda la masa de agua presente. Por ello, se computan tanto los sólidos disueltos como en suspensión.

- g) Sólidos en suspensión (SS, $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$): A diferencia de los sólidos totales, los que se encuentran en suspensión son separables mediante un proceso de filtración de tamaño $1,2\mu\text{m}$. Para proceder a su cuantificación, al igual que sucedía con los sólidos totales, se dejan en la estufa a 105°C . En este caso, sin embargo, el proceso dura 90 minutos tras la filtración realizada.
- h) Sólidos en suspensión volátiles (SSV, $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$): Los sólidos en suspensión volátiles son indicativo de la materia orgánica. Se someten a una combustión a elevada temperatura alcanzando la calcinación de los mismos. Para ello, se les introduce en la mufla entre 500 y 550°C .
- i) Demanda química de oxígeno (DQO, $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$): Corresponde con la concentración de oxígeno en disolución empleado en la oxidación de la materia orgánica total presente en el agua, obteniendo CO_2 y H_2O como productos.
- j) Demanda biológica de oxígeno (DBO, $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$): A diferencia de la DQO, este parámetro abarca el consumo de O_2 por parte de los microorganismos correspondiente a la estabilización aerobia de la materia orgánica. De esta manera, la DQO es siempre superior a la DBO. Además, las pruebas experimentales para la obtención de este parámetro necesitan de varios días para obtener un resultado concluyente estableciéndose un plazo de 5 días como método estandarizado (DBO_5). Debido a esta complicación, en muchas ocasiones se emplean correlaciones entre la DQO y la DBO_5 , midiendo únicamente el primero de ellos.
- k) Nitrógeno total (N_T , $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$): Se trata de uno de los nutrientes en forma de traza que aparecen en los tratamientos biológicos y garantizan el desarrollo de los fangos. Su ausencia puede producir problemas de rendimiento de depuración del sistema. Sin embargo, una alta presencia del mismo puede desembocar en el agotamiento del oxígeno por exceso de actividad de los microorganismos, dando lugar a problemas de eutrofización en las aguas (CITDA, Universidad de Salamanca). Además, se pueden diferenciar diferentes formas de este nutriente:
- i. Nitrógeno orgánico (N-org, $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$): Hace referencia al nitrógeno en su forma habitual de descarga como proteínas y ácidos nucleicos que forman parte de compuestos como la urea o aminas.
 - ii. Nitrógeno amoniacal (N-NH_4^+ , $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$): El nitrógeno pasa a esta forma dentro del proceso de amonificación y por lo tanto aparece tras la descomposición del nitrógeno orgánico. Su exceso puede ser tóxico para algunos organismos.
 - iii. Nitritos (N-NO_2^- , $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$): Los nitritos y nitratos forman parte del proceso de nitrificación. Este primer paso es realizado por las bacterias Nitrosomonas dentro de un proceso lento.
 - iv. Nitratos (N-NO_3^- , $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$): Se trata de la forma más oxidada del nitrógeno y es mucho menos tóxico, de manera que, aunque su vertido está limitado, no lo está tanto como para los nitritos. La transformación de nitritos a nitratos es llevada a cabo por las bacterias Nitrobacter en un proceso rápido (Cárdenas Calvachi & Sánchez Ortiz, 2013).
- l) Fósforo total (P_T , $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$): Este nutriente esencial es acumulado por muchos organismos por lo que debe ser controlado para evitar una proliferación de algas en las aguas receptoras del vertido. En las aguas residuales aparece fundamentalmente en forma de fosfatos. Es necesario exponer que la depuración biológica en ocasiones no es suficiente

para poder alcanzar los niveles de vertido establecidos por legislación, por lo que en ocasiones hay que recurrir a la precipitación química (Wilderer et al., 2001).

4.2. Tratamiento biológico de aguas residuales

El principal objetivo del tratamiento biológico de las aguas residuales y, concretamente, de las estaciones depuradoras (EDAR) es la reducción de la materia orgánica disuelta en el agua en un tiempo notablemente inferior al que tendría lugar en la naturaleza. Asimismo, el espacio requerido para ello es menor gracias a la depuración llevada a cabo por los microorganismos.

Por otro lado, los tratamientos biológicos buscan la coagulación y eliminación de los sólidos coloidales no sedimentables (Metcalf & Eddy, 1995). De manera simultánea a las dos tareas presentadas se logra la eliminación de nutrientes como el nitrógeno y el fósforo. Además, en ocasiones, se alcanza la eliminación de compuestos que podrían ser nocivos apareciendo en concentraciones reducidas en el agua depurada. Evidentemente, los niveles de nutrientes y contaminantes eliminados se adaptan a las necesidades específicas de cada situación de manera consecuente con la legislación vigente en los países de trabajo.

Estos tratamientos biológicos no se diseñan de manera independiente, sino que son incorporados dentro de sistemas de tratamiento complejos como se observará en los apartados posteriores. De hecho, existe la necesidad de incorporar pretratamientos no solamente para mejorar los rendimientos de la depuración, sino porque algunos compuestos pueden ser potencialmente tóxicos para los microorganismos (Metcalf & Eddy, 1995).

De manera general, el tratamiento de aguas está compuesto por operaciones unitarias, donde destacan los fenómenos físicos, como pueden ser desbaste, mezclado, floculación, sedimentación o flotación, entre otros, y por procesos unitarios. En este segundo grupo se debe diferenciar entre procesos químicos, donde destacan la precipitación, la adsorción o la desinfección, y procesos biológicos, tales que la eliminación de sustancias orgánicas biodegradables y la eliminación biológica de nutrientes. Las estaciones depuradoras de aguas residuales (EDAR) organizan las operaciones y procesos unitarios con la finalidad de mejorar el proceso. Aunque no todos los elementos presentados aparecen siempre, un boceto de la estructura general se indica a continuación:

a) Pretratamiento:

En esta etapa se pretende eliminar aquellos elementos que pueden suponer problemáticas de mantenimiento de las etapas posteriores. De esta manera se pretenden eliminar gruesos mediante desbaste o dilaceración, retirar aceites y grasas utilizando flotación, y desarenado para eliminar materia en suspensión gruesa que pueda provocar el mal funcionamiento de equipos.

b) Tratamiento primario:

El objetivo de esta etapa reside en la eliminación de una parte significativa de los sólidos en suspensión y de una fracción de la materia orgánica. Se emplean operaciones unitarias tales que el tamizado o la sedimentación.

c) Tratamiento secundario:

Esta fase tiene como propósito la reducción de los sólidos en suspensión todavía presentes en el agua residual, pero fundamentalmente la eliminación de la materia orgánica biodegradable. Es aquí donde se seleccionan tratamientos biológicos de fangos activos,

reactores de lecho fijo o sistemas de lagunaje y sedimentación, aunque estos últimos cada vez tienen menor relevancia industrial. Además de los procesos biológicos mencionados, en ocasiones puede considerarse la desinfección parte del propio tratamiento secundario.

d) Control y eliminación de nutrientes:

Este apartado no es una fase en sí misma, sino que se incorpora para recalcar la necesidad de reducir la presencia de nitrógeno o fósforo en los vertidos empleando procesos biológicos o químicos y reducir las siguientes problemáticas:

- Eutrofización
- Limitación de recursos de oxígeno debido a la nitrificación o a la proliferación de plantas acuáticas
- Empeoramiento de la calidad de aguas que puedan ser usadas para abastecimiento público directo o indirecto

e) Tratamiento avanzado o terciario:

Llegado a este punto, se pretende recoger aquellos niveles de tratamiento que requieran mayor especificidad como nutrientes, compuestos tóxicos o exceso de materia orgánica. En función de las problemáticas aparecidas se aplican con frecuencia coagulación-floculación, sedimentación acompañada de filtración y carbón activado. En otras ocasiones, si se pretenden eliminar iones específicos se propone la incorporación de intercambio iónico u ósmosis inversa, cuya viabilidad debe analizarse en función de la aplicación concreta.

f) Tratamiento de residuos tóxicos o contaminantes específicos:

El control de los residuos tóxicos sigue en la actualidad procesos transversales dentro de toda la estación depuradora. Este apartado solo incorporará generalidades ya que cada contaminante tendrá sus dificultades asociadas. Habitualmente estos tratamientos comienzan con la incorporación de pretratamientos específicos antes de su vertido a la red. Seguidamente, dependiendo de la necesidad se aplican procesos ya expuestos previamente como la coagulación-floculación, sedimentación, filtración o eliminación en los procesos biológicos. En otros casos, resulta necesario recurrir a arrastre con aire o adsorción como métodos auxiliares (Metcalf & Eddy, 1995).

Como se ha mencionado en las líneas superiores, el reactor biológico forma parte del tratamiento secundario y debe ser comprendido como un sistema compuesto de una mezcla de fango activo en un reactor continuo de tanque agitado. La biomasa y el oxígeno disuelto están mezclados de manera homogénea por lo que tendrán la misma concentración en cualquier punto del reactor, así como en la salida del mismo. De esta manera, será necesario garantizar una adecuada mezcla mediante la propia aireación o empleando agitación mecánica (Cardete García, 2019).

4.2.1. Sistema de fangos activos

El sistema de fangos activos se define como un cultivo que es una mezcla de diferentes microorganismos, fundamentalmente bacterias, células muertas y material orgánico e inorgánico. La población de los microorganismos presentes en el licor de mezcla depende de la calidad del agua residual de alimento (Wilén, 1995) y ésta irá cambiando de manera constante con el objetivo de lograr adaptarse si la entrada recibida varía (Vallero & Peirce, 2003). Además de bacterias, que pueden crecer de manera libre o dispersa, formando flóculos o como filamentosas, se pueden encontrar otros componentes biológicos como hongos, algas, protozoos o metazoos.

El proceso de fangos activos es el que más se emplea tanto para aguas residuales urbanas como para aguas residuales industriales. La unidad ecológica y estructural del fango activo se conoce como flóculo y, a partir de este, se desarrolla el proceso de depuración. En aquellas situaciones en las que aparece un flóculo pequeño o disperso es probable encontrar un efluente de salida con elevada turbidez. Esto puede estar provocado por en dos tipos de problemas biológicos:

a) Esponjamiento filamentoso o “bulking”:

Se trata de una sedimentación pobre y no compacta del fango en la cual proliferan las bacterias filamentosas, dando lugar a un fallo en la estructura flocular. Esta problemática aparece en ocasiones vinculada a bajos niveles de sustrato. En muchas ocasiones se ha logrado prevenir y controlar estas circunstancias incorporando un selector (Thompson et al., 2001) previo al reactor biológico que permite que se mezcle el fango recirculado con el efluente saliente del tratamiento primario. Otra propuesta que ha demostrado solucionar el “bulking” consiste en la implementación de un sistema de reactores en cascada funcionando a modo de flujo pistón. Así, se logra un crecimiento específico óptimo de los fangos al comienzo del proceso y la relación entre alimento y microorganismos es adecuada para los niveles de oxígeno suministrados (Metcalf & Eddy, 1995; Wanner, 1994).

b) Espuma biológica o “foaming”:

En este caso, la problemática está vinculada con la aparición de una espuma de aspecto viscoso y marrón que dificulta la operación ya que cubre los reactores y el decantador secundario (Daims et al., 2006), pudiendo dar lugar a problemas de seguridad y descensos en la calidad del efluente, así como la aparición de malos olores. En ocasiones viene provocada por la aparición de material polimérico exocelular y a la presencia de flóculos que se comportan de manera hidrofóbica. Por eso, algunos estudios revelan que este suceso está vinculado a la temperatura y a la carga de materia grasa (Mielczarek et al., 2012). Al igual que sucedía con el “bulking”, esta situación puede dificultar una adecuada operación del sistema de fangos activos (Jenkins et al., 2003).

4.2.1.1. Variables características

La necesidad de caracterizar el sistema de fangos activos da lugar a la definición de sus variables características:

- a) Rendimiento de eliminación de materia orgánica (η): Se define de esta manera la relación existente entre la materia orgánica de entrada, medida en forma de DBO_5 o DQO , y la de salida, como se aprecia en la Ecuación 1.

$$\eta(\%) = \frac{MO_{\text{entrada}} - MO_{\text{salida}}}{MO_{\text{entrada}}} \cdot 100 \quad (\text{Ec. 1})$$

- b) Corriente de purga (Q_w): La purga de fangos se emplea para eliminar los sólidos en suspensión en exceso que se generan debido al desarrollo de nuevo material celular.
- c) Corriente de recirculación (Q_r): Esta corriente propia del sistema de fangos activos tiene como finalidad conservar estable la cantidad de microorganismos en el reactor, garantizando un rendimiento de eliminación de materia orgánica constante.
- d) Sólidos en suspensión en el licor de mezcla (SSLM): Corresponde con los microorganismos presentes en el reactor que se encargan de la degradación de la

materia orgánica, así como todos aquellos sólidos en suspensión que no se han eliminado de manera previa en el proceso. Los SSLM tienen una división interna, diferenciando entre los sólidos volátiles (SSVLM) y los no volátiles (SSNVLM). Los sólidos no volátiles, como se explicó en el apartado 4.1, se les conoce también como minerales o inorgánicos mientras que los volátiles son indicadores de la materia orgánica presente en el tanque de aireación (CITDA, Universidad de Salamanca).

4.2.1.2. Parámetros de diseño

- a) Carga másica (C_M): Se trata de ratio entre la materia orgánica introducida en el reactor por unidad de tiempo y el contenido de microorganismos presentes en el licor de mezcla para poder realizar el tratamiento, es decir los SSLM (Hernández, 1994). Esta relación extraída de la misma fuente se presenta en la Ecuación 2.

$$C_M = \frac{\text{kg DBO}_5}{\text{kg SSLM} \cdot \text{día}} \quad (\text{Ec. 2})$$

A nivel de laboratorio y de tratamiento de datos experimentales, esta ecuación se verá modificada, haciendo referencia a la demanda química de oxígeno como se presenta en la Ecuación 3.

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

- b) Crecimiento de fangos (ΔX): Responde a la velocidad de reproducción de los microorganismos, que dependerá de la concentración de materia orgánica, de la concentración de nutrientes y de la temperatura. Los fangos en general se aclimatan a su nuevo entorno y, seguidamente, crecen de manera constante, siendo un crecimiento prácticamente lineal (Hernández, 1994). Esta misma fuente propone la ecuación del crecimiento de fangos como se presenta en la Ecuación 4.

$$\Delta X \left(\frac{\text{g SS}}{\text{día}} \right) = Q_w \left(\frac{\text{L}}{\text{día}} \right) \cdot SS_w \left(\frac{\text{g}}{\text{L}} \right) + Q_e \left(\frac{\text{L}}{\text{día}} \right) \cdot SS_e \left(\frac{\text{g}}{\text{L}} \right) \quad (\text{Ec. 4})$$

donde la w hace referencia a la corriente de purga y la e , por su parte, se refiere a la corriente de efluente ya tratado.

De manera experimental se modificará y quedará como muestra la Ecuación 5.

$$\Delta X \left(\frac{\text{g SS}}{\text{día}} \right) = \frac{(SSLM_j - SSLM_i) \left(\frac{\text{g}}{\text{L}} \right)}{t_j - t_i(\text{día})} \cdot V(\text{L}) + Q_e \left(\frac{\text{L}}{\text{día}} \right) \cdot SS_e \left(\frac{\text{g}}{\text{L}} \right) \quad (\text{Ec. 5})$$

siendo $SSLM_j$ y $SSLM_i$ los sólidos en suspensión en un día de muestreo y en el obtenido en el día previo.

- c) Edad del fango (θ): Este parámetro se corresponde con el tiempo calculado preciso para la retirada de los fangos de los depósitos según la norma UNE-EN 1085, de manera que se corresponde con el tiempo que pasan los microorganismos dentro del sistema (Wilderer et al., 2001), como se presenta en la Ecuación 6. Representa el cociente entre

la masa de fangos en el reactor y la masa de fangos eliminada en la instalación por unidad de tiempo. Además, viene influida por las relaciones de crecimiento y muerte de éstos en el reactor (Hernández, 1994).

$$\theta(\text{día}) = \frac{V(L) \cdot SSLM \left(\frac{g \text{ SS}}{L} \right)}{\Delta X \left(\frac{g \text{ SS}}{\text{día}} \right)} = \frac{V \cdot SSLM}{Q_w \cdot SS_w + Q_e \cdot SS_e} \quad (\text{Ec. 6})$$

- d) **Tiempo de retención hidráulico (TRH):** Es el tiempo promedio de permanencia del agua residual en el reactor. Por consiguiente, se define como una relación entre el volumen de reactor y el caudal de llenado o vaciado (Ecuación 7).

$$TRH = \frac{V_T}{Q} \quad (\text{Ec. 7})$$

4.2.2. Proceso continuo convencional

El proceso continuo convencional de fangos activos es un sistema muy antiguo que garantiza el adecuado tratamiento del agua residual siendo de los más utilizados en las plantas de tratamiento. En este procedimiento, el agua residual entra al sistema y sigue un esquema similar al presentado en la Figura 6. Aunque no todos los elementos son necesarios, como se expuso al comienzo del apartado 4.2, de manera habitual se observan elementos de pretratamiento, un tratamiento primario opcional y un tratamiento secundario compuesto por un reactor biológico aireado y una sedimentación secundaria. Asimismo, en aquellas ocasiones en las que la calidad del efluente de salida lo requiera, este esquema puede venir acompañado por un tratamiento terciario posterior.

El reactor biológico corresponde por lo general con un flujo de pistón ya que no existen mezclas desde la entrada del flujo en el tanque de aireación. La demanda de oxígeno necesaria para el adecuado desarrollo biológico de los microorganismos es elevada por lo que será necesario suministrar aire al mismo (CITDA, Universidad de Salamanca).

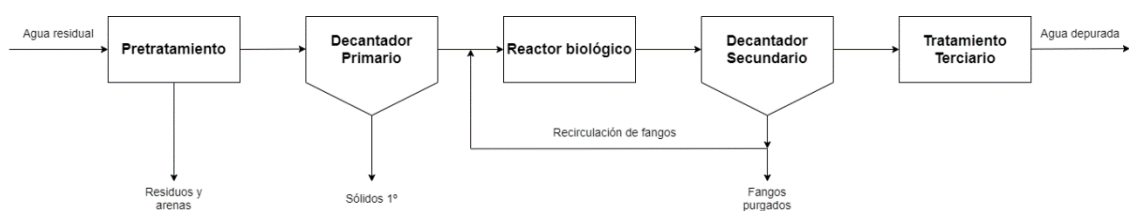


Figura 6. Esquema de un proceso de fangos activos convencional (Metcalf & Eddy, 1995)

4.2.3. Reactor biológico secuencial (SBR)

El reactor biológico secuencial es un tipo de reactor biológico de fangos activos introducido por primera vez por R.L. Irvine en 1971 siendo diferente del proceso convencional presentado en el punto anterior. Se desarrolló inicialmente en Europa para luego implementarse en Estados Unidos. Se trata de un reactor discontinuo que trabaja por ciclos, cada uno de ellos dividido en 5 fases claramente diferenciadas (Wilderer et al., 2001). La diferencia principal reside en que el tratamiento y la decantación se producen en un mismo tanque aprovechando los ciclos de trabajo mencionado:

- Llenado:** El agua residual entra en el tanque de reacción para ser tratada.
- Reacción:** Se lleva a cabo la homogeneización del contenido del reactor. Adicionalmente, existe la posibilidad de incorporar aireación para suministrar oxígeno a los microorganismos. Si es necesario realizar una purga de fangos, se suelen realizar en este momento.
- Sedimentación:** Se considerará sedimentación o decantación al apagado de los mecanismos de agitación y aireado incorporados en el paso previo. El objetivo es la decantación de los sólidos para separar el contenido del reactor en una zona rica en microorganismos y una zona de efluente clarificado.
- Vaciado:** El efluente de agua residual ya tratada se vierte fuera del depósito.
- Reposo:** Esta fase de la secuencia cíclica solo tiene como finalidad ajustar los tiempos del proceso (CITDA, Universidad de Salamanca).

El esquema de las fases explicadas se recoge en la Figura 7, indicando que algunas de ellas pueden llevarse a cabo en condiciones diferentes.

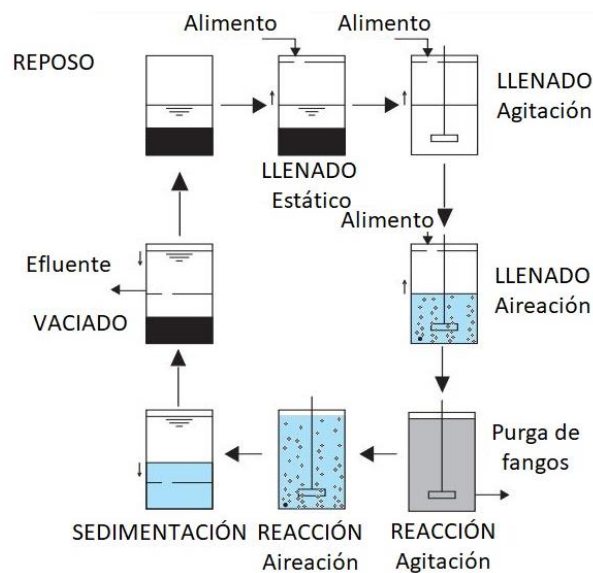


Figura 7. Esquema de funcionamiento de un SBR (Escaler & Mujeriego Sahuquillo, 2001; Ketchum, 1997)

Esta variante del proceso tiene una serie de ventajas respecto al proceso convencional como se expone a continuación:

- Reducción del número de elementos, ya que el reactor biológico y el decantador secundario se simplificarán en un único tanque.
- Eliminación del sistema de bombeo y recirculación del lodo.
- Facilidad de adaptación a picos de caudal o de carga.
- Mejora en las condiciones de decantación.
- Facilidad de control del "bulking" filamentoso.
- Buen trabajo en caudales pequeños, siendo más complicada su implementación para grandes caudales industriales.
- Gran manejabilidad de parámetros por lo que resulta interesante su funcionamiento en planta piloto (CITDA, Universidad de Salamanca).

4.2.4. Proceso A+B

El proceso A+B aparece como alternativa a los anteriormente presentados con la finalidad de potenciar la degradación de la materia orgánica y los nutrientes. De hecho, este proceso refuerza en realidad un proceso de adsorción combinado con el proceso habitual de biodegradación o bio-oxidación, es decir, se plantea un proceso dual.

Para ello, existe un primer reactor con una carga másica muy elevada donde se mejora la adsorción y un segundo que aporta una oxidación biológica y complementa la reducción de nutrientes con los procesos de nitrificación y desnitrificación. La C_M en la etapa de adsorción se encuentra entre 2 y 10 $\text{kg DBO}_5 \cdot \text{kg SSVLM}^{-1} \cdot \text{día}^{-1}$, mientras que la degradación biológica tiene lugar con una C_M sobre 0,05-0,1 $\text{kg DBO}_5 \cdot \text{kg SSVLM}^{-1} \cdot \text{día}^{-1}$ (Boehnke et al., 1997). La comparativa de todos los parámetros es muy representativa y servirá para realizar un diseño posterior por lo que es presentada en la Tabla 1.

Tabla 1. Parámetros de diseño y operación típicos (Miller, 2015)

	Tratamiento de fangos activos convencional	Tratamiento de fangos activos de alta carga	Etapas de Adsorción (A)
C_M ($\text{kg DBO}_5 \cdot \text{kg SSVLM}^{-1} \cdot \text{día}^{-1}$)	0,2-0,5	1,5-2	2-10
Carga volumétrica ($\text{kg DBO}_5 \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{día}^{-1}$)	0,3-1	2-6	6-12
Edad del fango (día)	3-20	1-4	0,1-1
Tiempo de retención hidráulico (hora)	4-8	1-3	0,5-1
SSLM ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	2000-4000	3000-5000	1000-5000
η eliminación DBO_5 (%)	> 95	> 85	30-70

Las altas producciones de sólidos en la etapa de adsorción, vinculada a las altas tasas de metabolismo y de reproducción, dará lugar a un incremento en la eficiencia de eliminación de DBO y de DQO en el proceso biológico. Esto, a su vez, implicará una mejora en la reducción del contenido de contaminantes. En el proceso A+B los contaminantes orgánicos que abandonan la etapa de adsorción son más fácilmente metabolizables en la segunda etapa porque los compuestos orgánicos complejos se rompen en moléculas más sencillas en la primera etapa (Boehnke et al., 1997)

Por otro lado, en términos generales no se incluyen pretratamientos de sedimentación y retirada de sólidos previo a la fase de adsorción porque se retiraría biomasa útil para tal efecto. Además, el proceso implementado mejora también el proceso de nitrificación-desnitrificación en caso de estar implementado en el sistema, que tiene lugar casi totalmente en la etapa B. Esto se debe a que las bacterias nitrificantes requieren unos tiempos de residencia de alrededor de 8 días para crecer (Henze et al., 2008).

Finalmente, la etapa B del proceso consiste en un proceso de fangos activos convencional con unos parámetros similares a los presentados en Tabla 1. El esquema simplificado del proceso se

presenta en la Figura 8 con la finalidad de aportar una mejor comprensión del sistema. En él, cada una de las etapas (A o B) tiene unas condiciones como las descritas en todo este apartado.

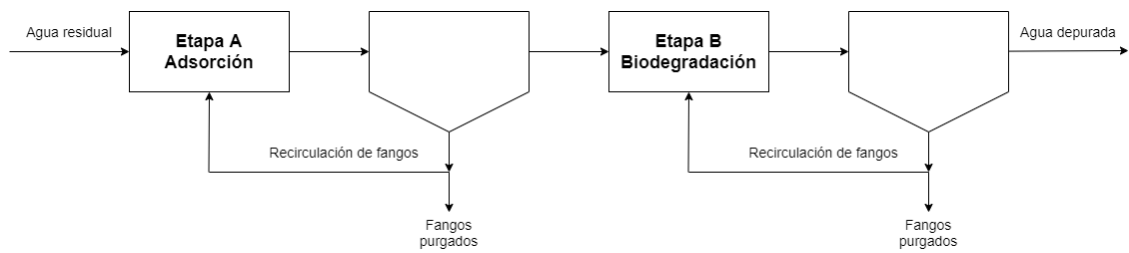


Figura 8. Esquema simplificado del proceso A+B (Van Winkel & Vlaeminck, 2014)

4.3. Los plásticos, la aparición de microplásticos y sus aditivos

La sociedad actual vive rodeada de plástico en sus vidas: en los hogares, en la compra diaria, en el lugar de trabajo, el centro de estudios... pero también si nos percatamos de la ropa que vestimos, los pedidos realizados por Internet o los vehículos frecuentados. La realidad es que la población se ha asentado sobre el uso de los plásticos sin una conciencia real sobre ello. De hecho, el consumo mundial avanzaba en aumento si se estudian los números de 348 millones de toneladas en 2017, 359 millones de toneladas en 2018 (PlasticsEurope, 2019) o 368 millones de toneladas en 2019. Todavía es relativamente complicado analizar cuál es la perspectiva futura que seguirá este año tan atípico marcado por la pandemia de la Covid-19. Sin embargo, a nivel europeo sí se puede exponer que la concienciación ambiental sumada al impacto económico que sufre ya la economía mundial supone un acentuado cambio de tendencia disminuyendo la producción y consumo de polímeros en el continente (PlasticsEurope, 2020).

Como se presentaba en el párrafo previo, la implicación en la conservación del planeta resulta fundamental. Los materiales poliméricos, tan versátiles en su fabricación y consumo, están considerados una fuente peligrosa de contaminación ambiental, fundamentalmente de las aguas.

Por ello, resulta primordial centrar los esfuerzos en reducir el impacto que tienen para evitar lamentar sus consecuencias en los próximos años.

4.3.1. Investigaciones precedentes sobre la problemática de los microplásticos en las aguas

En el medio ambiente, los residuos plásticos sufren degradación química, física y biológica constante en forma de erosión, de radiación ultravioleta... que acaba provocando su descomposición en fragmentos progresivamente más pequeños (Wright & Kelly, 2017). Concretamente, se consideran microplásticos aquellos restos menores a 5 mm (Arthur et al., 2009; He et al., 2018). La preocupación sobre estos residuos se fundamenta en la toxicidad que pueden tener tanto para los seres humanos como para el resto de seres vivos (Bretas Alvim et al., 2020), así como a la acumulación en el medio ambiente una vez llegan a éste por la dificultad de su tratamiento y asimilación (Li et al., 2018).

Por otro lado, existen preocupaciones fundamentadas relativas a la capacidad que tienen muchos compuestos contaminantes en ser adsorbidos sobre los microplásticos debido a su

hidrofobicidad. De esta manera, acabarían siendo vectores de contaminación dando lugar a un problema de mayores dimensiones incluso (Bretas Alvim et al., 2020).

Es necesario destacar que los tratamientos de aguas residuales se consideran una de las mayores fuentes de liberación de microplásticos al medio acuático. Es cierto que más del 90% de estos compuestos se eliminan, pero los grandes caudales de tratamiento diarios dan lugar a vertidos nada despreciables (Li et al., 2018). Los estudios demuestran que gran parte (78-98%) de estos compuestos son retirados en el tratamiento primario (Murphy et al., 2016) y, una proporción menos relevante, acaba siendo recogida en los tratamientos secundarios. Por lo tanto, esto deriva en una nueva problemática, que residiría en la gestión de los lodos de depuradora que acumulan esos microplásticos eliminados en los tratamientos de aguas residuales.

4.3.2. Los aditivos plásticos

Los aditivos plásticos son unos compuestos orgánicos que se añaden en la producción industrial de los polímeros con la finalidad de modificar determinadas propiedades de los productos. Algunos ejemplos en la alteración de las características son las modificaciones de color (mediante colorantes o pigmentos), el aumento de la resistencia al calor y envejecimiento (que es proporcionada por antioxidantes y estabilizadores), las mejoras en las propiedades mecánicas, el cambio a la resistencia a la degradación luminosa (empleando estabilizadores de ultravioleta), las alteraciones en las características de procesamiento, las mejoras en la resistencia de llama o aquellos que mejoran el rendimiento (aquí se podrían citar numerosos casos como son los plastificantes, lubricantes o espumantes) (Fries et al., 2013). Sin embargo, a pesar de los evidentes progresos industriales que pueden aportar, se ha comprobado que la liberación de estos compuestos al medio ambiente ha supuesto la aparición de diversas problemáticas de toxicidad y han aparecido numerosos estudios que pretenden caracterizar esta influencia.

A continuación, se presentan algunos de los aditivos plásticos con mayor relevancia en el mercado:

- a) Ftalatos: Se emplean para dar flexibilidad a las resinas y como estabilizadores en el almacenamiento de peróxidos orgánicos, así como fijadores en pinturas o adhesivos. En general entran al medio ambiente lentamente cuando se libera un material plástico y es actualmente uno de los contaminantes orgánicos persistentes que aparecen con mayor frecuencia.
- b) Sustancias perfluoroalquiladas (PFAS): Se utilizan en la fabricación de polímeros, en chapas metálicas, espumas para combatir incendios o revestimientos de tejidos. Estos compuestos son muy persistentes y se liberan a través de las aguas residuales de las industrias que los emplean. Además, se ha demostrado que pueden bioacumularse en ecosistemas de agua dulce y agua marina (Houde et al., 2006).
- c) Nonilfenol (NP): Su aparición industrial aparece relacionada a detergentes, tensioactivos y dispersantes y, como sucedía con los PFAS, se liberan a través de las aguas residuales. Sin embargo, determinados estudios aseguran que este compuesto no aparece directamente en muestras de agua sino en desechos plásticos presentes en los mencionados efluentes.

- d) **Retardantes de llama bromados:** Estos compuestos reducen la inflamabilidad de plásticos, textiles y circuitos electrónicos y se incorporan al medio ambiente en la descarga de desechos industriales y lixiviación de suelos contaminados aunque tienen tendencia para adherirse a otros desechos, principalmente microplásticos (Ríos Mendoza et al., 2017)

En este listado previo no se ha incluido el bisfenol A debido a que en el apartado 4.4 se desarrollará y contextualizará este compuesto orgánico con profundidad.

4.4. El bisfenol A (BPA)

4.4.1. La problemática del bisfenol A

Los plásticos en sí mismos no son los únicos que pueden resultar problemáticos. Como se presenta en el apartado 4.3.1, además de ellos, los contaminantes que quedan adheridos a los polímeros, así como los aditivos plásticos que se encuentran en el marco de esta gran industria deben ser estudiados para proponer tratamientos más avanzados dentro del objetivo de la gestión integral. Es aquí donde aparece el bisfenol A como uno de los aditivos plásticos con mayor presencia en la industria.

El bisfenol A es un monómero, cuya estructura química se presenta en la Figura 9, desarrollado por primera vez como un estrógeno sintético alrededor de 1890 (Rochester, 2013). Posteriormente, ha sido empleado en numerosos productos para el consumidor, incluidos los plásticos. De esta manera, aparece en las producciones de policarbonatos y resinas epoxi (Margot et al., 2013). En consecuencia, el ser humano está expuesto a él de manera continua a través de la dieta, la inhalación e, incluso, la piel (Vandenberg et al., 2012).

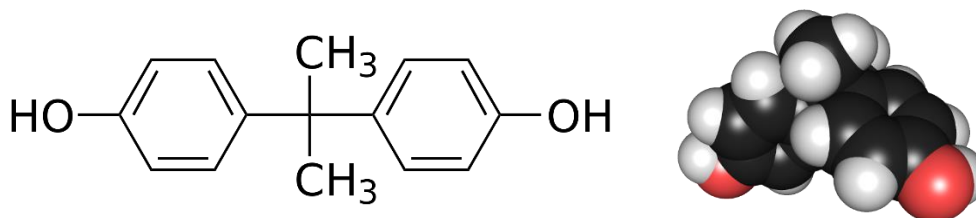


Figura 9. Estructura química en 2D y en 3D del bisfenol A (Wikipedia, 2020)

De hecho, se conoce que este compuesto es un disruptor endocrino y puede causar problemas de tiroides (Moriyama et al., 2002), en el sistema nervioso central, en el páncreas, en el sistema inmunitario y en el sistema reproductivo (Wetherill et al., 2007). En resumidas cuentas, la exposición diaria puede desembocar en problemas de salud severos desde la infancia hasta la edad adulta, pero son los más jóvenes el grupo de población que ha sufrido mayores incidencias documentadas (Braun & Hauser, 2011).

4.4.2. El bisfenol A en la industria

En el apartado previo se indicaba que este compuesto se utiliza en la elaboración de resinas epoxi y policarbonatos, pero también aparece en la fabricación de algunos retardantes de llama y en la fabricación de tetrabromobisfenol A (TBBPA) (Ríos Mendoza et al., 2017). Asimismo, si se realiza un análisis profundo relativo a la procedencia de los efluentes que contienen BPA, es necesario exponer que un estudio realizado en Canadá destacaba, además de las anteriormente

mencionadas, la presencia de este compuesto en industrias de productos químicos, tintorería comercial, embalajes y productos de papel (Lee & Peart, 2000).

Por otra parte, su presencia en la vida cotidiana ha provocado su aparición en las plantas de tratamiento de aguas residuales siendo uno de los microcontaminantes orgánicos más presentes en las aguas. Su presencia se debe fundamentalmente a los vertidos industriales, a los residuos de hospitales o a lixiviados que son conducidos hasta allí (Ferrer-Polonio et al., 2021). Actualmente, existen variaciones en cuanto a la capacidad de degradación de las instalaciones biológicas de este compuesto y se han propuesto algunos tratamientos que combinan estrategias de adsorción, oxidación, hidrólisis y volatilización junto con el propio tratamiento de los microorganismos (Ferrer-Polonio et al., 2020). De hecho, sí queda documentado que la adsorción puede contribuir en la separación del BPA (Limam et al., 2013).

Al igual que se presentaba al final del capítulo 4.3.1 con la problemática de los microplásticos, este hecho implicará la presencia del bisfenol A en los fangos que se usan generalmente para la agricultura (Abril et al., 2020). De esta manera, debería ser conveniente analizar el efecto de la presencia de este compuesto y si el lodo sigue siendo viable con el mismo uso que se le da hasta la fecha. Sin embargo, esta problemática no es parte del alcance del presente Trabajo Final de Máster.

5. LEGISLACIÓN APLICABLE

En los apartados precedentes se ha establecido una contextualización del ámbito de trabajo en el que se sitúa el Trabajo Fin de Máster. Como se ha comprobado, se deben tratar varias perspectivas dentro de la misma temática: el uso adecuado del agua. En este capítulo se pretende presentar el marco jurídico que garantiza la mejora de los procesos en la actualidad y la disminución del impacto ambiental que producen a través de las normativas desarrolladas.

Evidentemente, la pretensión de mejora continua en la gestión de los recursos hídricos debe quedar particularizada en aquella legislación de interés y se ha considerado necesario abarcar aquellas que regulan:

- El tratamiento de aguas residuales de origen urbano e industrial, exponiendo los límites de vertido establecidos como seguros;
- Las concentraciones de BPA en materia de aguas;
- Los contaminantes emergentes;
- Los microplásticos.

A continuación, se desglosará en función de los organismos que promueven la implementación de las normativas:

5.1. Normativa europea

- Directiva 91/271/CEE, de 21 de mayo, del Consejo. Hace referencia al tratamiento y vertido de aguas residuales urbanas, pero recoge algunos sectores industriales.
- Directiva 98/15/CE, de 27 de febrero, de la Comisión. Actualiza la directiva 91/271/CEE para concretar los vertidos de nitrógeno y fósforo para evitar la eutroficación.
- Directiva 2004/35/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 21 de abril. Pone en contexto un entorno de compromiso medioambiental en prevención y reparación de daños.
- Directiva 2010/75/UE, del Parlamento Europeo y del Consejo, de 24 de noviembre de 2010. Recoge las técnicas de prevención y control integrados de la contaminación a nivel de las emisiones industriales
- Directiva 2013/39/UE, de 12 de agosto, del Parlamento Europeo y del Consejo. Renueva las directivas preexistentes en materia de sustancias prioritarias a eliminar que corresponden con la Directiva 2008/105/CE, de la Comisión Europea.
- Decisión de Ejecución 2015/495, de 20 de marzo, de la Comisión Europea. Establece una lista de sustancias que deben tener un seguimiento en el ámbito de la política europea de aguas.
- Directiva 2020/2184, de 16 de diciembre, del Parlamento Europeo y el Consejo. Recoge la calidad de las aguas potables destinadas al consumo humano.

5.2. Normativa española

- Real Decreto 849/1986, de 11 de abril. Ratifica el Reglamento de Dominio Público Hidráulico.
- Real Decreto-Ley 11/1995, de 28 de diciembre, desarrollado con Real Decreto 509/1996, de 15 de marzo. Es la trasposición de la Directiva 91/271/CEE y, por tanto, regula el tratamiento de aguas residuales urbanas.
- Real Decreto Legislativo 1/2001, de 20 de julio. Consiste en un texto refundido de la Ley de Aguas.
- Ley 26/2007, de 23 de octubre. Es la trasposición española de la Directiva 2004/35/CE.
- Real Decreto 1620/2007, de 7 de diciembre. Fija un régimen normativo para la reutilización de aguas residuales depuradas.
- Orden AAA/2056/2014, de 27 de octubre. Ratifica los modelos de solicitud de autorización y de declaración de vertido.

5.3. Normativa autonómica - Comunidad Valenciana

- Ley 2/1992, de 26 de marzo, del Govern. Coordina el saneamiento de aguas residuales.
- Ley 170/1992, de 16 de octubre, del Consell. Aprueba el Estatuto de la Entidad Pública de Saneamiento de Aguas Residuales de la Comunidad Valenciana.
- Ordenanza Municipal de Saneamiento de Valencia, de 23 de diciembre de 2015.
- Decreto 111/2017, de 28 de julio, del Consell, es la modificación de la Ley 170/1992, del Consell.

5.4. Requisitos de vertido y presencia del bisfenol A

En función de las normativas previamente presentadas, se recoge la Tabla 2 que pretende aclarar las exigencias de vertido de salida del tratamiento planteado en una EDAR.

Tabla 2. Requisitos de vertido de EDAR, según Directiva 91/271/CEE.

Parámetro	$C_{\text{máx}}$ de vertido (ppm)	Porcentaje _{mín} de reducción (%)
DBO ₅	25	70-90
DQO	125	75
SS total	60 (2.000-10.000 He)	70
	35 (> 10.000 He)	90
Fósforo total	2 (10.000-100.000 He)	80
	1 (> 100.000 He)	
Nitrógeno total	15 (10.000-100.000 He)	70-80
	10 (> 100.000 He)	

Es también motivo de resaltar un informe publicado en 2018 por la Agencia Europea de Sustancias y Mezclas Químicas (ECHA) en la cual se manifiestan las preocupaciones sobre la aparición de los microplásticos en las aguas y es de esperar la publicación de algunas normativas al respecto que restringir sus usos. De esta manera, se pone de manifiesto la necesidad de una legislación que regule estos compuestos y evalúe su riesgo (ECHA, 2018).

Por otro lado, de manera acorde a la normativa 2008/105/EC, se promueve en 2015 un listado que ya incluía el bisfenol A como una de las sustancias a las cuales se les debe realizar un seguimiento (Ceriani et al., 2016). Es decir, en ese momento ya se consideró necesario su estudio.

Al hilo de esto último, se considera un progreso muy significativo la Directiva 2020/2184 que hace hincapié en la cuantificación del bisfenol A en las aguas potables. En esta normativa se pone de manifiesto que la OMS había establecido una concentración de referencia de $2,5 \mu\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$ para evitar alteraciones endocrinas en el agua dedicada a consumo humano. Se ha considerado oportuno realizar esta mención ya que muchas depuradoras vierten a ríos y estas aguas pueden ser captadas para realizar una potabilización. Por ello, en un futuro es probable que se desarrollen normativas vinculando el vertido de las depuradoras de aguas residuales.

6. METODOLOGÍA EXPERIMENTAL

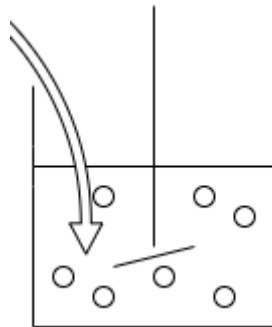
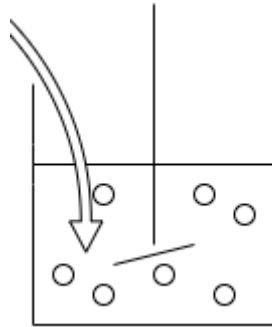
El desarrollo experimental está dividido en dos series de ensayos claramente diferenciadas. En primer lugar, se realizaron experimentos en Jar Test con la finalidad de estudiar los mecanismos de eliminación del BPA en el tratamiento biológico del Agua Residual Simulada (ARS) con un contenido de $5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ de BPA. En segundo lugar, se pusieron en marcha varios Reactores Biológicos Secuenciales durante un periodo de tiempo establecido de 90 días para poder evaluar los cambios existentes en los mismos durante toda la experiencia.

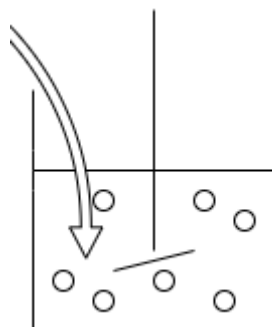
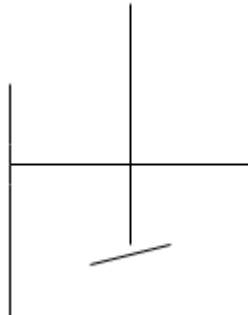
6.1. Jar Test

Se pusieron en marcha experiencias “batch” (discontinuo) o por lotes con el objetivo de simular el ciclo de reacción que tiene lugar en los SBR de laboratorio. Por este motivo, se emplearon tiempos de ensayo de 6 horas. La finalidad de los Jar Test fue evaluar los siguientes mecanismos: biodegradación (B), adsorción (A), oxidación (O) e hidrólisis (H). En función del mecanismo a estudiar se utilizó fango y agua residual simulada (mezcla de 66% de fango frente a un 33% de ARS) o sólo ARS. Será este ARS la que contenga el compuesto de estudio ($5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$), así como unas concentraciones de materia orgánica y nutrientes que se presentan a posteriori, en el apartado 6.2.2 y, concretamente, en la Tabla 6, pues comparten esas variables características.

En la Tabla 3 se presentan las características de los diferentes ensayos realizados en el laboratorio. Cada uno se corresponde con una de las rutas de degradación del BPA, así como las características en las cuales tiene lugar el ensayo.

Tabla 3. Explicación de las rutas experimentales

Experiencia	Esquema	Características
I		<ul style="list-style-type: none"> • Recoge los procesos de B+A+O+H. • Se emplea fango de depuradora junto con ARS, así como el aditivo de estudio. • Se suministra aireación. • Se encuentra en agitación.
II		<ul style="list-style-type: none"> • Recoge los procesos de A+O+H. • Se emplea fango de depuradora junto con ARS, así como el aditivo de estudio. • El fango debe ser sometido a un tratamiento con HgCl_2, con el objetivo de inhibir los procesos microbiológicos. • Se suministra aireación. • Se encuentra en agitación.

Experiencia	Esquema	Características
III	 El diagrama muestra un reactor rectangular con un nivel de agua. Una línea vertical central representa un eje de agitación. Una flecha curva indica el flujo de agua desde la parte superior izquierda hacia el interior del reactor. Se ven varias burbujas de aire y partículas de fango distribuidas en el líquido.	<ul style="list-style-type: none">• Recoge los procesos de O+H.• Se emplea ARS junto con el aditivo de estudio.• Se suministra aireación.• Se encuentra en agitación.
IV	 El diagrama muestra un reactor rectangular con un nivel de agua. Una línea vertical central representa un eje de agitación. No hay burbujas ni flujo de agua adicional, lo que indica un sistema sin aireación.	<ul style="list-style-type: none">• Recoge el proceso de H.• Se emplea ARS junto con el aditivo de estudio.• Se encuentra en agitación.

Todos estos ensayos se realizaron en vasos de precipitados de 1L. El sistema de aireación empleado fue el mismo que el usado en los SBRs y la agitación se llevó a cabo mediante un equipo de Jar Test.

Cabe destacar que se realizaron dos tandas de ensayos, en las que el fango activo se encuentra en dos condiciones diferenciadas:

- **Fango adaptado** extraído de un reactor SBR que había trabajado durante 90 días con una concentración de $1 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ del aditivo en el ARS.
- **Fango no adaptado** recogido del reactor biológico de una planta de tratamiento de aguas residuales urbanas municipal.

Las condiciones de ensayo iniciales fueron necesariamente en ausencia de sustrato biodegradable remanente. Por ello, el fango utilizado en los Jar Test se encontraba en condiciones endógenas (Ferrer-Polonio et al., 2021). Por otro lado, en la experiencia II (Tabla 3), se expuso la necesidad de inhibir la capacidad de degradación biológica de los fangos para analizar las otras rutas de degradación. Para ello, fue necesario añadir al fango $30 \text{ mg HgCl}_2\cdot\text{g SSLM}^{-1}$ durante 2 horas (Hamon et al., 2014).

Además, la programación de las experiencias se realiza en base a lo expuesto en la Tabla 4.

Tabla 4. Experimentos "batch" para la eliminación del BPA

Fango activo	Experiencia	Rutas	Licor de mezcla (L)	ARS (L)	Aireación (mg O ₂ /L)	HgCl ₂ (mg/g LM)
Adaptado	I-Adap	B+A+O+H	0,67	0,33	>2	-
	II-Adap	A+O+H	0,67	0,33	>2	30
No adaptado	I-No Adap	B+A+O+H	0,67	0,33	>2	-
	II-No Adap	A+O+H	0,67	0,33	>2	30
Sin fango	III	O+H	-	1,00	>2	-
	IV	H	-	1,00	0	-

El ensayo experimental realizado se presenta en la Figura 10, donde se aprecia el aspecto que presentaron los vasos de precipitados en el transcurso de la recogida de muestras. Se tomaron muestras cada hora para seguir la evolución del parámetro en estudio (concentración de BPA) durante todo el ciclo de reacción (6 h). Todas las muestras fueron filtradas a a $0,22\mu\text{m}$ con el objetivo de eliminar impurezas y medir la parte soluble de la misma. Previamente a la filtración, las muestras asociadas a las experiencias I y II fueron sometidas a centrifugación (10000 rpm durante 5 minutos), ya que se debía separar la biomasa del fluido producto. Las muestras se guardaron en congelador hasta su análisis en HPLC, como se explicará posteriormente en el apartado 6.2.4.1.

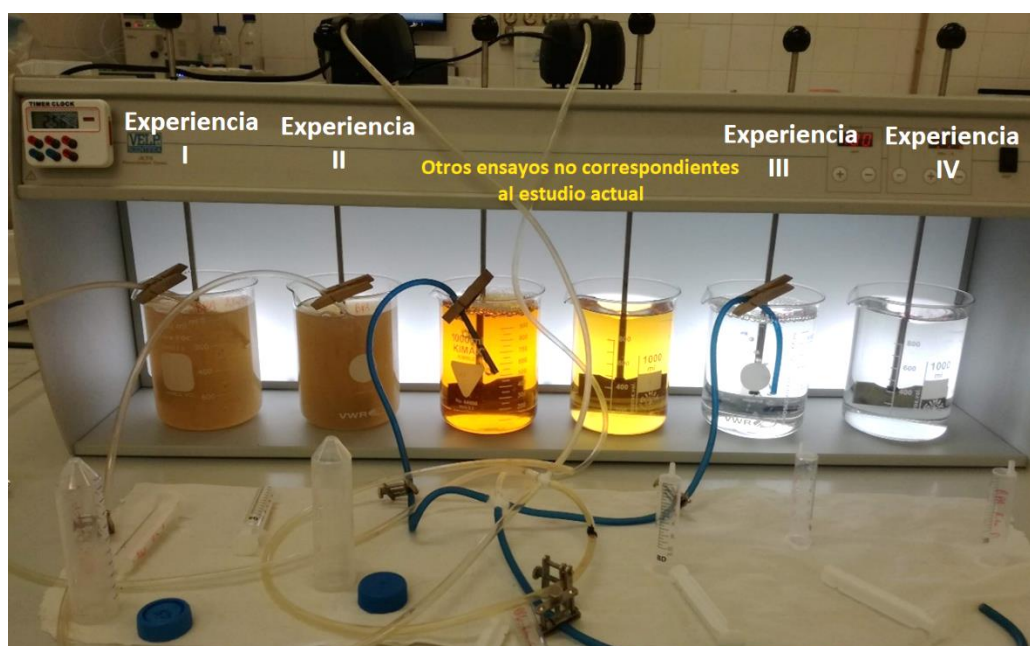


Figura 10. Imagen del equipo Jar Test durante las experiencias I, II, III y IV

6.2. Reactores Biológicos Secuenciales (SBR)

A continuación, se pretende estudiar la influencia del BPA en un reactor durante un periodo de tiempo prolongado, siendo el caso de estudio de 3 meses.

6.2.1. Condiciones de las experiencias

En el presente apartado se presentan las condiciones en las que tiene lugar el estudio. En él, se pusieron en marcha 3 experiencias paralelas en reactores biológicos secuenciales con un fango activo de partida procedente de la EDAR de Alboraya, y con un tratamiento aeróbico. La nomenclatura utilizada fue la siguiente:

- SBR-BPA1: Reactor alimentado con ARS que incluye $1 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ de BPA.
- SBR-BPA5: Reactor alimentado con ARS que incluye $5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ de BPA.
 - SBR-BPA10: El SBR-BPA5 pasó a tener ARS con $10 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ de BPA a partir del día 51 de ensayo.
- SBR-B: Reactor de control o blanco. Sin adición de BPA.

Cada uno de estos reactores estaba formado por un tanque cilíndrico en el cual se suministraba aire mediante un compresor y dos difusores situados en la zona inferior del mismo. Asimismo, se dispuso de un agitador mecánico y dos bombas peristálticas que permitieron automatizar los ciclos de llenado y de vaciado del reactor. La representación esquemática del montaje experimental para un reactor se refleja en la Figura 11. El esquema recoge también el tanque de alimentación, depósito de 25L, y la jarra de recogida de muestras (5L).

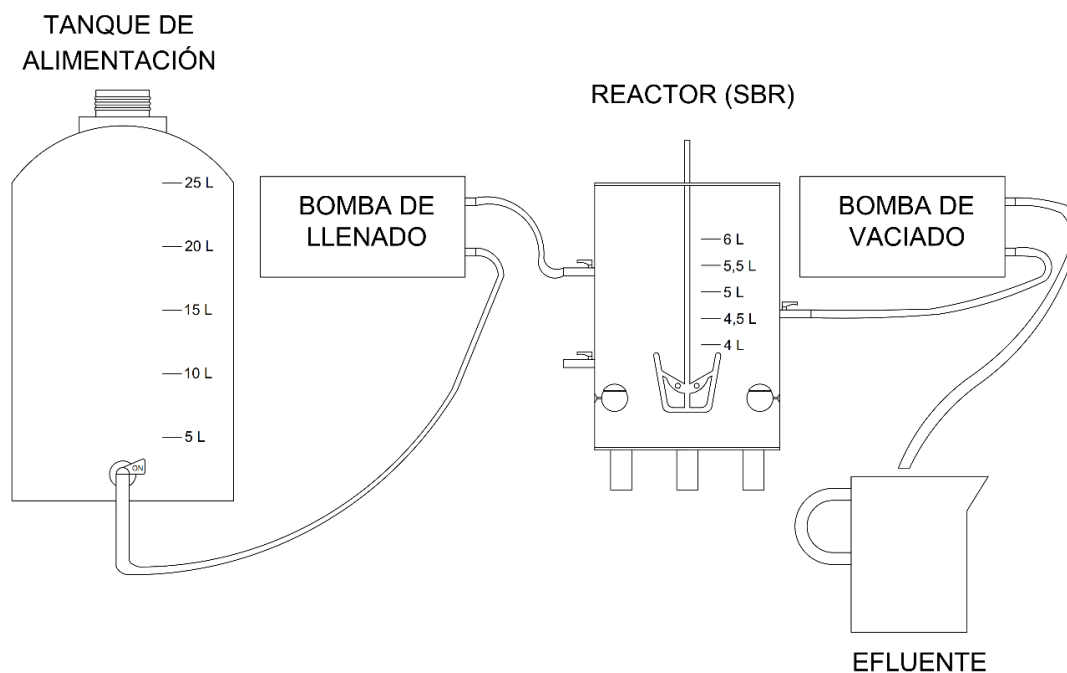


Figura 11. Esquema del montaje experimental para un SBR. Elaboración propia.

De manera auxiliar, se presenta la Figura 12 donde se aprecia una fotografía de uno de los montajes de los reactores biológicos secuenciales, estando los 3 preparados de manera idéntica.

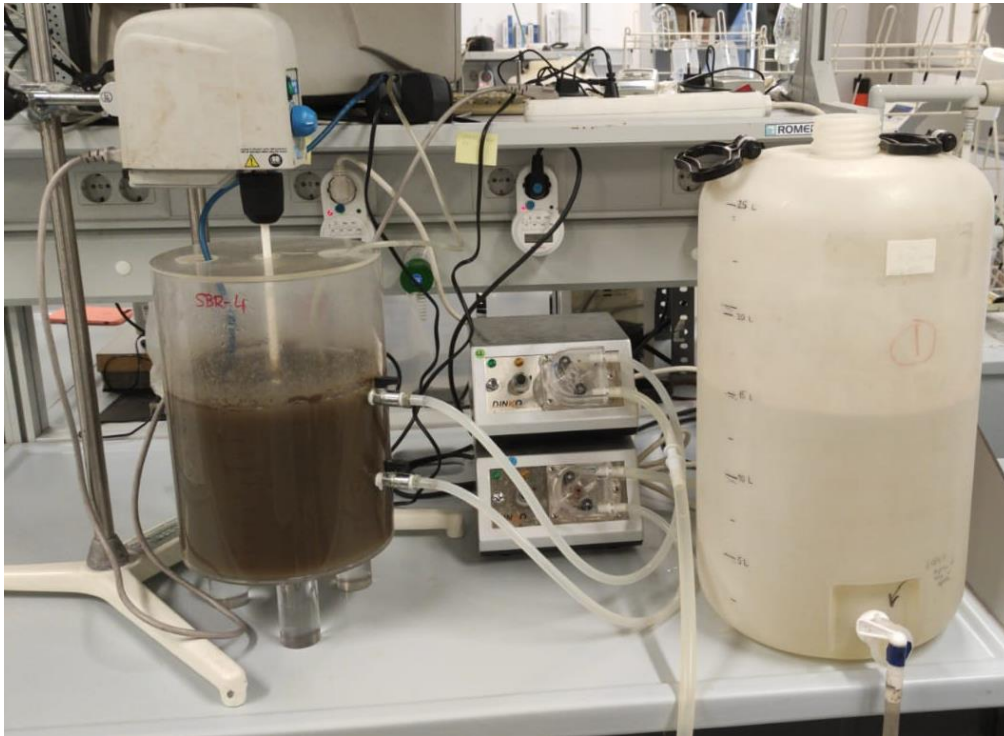


Figura 12. Fotografía del montaje experimental de los SBR.

En la Tabla 5 se recogen los parámetros de operación de los reactores.

Tabla 5. Parámetros de operación de los SBR

Volumen de reacción (L)	6
Volumen de alimentación por ciclo (L)	2
Carga másica $\left(\frac{\text{kg DQO}}{\text{kg SSLM} \cdot \text{día}}\right)$	0,2
SSLM $\left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)$	2,5
Número de ciclos $\left(\frac{\text{ciclos}}{\text{día}}\right)$	3
Tiempo de retención hidráulico (h)	24
Tiempo de llenado + reacción aeróbica (h)	6
Tiempo de sedimentación (h)	1,5
Tiempo de vaciado (min)	10
Tiempo de reposo (min)	20

6.2.2. Agua residual simulada

El ARS se establece con una relación entre DQO, nitrógeno y fósforo de 100:5:1 (Ronzano & Dapena, 1995) dando lugar a una carga másica de $C_M = 0,2 \frac{\text{kg DQO}}{\text{kg SSLM}\cdot\text{día}}$. Las características del ARS presentada actualmente son idénticas a aquellas propias de los ensayos en Jar Test previamente presentados. De esta manera, la composición del ARS quedó como se indica en la Tabla 6 para ambos casos.

Tabla 6. Características del ARS

Materia prima	Concentración ($\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$)
Peptona	0,11
Extracto de carne	0,11
K_2HPO_4	0,028
Glucosa	0,25

Adicionalmente, se incluye en la Tabla 7 la programación respecto a la adición de BPA en el ARS. En primer lugar, se establece en todos los casos un periodo de adaptación del lodo, a las nuevas condiciones de funcionamiento, de 7 días. Asimismo, en dicha tabla se aprecia que dentro del estudio del BPA se mantiene en todo momento un reactor de control o blanco. Éste permitirá mantener unas condiciones de referencia con las cuales evaluar los cambios del resto de reactores alimentados con BPA.

Tabla 7. Características del agua residual alimentada a los SBR en función del tiempo

Reactor	Días 0 a 7	Días 8 a 50	Días 51 a 90
SBR-B	ARS	ARS	ARS modificada
SBR-BPA1	ARS	ARS + $1 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ BPA	Se desconecta
SBR-BPA5 / SBR-BPA10	ARS	ARS + $5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ BPA	ARS modificada + $10 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ BPA

Por otro lado, se aprecia en esta tabla que el día 51 se realizó un cambio en el ARS. Esto fue debido a que el fango no crecía, por lo que se decidió aumentar la carga másica en los reactores. A partir de dicho momento se pasó de una C_M de 0,2 a $0,3 \frac{\text{kg DQO}}{\text{kg SSLM}\cdot\text{día}}$ (modificando la DQO de 500 a $750 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$). De esta manera, la nueva composición del ARS que se presentaba en la Tabla 6, se actualiza en la Tabla 8.

Tabla 8. Composición del ARS a partir del día 51 de experiencia

Materia prima	Concentración ($\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$)
Peptona	0,165
Extracto de carne	0,165
K_2HPO_4	0,042
Glucosa	0,367

Finalmente, es necesario mencionar que se desconectó el reactor SBR-BPA1 debido a un error experimental. Además, debido a la necesidad de evaluar la influencia de la concentración del BPA en el ARS, se procedió a aumentar la concentración de este compuesto en el reactor en funcionamiento (SBR-BPA5 pasó a ser SBR-BPA10) como se presenta en la Tabla 7.

6.2.2.1. Preparación del ARS

Procedimiento Cambio del agua residual simulada

Material necesario

- | | |
|---|--|
| • Cuchara metálica | • Peptona 403695.1210, de PanReac, AppliChem |
| • Vidrio de reloj | • Extracto de carne 403692.1210, de PanReac, AppliChem |
| • Vaso de precipitados | • K_2HPO_4 141512.1211, de PanReac |
| • Imán rotatorio para el agitador magnético | • Glucosa A1349,1000, de PanReac, AppliChem |
| • Agitador magnético | • Bisfenol A 133027, de Aldrich Chemistry |
| • Micropipeta de 0,5-5 mL | |
| • Puntas de micropipeta | |

Procedimiento experimental

1. Se pesan las cantidades mencionadas en las Tabla 6 o Tabla 8 respectivamente en un vidrio de reloj.
2. Se vierte la glucosa, la peptona, el extracto de carne y el K_2HPO_4 (presentados en la Figura 13) en el vaso de precipitados y se agita hasta su disolución.
3. Se adiciona con micropipeta el volumen de disolución madre de BPA, previamente preparada con el reactivo presentado en la Figura 13.
4. Tras haber limpiado adecuadamente el tanque de alimentación se rellena de nuevo con agua de red, se adiciona la disolución definida entre los pasos 2 y 3 y se ajusta hasta el volumen de trabajo establecido, que será 15 o 25 L en función de los días de funcionamiento autónomo. Como detalle, debe comprobarse la adecuada apertura de las válvulas para garantizar que el ciclo de trabajo funcionará automáticamente.

Imágenes auxiliares



Figura 13. Reactivos utilizados en la preparación de ARS.

Procedimiento Análisis del ARS

Anotación

Resulta necesario medir las concentraciones de los diferentes compuestos del ARS. Por ello, se emplean las mismas metodologías que se detallarán en el apartado 6.2.4.1. Análisis del efluente. De entre ellas, se medirán las concentraciones de DQO, N_T , P_T y BPA.

6.2.3. Programación de los muestreos

Se presenta una programación de los muestreos realizados para poder llevar a cabo la caracterización del efluente de salida y del licor de mezcla de cada reactor tal y como se expone a continuación:

- Efluente:
 - 3 veces/semana:
 - Turbidez, conductividad, pH.
 - DQO soluble, N-NH₄.
 - Sólidos en suspensión (SS).
 - 1 vez/semana:
 - N_T, N-NO₃, N-NO₂, P_T, P-PO₄.
 - Productos solubles microbianos (SMP).
 - Control de la concentración de BPA.

- Licor de mezcla:
 - 3 veces/semana:
 - Temperatura.
 - Sólidos en suspensión en el licor de mezcla (SSLM).
 - 1 vez/semana:
 - Sólidos en suspensión volátiles en el licor de mezcla (SSVLM).
 - Oxígeno disuelto (OD).
 - Control de la concentración de BPA en el fango de purga.

6.2.4. Procedimientos de análisis y medida para la caracterización

Una vez presentada la programación del muestreo, se procede a mostrar los procedimientos analíticos llevados a cabo. Para clarificar esta parte, se ha realizado una separación en 2 bloques claramente diferenciados: medidas sobre el efluente y medidas sobre el licor de mezcla.

6.2.4.1. Análisis del efluente

Procedimiento Turbidez

Material necesario

- Turbidímetro LED TL2310, de la casa Hach

Procedimiento experimental

1. En general el turbidímetro no debe ser calibrado en cada medida. En caso de necesitar una calibración temporal, se deben emplear los patrones de la casa Hach.
2. Se recoge muestra a analizar sin filtrar y se vierte en una cubeta de turbidímetro habilitada para las medidas.
3. Se introduce la cubeta en el equipo y se realiza una medición que nos devolverá la lectura de turbidez en NTU, como se aprecia en la Figura 14.

Imágenes auxiliares



Figura 14. Lectura de turbidez con el turbidímetro

Procedimiento Conductividad

Material necesario

- Conductímetro EC-Meter GLP 31+, de la casa Crison
- Imán rotatorio para el agitador magnético
- Vaso de precipitados

Procedimiento experimental

1. El conductímetro debe ser calibrado cada 7 o 14 días, de manera que, si fuese necesario realizar una calibración, el equipo lo notificaría. En dicho caso, la pantalla de visualización expone los patrones a incorporar y el orden de los mismos.
2. Por lo general, se vierte la muestra a analizar sin filtrar en un vaso de precipitados. Además, se introduce un agitador magnético que permitirá homogeneizar la muestra.
3. Se coloca la muestra sobre el agitador magnético adjunto al conductímetro y se introduce la sonda en el fluido a analizar, como aparece en la Figura 15.
4. Se realiza una medida por estabilidad, que aparecerá reflejada en la pantalla de visualización.

Imágenes auxiliares



Figura 15. Disposición del conductímetro en el laboratorio para la toma de medidas

Procedimiento pH

Material necesario

- pH-metro pH-Meter GLP 21+, de la casa Crison
- Imán rotatorio para el agitador magnético
- Vaso de precipitados

Procedimiento experimental

1. El pH-metro debe ser calibrado cada 14 días, de manera que, si fuese necesario realizar una calibración, el equipo lo notificaría. En dicho caso, la pantalla de visualización expone los patrones a incorporar, que deben de ser sacados de la nevera y llevados a temperatura ambiente, y el orden de los mismos.
2. Por lo general, se vierte la muestra a analizar sin filtrar en un vaso de precipitados. Además, se introduce un agitador magnético que permitirá homogeneizar la muestra.
3. Se coloca la muestra sobre el agitador magnético adjunto al pH-metro y se introduce la sonda en el fluido a analizar, como aparece en la Figura 16.
4. Se realiza una medida por estabilidad, que aparecerá reflejada en la pantalla de visualización.

Imágenes auxiliares



Figura 16. Disposición del pH-metro en el laboratorio para la toma de medidas

Procedimiento DQO soluble

Material necesario

- Test en cubetas DQO Merck:
 - Test 1.14540. $10\text{-}150 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ para efluente
 - Test 1.14541. $25\text{-}1500 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ para alimento
- Micropipeta de 0,5-5 mL
- Punta de micropipeta
- Gradilla para tubos de ensayo
- Termorreactor TR 300, de la casa Merck
- Fotómetro Spectroquant® NOVA 30 de cubetas Merck

Procedimiento experimental

1. Se agitar la cubeta de reacción para mantener en suspensión el sedimento.
2. Se vierte cuidadosamente 3 mL de la muestra empleando una pipeta sobre el reactivo en el interior de la cubeta de reacción mantenida inclinada, como se aprecia en la imagen izquierda de la Figura 17. Es recomendable llevar gafas protectoras. Además, la cubeta se calienta.

3. Se cierra firmemente la cubeta con tapa roscada y se mezcla enérgicamente el contenido de la cubeta. En las siguientes etapas de trabajo se debe sostener la cubeta exclusivamente por la tapa roscada.
4. Se calienta la cubeta durante 120 minutos a 148°C en el termorreactor precalentado, tal y como se aprecia en la imagen derecha de la Figura 17.
5. Se saca del termorreactor la cubeta de reacción caliente y se coloca en una gradilla para tubos de ensayo para que se enfríe. No se debe refrigerar con agua fría
6. Se agita la cubeta de reacción por balanceo al cabo de 10 y se vuelve a colocar en el soporte para tubos de ensayo para enfriarla a temperatura ambiente, durante alrededor de 30 minutos.
7. Se mide en el fotómetro.

Imágenes auxiliares

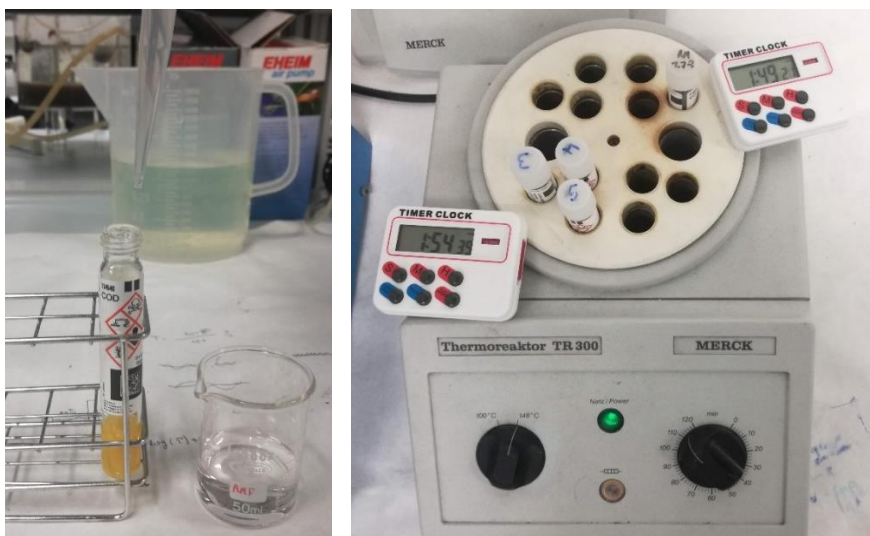


Figura 17. Procedimiento experimental para obtener la DQO de la muestra

Procedimiento Nitrógeno total

Material necesario

- Test en cubetas Nitrógeno total Merck:
 - Test 1.14763. $10\text{-}150 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$
- Agua destilada
- Micropipeta de $0,5\text{-}5 \text{ mL}$
- Puntas de micropipeta
- Gradilla para tubos de ensayo
- Termorreactor ECO 16, de la casa VELP Científica
- Fotómetro Spectroquant® NOVA 30 de cubetas Merck

Procedimiento experimental

Disgregación:

1. Se pipetea 1 mL de la muestra en una cubeta vacía.
2. Se añaden 9 mL de agua destilada y se mezcla.
3. Se añade 1 microcuchara azul rasa de reactivo N-1K y se mezcla.
4. Se añaden 6 gotas de reactivo N-2K, se cierra firmemente la cubeta y se mezcla.
5. Se calienta la cubeta durante 1 hora a 120°C en el termorreactor precalentado, como se aprecia en la Figura 18.
6. Se deja enfriar a temperatura ambiente la cubeta cerrada en una gradilla para tubos de ensayo.

Preparación de la muestra de medición:

1. Se pipetea 1 mL de la muestra disgregada y enfriada en una cubeta de reacción. No se debe el contenido.
2. Se añade 1 mL de reactivo N-3K con pipeta, se cierra firmemente la cubeta y se mezcla.
3. Se deja en reposo la cubeta de reacción caliente durante 10 minutos (tiempo de reacción).
4. Se mide la muestra en el fotómetro.

Imágenes auxiliares



Figura 18. Muestra de nitrógeno total en termorreactor para su disgregación

Procedimiento Nitrógeno amoniacal

Material necesario

- Test en cubetas Amonio Merck:
 - Test 1.14559. $4\text{-}80 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$
- Micropipeta de 100-1000 μL
- Puntas de micropipeta
- Gradilla para tubos de ensayo
- Fotómetro Spectroquant® NOVA 30 de cubetas Merck

Procedimiento experimental

1. Se pipetea 0,10 mL de la muestra preparada en una cubeta de reacción, se cierra la cubeta y se mezcla.
2. Se añade 1 dosis de reactivo $\text{NH}_4\text{-1K}$ y se agita enérgicamente la cubeta firmemente cerrada hasta la disolución completa del reactivo.
3. Se deja en reposo 15 minutos (tiempo de reacción).
4. Se mide la muestra en el fotómetro.

Procedimiento Nitritos

Material necesario

- Test en cubetas Nitritos Merck:
 - Test 1.14547. $0,010-0,700 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$
- Micropipeta de 0,5-5 mL
- Puntas de micropipeta
- Gradilla para tubos de ensayo
- Fotómetro Spectroquant® NOVA 30 de cubetas Merck

Procedimiento experimental

1. Se pipetea 5 mL de la muestra preparada en una cubeta de reacción y se agita enérgicamente la cubeta firmemente cerrada hasta la disolución completa del reactivo.
2. Se deja en reposo 10 minutos (tiempo de reacción).
3. Se mide la muestra en el fotómetro.

Procedimiento Nitratos

Material necesario

- Test en cubetas Nitratos Merck:
 - Test 1.14563. $0,5-25,0 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$
- Micropipeta de 0,5-5 mL
- Puntas de micropipeta
- Gradilla para tubos de ensayo
- Fotómetro Spectroquant® NOVA 30 de cubetas Merck

Procedimiento experimental

1. Se pipetea 1 mL de la muestra preparada en una cubeta de reacción. No se debe mezclar el contenido.
2. Se añade 1 mL de reactivo $\text{NO}_3\text{-1K}$ con pipeta. Se cierra firmemente la cubeta y se mezcla, agarrando solamente por la tapa roscada.
3. Se dejar en reposo 10 minutos (tiempo de reacción).
4. Se mide la muestra en el fotómetro.

Procedimiento Fósforo y fosfatos

Material necesario

- Test en cubetas Fosfatos Merck:
 - Test 1.14729. $0,5\text{-}25,0 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$
- Micropipeta de $0,5\text{-}5 \text{ mL}$
- Punta de micropipeta
- Gradilla para tubos de ensayo
- Termorreactor ECO 16, de la casa VELP Scientifica
- Fotómetro Spectroquant® NOVA 30 de cubetas Merck

Procedimiento experimental

Disgregación para determinación del fósforo total:

1. Se pipetea 1 mL de la muestra preparada en una cubeta de reacción.
2. Se añade 1 dosis de reactivo P-1K, se cierra firmemente la cubeta y se mezcla, como se observa en la Figura 19.
3. Se calienta la cubeta durante 30 minutos a $120 \text{ }^\circ\text{C}$ en el termorreactor precalentado.
4. Se deja enfriar a temperatura ambiente la cubeta de reacción cerrada en una gradilla para tubos de ensayo.

Después de disgregación para fósforo total o directamente con la muestra para medir fosfatos:

1. Se pipetea 1 mL de la muestra preparada en una cubeta de reacción y se mezcla o - después de disgregación para fósforo total.
2. Se agita bien la cubeta enfriada, firmemente cerrada.
3. Se añaden 5 gotas de reactivo P-2K, se cierra firmemente la cubeta y se mezcla.
4. Se añade 1 dosis de reactivo P-3K y se agita enérgicamente la cubeta firmemente cerrada hasta la disolución completa del reactivo.
5. Se deja en reposo 5 minutos (tiempo de reacción).
6. Se mide en el fotómetro.

Imágenes auxiliares

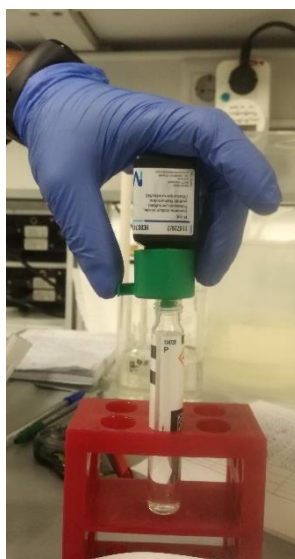


Figura 19. Preparación de la muestra para medida del fósforo

Procedimiento Sólidos en suspensión (SS_{ef})

Anotación

Debido a la necesidad de medir la presencia de sólidos en el efluente, se realizan estas medidas de manera habitual. La metodología de trabajo es similar a la empleada para el caso de los Sólidos en Suspensión en el Licor de Mezcla (SSLM). Al tener estos últimos una relevancia muy significativa en las experiencias, se desarrollará en profundidad en el apartado de **Análisis del licor de mezcla**.

Procedimiento Productos solubles microbianos – Proteínas. Micro BCA

Contextualización teórica

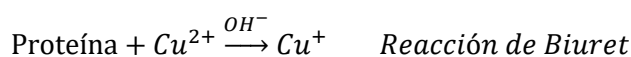
Se considera oportuno realizar una aproximación conceptual a esta técnica complementaria para comprender adecuadamente la metodología de los análisis implementados a continuación.

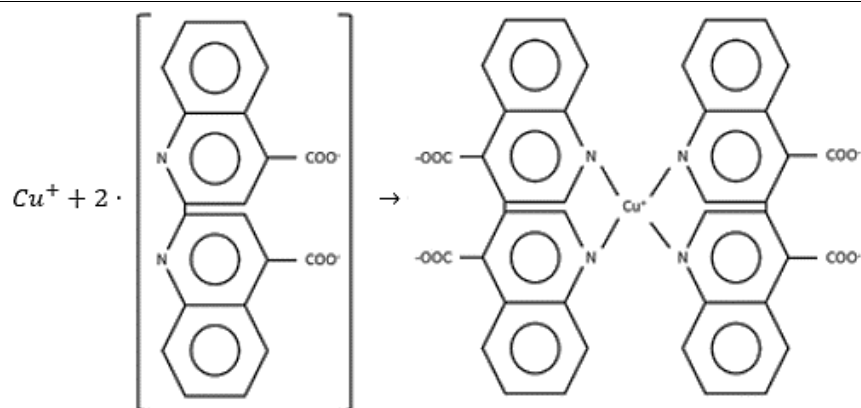
Los SMP son una serie de compuestos orgánicos que son liberados por el sustrato biológico en el sistema de fangos activos debido a sus mecanismos metabólicos y de descomposición. Por este motivo, aparecen en disolución. Además, entre ellos se encuentran las sustancias poliméricas extracelulares (EPS) que son aproximadamente el 20% del total de SMP (Kunacheva & Stuckey, 2014). Los productos microbianos solubles son uno de los principales compuestos orgánicos presentes identificables en la salida del efluente de los tratamientos biológicos de aguas. Su aparición está claramente asociada a dos factores (Barker & Stuckey, 1999):

- Inanición: En sistemas que sufren una reducción drástica o una alteración de la concentración de nutrientes puede aparecer una rotura de material celular que da lugar a la lisis de los microorganismos, liberando estos compuestos
- Toxicidad: En presencia de compuestos dañinos para los fangos, éstos pueden liberar estas sustancias para compensar la toxicidad presente en el medio siendo, por tanto, un mecanismo de defensa.

Los SMP serán determinados a nivel experimental mediante los procesos de análisis de proteínas y de hidratos de carbono para caracterizar esa concentración en los efluentes de salida:

De manera concreta, para el análisis de proteínas se emplea la reacción del ácido bicinónico (BCA) que es capaz de detectar y cuantificar de forma colorimétrica las proteínas del sistema. En este proceso, intervienen 2 reacciones. En primer lugar, aparece la reducción del cobre en medio básico y seguidamente su detección mediante el BCA. Este proceso no resulta complicado de cuantificar en el espectrofotómetro debido a la aparición de un producto púrpura formado por el complejo del BCA con un ion de Cu^+ (Krieg et al., 2005). Se utiliza esta metodología por su sencillez experimental, la estabilidad del sistema y la no interferencia con otros compuestos a diferencia de otras técnicas disponibles (Zuriaga-Agustí et al., 2013). La absorción es detectada a 562 nm siendo el rango de medida de $0,5$ a $20 \mu\text{g}\cdot\text{mL}^{-1}$ puesto que se utilizará las medidas del rango de concentración de Micro BCA. La secuencia de reacciones descrita en líneas superiores es presentada a continuación:





Material necesario

- Eppendorfs de 1,5 mL, 3 por muestra
- Micropipeta de 0,5-5 mL
- Kit Micro BCA, de Applichem
- Puntas de micropipetas
- Agitador vortex Heidolph Reax top
- Agua destilada
- Baño de agua con control de temperatura
- Espectrofotómetro UV-VIS DR 6000, de la casa Hach Lange
- Cubetas de espectrofotómetro

Procedimiento experimental

1. Se prepara un "Working Reagent" empleando el Kit de Micro BCA. Este guarda una relación de Reactivo A:Reactivo B: Reactivo C de 25:24:1 en volumen.
2. Se marcan los eppendorfs, triplicando las medidas de cada muestra y un blanco de agua osmotizada.
3. Se pipetea 0,5 mL de muestra en los eppendorf, 0,5 mL de la disolución "Working Reagent" y se agitan los recipientes en el vórtex durante 6 segundos.
4. Se introducen en un baño termostático previamente calentado durante 1 h a 60 °C, , como se aprecia en la imagen izquierda de la Figura 20.
5. A continuación, se enfría en un baño de agua fría durante 5 minutos.
6. Se emplea el espectrofotómetro, presentado también en la Figura 20, para obtener la absorbancia. Se realiza una lectura a 562 nm de longitud de onda. Estas medidas deben ser rápidas para evitar una degradación del color de las muestras. Se establece el cero con el eppendorf de agua destilada y seguidamente se analizan el resto de muestras (Zuriaga-Agustí et al., 2013).

Imágenes auxiliares



Figura 20. Eppendorfs en el baño caliente para obtener la medida de proteínas y espectrofotómetro empleado

Procedimiento Productor solubles microbianos – Carbohidratos. Método Antrona

Contextualización teórica

Como sucedía con la metodología previamente presentada, los SMP aparecen como la parametrización de proteínas y carbohidratos, por lo que se recurre a una breve explicación teórica de los segundos.

Esta segunda metodología está basada en la Ley de Lambert-Beer preparada para cuantificar entre 10 y 100 $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ de glucosa. La antrona reacciona en ácido sulfúrico dando lugar a un derivado del furano con color entre amarillo y verdoso. Al igual que sucedía en el caso de las proteínas, la detección de carbohidratos se puede llevar a cabo mediante espectrofotometría. En este caso, sin embargo, a una longitud de onda de 625 nm algunos carbohidratos como almidones o azúcares forman el compuesto verdoso que es posible detectar (Frølund et al., 1996).

Material necesario

- Cubetas de reacción, 3 por muestra
- Antrona 132441.1605 de PanReac, AppliChem
- Ácido sulfúrico 96% 131058.1212 de PanReac, AppliChem
- Balanza
- Matraz aforado de 100 mL
- Gradilla para cubetas
- Armario oscuro
- Micropipeta de 0,5-5 mL
- Puntas de micropipetas
- Agitador vortex Heidolph Reax top
- Agua destilada
- Baño de agua con control de temperatura
- Acumuladores de frío
- Espectrofotómetro UV-VIS DR 6000, de la casa Hach Lange
- Cubetas de espectrofotómetro

Procedimiento experimental

1. Se elabora una disolución de antrona 0,2 % (p/v) en ácido sulfúrico. De esta manera, se introducen 0,2 g de antrona en un matraz aforado de 100 mL. Posteriormente se enrasa con ácido sulfúrico.
2. Se coloca el matraz en un armario oscuro durante 2 h para que tenga lugar la reacción.
3. Se realizan las muestras por triplicado por lo que se usan 3 cubetas de reacción por cada muestra a analizar y otras 3 cubetas adicionales para el blanco (agua osmotizada).
4. Se introduce en las cubetas de reacción 1 mL de muestra y 2 mL de la disolución de antrona preparada en el paso 1.
5. Se tapan las cubetas y se agitan utilizando el vórtex durante 10 s.
6. Se introducen en el baño termostático a 100°C durante 14 minutos, previamente calentado, como se observa en la imagen izquierda de la Figura 21.
7. Se depositan los kits de reacción junto con la gradilla en un recipiente con hielo durante 5 minutos (imagen derecha de la Figura 21).
8. Se utiliza el espectrofotómetro para obtener la lectura de la absorbancia a 625 nm. De esta manera, se empieza por establecer el cero con el blanco de agua osmotizada y se obtiene la lectura de las muestras preparadas. De esta manera se consigue determinar la concentración de carbohidratos en las mismas (Frølund et al., 1996; Zuriaga-Agustí et al., 2013).

Imágenes auxiliares



Figura 21. Cubetas de reacción de antrona en baño caliente y en enfriamiento posterior

Procedimiento Medidas de Bisfenol A con HPLC

Contextualización teórica

Como esta técnica no ha sido explicada previamente, se considera necesario realizar una breve introducción teórica a la misma.

La cromatografía líquida de alta eficacia es una técnica analítica que se utiliza en este estudio para cuantificar la presencia de BPA en las muestras e implica el paso de un caudal de líquido a través de una columna que contiene una fase estacionaria. De esta manera, la fase móvil es el líquido introducido y la fase estacionaria puede ser un líquido o un sólido.

Así, la mezcla es introducida en la columna y los diferentes compuestos se separan debido a las interacciones entre ambas fases a medida que la atraviesan. Consecuentemente, los compuestos son detectados de manera electrónica cuando salen por el extremo opuesto de la misma.

La técnica necesita un tiempo de análisis de varios minutos por muestra y habitualmente la temperatura de operación es temperatura ambiente. Además, es factible detectar y cuantificar gran número de compuestos como son aquellos de alto peso molecular, polares o iónicos.

Elementos del sistema

- Fase móvil: En general se trata de una mezcla de disolvente orgánico y agua y su polaridad influye en el proceso de separación. Habitualmente debe ser filtrado y desgasificado para mejorar la eficiencia y evitar interferencias en la medida.
- Bomba: Introduce el disolvente a alta presión en la columna.
- Sistema de introducción de muestras: introduce la muestra a través de un circuito inyector generalmente automatizado.
- Columna: Se trata de un tubo metálico que contiene la fase estacionaria y en su interior se separan los compuestos.
- Detector: Existen diversos detectores que absorben la luz en determinados rangos de longitud de onda especificados.

Estos elementos se representan en la Figura 22.

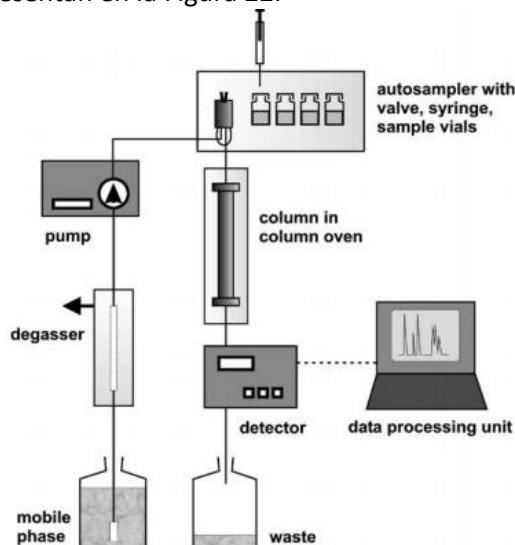


Figura 22. Esquema de la instrumentación necesaria básica en un HPLC (Meyer, 2005)

Identificación y cuantificación

Mediante el detector se generan señales a medida que la fase móvil atraviesa la columna hasta llegar a su final. Así, los compuestos conocidos se miden en unas condiciones previamente estudiadas que garantizan su detección basándose en el tiempo de retención (t_R) en el sistema. Estas condiciones pueden ser diversas y son fijadas previamente como puede ser el caso del tipo de disolvente y su proporción o el modo de realizar la medida (isocrático o mediante gradiente de concentraciones).

Por consiguiente, se genera una señal en forma de pico que será indicativa de la presencia de ese compuesto. Es posible medir el área debajo del pico y es esta la que pone de manifiesto la cantidad de compuesto presente en la muestra (Meyer, 2005).

Material necesario

- Jeringuillas de laboratorio (1 por muestra)
- Filtros de PES (Polietersulfona) de $0,22 \mu\text{m}$, de la casa RephiLe
- Viales HPLC
- Columna Kinetex C18 ($1,7 \mu\text{m}$), de la casa Phenomenex
- Equipo de HPLC, de la casa Japan Spectroscopy Corporation (Jasco) compuesto por:
 - Interface Box LC-Net II/ADC
 - Bomba PU-2089 Plus
 - RHPLC Autosampler AS-4150
 - Photodiode Array Detector MD-2018 Plus

Procedimiento experimental

1. Se coge una muestra a analizar (efluente de salida, en este caso) y se filtra con un filtro de PES usando una jeringuilla e introduciéndola en un vial para HPLC.
2. Se preparan patrones para poder realizar una recta de calibrado y analizar la concentración de las muestras. Las concentraciones serán de $0,1$, $0,5$, 1 y $5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, que también se introducen en viales filtrados a $0,22 \mu\text{m}$.
3. Se introducen los viales en el cargador de muestras automático del HPLC. Las imágenes de los diferentes equipos se pueden apreciar en la Figura 23 y en la Figura 24.

4. Se efectúa la cromatografía líquida de alta eficacia con las condiciones de operación que se indican en la Tabla 9.

Tabla 9. Características del método en HPLC

Detector	PDA MD-2018
Fase móvil	Acetonitrilo: Agua Millipore (50:50, v/v)
Flujo (mL/min)	0,8
Volumen de inyección (μL)	20
Tiempo del método (min)	4
Tiempo de retención (min)	2,52
Longitud de onda (nm)	214

5. En caso de que las muestras detecten concentraciones demasiado reducidas del compuesto de estudio, se realizará el proceso destacado en este apartado, pero con una concentración previa de una cantidad superior de muestra tal y como se refleja en el procedimiento de concentración de muestra con cartuchos SPE.

Imágenes auxiliares

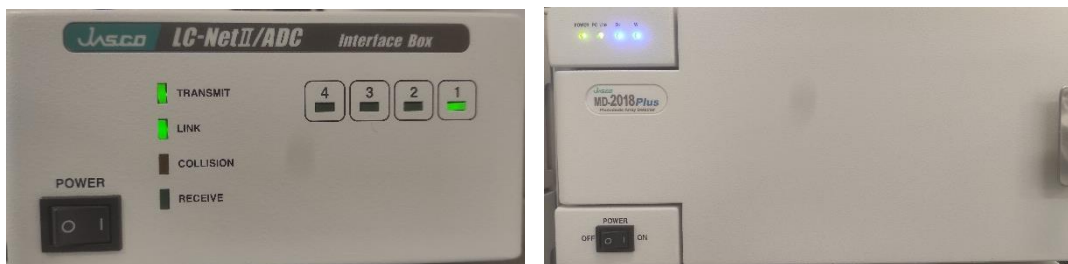


Figura 23. Caja de interfaz y fotodetector HPLC



Figura 24. Bomba, cargador de muestras automático y soporte de botellas HPLC

Procedimiento Concentración de muestra con cartuchos SPE

Material necesario

- Matraz kitasato
- Bomba de vacío
- Filtro de $0,45 \mu\text{m}$ (1 por muestra). Filtro Membrana de Acetato de Celulosa. AC 045 47 BL - ALBET®
- Embudo Büchner
- Cartuchos SPE
- Equipo de vacío para cartuchos
- Metanol
- Agua destilada
- Matraz aforado (1 por muestra)
- Tubos de succión
- Chupetín
- Equipo concentrador de muestras
- Equipo de ultrasonidos

Procedimiento experimental

1. Neutralizar muestras a mismo pH (6-8).
2. Filtrar muestras a $0,45 \mu\text{m}$ empleando un equipo de filtración a vacío. Ver la imagen izquierda de la Figura 25.
3. Colocar cartuchos SPE en equipo de vacío de forma alterna. Ver la imagen derecha de la Figura 25.
4. Pasar aproximadamente 6 mL de metanol (llenando los cartuchos hasta arriba).
5. Conectar vacío a tope (-500 mbar)
6. Pasar aproximadamente 6 mL de H_2O destilada (llenando los cartuchos hasta arriba).
7. Conectar vacío a tope (-500 mbar)
8. Preparar una cantidad de muestra conocida en un matraz aforado, por ejemplo 100 o 250 mL.
9. Conectar los matraces aforados con los cartuchos SPE mediante los tubos de succión. Ver figura izquierda de la Figura 26.
10. Filtrar, conectando vacío a tope y dejando que caiga la muestra gota a gota.
11. Una vez acabe todas las muestras, dejar 20 minutos de secado con vacío.
12. Colocar tubos falcon en la zona inferior del equipo de vacío.
13. Diluir cada muestra con 6 mL exactos de metanol sin vacío. Se puede emplear un chupetín para conseguir para que filtre la primera gota. Ver imagen derecha de la Figura 26.
14. Cuando acaben todas las muestras, abrir vacío para arrastrar restos que puedan haber quedado.
15. Secar tubos falcon a 40°C con aire seco empleando un concentrador de muestras. Ver Figura 27.
16. Añadir a los tubos secos 1 mL de metanol.
17. Poner los tubos falcon en ultrasonidos durante 2 min para garantizar su redisolución en el metanol.

Imágenes auxiliares



Figura 25. Filtración de muestras a vacío y colocación de cartuchos SPE de forma alterna en equipo de vacío

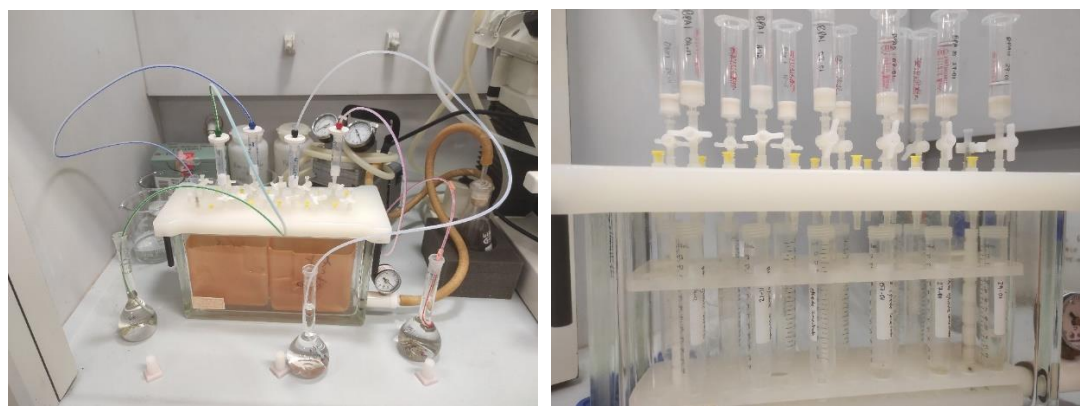


Figura 26. Conexión de matraces aforados a los cartuchos de SPE mediante tubos de succión y dilución demuestra con 6 mL de metanol gota a gota



Figura 27. Secado de las muestras en tubos falcon con aire seco a 40°C

6.2.4.2. Análisis del licor de mezcla

Procedimiento Medida de temperatura

Material necesario

- Sensor de temperatura Delta Ohm HD2307.0 RTD, de la casa Kenelec Scientific

Procedimiento experimental

1. Encender el sensor de temperatura, mostrado en la Figura 28, y esperar su estabilización.
2. Introducir el sensor en la muestra a analizar, obteniendo la lectura reflejada en la pantalla de visualización.

Imágenes auxiliares



Figura 28. Sensor de temperatura empleado

Procedimiento Sólidos en suspensión en el licor de mezcla (SSLM)

Material necesario

- | | |
|--|-----------------------------------|
| • Vidrio de reloj | • Agitador magnético |
| • Balanza | • Matraz Erlenmeyer |
| • Pinzas | • Bomba de vacío |
| • Filtros de microfibras de vidrio de 47mm MFV3, de la casa Filter-Lab | • Rampa de vacío |
| • Vaso de precipitados | • Pipeta graduada de doble enrase |
| • Imán rotatorio para el agitador magnético | • Propipeta |
| | • Estufa |
| | • Desecador |

Procedimiento experimental

1. Se deben ajustar los sólidos presentes en el reactor ya que crecen los microorganismos, por lo que se coge un volumen sobre 100 mL de muestra a tratar, a través de una de las salidas del SBR.
2. Las medidas se realizarán por duplicado según (American Public Health Association et al., 2005), de manera que se pesarán los vidrios de reloj junto con los filtros.
3. Se pipetea 25 mL de muestra homogénea y se filtran a vacío, reflejado en la Figura 29.
4. Se secan las muestras en los vidrios de reloj durante 90 minutos a 105°C en la estufa.
5. Se introducen las muestras durante 30 minutos en el desecador.
6. Se pesan las muestras de nuevo, obteniendo los sólidos presentes en la misma.

7. Se realiza una purga del reactor proporcional al exceso de sólidos presentes y se rellena el volumen con efluente del reactor.
8. Se realiza una nueva muestra de sólidos (repetiendo los pasos 1-6) para comprobar la concentración de sólidos actual en el reactor.

Imágenes auxiliares



Figura 29. Filtración a vacío de los sólidos del licor de mezcla

Procedimiento Sólidos en suspensión volátiles en el licor de mezcla (SSVLM)

Material necesario

- Crisol
- Balanza
- Pinzas
- Mufla

Procedimiento experimental

1. Se parte del estudio de los SSLM y, al igual que estos, se siguen las directrices de (American Public Health Association et al., 2005) realizando una comparativa de sólido volátiles respecto a los totales. Para ello, se retira el filtro seco del vidrio de reloj que salía de la estufa y se dispone en un crisol, como se observa en la Figura 30.
2. Se pesa el crisol de porcelana.
3. Se introduce el crisol en la mufla a 550°C durante 30 minutos.
4. Tras volver las muestras a temperatura ambiente, se pesa de nuevo y se obtiene la concentración de sólidos volátiles en el licor de mezcla.

Imágenes auxiliares



Figura 30. Muestras secas en el crisol antes de pasar por la mufla

Procedimiento Oxígeno disuelto (OD)

Material necesario

- Oxímetro HACH Serie HQ40d

Procedimiento experimental

1. Es necesario conocer que la concentración de oxígeno disuelto suministrado por los aireadores es superior a $2 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ introduciendo la sonda del oxímetro en el reactor.
2. Se programan 24 horas de tiempo de medida para captar 3 ciclos de trabajo completos, pudiendo observar la concentración en pantalla, como se observa en la Figura 31.

Imágenes auxiliares



Figura 31. Oxímetro utilizado en el laboratorio

Procedimiento Extracción del BPA del fango con ultrasonidos

Material necesario

- Cubeta de vidrio de laboratorio
- Cuchara metálica
- Mortero
- Equipo de ultrasonidos
- Balanza
- Metanol (15 mL por muestra)
- Frasco de vidrio con tapa (1 por muestra)
- Jeringuillas de laboratorio (1 por muestra)
- Filtros de PTFE (Politetrafluoroetileno) de $0,22 \mu\text{m}$, de la casa Fisherbrand (5 por muestra)
- Viales HPLC (5 por muestra)
- Jarra de agua fría, con acumulador de frío

Procedimiento experimental

1. Se guarda el fango correspondiente al espacio temporal establecido.
2. Se vierte el fango en la cubeta y se introduce en la estufa a 105°C hasta sequedad total, para evaporar el agua.
3. Se rasca el fango y se muele con un mortero.
4. Se prepara el equipo de ultrasonidos. Por experiencias previas se programa la extracción a potencia 100%, 37 Hz de frecuencia y 50°C .

5. Se prepara la jarra fría con el acumulador de frío por si fuese necesario reducir la temperatura. El equipo de ultrasonidos se calienta progresivamente más de lo programado.
6. Se prepara 0,5 g de fango seco por cada muestra y 15 mL de metanol en frascos de vidrio con tapa.
7. Se comienza el ensayo y se extraen muestras a diferentes tiempos: 5, 15, 30, 60 y 120 minutos. Estas muestras se filtran con filtros de PTFE de $0,22 \mu\text{m}$ y se introducen directamente en viales para HPLC. Solo se cogen unas gotas por lo que el volumen de ensayo no varía notablemente. Ver Figura 32.

Imágenes auxiliares



Figura 32. Montaje del equipo experimental y del material para la toma de muestras

7. RESULTADOS EXPERIMENTALES

En este apartado se exponen los resultados obtenidos en las dos fases diferenciadas de ensayos experimentales que permitirán sentar las bases para un posterior diseño.

7.1. Jar Test

Como se expuso en el apartado 6.1, en primer lugar se llevaron a cabo experiencias por lotes que permitieron caracterizar los mecanismos de eliminación del BPA en el proceso de fangos activados.

Por ello, se presentan la Figura 33 y la Figura 34, en las que se aprecia la variación de la concentración de BPA a diferentes tiempos, respecto a la inicial (C/C_0), con fango no adaptado y con fango adaptado, respectivamente.

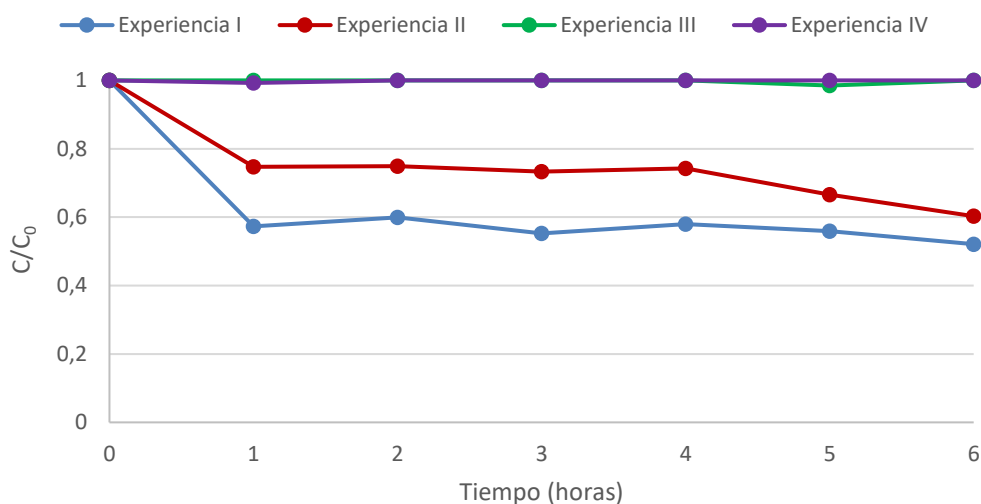


Figura 33. Evolución de la concentración de BPA en Jar Test de fango no adaptado

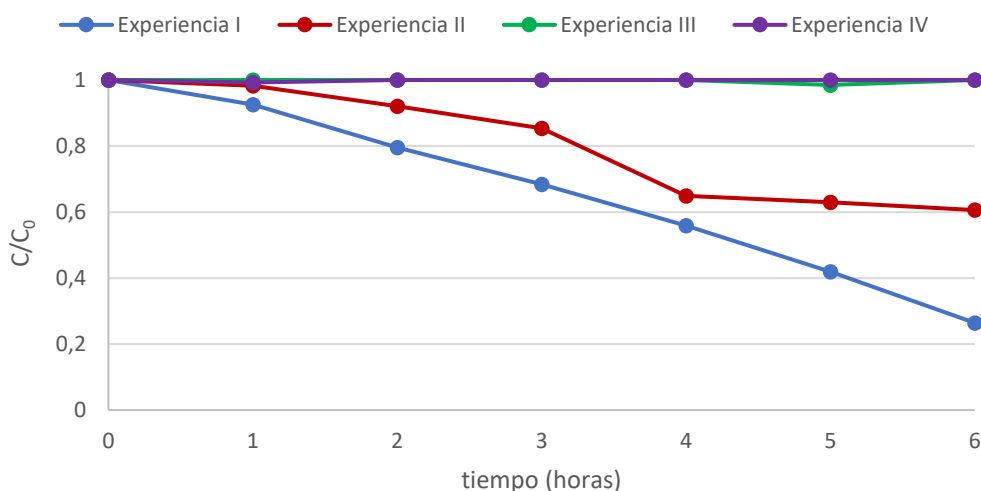


Figura 34. Evolución de la concentración de BPA en Jar Test de fango adaptado

Realizando un análisis conjunto para fango adaptado y no adaptado, se aprecia claramente que las experiencias III y IV muestran que los procesos de oxidación y de hidrólisis no contribuyeron a la reducción de BPA en el medio. De hecho, durante la experiencia completa no se aprecia ninguna variación en la concentración de este compuesto, tal y como se ve en los gráficos.

De esta manera, se debe realizar una comparativa que tenga en cuenta la degradación biológica y la adsorción en los fangos, ya que son los únicos mecanismos que actúan sobre la eliminación del BPA del agua residual, y tal y como se observa en las figuras dependen de la adaptación de la biomasa.

Por un lado, las experiencias con fango no adaptado muestran que la relación C/C_0 fue de 0,60 en el caso de la experiencia II, en la que sólo actuó la adsorción, mientras que fue de 0,52 en el caso de la experiencia I, donde actuaron la biodegradación más la adsorción. De esta manera, se puede atribuir una importancia más destacable a la adsorción de este compuesto en el fango, teniendo la degradación biológica un papel menos importante, y que solo supone un 13,3% de la eliminación del BPA.

Con el fango adaptado se observa un comportamiento diferente. En el caso de la experiencia II, se obtuvo que la adsorción fue similar, con una relación C/C_0 fue de 0,61, frente a la experiencia I, donde intervinieron conjuntamente biodegradación y adsorción y el valor final fue de 0,26. Con ello, se tiene que la biodegradación supone un 57,4% de la eliminación del BPA.

Con estas experiencias se pone de manifiesto que los 2 mecanismos principales de eliminación del BPA en el sistema de fangos activos son la adsorción y la degradación biológica. La adsorción se mantiene constante independientemente del fango empleado, mientras que la biodegradación mejora ostensiblemente al utilizar un fango adaptado. Por último, comentar que la adaptación del fango mejora los rendimientos de eliminación y posibilita una mejora en el proceso global.

7.2. Reactores Biológicos Secuenciales (SBR)

En este apartado se expone el seguimiento de los parámetros de control más relevantes en los reactores biológicos. Para ello, se presentan inicialmente algunas consideraciones importantes que se han de tener en cuenta a la hora de llevar a cabo la interpretación de los datos y, seguidamente, se utilizan gráficas y tablas de apoyo que permitan hacer el seguimiento.

Entre los factores a tener en cuenta se encuentran los siguientes:

- Día 51: se desconectó el reactor de BPA con $1 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ debido a un error experimental que causó la pérdida de los SSLM. Esa experiencia, por tanto, está parametrizada hasta ese momento.
- Día 51: se aumentó la C_M del resto de SBRs, pasando de 0,2 a 0,3 $\text{kgDQO}\cdot\text{kg SSLM}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$ (DQO de 500 a 750 $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$), al no apreciar crecimiento del fango.
- Día 59: se modificó la concentración del BPA en el reactor SBR-BPA5 pasando a tener una concentración de $10 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ de este compuesto. A partir de ese momento pasó a llamarse SBR-BPA10.

7.2.1. Caracterización del ARS

La Tabla 10 recoge las concentraciones de materia orgánica y de nutrientes en el ARS de los reactores biológicos en función del cambio en la carga másica ya comentado.

Tabla 10. Relación DQO:N:P en el alimento de los SBR según el tiempo de ensayo

	Días 1 a 51	Días 52 a 94
DQO ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	$517,40 \pm 20,49$	$788,25 \pm 99,48$
N_T ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	$41,60 \pm 6,23$	$63,75 \pm 11,47$
P_T ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	$4,88 \pm 1,14$	$5,45 \pm 2,99$

7.2.2. Caracterización del efluente

Seguidamente, se presenta la evolución de los valores de pH y conductividad (recogidos en las Figura 35 y Figura 36, respectivamente). En estos resultados se puede apreciar que el pH del SBR-B fue ligeramente superior al del SBR-BPA1 y SBR-BPA5, mientras que la conductividad en éstos fue similar. Sin embargo, esta tendencia cambia al operar con $10 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ de BPA, de manera que tanto el pH como la conductividad del reactor SBR-BPA10 fue superior a la del reactor de control.

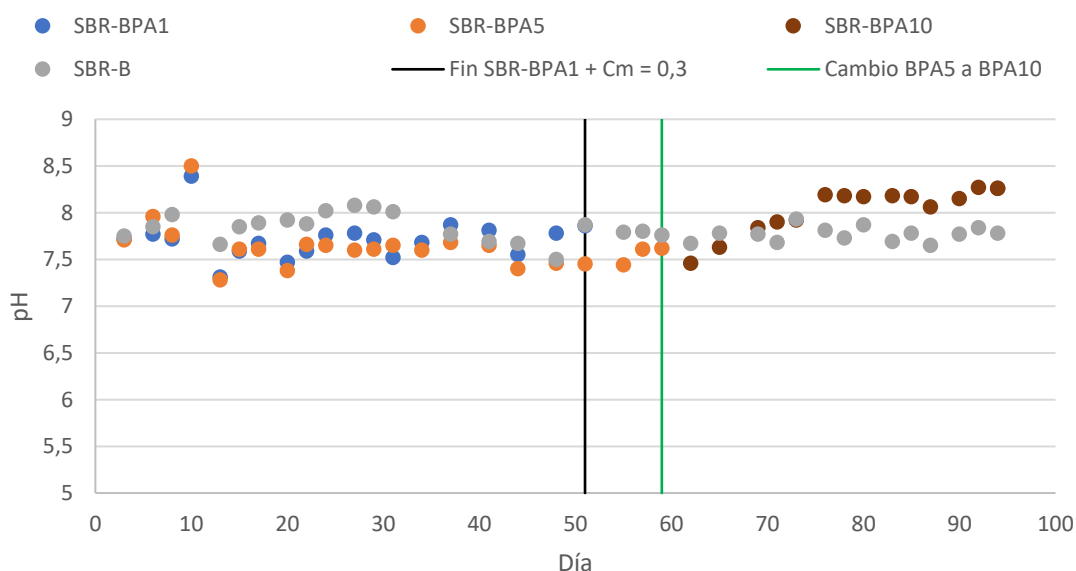


Figura 35. Evolución del pH en los SBR

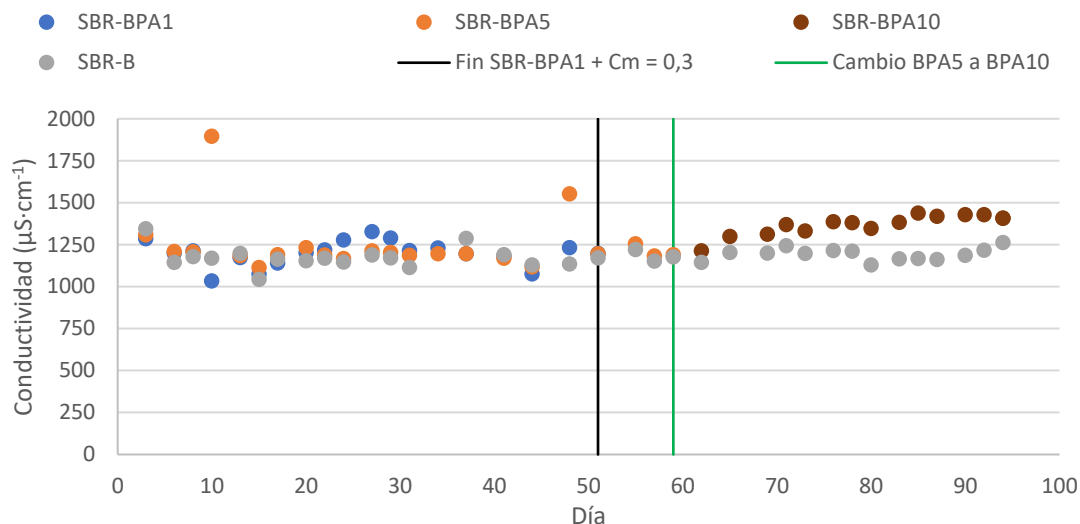


Figura 36. Evolución de la conductividad en los SBR

Seguidamente, no se debe olvidar que la principal finalidad de los reactores biológicos es la reducción de la materia orgánica y de los nutrientes del agua residual. Por tanto, resulta de interés presentar la evolución de la DQO en cada uno de los reactores (en la Figura 37) y analizar de esta manera su variación.

Se aprecia que después de un periodo de adaptación, los 3 reactores del estudio alcanzan rendimientos de eliminación de la materia orgánica bastante elevados, siendo ligeramente superiores para el caso del SBR-BPA5. Además, a partir del aumento de la C_M hasta $0,3 \text{ kgDQO} \cdot \text{kg SSLM}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$, y coincidiendo con el aumento de la concentración del BPA en la entrada de 5 a 10 ppm, la concentración de la DQO del efluente de salida en dicho reactor aumenta notablemente alcanzando valores próximos a los $50 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$. Sin embargo, esto no implica rendimientos de eliminación inferiores en este reactor, ya que se debe tener en cuenta que la materia orgánica de entrada es mayor que la que había previamente. Se observa que la DQO va disminuyendo durante la operación del SBR-BPA10, seguramente debido a la adaptación a esta nueva concentración. Aun así, al comparar este reactor con el de control, el rendimiento de eliminación de DQO es algo inferior.

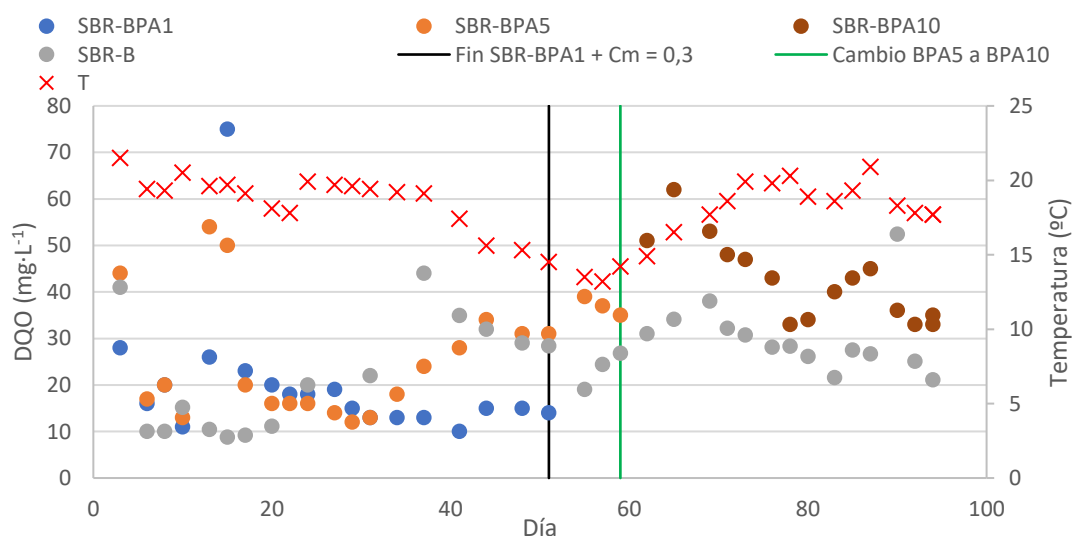


Figura 37. Evolución de la concentración de DQO en los SBR

A modo de resumen se presenta la Tabla 11 donde se recogen los valores medios y la desviación estándar de los parámetros medidos.

Tabla 11. Resumen de parámetros del efluente de salida en los SBR

	SBR-B	SBR-BPA1	SBR-BPA5	SBR-BPA10
pH	7,81 ± 0,13	7,71 ± 0,22	7,63 ± 0,24	8,04 ± 0,24
Conductividad ($\mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1}$)	1182,11 ± 52,46	1198,84 ± 75,95	1244,09 ± 169,25	1370,73 ± 61,01
Turbidez (NTU)	4,13 ± 3,90	1,03 ± 1,22	3,11 ± 3,45	4,11 ± 2,27
DQO ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	25,60 ± 10,62	20,11 ± 14,14	26,45 ± 12,66	42,40 ± 8,73
Reducción de DQO (%)	95,91 ± 1,83	96,07 ± 2,77	95,25 ± 2,26	94,89 ± 1,12
N_T ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	15,56 ± 5,55	20,50 ± 4,72	18,33 ± 6,08	46,67 ± 6,41
N-NH_4^+ ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	0,69 ± 2,62	1,95 ± 4,83	0,19 ± 0,90	31,11 ± 14,83
N-NO_2^- ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	1,18 ± 2,02	2,47 ± 3,21	1,65 ± 2,57	0,35 ± 0,27
N-NO_3^- ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	6,79 ± 2,98	9,13 ± 6,98	12,08 ± 4,44	1,63 ± 2,00
P_T ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	3,38 ± 1,35	2,19 ± 1,75	3,24 ± 1,45	3,77 ± 0,96
P-PO_4^{3-} ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	3,14 ± 1,60	2,23 ± 1,57	3,00 ± 1,49	3,50 ± 1,09

En esta tabla se aprecia que el proceso de nitrificación con $10 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ de BPA parece estar inhibido, al encontrar casi todo el nitrógeno del efluente en su forma amoniacal. Ello podría ser debido a que las bacterias involucradas en ese proceso están poco activas o inhibidas, ya que tal y como se verá más adelante esta situación no puede ser debida a un déficit de oxígeno disuelto (apartado 7.2.3). Por consiguiente, el BPA a la concentración de $10 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ podría inhibir el proceso de nitrificación y, por tanto, imposibilita la eliminación biológica del nitrógeno.

Por otro lado, se recoge en la Figura 38 la concentración de BPA medida en el efluente de salida de los reactores. En ellos, se observa que al comienzo de las experiencias se detecta BPA tanto en el SBR-BPA1 como en el SBR-BPA5, siendo este último donde se obtienen valores más altos. Pero a medida que los reactores se adaptaron a dicha entrada, se va reduciendo progresivamente la concentración de BPA en la salida hasta quedar por debajo del límite de detección del HPLC, que es de $0,01 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ (Ferrer-Polonio et al., 2021). Cuando el reactor SBR-BPA5 pasa a recibir $10 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ (SBR-BPA10), la concentración de BPA en el efluente sigue sin ser cuantificable, lo que indica que el fango adaptado procedente del SBR-BPA5 es capaz de adaptarse rápidamente a la nueva concentración. Si se relaciona esta realidad con los ensayos “batch” realizados, se puede deducir que, tras un periodo de adaptación, el BPA se elimina debido a los mecanismos de biodegradación y adsorción que tienen lugar.

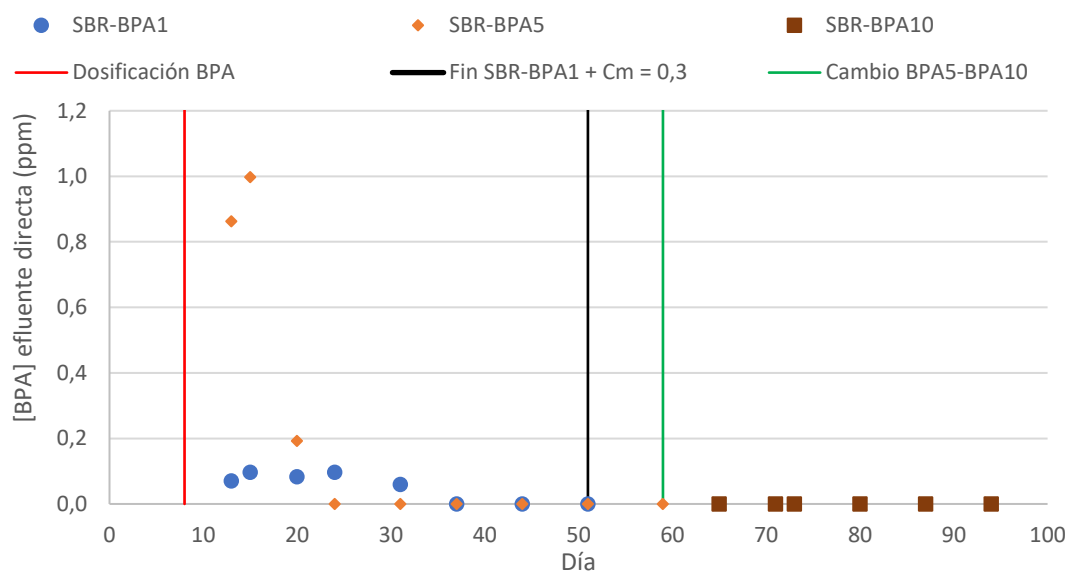


Figura 38. Evolución de la concentración de BPA en el efluente

Por último, se presentan los valores de los productos solubles microbianos para cada uno de los reactores que se pusieron en marcha. En primer lugar, se presenta la Figura 39 en la cual se representan conjuntamente proteínas y carbohidratos para el SBR-B. Se aprecia que estos sufren un ligero aumento en la concentración entre los días 35 y 71 de experimento, que puede deberse a la bajada de la temperatura ambiente (Wang et al., 2010) esos días tal y como se presentaba en la Figura 37 previamente.

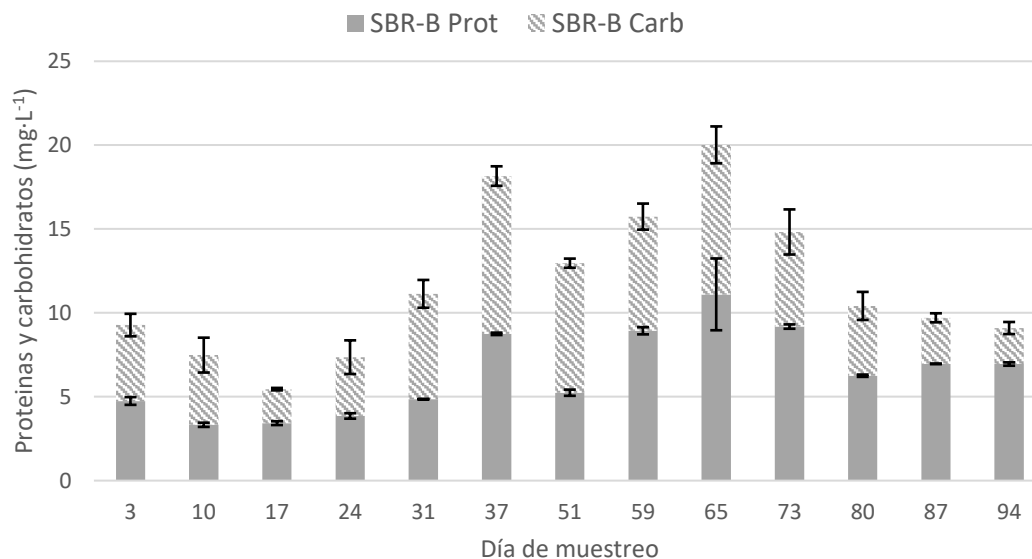


Figura 39. Evolución de la concentración de SMP en el SBR-B

En el caso del reactor SBR-BPA1, no se aprecia una variación notable en la concentración de SMP, como se representa en la Figura 40. Salvo un día de muestreo concreto (el día 17), estos siguen una tendencia bastante estable. Cabe destacar que la concentración de SMPs es incluso al reactor de control. Esto puede ser debido a que en el SBR-B se puede estar generando una mayor cantidad de SMP debido a que se alcanza antes el estado de respiración endógena ya que el sustrato es más biodegradable y, por lo tanto, hay mayor lisis celular (Medina et al., 2020).

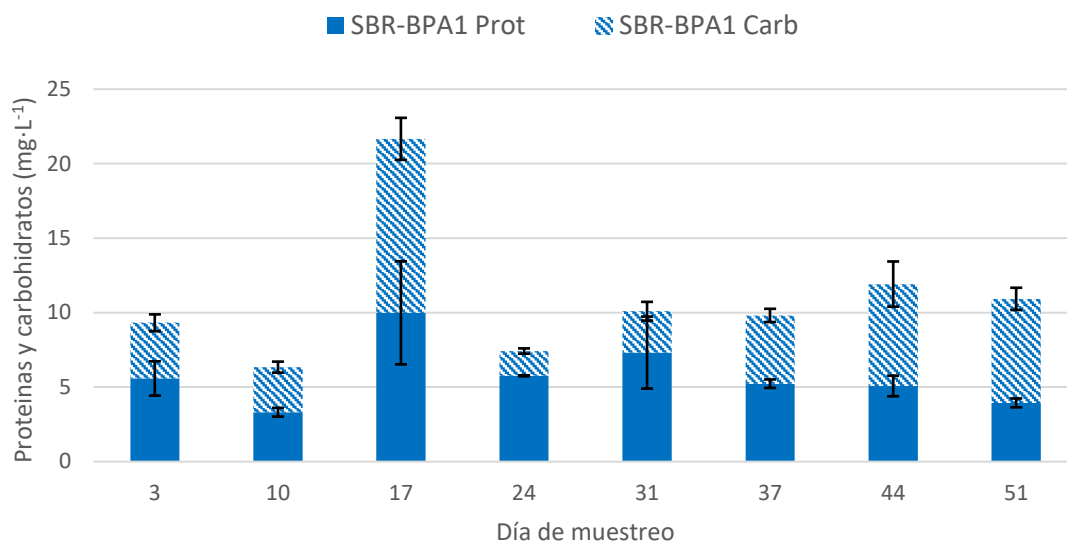


Figura 40. Evolución de la concentración de SMP en el SBR-BPA1

Sin embargo, cuando se analiza la Figura 41 correspondiente al reactor SBR-BPA5 y SBR-BPA10, se aprecia que desde el día 35 el sistema es menos estable en lo que se refiere a la producción de productos microbianos solubles. Por otro lado, al pasar a una concentración de $10 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ este parámetro se reduce poco a poco, aunque siempre permanece en valores superiores a los presentes en el reactor de control (Figura 39).

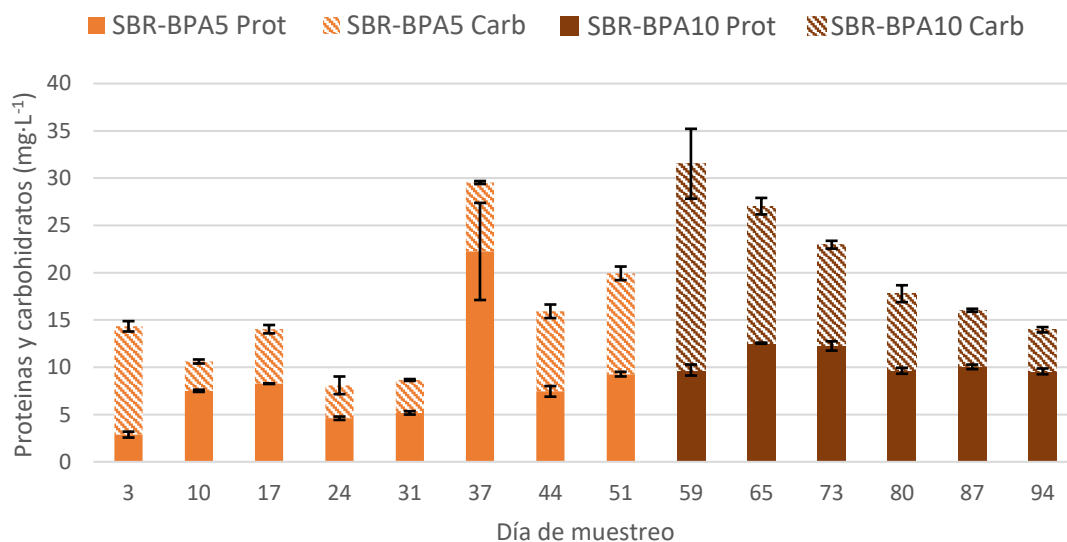


Figura 41. Evolución de la concentración de SMP en el SBR-BPA5 y SBR-BPA10

7.2.3. Caracterización del licor de mezcla

En este apartado se presentan algunos de los parámetros más representativos que permiten analizar el estado del licor de mezcla en los reactores. En primer lugar, se presenta la Figura 42, que permite observar de manera comparada el crecimiento de los lodos (ΔX) en los reactores. En esta figura se aprecia que no hay diferencias significativas entre los reactores hasta el día 51. Por otro lado, es de esperar que cuando se aumenta la carga másica de 0,2 a 0,3 $\text{kg DQO}\cdot\text{kg SSLM}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$, esto repercute en que ambos reactores que trabajaban de manera simultánea, tengan un mayor crecimiento de los fangos, debido a una mayor entrada de materia orgánica.

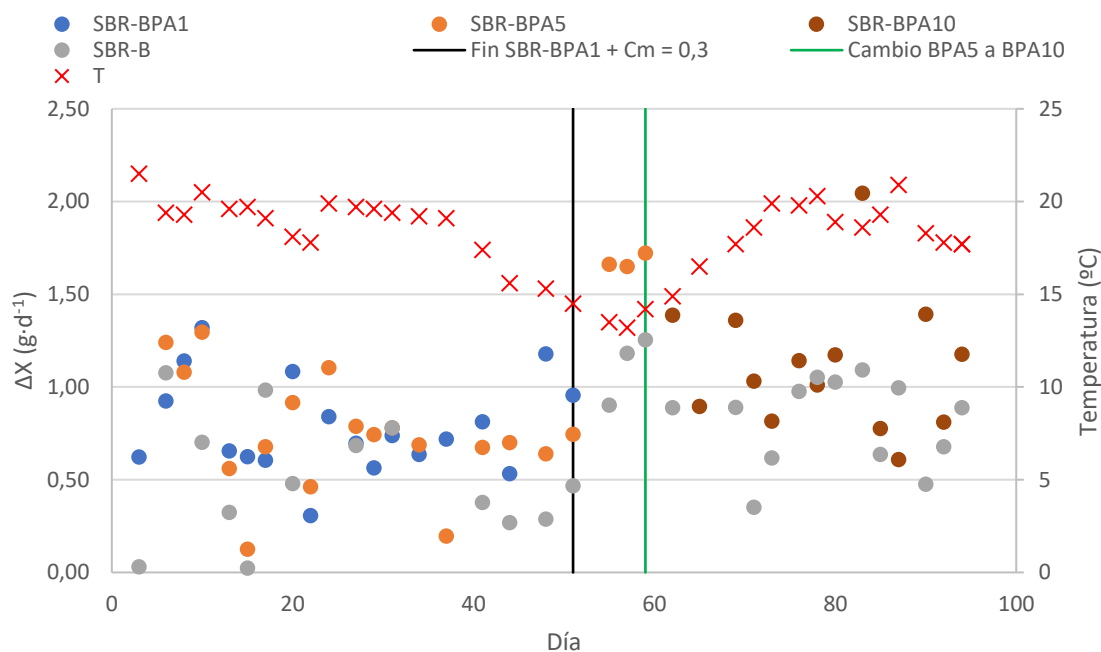


Figura 42. Evolución del crecimiento del fango en los SBR

Esta información queda complementada en la Tabla 12 donde se aprecia que el crecimiento de los fangos está condicionado por la carga másica. En esta misma tabla se aprecia que la presencia de BPA aumenta ligeramente este mismo crecimiento, aunque no se puede garantizar que los parámetros estén relacionados.

Tabla 12. Evolución del crecimiento del fango en función de los SBR en función de la C_M

	SBR-B	SBR-BPA1	SBR-BPA5	SBR-BPA10
Días 1 a 51	$0,50 \pm 0,33$	$0,79 \pm 0,26$	$0,75 \pm 0,31$	-
Días 52 a 94	$0,87 \pm 0,25$	-	$1,66 \pm 0,01$	$1,16 \pm 0,38$

Por otro lado, es necesario presentar la Tabla 13, que permite apreciar la relación existente entre los materia volátil (y, por tanto, orgánica) en el reactor respecto a los sólidos totales en el mismo.

Tabla 13. Resumen de parámetros del licor de mezcla en los SBR

	SBR-B	SBR-BPA1	SBR-BPA5	SBR-BPA10
SSVLM/SSLM (%)	$88,71 \pm 4,50$	$88,22 \pm 4,73$	$88,23 \pm 4,63$	$87,35 \pm 2,87$

En esta tabla no se aprecian diferencias remarcables en la concentración de sólidos volátiles, lo cual indica que el BPA no acumula material recalcitrante en los sólidos.

Seguidamente, resulta ilustrador presentar la concentración de oxígeno disuelto presente en el reactor durante las etapas de reacción programadas dentro de un ciclo, para los reactores SBR-B, en la Figura 43, SBR-BPA1, en la Figura 44, SBR-BPA5, en la **¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.**, y SBR-BPA10, en la Figura 46.

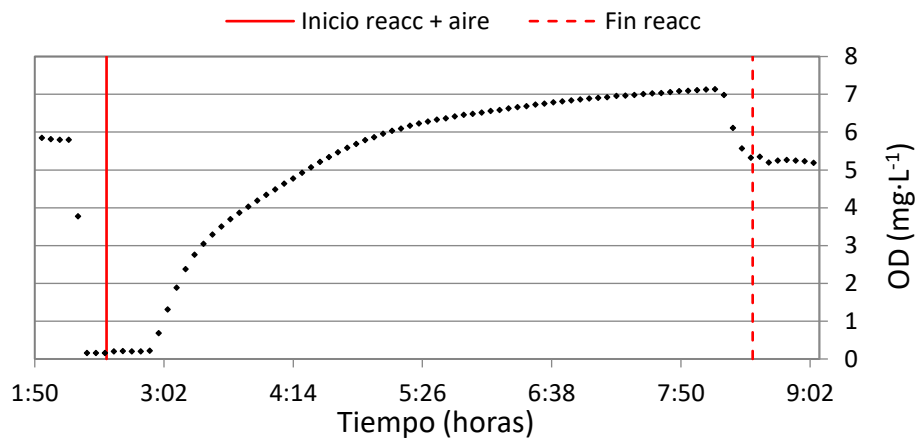


Figura 43. Concentración de oxígeno disuelto en SBR-B en un ciclo de trabajo (Día 93)

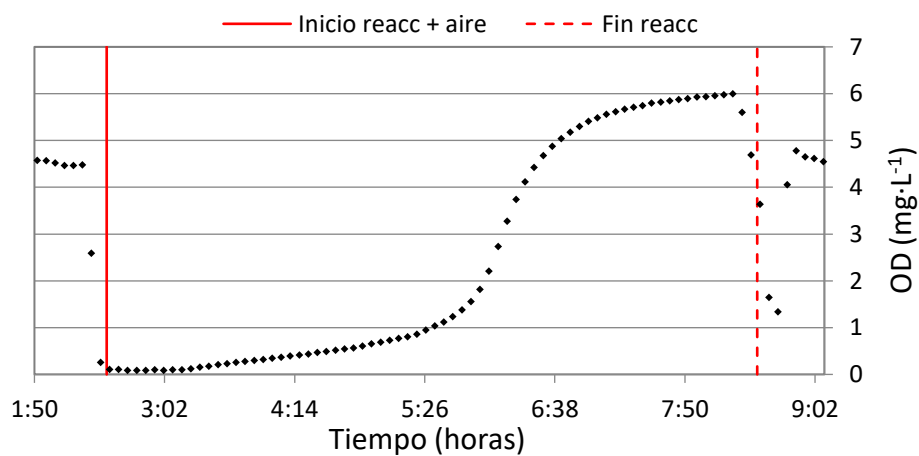


Figura 44. Concentración de oxígeno disuelto en SBR-BPA1 en un ciclo de trabajo (Día 17)

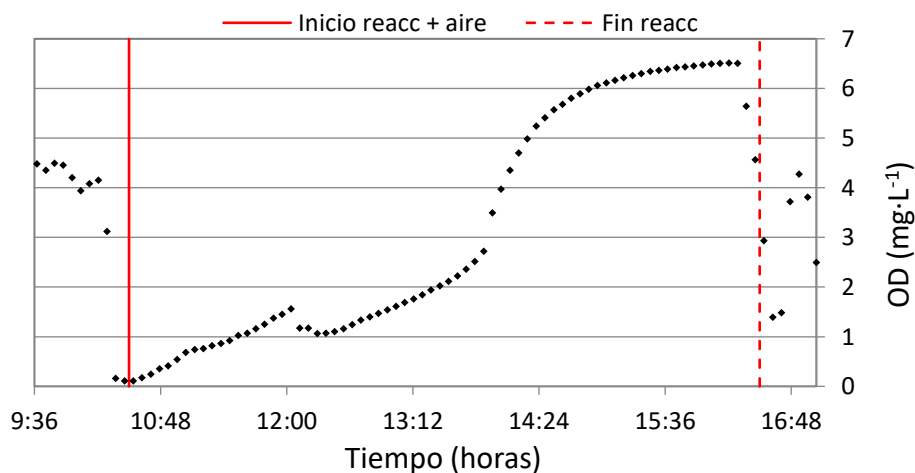


Figura 45. Concentración de oxígeno disuelto en SBR-BPA5 en un ciclo de trabajo (Día 20)

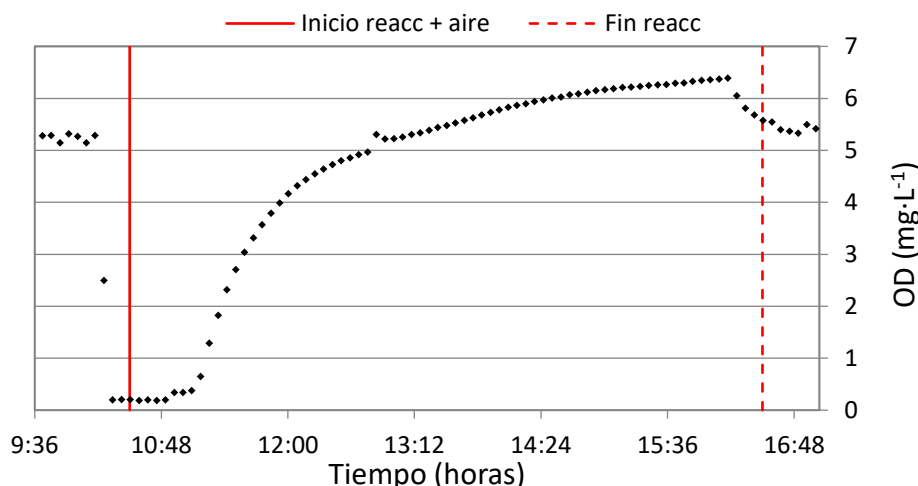


Figura 46. Concentración de oxígeno disuelto en SBR-BPA10 en un ciclo de trabajo (Día 71)

Las cuatro representaciones previas muestran que el oxígeno disuelto alcanza concentraciones superiores a $2 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, como se recomienda en la bibliografía. Así, la transferencia de oxígeno desde el medio hasta los microorganismos queda garantizada.

Por otro lado, el día de los ensayos queda anotado junto a las figuras. En ellas se aprecia que la biodegradación en el caso de la representación expuesta para SBR-B y SBR-BPA10 es muy rápida, porque se encuentran en los días 93 y 71, respectivamente. En este momento, la adaptación del fango ha mejorado notablemente la biodegradación. Sin embargo, las representaciones expuestas del SBR-BPA1 y SBR-BPA5 muestran un consumo de oxígeno más lento que se corresponde con un periodo de adaptación todavía temprano (días 17 y 20, respectivamente).

Por último, se incluye la Figura 47 que recoge las concentraciones de bisfenol A en el fango de salida. En la figura se aprecia que inicialmente el fango tiene una concentración de BPA más alta en el SBR-BPA5 que en SBR-BPA1, que se reduce paulatinamente siempre dentro de los límites de detección del HPLC. Así, es evidente que existe una eliminación biológica que repercute en la concentración del compuesto en el fango y que tiene una fase de adaptación. Por último, tras aumentar la concentración de BPA en el ARS a $10 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, la concentración de este compuesto en los fangos aumenta de nuevo.

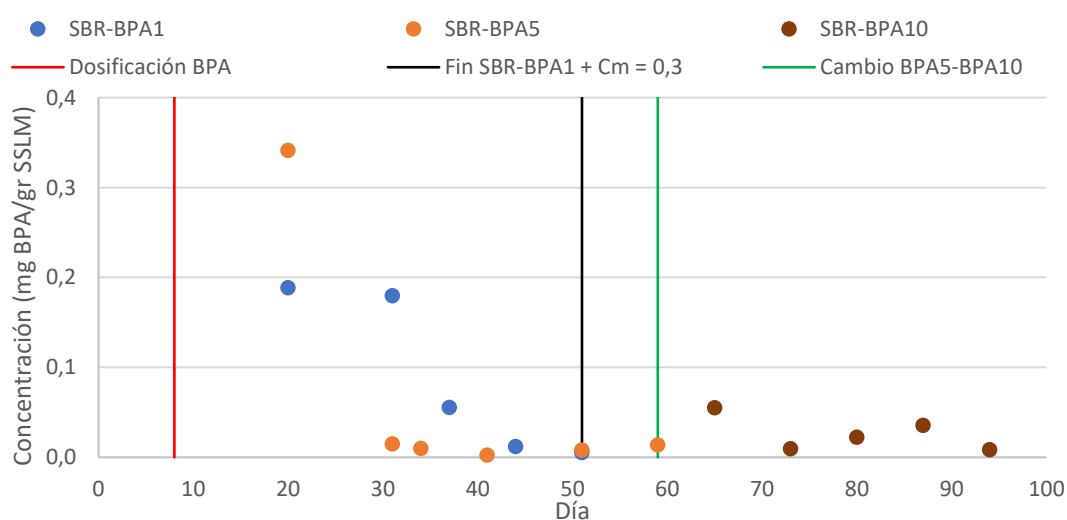


Figura 47. Evolución de la concentración de BPA en los fangos de purga de los SBR

8. CONCLUSIONES EXPERIMENTALES

En este momento es necesario realizar un análisis global de aquellos resultados experimentales que hayan sido más relevantes y que nos permitan obtener conclusiones para poder realizar el posterior diseño.

En primer lugar, cabe destacar que basándonos en el rendimiento de eliminación de materia orgánica y en el consumo de oxígeno en los reactores, se puede interpretar que en concentraciones de BPA en el agua residual simulada de $1 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, este compuesto podría no solo no interferir en el proceso de depuración de fangos activos sino mejorar la degradación de materia orgánica ligeramente, con respecto a lo observado en el reactor de control y en el SBR-BPA5. Sin embargo, no se han podido obtener conclusiones por métodos estadísticos que garanticen la validez de esta afirmación.

Utilizado un análisis ANOVA unifactorial empleando los reactores (B, BPA1 y BPA5) como factores y la DQO soluble como variable no se ha encontrado una variación estadísticamente significativa basándonos en el valor-P de estos estudios ($p\text{-valor} = 0,0874$).

Por el contrario, cuando se realiza una comparativa entre el reactor de control y el reactor que tiene una adición de $10 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ de BPA en su alimento, se aprecia que las diferencias sí son notables, fundamentalmente en términos de DQO y nitrógeno en todas sus formas. Se emplea de igual manera un análisis ANOVA unifactorial que da lugar a los resultados expuestos en la Figura 48.

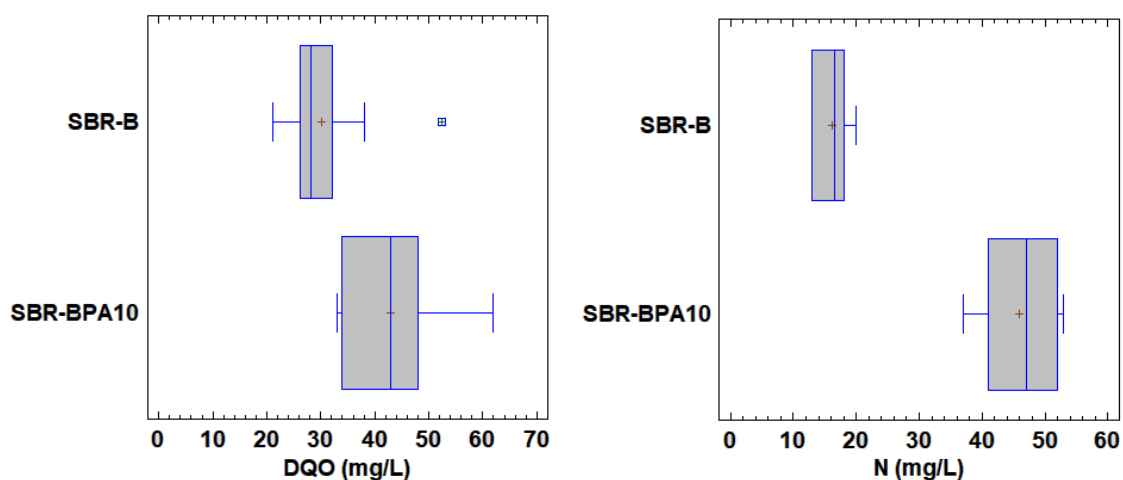


Figura 48. Gráfico de cajas y bigotes. SBR-B y SBR-BPA10 comparando DQO y N_T de salida

Los resultados mostrados en esta figura quedan reforzados por:

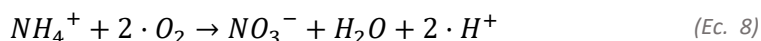
- DQO soluble en el efluente: Razón-F = 16,27; Valor-P = 0,0004.
- N_T en el efluente: Razón-F = 93,03; Valor-P < 0,0001.

De esta manera, se pone de manifiesto que tanto la DQO en el efluente como el nitrógeno total en el mismo son parámetros estadísticamente significativos en el estudio puesto que presentan valores-P inferiores a 0,05 en ambos casos. Por consiguiente, concentraciones superiores a $5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ (concretamente para $10 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$) dan lugar a que la reducción de la carga orgánica soluble (medida en términos de DQO en el efluente), quede comprometida.

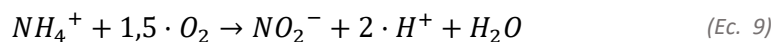
Al igual que sucede con el N_T , son parámetros significativos el $N\text{-NH}_4^+$ y el $N\text{-NO}_3$, pero se decide no representarlos al haber realizado un análisis conjunto de ellos en términos de nitrógeno total en el efluente.

Por último, cabe resaltar que las claras diferencias en la concentración de N_T van asociados a posibles problemas de nitrificación aparecidos en el sistema. Si se recupera la Tabla 11, se puede apreciar que el nitrógeno presente en el efluente de salida se encuentra casi en su totalidad en forma de nitrógeno amoniacal ($N\text{-NH}_4^+$).

Así, con esta concentración de BPA, la eliminación de nitrógeno no se completa y el nitrógeno introducido en el sistema tiene dificultades para pasar a su forma amoniacal. Como se presenta en la ecuación 8, dentro del proceso de nitrificación se parte de nitrógeno en su forma NH_4 y se acaba alcanzando la forma de nitratos.



Sin embargo, esta reacción se presenta en dos etapas. La primera de ellas es llevada a cabo por las bacterias amonioxidantes (ecuación 9), mientras que el paso de nitritos a nitratos se realiza por las bacterias nitritoxidantes (ecuación 10). Se sospecha que el sistema presenta dificultades para completar la oxidación del amonio y por ello el nitrógeno a la salida es fundamentalmente en forma de NH_4^+ .



En segundo lugar, otro de los resultados presentados en el apartado 7, que resulta de gran interés para un posterior diseño combina los resultados provenientes de los ensayos "batch" y de las experiencias continuas en SBR. En ambos casos se apreciaba que una parte considerable de la asimilación del BPA era a través de la adsorción a los fangos, fundamentalmente cuando los fangos no están adaptados. Tras su adaptación, la biodegradación cobra gran significancia. Además, en los ensayos en los reactores continuos secuenciales, se ponía de manifiesto una disminución progresiva del compuesto de estudio en los propios flóculos desde la adición inicial en el agua residual simulada sin que hubiese vertidos en el agua tratada, lo cual justifica que la biodegradación en el proceso adaptado es mayor.

Por este motivo, se propone un diseño de un tratamiento biológico de fangos activos que emplee un proceso A+B. El proceso A consistirá en un reactor tipo SBR de alta carga que se empleará para tratar caudales puntas de las industrias que contengan BPA en sus vertidos. Por lo tanto, este reactor entrará en funcionamiento cuando se aprecien vertidos de este compuesto y tendrá como finalidad retirar por adsorción una parte importante del bisfenol A. De esta manera, se pretende garantizar que el proceso B (proceso de fangos activos convencional) no vea comprometido ni la eliminación de materia orgánica ni presente problemas de eliminación de nutrientes.

En definitiva, se ha logrado analizar la influencia del bisfenol A en el tratamiento biológico a escala de laboratorio y esto permitirá realizar un diseño a nivel industrial que permita tratar la problemática llegada de este compuesto a los reactores biológicos.

9. DISEÑO DE LA INSTALACIÓN

En el presente apartado se realizan los cálculos y los dimensionamientos oportunos de la instalación. Se sigue un esquema que incluye un proceso A+B como se propuso en el apartado 8. En dicho diagrama de flujo, similar al recogido previamente en la Figura 8, aparecen reflejados exclusivamente aquellos elementos que se incluirían para transformar la instalación convencional en instalación con proceso A+B cuando sea requerido. Para una mayor claridad, se adjunta Plano 1. Diagrama de flujo de la instalación. Este diagrama presenta un pretratamiento simplificado que deberá ser adaptado en función de los requerimientos del influente, pero que no es objeto de diseño en el actual TFM. Por otro lado, destaca la zona correspondiente a la etapa A:

- Tanque de almacenamiento, necesario ya que el SBR no se carga de forma continua.
- Reactor biológico secuencial. Etapa A: Adsorción. Reactor de alta carga.

El sistema de tratamiento biológico de aguas residuales funciona de manera similar a un tratamiento convencional (Etapa B – Biodegradación). Por consiguiente, se dispone de un reactor biológico y un decantador secundario. Sin embargo, en caso de que exista una carga notificada del contaminante problemático, en este caso el BPA, el agua residual de entrada se hace pasar a través del SBR que reduce considerablemente su concentración basando su funcionamiento en la adsorción. Con ello se evita que el BPA inhiba el verdadero proceso biológico.

Queda por lo tanto fuera del alcance de este proyecto el pretratamiento de la instalación y el diseño del reactor que correspondería con la Etapa B de biodegradación.

El caudal a tratar es de $Q_{diseño} = 3750 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}$, asociado a $0,25 \frac{\text{m}^3}{\text{he} \cdot \text{día}}$, en base a lo propuesto en la Directiva 91/271/CEE, y estimando una población de 15000 *he*. Según el Real Decreto-Ley 11/1995, que es una transposición de la Directiva Europea mencionada, un habitante equivalente (he) es aquel que produce una carga orgánica biodegradable con una demanda bioquímica de oxígeno a los 5 días (DBO_5) de 60 g/día.

Antes de comenzar el diseño, es necesario establecer el caudal punta recomendado a implementar para garantizar el funcionamiento en situaciones no esperadas. Se considera un factor punta de 1,5 que garantice el funcionamiento del sistema en situaciones desfavorables.

El caudal punta se calcula por tanto como se expone en la ecuación 11.

$$Q_{punta} = Q_{diseño} \cdot F_P \quad (\text{Ec. 11})$$

$$Q_{punta} = 3750 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} \cdot 1,5 = 5625 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}$$

Este es consecuentemente el flujo de agua a tratar que entra y sale del pretratamiento, pasando a partir de ese momento a los elementos a diseñar de la instalación.

9.1. Tanque de almacenamiento

El reactor discontinuo a diseñar requiere de un tanque de almacenamiento que sea capaz de suministrarle el caudal para cada uno de los ciclos. Para garantizar el abastecimiento, el mínimo volumen del tanque corresponde, por lo tanto, con el volumen que entra a la planta y no puede pasar al SBR. La EDAR recibe $234,38 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ de manera que se establece que el caudal del ciclo completo, de 2h debe estar garantizado. Sin embargo, es necesario considerar un factor de seguridad (fijado en 4) para evitar problemas de funcionamiento. De esta manera, se debe realizar un diseño conforme al volumen presentado en la ecuación 12.

$$V_{tanque} = Q_{ciclo} \cdot F_{seguridad} \quad (Ec. 12)$$

El caudal de ciclo depende, sin embargo, del diseño del reactor que se realiza a posteriori. De esta manera, el cálculo realizado requiere la consulta a los resultados obtenidos en la ecuación 16, donde se establece que el volumen introducido por ciclo es de $468,75 \text{ m}^3$.

$$V_{tanque} = 468,75 \frac{\text{m}^3}{\text{ciclo}} \cdot 4 = 1875 \text{ m}^3$$

Una vez obtenido el volumen del tanque, se dimensiona el depósito que tenga 6,5 metros de altura, como se aprecia en la ecuación 13.

$$\Phi_{tanque} = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{tanque}}{\pi \cdot h_{tanque}}} \quad (Ec. 13)$$

$$\Phi_{tanque} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1875 \text{ m}^3}{\pi \cdot 6,5 \text{ m}}} = 19,16 \text{ m}$$

Se observa que el fabricante TANKEROS S.L. ofrece una amplia gama de tanques cilíndricos. Para adaptarse a los modelos existentes, se selecciona aquel que tiene un $\Phi_{tanque} = 20,574 \text{ m}$. Este mismo modelo tiene una $h_{tanque} = 6,542 \text{ m}$. Este elemento es de acero inoxidable AISI 304.

Consecuentemente, se obtiene un volumen de tanque final presentado en la ecuación 14.

$$V_{tanque \text{ recalculado}} = h_{tanque} \cdot \pi \cdot \left(\frac{\Phi_{tanque}}{2}\right)^2 \quad (Ec. 14)$$

$$V_{tanque \text{ recalculado}} = 6,542 \text{ m} \cdot \pi \cdot \left(\frac{20,574 \text{ m}}{2}\right)^2 = 2174,89 \text{ m}^3$$

Así, se garantiza un margen de seguridad superior al 15%.

9.1.1. Agitación del tanque de almacenamiento

La agitación del tanque de almacenamiento debe estar asegurada. En este caso, la finalidad de este equipo está asociada a evitar la deposición de sólidos del influente para que sean tratados en los reactores biológicos posteriores, siendo el caudal de salida del tanque igual al de entrada al mismo. A la vista de otros diseños ya implementados en depuradoras, se decide seleccionar el Agitador vertical Scaba, de la casa SULZER®. El motor trabaja a una potencia cercana a 30 kW a una frecuencia de 50Hz.

Según referencias bibliográficas, existe una estimación de potencia de agitación necesaria para garantizar la mezcla completa que se encuentra en torno a $0,013 \text{ kW/m}^3$.

$$P_{\text{agitación}} = 0,013 \frac{\text{kW}}{\text{m}^3} \cdot 2174,89 \text{ m}^3 = 28,27 \text{ kW}$$

9.2. Reactor biológico secuencial

El reactor diseñado para la etapa A del proceso A+B corresponde con un reactor biológico secuencial (SBR) que toma analogías del experimentado en el laboratorio. Este reactor no está operativo de manera habitual, es decir, las aguas residuales son tratadas en la etapa B, basada en la degradación microbiana, como se ha explicado en líneas superiores. Sin embargo, se implementa la posibilidad de desviar el influente al SBR (Etapa A) en el momento el que las industrias notifiquen la emisión del BPA.

9.2.1. Tiempo de retención hidráulico y volumen del reactor

En la Tabla 1 se presentaron los parámetros típicos de operación para los tratamientos de alta carga y la etapa A del proceso A+B. Es cierto que los rangos en los que se mueve el tiempo de retención hidráulico para esos casos no superan las 3 horas para el tratamiento de alta carga. Sin embargo, al tratarse del diseño de un reactor biológico secuencial se considera necesario aumentar ligeramente el valor de este parámetro.

$$TRH_{SBR} = 4 \text{ h}$$

Esta situación permite obtener el volumen del reactor según se refleja en la ecuación 15.

$$V_{SBR} = Q_{\text{punta}} \cdot TRH_{SBR} \quad (\text{Ec. 15})$$

$$V_{SBR} = 5625 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} \cdot 4 \text{ h} \cdot \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} = 937,5 \text{ m}^3$$

De esta manera, se establece un tiempo de retención que permita fundamentalmente potenciar el mecanismo de eliminación del BPA cuya importancia ha quedado resaltada en el procedimiento experimental de laboratorio: la adsorción. Así, corresponde en este momento garantizar que el procedimiento con un SBR se lleve a cabo. Para ello, se pretende ajustar el número de ciclos para que el ratio entre el volumen introducido y el volumen del reactor sea coherente. Se presenta consecuentemente el parámetro del ratio de intercambio de volumen (Volumetric exchange ratio, VER), que establece una relación entre el volumen de agua introducida en el reactor respecto al volumen total (ecuación 16).

$$VER = \frac{V_F}{V_T} \quad (\text{Ec. 16})$$

Se procede a trabajar esta expresión con un $VER = 0,5$:

$$0,5 = \frac{V_F}{937,5 \text{ m}^3}$$

$$V_F = 468,75 \text{ m}^3$$

$$n^{\circ} \text{ ciclos diarios} = \frac{5625 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}}{468,75 \frac{\text{m}^3}{\text{ciclo}}} = 12 \frac{\text{ciclos}}{\text{día}}$$

Como se ha presentado, se establecen 12 ciclos diarios de 2 horas cada uno. En ellos se trabaja como se presenta en la Tabla 14, que debe garantizar la adsorción del compuesto de estudio, así como la sedimentación de los flóculos en los ciclos del reactor.

Tabla 14. Duración de las etapas en el SBR industrial

	Tiempo (min)
Tiempo de llenado + reacción aeróbica (con adsorción)	15
Tiempo de reacción aeróbica (con adsorción)	50
Tiempo de sedimentación	40
Tiempo de vaciado	13
Tiempo de reposo	2

Además, esta tabla permite identificar los caudales de llenado y vaciado del reactor:

$$Q_F = \frac{468,75 \text{ m}^3}{15 \text{ min}} = 31,25 \frac{\text{m}^3}{\text{min}}$$

$$Q_S = \frac{468,75 \text{ m}^3}{13 \text{ min}} = 36,06 \frac{\text{m}^3}{\text{min}}$$

9.2.2. Carga másica

El reactor biológico secuencial está en funcionamiento con una concentración de sólidos en el licor de mezcla (SSLM) de $3 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$, aumentando ligeramente la concentración empleada en el procedimiento experimental, con la finalidad de realizar una adaptación del proceso a los valores previamente expuestos en la Tabla 1.

Asimismo, para realizar el diseño, se considera necesario recurrir a un ratio de correlación entre la demanda química de oxígeno, DQO, en cuyos términos se ha realizado todo el trabajo experimental frente a la demanda biológica de oxígeno, DBO_5 . Para esos cálculos, estudios previos realizados en la entrada de estaciones depuradoras de aguas residuales con vertidos industriales establecen:

$$\text{DBO}_5/\text{DQO} = 0,48 = \text{Ratio}_{\text{DBO}_5/\text{DQO}} \text{ (CITDA, Universidad de Salamanca; Lakhli et al., 2017)}$$

De esta manera, se logra conocer la DBO_5 . Para tal propósito, se asume una carga orgánica de entrada al reactor igual al trabajado en la planta piloto:

$$\begin{aligned} \text{DBO}_{5F} &= \text{DQO}_{5F} \cdot 0,48 = 750 \frac{\text{mg DQO}}{\text{L}} \cdot \frac{1 \text{ kg DQO}}{10^6 \text{ mg DQO}} \cdot \frac{10^3 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} \cdot 0,48 \frac{\text{kg DBO}_5}{\text{kg DQO}} \\ &= 0,36 \frac{\text{kg DBO}_5}{\text{m}^3} \end{aligned}$$

Consecuentemente, existe la posibilidad de realizar el cálculo de la carga másica que dispondrá la etapa A, retomando la previamente presentada ecuación 3.

$$C_M = \frac{Q_F \cdot DBO_{5F}}{SSLM \cdot V_{SBR}} = \frac{5625 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} \cdot 0,36 \frac{\text{kg } DBO_5}{\text{m}^3}}{3 \frac{\text{kg } SSLM}{\text{m}^3} \cdot 937,5 \text{ m}^3} = 0,72 \frac{\text{kg } DBO_5}{\text{kg } SSLM \cdot \text{día}}$$

9.2.3. Producción específica de fangos, edad del fango y crecimiento del fango.

A continuación, se aplica la fórmula empírica de Huisken (ecuación 17) que permite calcular la producción específica de fangos.

$$P_e = 1,2 \cdot C_M^{0,23} \quad (\text{Ec. 17})$$

$$P_e = 1,2 \cdot 0,72^{0,23} = 1,11 \frac{\text{kg } SS}{\text{kg } DBO_5}$$

Seguidamente, se calcula la edad del fango en dicho reactor expuesto en la ecuación 18.

$$\theta = \frac{1}{C_M \cdot P_e} \quad (\text{Ec. 18})$$

$$\theta = \frac{1}{0,72 \frac{\text{kg } DBO_5}{\text{kg } SSLM \cdot \text{día}} \cdot 1,11 \frac{\text{kg } SS}{\text{kg } DBO_5}} = 1,25 \text{ días}$$

Como se ha apreciado en el cálculo superior, el reactor funciona con una edad del fango de 1,25 días. Esta situación se encuentra justo en la zona limítrofe entre un tratamiento de fangos activos de alta carga y los valores propios de la etapa de Adsorción (A), según se recogió en la Tabla 1.

En la ecuación 19 se calcula asimismo la producción neta de fangos:

$$\Delta X = P_e \cdot Q_F \cdot DBO_{5F} \quad (\text{Ec. 19})$$

$$\Delta X = 1,11 \frac{\text{kg } SS}{\text{kg } DBO_5} \cdot 5625 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} \cdot 0,36 \frac{\text{kg } DBO_5}{\text{m}^3} = 2247,75 \frac{\text{kg } SS}{\text{día}}$$

De manera adicional, es posible realizar una estimación relativa a la cantidad de fangos purgados de manera diaria, como se aprecia en la ecuación 20.

$$Fangos_{\text{purga}} = P_e \cdot (DBO_{5F} \cdot \eta) \cdot Q_F \quad (\text{Ec. 20})$$

Para poder realizar este cálculo, es necesario exponer que en la etapa A, el rendimiento (η) de eliminación de materia orgánica se estima en un 30%.

$$Fangos_{\text{purga}} = 1,11 \frac{\text{kg } SS}{\text{kg } DBO_5} \cdot \left(0,36 \frac{\text{kg } DBO_5}{\text{m}^3} \cdot 0,3\right) \cdot 5625 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} = 674,33 \frac{\text{kg } SS}{\text{día}}$$

Finalmente, se pretende establecer el caudal de fangos a retirar. Para ello, se asume que la purga tiene lugar en la etapa de reacción cuando los SSLM tienen una concentración de $3 \text{ kg SS} \cdot \text{m}^{-3}$. Se establece una duración reducida de esta operación para garantizar el funcionamiento adecuado del reactor y se fija ésta en 5,33 minutos/ciclo. De esta manera se garantiza un caudal estable. Se conoce que el sistema trabaja con 12 ciclos diarios por lo que el caudal de purga se calcula como se expone a continuación.

$$\frac{674,33 \frac{\text{kg SS}}{\text{día}}}{3 \frac{\text{kg SS}}{\text{m}^3}} = 224,78 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} \cdot \frac{1 \text{ día}}{12 \text{ ciclos}} \cdot \frac{1 \text{ ciclo}}{5,33 \text{ min}} \cdot \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ h}} = 210,73 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

9.2.4. Agitación del reactor

El reactor funciona en condiciones aerobias. Sin embargo, el papel de la agitación resulta fundamental para potenciar la adsorción del BPA sobre los fangos, de manera que el contacto debe ser continuo para garantizar la mezcla completa.

Aplicando el mismo criterio del apartado 9.1.1, se considera la siguiente necesidad de agitación:

$$P_{agitación} = 0,013 \frac{\text{kW}}{\text{m}^3} \cdot 937,5 \text{ m}^3 = 12,1875 \text{ kW}$$

De esta manera, se busca un agitador que suministre esta potencia de agitación a una frecuencia de trabajo de 50 Hz. Para ello, se propone la instalación de 3 agitadores ABS XRW 400 4054 B*, de la casa Sulzer® trabajando a una potencia de agitación de 4,5 kW cada uno que complementan las turbulencias provocadas por el suministro de aire, como se mostrará en los apartados posteriores. La potencia del motor en ese punto de trabajo es de 5 kW.

9.2.5. Consumo de oxígeno

En la situación presentada, la edad de los fangos del interior del reactor es inferior a 10 días. Por dicho motivo, no se dan las condiciones necesarias para que tenga lugar una nitrificación en el mismo. Además, la ausencia de etapa anaerobia imposibilita que exista una desnitrificación. Así, el consumo de oxígeno irá vinculado exclusivamente a la eliminación de sustrato (síntesis) y a la respiración endógena, como se aprecia en la simplificación de la ecuación 21.

$$CO = CO_S + CO_{end} + CO_{nitrif} + CO_{desnitrif} \quad (\text{Ec. 21})$$

$$CO = CO_S + CO_{end} + \cancel{CO_{nitrif}} + \cancel{CO_{desnitrif}}$$

Para proceder al cálculo de estos términos, resulta fundamental recurrir a la Tabla 15 donde se expone el consumo de oxígeno vinculado a los dos fenómenos estudiados.

Tabla 15. Necesidades de O_2 para la eliminación de la materia orgánica ($g O_2/g DBO_5$) (Ronzano & Dapena, 1995).

Edad del fango	Síntesis	Respiración endógena
1	0,51	0,11
2	0,52	0,20
3	0,53	0,26
4	0,54	0,32
5	0,55	0,36
6	0,56	0,40
7	0,57	0,43
8	0,58	0,46
9	0,59	0,48
10	0,60	0,50
12	0,62	0,53
14	0,62	0,56
16	0,62	0,58
18	0,62	0,60
20	0,62	0,62
25	0,62	0,65

Los valores de estos dos parámetros están condicionados por el rendimiento de eliminación de DBO en este reactor. Como se expuso en el apartado previo, dicho rendimiento se asume cercano al 30%.

- Síntesis:
$$\frac{0,52-0,51}{2-1} \cdot (1,25 - 1) + 0,51 = 0,5125 \frac{kg O_2}{kg DBO_5}$$

$$CO_S = 0,5125 \frac{kg O_2}{kg DBO_5} \cdot 0,36 \frac{kg DBO_5}{m^3} \cdot 5625 \frac{m^3}{día} \cdot 0,3 = 311,34 \frac{kg O_2}{día}$$

- Respiración endógena:
$$\frac{0,20-0,11}{2-1} \cdot (1,25 - 1) + 0,11 = 0,1325 \frac{kg O_2}{kg DBO_5}$$

$$CO_{end} = 0,1325 \frac{kg O_2}{kg DBO_5} \cdot 0,36 \frac{kg DBO_5}{m^3} \cdot 5625 \frac{m^3}{día} \cdot 0,3 = 80,49 \frac{kg O_2}{día}$$

$$CO = 311,34 + 80,49 = 391,83 \frac{kg O_2}{día}$$

Es conveniente aplicar un factor punta o de seguridad para garantizar un adecuado suministro. Se aplica en el caso actual un valor de 1,5.

$$CO = 391,83 \frac{kg O_2}{día} \cdot 1,5 = 587,75 \frac{kg O_2}{día}$$

Esta es, por consiguiente, la necesidad de oxígeno teórica. Sin embargo, resulta fundamental realizar una corrección para conocer el oxígeno real consumido en condiciones estándar como se expone en la ecuación 22 (Mendoza Roca & Querol Magdalena, 2005).

$$OTR = SOTR \cdot \left(\frac{\beta \cdot C_S - C}{C_{S20}} \right) \cdot \theta^{(T-20)} \cdot \alpha \quad (\text{Ec. 22})$$

donde:

- T : Se asume una temperatura media anual de 19°C para una zona próxima a la localidad de Valencia.
- OTR : *Oxygen Transfer Rate*. Masa de O_2 transferida en condiciones normales.
- $SOTR$: *Standard Oxygen Transfer Rate*. Masa de O_2 transferida en agua pura a 20°C y OD nulo.
- β : Factor de corrección por salinidad, cercano a 0,96.
- θ : Coeficiente de Arrhenius, que es un factor de corrección del efecto de la temperatura. Se emplea 1,024.
- α : Factor de corrección de transferencia de oxígeno en el agua residual. Se asume 0,7 para los difusores empleados.
- C_S : Concentración de saturación de oxígeno a la temperatura de funcionamiento. Para la temperatura de trabajo, $C_{S\ 19} = 9,3 \frac{\text{mg } O_2}{L}$ (Mendoza Roca & Querol Magdalena, 2005).
- C : Concentración de oxígeno del agua de tratamiento en un proceso de fangos activos, que se asumirá como $2 \frac{\text{mg } O_2}{L}$ (Wilén & Balmér, 1999).
- $C_{S\ 20}$: Concentración de saturación del agua de red a 20°C.

$$587,75 \frac{\text{kg } O_2}{\text{día}} = SOTR \cdot \left(\frac{0,96 \cdot 9,3 \frac{\text{mg } O_2}{L} - 2 \frac{\text{mg } O_2}{L}}{9,09 \frac{\text{mg } O_2}{L}} \right) \cdot 1,024^{(19-20)} \cdot 0,7$$

$$SOTR = 1128,11 \frac{\text{kg } O_2}{\text{día}}$$

De esta manera, el oxígeno en condiciones estándar que debe ser suministrado es de $1128,11 \frac{\text{kg } O_2}{\text{día}}$.

9.2.6. Aire suministrado

El oxígeno calculado en el apartado previo no es suministrado de manera pura, sino que se hace en forma de aire, que se introduce en el sistema mediante una serie de difusores. Para tal efecto, se recurre a un fabricante de difusores como es SULZER®, en su serie ABS KKI 215. Este equipo condiciona inicialmente la altura del reactor, que queda establecida en $h_{SBR} = 4 \text{ m}$.

Para este equipo, se fijan unos parámetros de operación de:

- Densidad de difusores: 4%.
- Caudal de aire: $2 \text{ Sm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{difusor}^{-1}$.

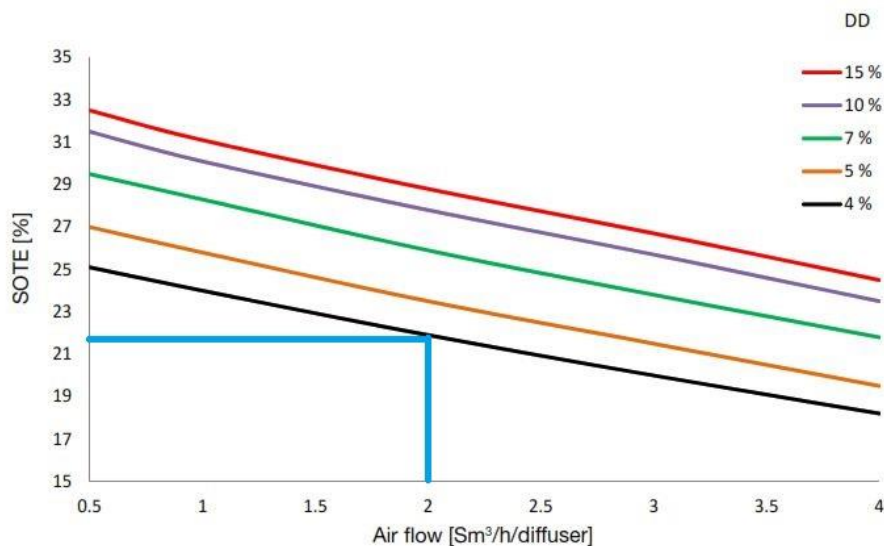


Figura 49. Eficiencia de transferencia de oxígeno en condiciones estándar (SULZER®)

Como se aprecia en la Figura 49, la eficiencia de transferencia de oxígeno es de 21,5%, que da lugar a un recálculo del aire a suministrar.

$$\frac{1128,11 \frac{\text{kg } O_2}{\text{día}}}{0,215} = 5247,02 \frac{\text{kg } O_2}{\text{día}}$$

Se procede a realizar un ajuste del volumen en condiciones de trabajo frente a las condiciones estándar, en las cuales el fabricante proporciona sus datos.

$$P_N \cdot V_N = n \cdot R_G \cdot T_N$$

$$P_S \cdot V_S = n \cdot R_G \cdot T_S$$

$$\frac{V_N}{V_S} = \frac{T_N}{T_S}; V_S = \frac{T_S}{T_N} \cdot V_N = \frac{293}{273} \cdot V_N = 1,07 \cdot V_N$$

A continuación, se realiza la conversión a volumen estándar.

$$\frac{5247,02 \frac{\text{kg } O_2}{\text{día}}}{0,23 \frac{\text{kg } O_2}{\text{kg aire}} \cdot 1,29 \frac{\text{kg aire}}{\text{Nm}^3} \cdot \frac{1,07 \text{ Nm}^3}{1 \text{ Sm}^3}} = 16527,67 \frac{\text{Sm}^3}{\text{día}}$$

Se calcula el número de difusores necesarios para garantizar las condiciones previamente propuestas.

$$\frac{16527,67 \frac{\text{m}^3 \text{ S}}{\text{día}}}{2 \frac{\text{m}^3 \text{ S}}{\text{dif} \cdot \text{h}} \cdot \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ día}}} = 344,33 \rightarrow 345 \text{ difusores}$$

En la fase final se debe calcular el área del reactor conociendo el volumen total y la altura establecida de 4m, como se aprecia en la ecuación 23.

$$A_{SBR} = \frac{V_{SBR}}{h_{SBR}} \quad (\text{Ec. 23})$$

$$A_{SBR} = \frac{937,5 \text{ m}^3}{4 \text{ m}} = 234,38 \text{ m}^2$$

$$\Phi_{SBR} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{SBR}}{\pi}} = 17,27 \text{ m}$$

Se debe comprobar en este momento la densidad de difusores presentes en el reactor respecto a la inicial supuesta:

$$\text{Densidad}_{\text{difusores}} = \frac{A_{\text{dif}} \cdot n_{\text{dif}}}{A_{SBR}} \cdot 100 = \frac{0,025 \frac{\text{m}^2}{\text{dif}} \cdot 345}{234,38 \text{ m}^2} \cdot 100 = 3,7\%$$

Al hilo de estos cálculos realizados y partiendo de la suposición inicial de una densidad de difusores establecida en la Figura 49, se considera que dicha suposición del 4% es adecuada, al tener un error inferior al 10%.

En este momento, ya se ha establecido la necesidad de aire y el número de difusores empleados para tal efecto. Sin embargo, es necesario que el caudal de aire necesario sea suministrado empleando soplantes. Se selecciona el modelo SAMOS SB 0710 D0 (B) de la casa Busch Vacuum®, que es capaz de suministrar el caudal de aire necesario, $688,65 \text{ Sm}^3 \cdot \text{h}^{-1}$.

Las características de este equipo aparecen en la Tabla 16.

Tabla 16. Valores técnicos de la soplante SAMOS SB 0710 D0 (B) a 50 Hz

Parámetro	Valor
Caudal volumétrico nominal ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	700
ΔP máx. (versión vacío) (mbar)	-200
ΔP máx. (versión sobrepresión) (mbar)	+190
Potencia nominal del motor (kW)	5,5
Velocidad nominal del motor (min^{-1})	2850
Nivel sonoro (ISO 3744) (dB)	70
Peso (kg)	126
Dimensiones (L x W x H) (mm)	495 x 498 x 514

9.2.7. Puesta en marcha del SBR

De manera adicional, cuando la etapa A (SBR) entre en funcionamiento, es necesario realizar una recirculación de fangos desde la corriente purga del decantador secundario (Etapa B) y establecer el tiempo de llenado necesario para abastecer al SBR de fangos de la etapa B.

Para ello, se considera oportuno realizar un estudio simplificado del funcionamiento que puede tener el reactor biológico, es decir, la etapa B. Así, se supone que el reactor de esta etapa está diseñado para 15000 He. Por consiguiente, tendrá un proceso de aireación prolongada (Mendoza Roca & Querol Magdalena, 2005), al tener menos de 20000 He. Para los cálculos necesarios, se asume: $SSLM_B = 4,5 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$. Un valor convencional de los fangos de la purga se encuentra cercano a $SS_w = 8 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$.

Con estos valores establecidos, se plantea el balance de sólidos del conjunto del reactor biológico y el decantador secundario, como se expone en la ecuación 24 y queda reflejado en la Figura 50.

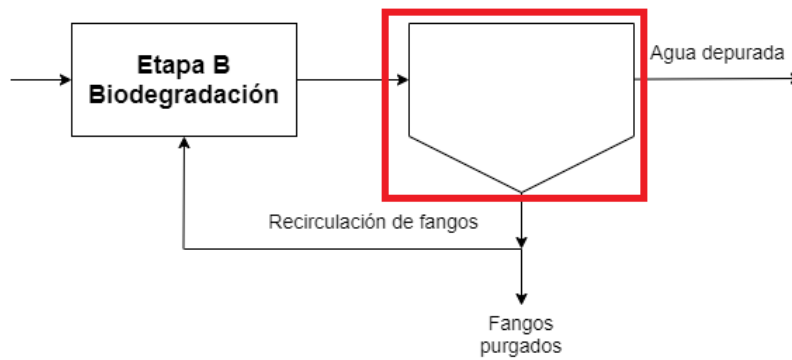


Figura 50. Balance de sólidos etapa B.

$$Q_F \cdot (1 + r) \cdot SSLM_B = Q_e \cdot SS_e + Q_w \cdot SS_w + r \cdot Q_F \cdot SS_w \quad (\text{Ec. 24})$$

El desarrollo de la ecuación da lugar a:

$$\begin{aligned} Q_F \cdot (1 + r) \cdot SSLM_B &= \Delta X + r \cdot Q_F \cdot SS_w \\ Q_F \cdot SSLM_B + Q_F \cdot r \cdot SSLM_B &= \Delta X + r \cdot Q_F \cdot SS_w \\ Q_F \cdot SSLM_B - \Delta X &= r \cdot (Q_F \cdot SS_w - Q_F \cdot SSLM_B) \\ r &= \frac{Q_F \cdot SSLM_B - \Delta X}{Q_F \cdot (SS_w - SSLM_B)} \end{aligned}$$

En general es posible asumir: $\Delta X \ll Q_F \cdot SSLM_B$:

$$r = \frac{SSLM_B}{SS_w - SSLM_B} = \frac{4,5}{8 - 4,5} = 1,29$$

Este valor de recirculación es bastante consistente con el proceso de aireación prolongada. De hecho, este valor se ha obtenido con la finalidad de conocer el caudal de recirculación habitual del sistema, como se presenta en la ecuación 23.

$$Q_r = r \cdot Q_F \quad (\text{Ec. 25})$$

$$Q_r = 1,29 \cdot 5625 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} = 7256,25 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}$$

Sin necesidad de cálculos adicionales en este diagrama, resulta de interés conocer que la corriente de recirculación, de la cual se puede obtener los fangos necesarios para llenar puntualmente el SBR, es de:

$$\begin{aligned} Q_r &= 7256,25 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} \\ SS_r &= 8 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \end{aligned}$$

Teniendo en cuenta que el SBR diseñado tiene $937,5 \text{ m}^3$ con una carga de sólidos de $3 \frac{\text{kg SSLM}}{\text{m}^3}$, en dicho reactor se necesitan:

$$3 \frac{\text{kg SSLM}}{\text{m}^3} \cdot 937,5 \text{ m}^3 = 2812,5 \text{ kg SS}$$

La corriente de la cual se extraerán esos sólidos aporta:

$$8 \frac{\text{kg SS}}{\text{m}^3} \cdot 7256,25 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} = 58050 \frac{\text{kg SS}}{\text{día}}$$

De manera que el tiempo necesario para suministrar esos sólidos al reactor, antes de la entrada en funcionamiento de la etapa A, es de:

$$T_{\text{tiempo llenado}} = \frac{2812,5 \text{ kg SS}}{58050 \frac{\text{kg SS}}{\text{día}} \cdot \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}}} = 1,16 \text{ horas}$$

9.3. Cálculos hidráulicos de la instalación

En el apartado de estudio actual, se pretende dotar a la etapa A del esquema de depuración de aguas residuales unas tuberías, valvulería y bombeo adecuados para garantizar el correcto funcionamiento de la instalación. Por este motivo, se recurre a la ordenanza municipal de saneamiento de la ciudad de Valencia como referencia para un adecuado dimensionamiento conforme a las pautas establecidas para el Sistema Municipal de Saneamiento. De manera concreta, se adaptan las decisiones conforme a la regulación de vertido de aguas residuales en las actividades sujetas a la reglamentación vigente.

9.3.1. Dimensionamiento de tuberías

A continuación, se identifican inicialmente los tramos de tuberías que componen el sistema de estudio. Como se presenta en el plano del diagrama de flujo de la Etapa A, que se puede localizar en el apartado 2 de los Planos, el análisis queda reducido a:

- Flujo de entrada del tanque de alimentación.
- Flujo comprendido entre tanque de alimentación y SBR.
- Flujo de salida de SBR hacia etapa B.
- Flujo de entrada de fangos desde el sedimentador de la etapa B.
- Flujo de salida de fangos con BPA hacia gestión.

Todas estas tuberías deben de ser diseñadas en función de su caudal de paso, como se presenta en la ecuación 26.

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot v}} \quad (\text{Ec. 26})$$

Según la ordenanza municipal, la velocidad de paso de aguas residuales debe ser superior a un mínimo de $0,4 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ y nunca debe superar $3 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ para evitar pérdidas excesivas en la instalación. Se adoptará en el caso de estudio una velocidad de paso de $1,2 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ con el objetivo de evitar sedimentaciones en el fluido que acaben suponiendo deposiciones excesivas. Se recuerda que

el pretratamiento implementado no retira gran cantidad de sólidos para mejorar la adsorción en la etapa A. De esta manera, es de interés evitar la sedimentación de los mismos.

En consecuencia, se elabora la Tabla 17 que permite conocer los diámetros de cada una de estas zonas. Los materiales seleccionados son tuberías de polietileno por su durabilidad, resistencia a la corrosión y a muchos agentes químicos. Además, proporcionan unas pérdidas de carga menores en la instalación gracias a una superficie más lisa que aquellas tuberías de hormigón. Por último, su ligereza da lugar a una sencilla instalación.

Tabla 17, Selección de diámetros de tubería para cada tramo de la instalación.

Tramo	$Q \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right)$	$D(\text{mm})$	Tubería seleccionada
a	234,38	262,83	Se selecciona la tubería cuya referencia es 058315006 con un D_{exterior} es 315 mm y el D_{interior} es 290,80 mm.
b	1875,00	743,39	Se selecciona la tubería cuya referencia es 058900006 con un D_{exterior} es 900 mm y el D_{interior} es 831,20 mm.
c	2163,60	798,55	Se selecciona la tubería cuya referencia es 058900006 con un D_{exterior} es 900 mm y el D_{interior} es 831,20 mm.
d	302,34	298,51	Se selecciona la tubería cuya referencia es 058355006 con un D_{exterior} es 355 mm y el D_{interior} es 327,80 mm.
e	210,73	249,14	Se selecciona la tubería cuya referencia es 058280006 con un D_{exterior} es 280 mm y el D_{interior} es 258,6 mm.

De manera complementaria, se expone la Tabla 18 que recoge los diámetros comerciales de fabricante de la empresa Aliaxis® para adecuarlo a las necesidades del sistema.

Tabla 18. Diámetros comerciales de tuberías PN6. Flexipol: tubos de polietileno PE100.

Ref	D_{exterior} (mm)	Espesor (mm)	Coste ($\text{€}\cdot\text{m}^{-1}$)
058160006	160	6,2	7,91
058180006	180	6,9	10,11
058200006	200	7,7	12,19
058225006	225	8,6	15,40
058250006	250	9,6	19,11
058280006	280	10,7	24,11
058315006	315	12,1	30,62
058355006	355	13,6	38,52
058400006	400	15,3	48,22
058450006	450	17,2	61,03
058500006	500	19,1	75,95
058560006	560	21,4	93,75
058630006	630	24,1	121,92
058710006	710	27,2	151,22
058800006	800	30,6	189,14
058900006	900	34,4	244,78
058100006	1000	38,2	297,15

9.3.2. Pérdidas de carga

Seguidamente, ante la necesidad de garantizar el abastecimiento al final de los tramos de tubería, se deben considerar las pérdidas de carga asociadas a todas las zonas de estudio. Para ello, se tienen en cuenta por un lado las pérdidas por el propio flujo del fluido por la canalización y por otro lado aquellas pérdidas vinculadas a los accesorios en el tramo considerado, como se expone en la ecuación 27.

$$h_f = h_{f \text{ perd}} + h_{f \text{ accesorios}} \quad (\text{Ec. 27})$$

Inicialmente, se procede a calcular el primer término de esa ecuación para cada una de las zonas identificadas. Para ello, se recurre a la ecuación de Darcy-Weisbach (ecuación 28) en la versión de caudales.

$$h_{f \text{ perd}} = \frac{8 \cdot f \cdot L}{\pi^2 \cdot D^5 \cdot g} \cdot Q^2 \quad (\text{Ec. 28})$$

donde f hace referencia al coeficiente de fricción, L (m) corresponde con la longitud de la conducción considerada, D (m) es el diámetro interno de la tubería, g es la aceleración de la gravedad debida al campo gravitatorio de la Tierra ($9,81 \text{ m}\cdot\text{s}^{-2}$) y Q ($\text{m}^3\cdot\text{s}^{-1}$) es el caudal volumétrico que atraviesa la tubería.

Para el cálculo de las pérdidas para cada tramo, el único elemento no conocido es el coeficiente de fricción. Este parámetro debe ser determinado obteniendo el número de Reynolds y, a posteriori, empleando el Diagrama de Moody o la ecuación de Swamee-Jain. En el caso actual, por precisión de los cálculos, se opta por esta segunda alternativa. El número de Reynolds se obtiene como expone la ecuación 29.

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} = \frac{\rho \cdot \frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot D^2} \cdot D}{\mu} = \frac{4 \cdot Q \cdot \rho}{\mu \cdot \pi \cdot D} \quad (\text{Ec. 29})$$

donde ρ es la densidad del fluido de estudio a esa temperatura ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$). En este caso se considera que todos los fluidos son muy similares al agua por lo que el valor empleado será $\rho_{\text{agua } 19^\circ\text{C}} = 998,43 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$. Adicionalmente, μ es la viscosidad dinámica ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{s}^{-1}$) a esa misma temperatura y se ha obtenido: $\mu_{\text{agua } 19^\circ\text{C}} = 1,028 \cdot 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m}\cdot\text{s}}$ (Rivas Mijares, 1978).

La ecuación de Swamee-Jain (ecuación 30) permite obtener el coeficiente de fricción.

$$f = \frac{0,25}{\left[\log \left(\frac{\varepsilon_r}{3,7} + \frac{5,74}{Re^{0,9}} \right) \right]^2} \quad (\text{Ec. 30})$$

donde ε_r es la rugosidad relativa para el material empleado y se calcula como $\varepsilon_r = \frac{\varepsilon}{D}$. Según la ordenanza municipal de saneamiento las rugosidades asociadas para el polietileno y materiales plásticos similares es de $\varepsilon = 0,011 \text{ mm}$. De esta manera, ya resulta posible aplicar las ecuaciones 28, 29 y 30 para determinar las pérdidas de las tuberías como se recoge en la Tabla 19.

Tabla 19. Pérdidas de carga de las tuberías: $h_{f\text{perd}}$.

Tramo	ε_r	Re	f	$L_{\text{supuesta}}(\text{m})$	$h_{f\text{perd}}(\text{m})$
a	$3,783 \cdot 10^{-5}$	$2,769 \cdot 10^5$	0,0150	10	0,0256
b	$1,323 \cdot 10^{-5}$	$7,749 \cdot 10^5$	0,0124	8	0,0056
c	$1,323 \cdot 10^{-5}$	$8,941 \cdot 10^5$	0,0121	15	0,0137
d	$3,356 \cdot 10^{-5}$	$3,168 \cdot 10^5$	0,0146	15	0,0337
e	$4,254 \cdot 10^{-5}$	$2,904 \cdot 10^5$	0,0149	12	0,0437

Como se expuso previamente en la ecuación 27, es necesario determinar y vencer las pérdidas de carga vinculadas a los accesorios de la instalación. De esta manera, se instalarán codos de 90° con un coeficiente $k_{\text{codo}} = 0,9$, así como válvulas de compuerta con una apertura del 100% con un coeficiente de pérdidas de $k_{\text{válv}} = 0,2$. Consecuentemente, se presenta la Tabla 20, donde se realiza el cálculo de las pérdidas de los accesorios siguiendo la ecuación 31 y las pérdidas de carga totales.

$$h_{f\text{accesorios}} = k \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} = k \cdot \frac{\left(\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot D^2}\right)^2}{2 \cdot g} = k \cdot \frac{8 \cdot Q^2}{\pi^2 \cdot D^4 \cdot g} \quad (\text{Ec. 31})$$

Tabla 20. Pérdidas de carga de accesorio ($h_{f\text{accesorios}}$) y pérdidas totales (h_f).

Tramo	Accesorios	$h_{f\text{accesorios}}(\text{m})$	$h_f(\text{m})$
a	3 codos – 1 válvula	0,1420	0,1676
b	2 codos – 1 válvula	0,0939	0,0995
c	3 codos – 1 válvula	0,1813	0,1950
d	3 codos – 1 válvula	0,1464	0,1801
e	2 codos – 1 válvula	0,1265	0,1702

9.3.3. Selección de bombas

En la fase final, se considera la altura final mínima que debe impulsar las bombas de cada uno de los segmentos, que parten desde presión atmosférica, conociendo que debe cumplirse la ecuación de Bernouilli (ecuación 32).

$$H_b = H_{\text{final}} + h_{f\text{perd}} + h_{f\text{accesorios}} - Z_b \quad (\text{Ec. 32})$$

Se puede, por lo tanto, establecer alturas de bombeo que posteriormente deben impulsar las bombas en cada uno de estos segmentos del circuito hidráulico, expuestos en la Tabla 21. A la vista de instalaciones depuradoras previamente estudiadas, se considera realizar la asunción de que las alturas de bombeo (z_b) son en todos los casos a nivel de suelo (0 m).

Tabla 21. Alturas de bombeo.

Tramo	$H_{\text{final}}(\text{m})$	$h_{f\text{perd}}(\text{m})$	$h_{f\text{accesorios}}(\text{m})$	$H_b(\text{m})$
a	7	0,0256	0,1420	7,1676
b	5	0,0056	0,0939	5,0995
c	5	0,0137	0,1813	5,1950
d	2	0,0337	0,1464	2,1801
e	3	0,0437	0,1265	3,1702

Queda latente que la elección de bombas se realizará en función de los caudales trasegados y la altura de impulsión que deben realizar estos equipos. El cuadro resumen queda plasmado en la Tabla 22.

Tabla 22. Selección de bombas.

Tramo	$H_b(m)$	$Q_b \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right)$	Bomba seleccionada
a	7,1676	234,38	Bomba SL1.100.100.75.4.51D.C de la casa GRUNDFOS®. Su precio es de 8117 € y la potencia requerida en el punto de trabajo es de 7,409 kW.
b	5,0995	1875,00	Bomba S3.120.300.500.8.66M.C.449.G.EX.D.511 de la casa GRUNDFOS®. Su precio es de 24570 € y la potencia requerida en el punto de trabajo es de 160 kW.
c	5,1950	2163,60	Bomba S3.120.300.500.8.66M.C.449.G.EX.D.511 de la casa GRUNDFOS®. Su precio es de 24570 € y la potencia requerida en el punto de trabajo es de 170 kW.
d	2,1801	302,34	Bomba SL.45.100.100.4.52H.S.N.51D.A de la casa GRUNDFOS®. Su precio es de 10906 € y la potencia requerida en el punto de trabajo es de 6,868 kW.
e	3,1702	210,60	Bomba SL1.100.150.40.4.51D.C de la casa GRUNDFOS®. Su precio es de 6445 € y la potencia requerida en el punto de trabajo es de 3,959 kW.

10. ESTUDIO ECONÓMICO

La viabilidad del proyecto queda determinada por el coste unitario de producción del agua. Es fundamental resaltar que el coste obtenido no recoge todos los costes del proceso puesto que el estudio es un sobrecoste sobre la base de depuración con un reactor biológico convencional. Por este motivo, el análisis económico a realizar viene determinado por otros factores vinculados al resto de la instalación. En este caso, se tienen en cuenta los costes energéticos, los costes de personal y los costes de mantenimiento.

10.1. Costes de energía

En primer lugar, es oportuno presentar la Tabla 23 que queda construida con los equipos que consumen energía y la potencia necesaria para su funcionamiento según el fabricante. Además, a la vista de la potencia contratada, vinculada a una potencia media para industrias y con una potencia contratada de 234kW, el precio de la luz queda aplicado $0,100231 \text{ €}\cdot\text{kWh}^{-1}$. Ese valor es el valor promedio a primeros días de julio de 2021 para empresas con esa tarifa.

Por otro lado, se ha considerado que las bombas de llenado y vaciado, cuyo elevadísimo potencial trasegado da lugar a unos requerimientos muy exigentes, no pueden trabajar de manera simultánea debido a coherencia en las programaciones. De esta manera, se logra reducir la contratación de potencia que quedaría inoperativa.

Tabla 23. Desglose de los costes de energía.

Equipo	Ud	Potencia necesaria (kW)	Precio ($\text{€}\cdot\text{kWh}^{-1}$)	Coste ($\text{€}\cdot\text{h}^{-1}$)	Coste ($\text{€}\cdot\text{año}^{-1}$)
Agitador ABS XRW 400 4054 B* SULZER®	3	4,5	0,10023	1,35312	6420,55
Agitador vertical Scaba SULZER®.	1	30	0,10023	3,00693	26340,71
Bomba SL1.100.100.75.4.51D.C GRUNDFOS®	1	7,409	0,10023	0,74261	6505,28
Bomba S3.120.300.500.8.66M.C.449.G.E X.D.511 GRUNDFOS®	2	165	0,10023	33,07623	24145,65
Bomba SL.45.100.100.4.52H.S.N.51D.A GRUNDFOS®	1	6,868	0,10023	0,68839	4,79
Bomba SL1.100.150.40.4.51D.C GRUNDFOS®	1	3,959	0,10023	0,39681	3476,10
Soplante SAMOS SB 0710 D0 (B) Busch Vacuum®	1	5,5	0,10023	0,55127	4829,13
Potencia contratada	-	234	59,1734	$\text{€}\cdot\text{kW}^{-1}\cdot\text{año}^{-1}$	13846,59
Costes totales de energía					85568,79

10.2. Costes de personal

Se considera que para la gestión de la instalación una vez ya está puesta en funcionamiento un equipo formado por un peón y un jefe de planta sean capaces de supervisar el funcionamiento. Además, el complejo en el que se sitúen las instalaciones poseerá otros equipos y funcionamientos que requerirán su implicación. En resumidas cuentas, la implicación de horas diarias no es total, sino que la jornada laboral queda repartida en diferentes ocupaciones.

Tabla 24. Desglose de los costes de personal

Cargo	Ud	Coste (€·h ⁻¹)	Horas diarias exclusivas	Horas anuales	Coste (€·año ⁻¹)
Peón Ordinario	1	12,77	2,5	630	8045,10
Jefe de Planta	1	22	2	504	11088,00
Costes totales de personal					19133,10

10.3. Costes de mantenimiento

Como se aprecia en la Tabla 25, se consideran unos desperfectos en los equipos debido a fallos o deterioro de un 5% anual del presupuesto base de licitación. Por lo tanto, este desgaste deberá ir acompañado de un mantenimiento hasta alcanzar los 20 años de vida útil estimados en el conjunto de los equipos hasta su nueva reposición.

Tabla 25. Desglose de los costes de mantenimiento.

Concepto	Coste (€)
Presupuesto base de licitación (PBL)	599221,86
Mantenimiento (5% anual)	29961,09
Costes totales de mantenimiento	29961,09

10.4. Costes totales

La suma de los costes parciales descritos tiene como consecuencia la obtención de los costes completos, como queda recogido en la Tabla 26.

Tabla 26. Desglose de los costes totales de la instalación.

Concepto	Coste (€·año ⁻¹)
Costes de energía	85568,79
Costes de personal	19133,10
Costes de mantenimiento	29961,09
Costes totales	134662,98

A la vista de esos resultados y teniendo el conocimiento de una entrada al sistema de $3750 \text{ m}^3 \cdot \text{día}^{-1}$, se puede promediar el coste de operación. Para ello, se realiza un cambio de unidad temporal hasta alcanzar un caudal 1368750 m^3 anuales. Por consiguiente, el coste de operación se calcula como se recoge en la ecuación 33.

$$\text{Costes de operación} \left(\frac{\text{€}}{\text{m}^3} \right) = \frac{\text{Costes totales} \left(\frac{\text{€}}{\text{año}} \right)}{\text{Caudal}_{\text{anual}} \left(\frac{\text{m}^3}{\text{año}} \right)} \quad (\text{Ec. 33})$$

$$\text{Costes de operación} \left(\frac{\text{€}}{\text{m}^3} \right) = \frac{134662,98 \frac{\text{€}}{\text{año}}}{1368750 \frac{\text{m}^3}{\text{año}}} = 0,0984 \frac{\text{€}}{\text{m}^3}$$

En resumidas cuentas, la instalación del reactor de alta carga supone un sobrecoste estimado en $0,0984 \text{ €}\cdot\text{m}^{-3}$ sobre el precio de la depuración convencional, por lo que es una manera asequible de implementar la eliminación de contaminantes puntuales como es el caso del bisfenol A.

11. CONCLUSIONES GENERALES

El actual Trabajo Final de Máster ha analizado la influencia de un contaminante emergente, el bisfenol A, en el tratamiento biológico de fangos activos. Este compuesto orgánico se encuentra presente en la formulación de gran número de resinas y plásticos por lo que su presencia en las aguas residuales industriales de estos sectores es habitual.

Para poder llevar a cabo el estudio, se realizaron experimentos previos en Jar Test que pusieron de manifiesto que los 2 mecanismos principales de eliminación del BPA en el sistema de fangos activos son la adsorción y la degradación biológica. De manera adicional, se puso en marcha un sistema de Reactores Biológicos Secuenciales formado por un reactor de referencia (sin BPA) y 2 reactores dosificados con concentraciones diferentes de este compuesto (1, 5 y $10 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$). Los resultados obtenidos revelaron que concentraciones de $10 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ empeoraban la eficiencia de eliminación de materia orgánica en el sistema, así como la existencia de problemas en la reducción de nitrógeno de las aguas tratadas. Además, una parte significativa del BPA permanecía adherida en los fangos. A pesar de los problemas expuestos, la eliminación del compuesto de estudio con un TRH de 24 horas se probó muy efectiva, no detectándose su presencia en el efluente cuando el sistema estaba adaptado a su adición.

Consecuentemente, el conjunto de los resultados obtenidos resultó en la necesidad de modificar el esquema convencional de una EDAR para añadir una etapa de eliminación previa del BPA basada en la adsorción. Es decir, la finalidad de realizar una gestión de este compuesto orgánico sin perjudicar la eficiencia del tratamiento biológico de aguas residuales dio lugar al diseño de un Proceso A+B en el cual la Etapa A tuviese un reactor SBR. Este equipo funcionará con un TRH de 4 horas y un ratio de intercambio de volumen (VER) de 0,5, a razón de 12 ciclos diarios. De esta manera, se pretende potenciar una eliminación parcial del BPA basada en el mecanismo de adsorción previa a su introducción en la Etapa B, basada en la degradación microbiana.

La realización de este diseño ha permitido analizar la instalación desde todos los aspectos requeridos para evaluar su funcionamiento a nivel industrial. De hecho, aunque la normativa actual de vertido de la EDAR no mencione la presencia de BPA, la reciente cuantificación de este compuesto en la Directiva 2020/2184 sobre agua potable, invita a pensar en su pronta consideración e inclusión. La modificación propuesta en la instalación de depuradora de aguas residuales para $3750 \text{ m}^3\cdot\text{día}^{-1}$ tendría un sobre coste sobre el precio asociado al resto de la instalación de $0,0984 \text{ €}\cdot\text{m}^3$. Por ello, esta implementación es económicamente viable y se plantea como una solución ante vertidos puntuales de compuestos problemáticos. De hecho, de manera paralela a la investigación realizada se podría realizar un estudio de viabilidad que considere un diseño similar para otros contaminantes emergentes.

12. BIBLIOGRAFÍA

- Abril, C., Santos, J. L., Martín, J., Aparicio, I., & Alonso, E. (2020). Occurrence, fate and environmental risk of anionic surfactants, bisphenol A, perfluorinated compounds and personal care products in sludge stabilization treatments. *Science of The Total Environment*, 711, 135048. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2019.135048>
- Ait-Kadi, M. (2016). Water for Development and Development for Water: Realizing the Sustainable Development Goals (SDGs) Vision. *Aquatic Procedia*, 6, 106-110. <https://doi.org/10.1016/j.aqpro.2016.06.013>
- American Public Health Association, Eaton, A. D., American Water Works Association, & Water Environment Federation. (2005). *Standard methods for the examination of water and wastewater*. APHA-AWWA-WEF.
- Arthur, C., Baker, J. E., & Bamford, H. A. (2009). Proceedings of the International Research Workshop on the Occurrence, Effects, and Fate of Microplastic Marine Debris. *University of Washington Tacoma, Tacoma, WA, USA. NOAA technical memorandum NOS-OR&R 30*. <https://repository.library.noaa.gov/view/noaa/2509>
- Barker, D. J., & Stuckey, D. C. (1999). A review of soluble microbial products (SMP) in wastewater treatment systems. *Water Research*, 33(14), 3063-3082. [https://doi.org/10.1016/S0043-1354\(99\)00022-6](https://doi.org/10.1016/S0043-1354(99)00022-6)
- Boehnke, B., Diering, B., & Zuckut, S. W. (1997). *Ab process removes organics and nutrients: Adsorption/bio-oxidation combines high food-to-microorganism ratio efficiency with advanced activated sludge operations*. 9(3), 23-27.
- Braun, J. M., & Hauser, R. (2011). Bisphenol A and children's health. *Current Opinion in Pediatrics*, 23(2), 233-239. <https://doi.org/10.1097/MOP.0b013e3283445675>
- Bretas Alvim, C., Mendoza-Roca, J. A., & Bes-Piá, A. (2020). Wastewater treatment plant as microplastics release source – Quantification and identification techniques. *Journal of Environmental Management*, 255, 109739. <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2019.109739>
- Cárdenas Calvachi, G. L., & Sánchez Ortiz, I. A. (2013). Nitrógeno en aguas residuales: Orígenes, efectos y mecanismos de remoción para preservar el ambiente y la salud pública. *Universidad y Salud*, 15(1), 72-88.
- Cardete García, M. A. (2019). *Implementation of a selector for sludge settling enhancement in an activated sludge system treating petrochemical wastewater*. <http://hdl.handle.net/2445/144802>
- Ceriani, L., Lettieri, T., Carvalho, R. N., & Ippolito, A. (2016). *Development of the first watch list under the environmental quality standards directive*. Publications Office of the European Union. <https://doi.org/10.2788/101376>
- CITDA. (Universidad de Salamanca). *Centro de Investigación y Desarrollo tecnológico del agua. Campus de Excelencia Internacional. Curso Interactivo: Tratamiento de Aguas Residuales*. <https://cidta.usal.es/cursos/edar/>
- Daims, H., Taylor, M. W., & Wagner, M. (2006). Wastewater treatment: A model system for microbial ecology. *Trends in Biotechnology*, 24(11), 483-489. <https://doi.org/10.1016/j.tibtech.2006.09.002>
- ECHA. (2018). *Note on substance identification and the potential scope of a restriction*. <https://chemical.com/news/1b0977b6-df39-45a1-88db->

- eb37809b0a3e/Microplastics__ECHA_note_on_substance_identification_and_the_potential_scope_of_a_restriction
- Escaler, M. I., & Mujeriego Sahuquillo, R. (2001). *Eliminación biológica de nutrientes (nitrógeno y fósforo) mediante un proceso discontinuo de fangos activados*. <https://upcommons.upc.edu/handle/2099/2747>
- Ferrer-Polonio, Bretas Alvim, C., Fernández-Navarro, J., Mompó-Curell, R., Mendoza-Roca, J. A., Bes-Piá, A., Alonso-Molina, J. L., & Amorós-Muñoz, I. (2021). Influence of bisphenol A occurrence in wastewaters on biomass characteristics and activated sludge process performance. *Science of The Total Environment*, 778, 146355. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2021.146355>
- Ferrer-Polonio, Fernández-Navarro, J., Iborra-Clar, M.-I., Alcaina-Miranda, M.-I., & Mendoza-Roca, J. A. (2020). Removal of pharmaceutical compounds commonly-found in wastewater through a hybrid biological and adsorption process. *Journal of Environmental Management*, 263, 110368. <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2020.110368>
- Fries, E., Dekiff, J. H., Willmeyer, J., Nuelle, M.-T., Ebert, M., & Remy, D. (2013). Identification of polymer types and additives in marine microplastic particles using pyrolysis-GC/MS and scanning electron microscopy. *Environmental Science: Processes & Impacts*, 15(10), 1949-1956. <https://doi.org/10.1039/C3EM00214D>
- Frølund, B., Palmgren, R., Keiding, K., & Nielsen, P. H. (1996). Extraction of extracellular polymers from activated sludge using a cation exchange resin. *Water Research*, 30(8), 1749-1758. [https://doi.org/10.1016/0043-1354\(95\)00323-1](https://doi.org/10.1016/0043-1354(95)00323-1)
- Hamon, P., Villain, M., & Marrot, B. (2014). Determination of sorption properties of micropollutants: What is the most suitable activated sludge inhibition technique to preserve the biomass structure? *Chemical Engineering Journal*, 242, 260-268. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2013.07.117>
- He, D., Luo, Y., Lu, S., Liu, M., Song, Y., & Lei, L. (2018). Microplastics in soils: Analytical methods, pollution characteristics and ecological risks. *TrAC Trends in Analytical Chemistry*, 109, 163-172. <https://doi.org/10.1016/j.trac.2018.10.006>
- Henze, M., van Loosdrecht, M. C. M., Ekama, G. A., & Brdjanovic, D. (2008). *Biological Wastewater Treatment: Principles, Modelling and Design*. <https://doi.org/10.2166/9781780401867>
- Hernández, A. (1994). *Depuración de aguas residuales*.
- Houde, M., Martin, J. W., Letcher, R. J., Solomon, K. R., & Muir, D. C. G. (2006). Biological Monitoring of Polyfluoroalkyl Substances: A Review. *Environmental Science & Technology*, 40(11), 3463-3473. <https://doi.org/10.1021/es052580b>
- Jenkins, D., Richard, M., & Daigger, G. (2003). *Manual on the Causes and Control of Activated Sludge Bulking, Foaming and other Solids Separation Problems*. IWA Publishing. https://www.iwapublishing.com/books/9781843390466/manual-causes-and-control-activated-sludge-bulking-foaming-and-other-solids?utm_source=TrendMD&utm_medium=cpc&utm_campaign=IWA_Publishing_TrendMD_0
- Ketchum, L. H. (1997). Design and physical features of sequencing batch reactors. *Water Science and Technology*, 35(1), 11-18. [https://doi.org/10.1016/S0273-1223\(96\)00873-6](https://doi.org/10.1016/S0273-1223(96)00873-6)

- Krieg, R. C., Dong, Y., Schwamborn, K., & Knuechel, R. (2005). Protein quantification and its tolerance for different interfering reagents using the BCA-method with regard to 2D SDS PAGE. *Journal of Biochemical and Biophysical Methods*, 65(1), 13-19. <https://doi.org/10.1016/j.jbbm.2005.08.005>
- Kunacheva, C., & Stuckey, D. C. (2014). Analytical methods for soluble microbial products (SMP) and extracellular polymers (ECP) in wastewater treatment systems: A review. *Water Research*, 61, 1-18. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2014.04.044>
- Lakhlifi, M., Elatmani, A., Elhammoumi, T., Elrhaouat, O., Sibari, M., Elguamri, Y., Belghyti, D., & El Kharrim, K. (2017). Prediction of biodegradability ratios in wastewater treatment plant of Skhirat Morocco. *International Journal of Environmental & Agriculture Research*, 3 pp. 1-6 (12). <https://doi.org/10.5281/zenodo.1188102>
- Lee, H.-B., & Peart, T. E. (2000). Bisphenol A Contamination in Canadian Municipal and Industrial Wastewater and Sludge Samples. *Water Quality Research Journal*, 35(2), 283-298. <https://doi.org/10.2166/wqrj.2000.018>
- Li, J., Liu, H., & Paul Chen, J. (2018). Microplastics in freshwater systems: A review on occurrence, environmental effects, and methods for microplastics detection. *Water Research*, 137, 362-374. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2017.12.056>
- Limam, I., Mezni, M., Guenne, A., Madigou, C., Driss, M. R., Bouchez, T., & Mazéas, L. (2013). Evaluation of biodegradability of phenol and bisphenol A during mesophilic and thermophilic municipal solid waste anaerobic digestion using ^{13}C -labeled contaminants. *Chemosphere*, 90(2), 512-520. <https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2012.08.019>
- Margot, J., Kienle, C., Magnet, A., Weil, M., Rossi, L., de Alencastro, L. F., Abegglen, C., Thonney, D., Chèvre, N., Schärer, M., & Barry, D. A. (2013). Treatment of micropollutants in municipal wastewater: Ozone or powdered activated carbon? *Science of The Total Environment*, 461-462, 480-498. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2013.05.034>
- Medina, S. C., Zamora-Vacca, N., Luna, H. J., Ratkovich, N., & Rodríguez Susa, M. (2020). SMP Production in an Anaerobic Submerged Membrane Bioreactor (AnMBR) at Different Organic Loading Rates. *Membranes*, 10(11), 317. <https://doi.org/10.3390/membranes10110317>
- Mendoza Roca, J. A., & Querol Magdalena, S. (2005). *Depuración biológica de aguas residuales*. Editorial UPV.
- Metcalf & Eddy. (1995). *Ingeniería de aguas residuales: Tratamiento, vertido y reutilización*. McGraw-Hill.
- Meyer, V. R. (2005). High-Performance Liquid Chromatography (HPLC). En S. Dhein, F. W. Mohr, & M. Delmar (Eds.), *Practical Methods in Cardiovascular Research* (pp. 661-685). Springer. https://doi.org/10.1007/3-540-26574-0_35
- Mielczarek, A. T., Kragelund, C., Eriksen, P. S., & Nielsen, P. H. (2012). Population dynamics of filamentous bacteria in Danish wastewater treatment plants with nutrient removal. *Water Research*, 46(12), 3781-3795. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2012.04.009>
- Miller, M. W. (2015). *Optimizing high-rate activated sludge: Organic substrate for biological nitrogen removal and energy recovery*. <https://vtechworks.lib.vt.edu/handle/10919/78208>
- Moriyama, K., Tagami, T., Akamizu, T., Usui, T., Saijo, M., Kanamoto, N., Hataya, Y., Shimatsu, A., Kuzuya, H., & Nakao, K. (2002). Thyroid Hormone Action Is Disrupted by Bisphenol A as

- an Antagonist. *The Journal of Clinical Endocrinology & Metabolism*, 87(11), 5185-5190. <https://doi.org/10.1210/jc.2002-020209>
- Murphy, F., Ewins, C., Carbonnier, F., & Quinn, B. (2016). Wastewater Treatment Works (WwTW) as a Source of Microplastics in the Aquatic Environment. *Environmental Science & Technology*. <https://doi.org/10.1021/acs.est.5b05416>
- Patterson, J. W. (1985). *Industrial wastewater treatment technology, Second edition*. <https://www.osti.gov/biblio/7253209>
- PlasticsEurope. (2019). *Publications: Plastics—The Facts 2019*. <https://www.plasticseurope.org/es/resources/publications/1804-plastics-facts-2019>
- PlasticsEurope. (2020). *Publications: Plastics—The Facts 2020*. <https://www.plasticseurope.org/en/resources/publications/4312-plastics-facts-2020>
- Red Española para el Desarrollo Sostenible. (2017). *El agua y el desarrollo sostenible. Retos y oportunidades*. <https://reds-sdsn.es/taller-agua-desarrollo-sostenible-retos-opportunidades-la-investigacion>
- Rios Mendoza, L. M., Taniguchi, S., & Karapanagioti, H. K. (2017). Chapter 8—Advanced Analytical Techniques for Assessing the Chemical Compounds Related to Microplastics. En T. A. P. Rocha-Santos & A. C. Duarte (Eds.), *Comprehensive Analytical Chemistry* (Vol. 75, pp. 209-240). Elsevier. <https://doi.org/10.1016/bs.coac.2016.11.001>
- Rivas Mijares, G. (1978). *Tratamiento de aguas residuales*. Vega.
- Rochester, J. R. (2013). Bisphenol A and human health: A review of the literature. *Reproductive Toxicology*, 42, 132-155. <https://doi.org/10.1016/j.reprotox.2013.08.008>
- Ronzano, E., & Dapena, J. L. (1995). *Tratamiento biológico de las aguas residuales*.
- Rubin, B. S. (2011). Bisphenol A: An endocrine disruptor with widespread exposure and multiple effects. *The Journal of Steroid Biochemistry and Molecular Biology*, 127(1), 27-34. <https://doi.org/10.1016/j.jsbmb.2011.05.002>
- Thompson, G., Swain, J., Kay, M., & Forster, C. F. (2001). The treatment of pulp and paper mill effluent: A review. *Bioresource Technology*, 77(3), 275-286. [https://doi.org/10.1016/S0960-8524\(00\)00060-2](https://doi.org/10.1016/S0960-8524(00)00060-2)
- Vallero, D., & Peirce, J. J. (2003). *Engineering The Risks of Hazardous Wastes—1st Edition*. Butterworth-Heinemann. <https://doi.org/10.1016/B978-0-7506-7742-4.X5000-4>
- Vandenberg, L. N., Colborn, T., Hayes, T. B., Heindel, J. J., Jacobs, D. R., Jr., Lee, D.-H., Shioda, T., Soto, A. M., vom Saal, F. S., Welshons, W. V., Zoeller, R. T., & Myers, J. P. (2012). Hormones and Endocrine-Disrupting Chemicals: Low-Dose Effects and Nonmonotonic Dose Responses. *Endocrine Reviews*, 33(3), 378-455. <https://doi.org/10.1210/er.2011-1050>
- Wang, Z., Wu, Z., & Tang, S. (2010). Impact of Temperature Seasonal Change on Sludge Characteristics and Membrane Fouling in a Submerged Membrane Bioreactor. *Separation Science and Technology*, 45(7), 920-927. <https://doi.org/10.1080/01496391003656974>
- Wanner, J. (1994). *Activated Sludge: Bulking and Foaming Control*. CRC Press.
- Weststrate, J., Dijkstra, G., Eshuis, J., Gianoli, A., & Rusca, M. (2019). The Sustainable Development Goal on Water and Sanitation: Learning from the Millennium Development Goals. *Social Indicators Research*, 143(2), 795-810. <https://doi.org/10.1007/s11205-018-1965-5>

- Wetherill, Y. B., Akingbemi, B. T., Kanno, J., McLachlan, J. A., Nadal, A., Sonnenschein, C., Watson, C. S., Zoeller, R. T., & Belcher, S. M. (2007). In vitro molecular mechanisms of bisphenol A action. *Reproductive Toxicology*, 24(2), 178-198. <https://doi.org/10.1016/j.reprotox.2007.05.010>
- Wikipedia. (2020). Bisfenol A. En *Wikipedia, la enciclopedia libre*. https://es.wikipedia.org/w/index.php?title=Bisfenol_A&oldid=131005141
- Wilderer, P., Irvine, R., & Goronszy, M. (2001). *Sequencing Batch Reactor Technology*. IWA Publishing. <https://www.iwapublishing.com/books/9781900222211/sequencing-batch-reactor-technology>
- Wilén, B.-M. (1995). *Effect of Different Parameters on Settling Properties of Activated Sludge*. <https://research.chalmers.se/en/publication/184942>
- Wilén, B.-M., & Balmér, P. (1999). The effect of dissolved oxygen concentration on the structure, size and size distribution of activated sludge flocs. *Water Research*, 33(2), 391-400. [https://doi.org/10.1016/S0043-1354\(98\)00208-5](https://doi.org/10.1016/S0043-1354(98)00208-5)
- Wright, S. L., & Kelly, F. J. (2017). Plastic and Human Health: A Micro Issue? *Environmental Science & Technology*, 51(12), 6634-6647. <https://doi.org/10.1021/acs.est.7b00423>
- Wun Jern, N. (2006). *Industrial Wastewater Treatment*. Imperial College Press. <https://www.iberlibro.com/9781860945809/Industrial-Wastewater-Treatment-Wun-Jern-1860945805/plp>
- Zuriaga-Agustí, E., Bes-Piá, A., Mendoza-Roca, J. A., & Alonso-Molina, J. L. (2013). Influence of extraction methods on proteins and carbohydrates analysis from MBR activated sludge flocs in view of improving EPS determination. *Separation and Purification Technology*, 112, 1-10. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2013.03.048>

DOCUMENTO 2:

PRESUPUESTO

1. DESCRIPCIÓN DE LOS PRESUPUESTOS

A la vista del diseño planteado, resulta conveniente llevar a cabo un desglose de las diferentes partidas que van asociadas al mismo. Consecuentemente, se propone una división que diferencia entre presupuesto de la planta piloto, donde se incluye el presupuesto asociado con el personal de trabajo en ella, y presupuesto de la instalación diseñada a nivel industrial. En la parte final de los mismos, se establece una recopilación obteniendo el presupuesto de ejecución material (PEM) y el presupuesto base de licitación (PBL).

2. PRESUPUESTO DE LA PLANTA PILOTO

2.1. Material amortizable a escala de laboratorio

En primer lugar, se considera material amortizable empleado en el laboratorio todo aquel que se utiliza en el presente proyecto pero que puede ser utilizado asimismo por otros proyectos previos o futuros. Por este motivo, es conveniente realizar un coste ponderado de los elementos en función de su uso relativo. Para ello, se considera un periodo de amortización de 8 años y un uso máximo de 200 días anuales, estimando una tasa de amortización lineal. A partir de este momento, se considera que los elementos empleados quedan obsoletos o deteriorados y ya no cumplen las especificaciones garantizadas por el fabricante. Todos estos valores quedan recopilados en la Tabla 27.

Tabla 27. Presupuesto del material amortizable a escala de laboratorio.

Descripción	Ud	Coste del equipo (€)	Tiempo de empleo (h)	Precio unitario (€·h⁻¹)	Precio (€)
Tanque de alimentación 25L	3	15,00	2184	7,81E-04	5,12
Tanque de reacción SBR	3	30,00	2184	1,56E-03	10,24
Bomba de llenado	3	710,00	91	1,11E-01	30,29
Bomba de vaciado	3	710,00	91	1,11E-01	30,29
Tubos conectores	12	1,50	2184	2,34E-04	6,14
Agitador	3	1030,42	1365	4,41E-02	180,63
Compresor de aire + aireadores	3	38,79	1638	6,06E-03	29,78
Balanza de precisión	1	840,00	22,75	1,31E-01	2,99
Agitador sin calefactor	1	317,41	45,5	4,96E-02	2,26
Termorreactor TR 300, de la casa Merck	1	987,84	100	1,54E-01	15,44
Termorreactor ECO 16, de la casa VELP Scientifica	1	1000,00	17	1,56E-01	2,66
Fotómetro Spectroquant® NOVA 30, de la casa Merck	1	4563,62	10,5	7,13E-01	7,49
pH-metro pH-Meter GLP 21+, de la casa Crison	1	943,00	9,25	1,47E-01	1,36
Conductímetro EC-Meter GLP 31+, de la casa Crison	1	272,25	9,25	4,25E-02	0,39
Turbidímetro LED TL2310, de la casa Hach	1	4375,00	9,25	6,84E-01	6,32

Estudio de la influencia del bisfenol A en el tratamiento biológico de aguas residuales. Diseño de un reactor de alta carga para reducir su impacto en el proceso de fangos activos ($Q_{\text{diseño}} = 3750 \text{ m}^3/\text{d}$).

Descripción	Ud	Coste del equipo (€)	Tiempo de empleo (h)	Precio unitario (€·h ⁻¹)	Precio (€)
Oxímetro HACH Serie HQ40d	1	1841,06	160	2,88E-01	46,03
Sensor de temperatura Delta Ohm HD2307.0 RTD, de la casa Kenelec Scientific	1	175,50	3,08	2,74E-02	0,08
Micropipeta	2	76,18	9,25	1,19E-02	0,22
Gradilla	1	24,12	37	3,77E-03	0,14
Probeta 500mL	2	17,50	37	2,73E-03	0,20
Probeta 1L	2	27,73	19	4,33E-03	0,16
Bomba de vacío	1	605,32	37,75	9,46E-02	3,57
Equipo de filtro a vacío	1	289,90	37,75	4,53E-02	1,71
Matraz kitasato	1	20,30	27,75	3,17E-03	0,09
Embudo Büchner	1	4,69	27,75	7,33E-04	0,02
Matraz aforado 100 mL	8	5,65	10	8,83E-04	0,07
Tubos de succión	8	0,80	10	1,25E-04	0,01
Equipo concentrador de muestras	1	1404,90	80	2,20E-01	17,56
Equipo de ultrasonidos	1	1486,00	20	2,32E-01	4,64
Estufa 45L	1	1242,67	5,55	1,94E-01	1,08
Mufla	1	1911,49	13,88	2,99E-01	4,14
Agitador vortex Heidolph Reax top	1	294,87	6,25	4,61E-02	0,29
Baño de agua con control de temperatura	1	446,00	30,00	6,97E-02	2,09
Espectrofotómetro UV-VIS DR 6000, de la casa Hach Lange	1	10250,00	7,00	1,60E+00	11,21
Centrífuga	1	4458,00	4,80	6,97E-01	3,34
HPLC (Jasco)	1	18000,00	50	2,81E+00	140,63
Columna Kinetex C18 (1,7 µm), de la casa Phenomenex	1	610,00	50	9,53E-02	4,77
Ordenador msi	1	600,00	400	9,38E-02	37,50
Paquete Microsoft Office	1	102,79	200	1,61E-02	3,21
Programa Mathcad	1	719,95	30	1,12E-01	3,37
Programa AutoCad	1	471,90	20	7,37E-02	1,47
Precio Total Material Amortizable					619,00

El presupuesto total del material amortizable es de **SEISECIENTOS DIECINUEVE EUROS**.

2.2. Material no amortizable a escala de laboratorio

La partida actual considera aquellos elementos que son de un único uso desechándose posteriormente, así como el material que, sin necesidad de ser desechados, la relación entre su uso y su deterioro permiten considerarlos como uso exclusivamente asociado al presente proyecto. Estos elementos se recogen en la Tabla 28.

Tabla 28. Presupuesto del material no amortizable a escala de laboratorio.

Ud	Descripción	Precio unitario (€·ud ⁻¹)	Cantidad (u)	Precio (€)
Ud	Guantes de laboratorio	0,15	150	22,13
Ud	Vaso de precipitados 1L	5,45	8	43,60
Ud	Vaso de precipitados 100 mL	1,15	8	9,20
Ud	Puntas de pipeta	0,0150	217	3,26
Ud	Papel de filtro 1µm	0,2209	10	2,21
Ud	Filtro de 0,45 µm. Filtro Membrana AC 045 47 BL - ALBET®	0,82	117	96,22
Ud	Filtros de PES de 0,22 µm, de la casa RephiLe	2,13	50	106,50
Ud	Filtros de PTFE de 0,22 µm, de la casa Fisherbrand	6,06	106	642,36
Ud	Filtros de 1,2 µm de microfibras de vidrio de 47mm MFV3, de la casa Filter-Lab	0,343	201	68,94
Ud	Cartuchos SPE	1,667	25	41,68
Ud	Eppendorfs 1,5 mL	0,0452	129	5,83
Ud	Pinzas	6,32	1	6,32
Ud	Vidrios de reloj	1,26	6	7,56
Ud	Crisol	10,8	4	43,20
Ud	Imán rotatorio	0,63	2	1,27
Ud	Cubetas de espectrofotómetro	0,135	86	11,61
Ud	Viales HPLC (incluido tapón)	0,26	145	37,56
Ud	Jeringas de laboratorio	0,294	68	19,99
L	Agua de red	0,0022	2048,00	4,40
g	Peptona 403695.1210, de PanReac, AppliChem	0,16	164,80	26,20
g	Extracto de carne 403692.1210, de PanReac, AppliChem	0,27	164,80	43,94
g	Glucosa A1349,1000, de PanReac, AppliChem	0,02	374,55	9,14
g	K ₂ HPO ₄ 141512.1211, de PanReac	0,06	41,95	2,71
g	Bisfenol A 133027, de Aldrich Chemistry	0,07	5,00	0,33
g	Antrona 132441.1605 de PanReac, AppliChem	5,98	1,00	5,98
L	H ₂ SO ₄ 96% 131058.1212 de PanReac, AppliChem	24,00	0,50	12,00
L	Kit Micro BCA, de AppliChem	608,00	0,12	72,96

Ud	Descripción	Precio unitario (€·ud ⁻¹)	Cantidad (u)	Precio (€)
L	Metanol	17,88	2,00	35,76
Ud	Test en cubetas DQO Merck. Test 1.14540	4,92	101	496,92
Ud	Test en cubetas DQO Merck. Test 1.14541	4,92	21	103,32
Ud	Test en cubetas Nitrógeno total Merck. Test 1.14763	6,56	47	308,32
Ud	Test en cubetas Amonio Merck. Test 1.14559	5,04	99	498,96
Ud	Test en cubetas Nitritos Merck. Test 1.14547	5,04	46	231,84
Ud	Test en cubetas Nitratos Merck. Test 1.14563	5,64	47	265,08
Ud	Test en cubetas fosfatos Merck. Test 1.14729	5,68	69	391,92
Precio Total Material No Amortizable				3679,20

La suma total asociada al material amortizable asciende hasta una cantidad de **TRES MIL SEISCIENTOS SETENTA Y NUEVE EUROS CON VEINTE CÉNTIMOS**.

2.3. Mano de obra a escala de laboratorio

El último gasto a considerar dentro del presupuesto de la parte experimental debe ir asociado a la mano de obra de aquellas personas vinculadas al proyecto. Se considera que el alumno, a efectos de titulación y retribución, debería ser considerado como Ingeniero Químico. A pesar de que el tiempo asociado a los 12 créditos del trabajo final de máster está vinculado a 300 horas, la dedicación realista ha sido mucho superior, llegando al menos hasta las 500 horas. Por otro lado, es necesaria una supervisión por parte del profesorado responsable que, realizando una analogía con un proyecto de ingeniería, es el jefe de proyecto. Los costes horarios de estos trabajos se han obtenido de los Colegios Oficiales de Ingenieros Industriales de Álava, Bizkaia, Gipuzkoa y Navarra (2018-2019).

Tabla 29. Presupuesto de la mano de obra a escala de laboratorio.

Unidad	Descripción	Coste (€·h ⁻¹)	Horas	Importe (€)
h	Ingeniero Químico	18,25	500	9125,00
h	Jefe de Proyecto	25	60	1500,00
Precio Total de la Mano de Obra				10625,00

Tal y como se expone en la Tabla 29, los costes totales asociados a la mano de obra son de **DIECISEIS MIL SEISCIENTOS VEINTICINCO EUROS**.

2.4. Presupuesto total de la planta piloto

Por último, se presenta la Tabla 30 que es una recopilación de los resultados parciales de las partidas presentadas anteriormente vinculadas exclusivamente al trabajo experimental realizado en el laboratorio.

Tabla 30. Presupuesto total de la planta piloto.

Concepto	Importe (€)
Material Amortizable	619,00
Material No Amortizable	3679,20
Mano de Obra	10625,00
Presupuesto Total Planta Piloto	14923,20

De esta manera, los costes asociados al trabajo experimental son de **CATORCEMIL NOVECIENTOS VEINTITRES EUROS CON VEINTE CÉNTIMOS**.

3. PRESUPUESTO DE LA INSTALACIÓN INDUSTRIAL

El presente apartado pretende realizar un desglose de los costes vinculados a la implementación de la planta industrial.

3.1. Mano de obra de la construcción

Se considera que la mano de obra asociada a la construcción de la planta del reactor de alta carga comprende los cargos expuestos en la Tabla 31. Esta construcción se ha considerado a desarrollar durante 3 meses de construcción a razón de 8 diarias y 5 días por semana.

Tabla 31. Presupuesto de la mano de obra de la construcción.

Cargo	Ud	Coste (€·h ⁻¹)	Horas	Coste (€)
Peón Ordinario	3	12,77	480	18388,80
Jefe de Planta	1	14,2	480	6816,00
Ingeniero Químico	1	18,25	480	8760,00
			Total	33964,80

El presupuesto de mano de obra de construcción asciende a **TREINTA Y TRES MIL NOVECIENTOS SESENTA Y CUATRO EUROS CON OCHENTA CÉNTIMOS**.

3.2. Equipos principales de la planta

En la Tabla 32 se recogen los equipos básicos del esquema de funcionamiento a instalar en la planta industrial.

Tabla 32. Presupuesto de los equipos principales de la planta.

Equipo	Ud	Coste (€·Ud ⁻¹)	Importe (€)
Tanque de homogeneización 2175 m ³	1	69329,79	69329,79
Reactor biológico	1	29883,53	29883,53
Agitador ABS XRW 400 4054 B* SULZER®	3	4620,00	13860,00
Agitador vertical Scaba SULZER®.	1	7035,00	7035,00
Bomba SL1.100.100.75.4.51D.C GRUNDFOS®	1	8117,00	8117,00
Bomba S3.120.300.500.8.66M.C.449.G.EX.D.511 GRUNDFOS®	2	24570,00	49140,00
Bomba SL.45.100.100.4.52H.S.N.51D.A GRUNDFOS®	1	10906,00	10906,00
Bomba SL1.100.150.40.4.51D.C GRUNDFOS®	1	6445,00	6445,00
Difusores ABS KKI 215 SULZER®	345	38,72	13358,40
Soplante SAMOS SB 0710 D0 (B) Busch Vacuum®	1	1211,00	1211,00
Sensor de pH	1	231,20	231,20
Sensor de Temperatura	1	796,74	796,74
Sensor de medición de OD	1	2132,26	2132,26
Caudalímetro	5	826,00	4130,00
Total			216575,92
Costes directos complementarios (3%)			6497,28
Total			223073,20

De esta manera, el coste de los equipos del sistema se puede contabilizar como **DOSCIENTOS VEINTITRES MIL SETENTA Y TRES EUROS CON VEINTE CÉNTIMOS**.

3.3. Conexiones entre equipos y accesorios de la planta

De manera complementaria, es necesario recurrir a los elementos de la Tabla 33 que permiten las conexiones entre esos elementos.

Tabla 33. Presupuesto de las conexiones entre equipos y accesorios de la planta.

Tipo	Magnitud	Ud	Coste (€·Ud ⁻¹)	Importe (€)
Tuberías PE100 PN6 058280006 ϕ 280 mm	m	12	10,7	128,4
Tuberías PE100 PN6 058315006 ϕ 315 mm	m	10	12,1	121
Tuberías PE100 PN6 058355006 ϕ 355 mm	m	15	13,5	202,5
Tuberías PE100 PN6 058900006 ϕ 900 mm	m	23	34,4	791,2
Codos 90° PE 100 SDR 17 ϕ 280 mm MASA®	Ud	2	155,96	311,92
Codos 90° PE 100 SDR 17 ϕ 315 mm MASA®	Ud	3	210,52	631,56
Codos 90° PE 100 SDR 17 ϕ 355 mm MASA®	Ud	3	278,56	835,68
Codos 90° PE 100 SDR 17 ϕ 900 mm MASA®	Ud	5	2580,22	12901,1
Válvulas de bola ϕ 280 mm Serie 01/80 AVK®	Ud	1	1084	1084
Válvulas de bola ϕ 315 mm Serie 01/80 AVK®	Ud	1	1627	1627
Válvulas de bola ϕ 355 mm Serie 06/30 AVK®	Ud	1	2719	2719
Válvulas de bola ϕ 900 mm Serie 06/30 AVK®	Ud	2	14294	28588
Válvulas de seguridad	Ud	5	12311	61555
			Total	111496,36
Costes directos complementarios (3%)				3344,89
			Total	114841,25

Los elementos accesorios de la instalación industrial ascienden a **CIENTO CATORCE MIL OCHOCIENTOS CUARENTA Y UN EUROS CON VEINTICINCO CÉNTIMOS**.

3.4. Obra civil

La obra civil resumida en la Tabla 34 exclusivamente recoge los elementos vinculados al reactor de alta carga. Para ello, se tiene en cuenta la preparación del terreno, así como una ligera excavación de las tierras y el transporte de las mismas a vertedero.

Tabla 34. Presupuesto de la obra civil.

Concepto	Magnitud	Ud	Coste (€·Ud ⁻¹)	Importe (€)
Desbroce y limpieza superficial por medios mecánicos, sin carga ni transporte al vertedero	m ²	300	0,36	108,00
Excavación de tierras por medios mecánicos en terrenos compactos sin carga y transporte a vertedero	m ³	522,57	10,05	5251,84
Transporte de tierras al vertedero a una distancia menor de 10km, considerando ida y vuelta con camión basculante cargado a máquina y canon de vertedero	m ³	522,57	8,78	4588,18
Total				9948,02
Costes directos complementarios (3%)				298,44
Total				10246,46

El presupuesto vinculado a la obra civil es de un total de **DIEZ MIL DOSCIENTOS CUARENTA Y SEIS EUROS CON CUARENTA Y SEIS CÉNTIMOS**.

3.5. Seguridad y salud

La Tabla 35 pone de manifiesto la necesidad de implementar medidas de seguridad y salud en las instalaciones.

Tabla 35. Presupuesto de seguridad y salud.

Concepto	Magnitud	Ud	Coste (€·Ud ⁻¹)	Importe (€)
Partida que comprende todas las medidas de seguridad y salud necesarias para la ejecución del proyecto y se estima en un 3% del presupuesto del mismo	Ud	1	11463,77	11463,77
Total				11463,77

Dicha implementación alcanza unos costes presupuestados de **ONCE MIL CUATROCIENTOS SESENTA Y TRES EUROS CON SETENTA Y SIETE CÉNTIMOS**.

3.6. Control de calidad

Como sucedía en el apartado previo, una parte del presupuesto es adjudicable al control de calidad del proyecto (Tabla 36).

Tabla 36. Presupuesto del control de calidad.

Concepto	Magnitud	Ud	Coste (€·Ud ⁻¹)	Importe (€)
Partida que comprende todas las medidas de control de calidad necesarias para la ejecución del proyecto y se estima en un 2% del presupuesto del mismo	Ud	1	7642,51	7642,51
			Total	7642,51

El montante vinculado al control de calidad es de **SIETE MIL SEISCIENTOS CUARENTA Y DOS EUROS CON CINCUENTA Y UN CÉNTIMOS.**

3.7. Presupuesto total de la instalación

Por último, la Tabla 37 resume el desglose del presupuesto total de la instalación recopilando los elementos previos.

Tabla 37. Presupuesto total de la instalación.

Concepto	Importe (€)
Mano de obra	33964,80
Equipos de la instalación	223073,20
Conexiones entre equipos	114841,25
Obra civil	10246,46
Seguridad y Salud	11463,77
Control de Calidad	7642,51
Presupuesto de la instalación	401231,99

El presupuesto total de la instalación es de **CUATROCIENTOS UN MIL DOSCIENTOS TREINTA Y UN EUROS CON NOVENTA Y NUEVE CÉNTIMOS.**

4. PRESUPUESTO DE EJECUCIÓN MATERIAL (PEM)

Se pone de manifiesto la combinación entre los presupuestos parciales desglosados en los apartados previos.

Tabla 38. Presupuesto de ejecución material (PEM).

Concepto	Importe (€)
Planta de laboratorio	14923,20
Instalación industrial	401231,99
Presupuesto de ejecución material (PEM)	416155,19

La Tabla 38 eleva ese presupuesto de ejecución material hasta **CUATROCIENTOS DIECISEIS MIL CIENTO CINCUENTA Y CINCO EUROS CON DIECINUEVE CÉNTIMOS**.

5. PRESUPUESTO BASE DE LICITACIÓN (PBL)

En la fase final de estos presupuestos resulta fundamental incluir gastos generales, el beneficio esperado (cercano al 6% como se expone en la Tabla 39) y el impuesto asociado a la actividad (del 21%).

Tabla 39. Presupuesto base de licitación (PBL).

Concepto	Importe (€)
Presupuesto de ejecución material (EPM)	416155,19
Gastos Generales (13%)	54100,17
Beneficio industrial (6%)	24969,31
Presupuesto de ejecución por contrata	495224,68
IVA (21%)	103997,18
Presupuesto base de licitación	599221,86

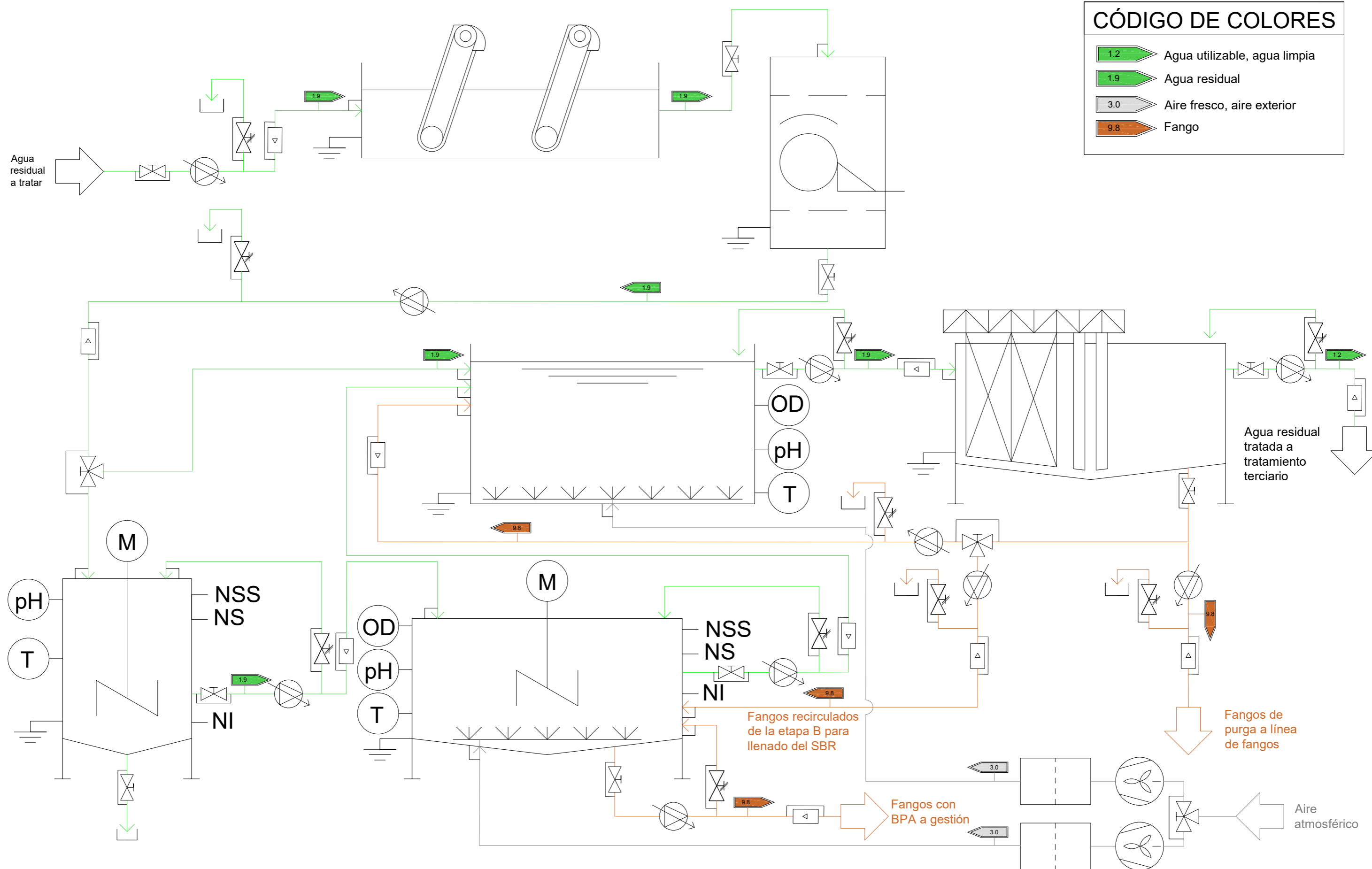
Finalmente, el presupuesto base de licitación es de **QUINIENTOS NOVENTA Y NUEVE MIL DOSCIENTOS VEINTIUN EUROS CON OCHENTA Y SEIS CÉNTIMOS**.

DOCUMENTO 3:

PLANOS

CÓDIGO DE COLORES

- ➔ 1.2 Agua utilizable, agua limpia
- ➔ 1.9 Agua residual
- ➔ 3.0 Aire fresco, aire exterior
- ➔ 9.8 Fango



TRABAJO FINAL DE MÁSTER. MÁSTER UNIVERSITARIO EN INGENIERÍA QUÍMICA


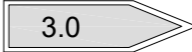



Proyecto: Estudio de la influencia del bisfenol A en el tratamiento biológico de aguas residuales. Diseño de un reactor de alta carga para reducir su impacto en el proceso de fangos activos ($Q_{\text{diseño}} = 3750 \text{ m}^3/\text{d}$).

Plano: Diagrama de flujo de la instalación completa
 Autor: Raúl Mompó Curell

Fecha: Junio 2021
 Escala: S/E

Nº Plano: 1

CÓDIGO DE COLORES	
	1.9 Agua residual
	3.0 Aire fresco, aire exterior
	9.8 Fango

