



UNIVERSITAT
POLITÈCNICA
DE VALÈNCIA



UNIVERSITAT POLITÈCNICA DE VALÈNCIA

Escuela Técnica Superior de Ingeniería de Caminos,
Canales y Puertos

Estudio de alternativas para el dimensionamiento de la
EDAR de Silvouta situada en Santiago de Compostela

Trabajo Fin de Máster

Máster Universitario en Ingeniería Ambiental

AUTOR/A: Tortosa Grau, Jordi

Tutor/a: Serralta Sevilla, Joaquín

Cotutor/a: Barat Baviera, Ramón

CURSO ACADÉMICO: 2022/2023



UNIVERSITAT
POLITÈCNICA
DE VALÈNCIA



TRABAJO FINAL DE MÁSTER

UNIVERSITAT POLITÈCNICA DE VALÈNCIA

Escuela Técnica Superior de Ingeniería de
Camino, Canales y Puertos

Estudio de alternativas para el dimensionamiento de
la EDAR de Silvouta situada en Santiago de
Compostela

Intensificación: TRATAMIENTOS DE AGUAS

Autor:

Jordi Tortosa Grau

Tutor:

Joaquín Serralta Sevilla

Cotutor:

Ramon Barat Baviera

Curso Académico: 2022/23, septiembre 2023

1 RESUMEN DEL TFM

Datos del proyecto
Título del TFM en español: Estudio de alternativas para el dimensionamiento de la EDAR de Silvouta situada en Santiago de Compostela
Título del TFM en inglés: Alternatives' assessment for the sizing of the WWTP located in Silvouta in Santiago de Compostela, Spain
Título del TFM en Valenciano: Estudi d'alternatives per al dimensionament de la EDAR de Silvouta ubicada a Santiago de Compostela
Tutor: JOAQUÍN SERRALTA SEVILLA
Cotutor UPV: RAMÓN BARAT BAVIERA
Intensificación cursada: TRATAMIENTOS DE AGUAS
Modalidad: UPV
Orientación: <input type="checkbox"/> <input checked="" type="checkbox"/>
Idioma de elaboración: ESPAÑOL
Alumno: Jordi Tortosa Grau
Fecha de lectura: Septiembre, 2023

Tabla 1. Resumen de los datos del TFM. Fuente: Elaboración propia a partir de la plantilla de propuesta del título de TFM.

Resumen
En español o valenciano (máximo 5000 caracteres):
<p>Objetivos generales y específicos:</p> <p>El objetivo general del presente trabajo es realizar un estudio de alternativas para el dimensionamiento de la EDAR de Silvouta en Santiago de Compostela. Los objetivos específicos son:</p> <ol style="list-style-type: none"> 1. Estudio de la situación actual y análisis de la necesidad de construir una nueva EDAR. 2. Caracterización del agua residual a tratar 3. Planteamiento y simulación de alternativas para cumplir con los requisitos de vertido. 4. Estudio económico de las alternativas técnicamente viables. 5. Selección de la alternativa óptima. <p>Metodología y Plan de trabajo:</p> <p>Para empezar, se recopilará información disponible en Internet sobre la planta de tratamiento de aguas residuales ubicada en Silvouta, los problemas existentes y la construcción de una nueva estación depuradora. A continuación, se realizará una caracterización del agua de entrada y se calcularán los factores de conversión, estimando los valores no aportados por la documentación. Luego, se procederá a simular en DESASS 7.1© distintas alternativas de tratamiento hasta cumplir límites de vertido. En caso de que no sea suficiente con un tratamiento secundario, se diseñará un filtro de arena para eliminar la fracción suspendida del agua residual. A partir de los resultados de las simulaciones se realizará un estudio económico considerando los principales costes de construcción y operación para determinar cuál es la alternativa más económica.</p>
En inglés (máximo 5000 caracteres):
<p>General and specific goals:</p> <p>The current work's main goal is to make an alternatives' assessment for the sizing of the WWTP located in Silvouta in Santiago de Compostela, Spain. On the other hand, the specific goals are:</p>

1. Current situation's assessment and need's analysis to build a new WWTP.
2. Inlet wastewater's characterization.
3. Alternatives' planning and simulation to comply with discharge's requirements.
4. Technically feasible Alternatives' economical assessment
5. Optimal solution's

selection Methodology and

Workplan:

Firstly, available information from the Internet about the Wastewater Treatment Plant (WWTP) located in Silvouta, the existent problems y the new WWTP's building plans will be obtained. After that, the inlet wastewater will be characterized and the conversion factors will be calculated, estimating the values ungiven by the documentation. Then, the simulation of different treatment's alternatives until complying with discharge limits will be done. If a secondary treatment is not enough, a sand filter will be designed to remove the suspended fraction from the wastewater. Using the simulations' results, an economic study will be made, considering the main building costs and the main operation costs, to determine which is the more economical proposal.

Palabras clave español o valenciano (máximo 5): EDAR; ARU; VERTIDO; FANGOS; SILVOUTA

Palabras clave inglés (máximo 5): WWTP; CAS; SILVOUTA

Tabla 2. Resumen de los objetivos, metodología y plan de trabajo del TFM. Fuente: Elaboración propia a partir de la plantilla de propuesta de título de TFM.

2 Agradecimientos

En primer lugar, quiero agradecer a mis tutores Joaquín Serralta Sevilla y a Ramón Barat Baviera por la paciencia que han demostrado conmigo, sin los que este TFM no hubiera sido posible.

También al resto de profesores del Máster, por sabernos transmitir a mí y a mis compañeros la inquietud para ampliar nuestros conocimientos.

A los compañeros del Máster, por haber compartido muy buenos momentos juntos.

A mis padres y a mis hermanos, por aportarme un entorno en el que desarrollarme como persona en mis primeros años de vida y mi juventud.

ÍNDICE

Tabla de contenido

1 RESUMEN DEL TFM.....	1
2 Agradecimientos.....	2
3 INTRODUCCIÓN	8
3.1 BREVE HISTORIA DE LA DEPURACIÓN	9
3.2 DESCRIPCIÓN DE LOS ELEMENTOS DE DEPURACIÓN TÍPICOS EN UNA EDAR.....	11
3.2.1 LÍNEA DE AGUAS.....	11
3.2.2 LÍNEA DE FANGOS.....	23
3.2.3 LÍNEA DE GAS.....	26
3.3 ESTUDIO DE LA PROBLEMÁTICA ASOCIADA A LA EDAR UBICADA EN SILVOUTA.....	26
4 OBJETIVOS Y METODOLOGÍA	27
4.1 PRINCIPALES CARACTERÍSTICAS DEL PROGRAMA DESASS 7.1©	28
4.1.1 PASOS PARA LA CARACTERIZACIÓN DEL MODELO MATEMÁTICO DE SIMULACIÓN DE PROCESOS	29
5 MARCO LEGISLATIVO.....	30
6 CARACTERIZACIÓN	31
6.1 CAUDALES MEDIOS, PUNTA Y MÁXIMOS DEL AGUA INFLUENTE	31
6.2 TEMPERATURA AGUA RESIDUAL.....	31
6.3 PARÁMETROS DEL AGUA INFLUENTE.....	32
6.4 FACTORES DE CONVERSIÓN	34
6.5 LÍMITES DE VERTIDO Y PORCENTAJES MÍNIMOS DE ELIMINACIÓN	36
7 ALTERNATIVAS.....	36
7.1 ESQUEMA A ₂ /O CON ELIMINACIÓN CONJUNTA DE FÓSFORO POR VÍA BIOLÓGICA Y QUÍMICA.....	37
7.2 ESQUEMA A/O CON ELIMINACIÓN QUÍMICA DE FÓSFORO	39
7.2.1 DISEÑO DEL FILTRO MULTIMEDIA PARA EL TRATAMIENTO TERCIARIO DEL ESQUEMA A/O	40
8 RESULTADOS.....	43
8.1 ESQUEMA A ₂ /O.....	43
8.1.1 LÍNEA DE AGUAS.....	43

8.1.2 LÍNEA DE FANGOS.....	49
8.2 ESQUEMA A/O	52
8.2.1 LÍNEA DE AGUAS.....	52
8.2.2 LÍNEA DE FANGOS.....	57
9 ESTUDIO ECONÓMICO DE LAS ESTRUCTURAS DE OBRA CIVIL EN AMBOS ESQUEMAS SIMULADOS	60
9.1 ESTUDIO ECONÓMICO DEL ESQUEMA A/O.....	60
9.1.1 COSTES CONSTRUCCIÓN EN EL ESQUEMA A/O.....	61
9.1.2 COSTES DOSIFICACIÓN DE REACTIVOS EN EL ESQUEMA A/O	69
9.1.3 COSTES AIREACIÓN BALSAS BIOLÓGICAS EN EL ESQUEMA A/O	69
9.1.4 COSTES ENERGÍA EN EL ESQUEMA A/O	70
9.1.5 RESUMEN DE LOS COSTES EN EL ESQUEMA A/O	70
9.2 ESTUDIO ECONÓMICO DEL ESQUEMA A ₂ /O	71
9.2.1 COSTES CONSTRUCCIÓN EN EL ESQUEMA A ₂ /O	71
9.2.2 COSTES DOSIFICACIÓN DE REACTIVOS EN EL ESQUEMA A ₂ /O.....	79
9.2.3 COSTES AIREACIÓN BALSAS BIOLÓGICAS EN EL ESQUEMA A ₂ /O.....	79
9.2.4 COSTES ENERGÍA EN EL ESQUEMA A ₂ /O	79
9.2.5 RESUMEN DE LOS COSTES EN EL ESQUEMA A ₂ /O	80
10 BIBLIOGRAFÍA	81
11 ANEXOS.....	82
11.1 ANEXO I. RELACIÓN DEL TRABAJO CON LOS OBJETIVOS DE DESARROLLO SOSTENIBLE DE LA AGENDA 2030.....	82

<i>Tabla 1. Resumen de los datos del TFM. Fuente: Elaboración propia a partir de la plantilla de propuesta del título de TFM.</i>	1
<i>Tabla 2. Resumen de los objetivos, metodología y plan de trabajo del TFM. Fuente: Elaboración propia a partir de la plantilla de propuesta de título de TFM.</i>	2
<i>Tabla 3. Caudales medios, punta y máximos en la situación actual y futura de entrada a la EDAR.</i>	31
<i>Tabla 4. Temperatura promedio mensual del agua bruta de entrada a la EDAR (en °C).</i>	31
<i>Tabla 5. Parámetros contaminantes del agua de entrada a la EDAR en tiempo seco.</i>	32
<i>Tabla 6. Concentraciones de la DBOL, DQO, SST, fósforo total, nitrógeno total, amonio y nitrato del agua influente a la EDAR.</i>	32
<i>Tabla 7. Parámetros del agua de entrada a la EDAR medidos de forma directa.</i>	33
<i>Tabla 8. Variables del modelo matemático medidas de forma indirecta.</i>	34
<i>Tabla 9. Valores por defecto de los factores de conversión utilizados por el programa DESASS 7.1© (Fuente: Programa DESASS 7.1©).</i>	35
<i>Tabla 10. Resumen de los factores de conversión válidos a introducir en el programa DESASS 7.1© (Fuente: programa DESASS 7.1©).</i>	35
<i>Tabla 11. Límites de vertido en el efluente de la EDAR.</i>	36
<i>Tabla 12. Porcentajes mínimo de eliminación de DBO₅, DQO y sólidos en suspensión después del tratamiento secundario.</i>	36
<i>Tabla 13. Parametros del elfuente secundario necesarios para el cálculo del filtro (tratamiento terciario) en el esquema A/O.</i>	40

Tabla 14. Características de los material más típicos en un filtro multimedia. _____	42
Tabla 15. Características de operación de un filtro multimedia. _____	42
Tabla 16. Cálculos del área ocupada por los filtros para todas las condiciones de operación. _____	43
Tabla 17. Cálculo del coste de los filtros granulares. _____	43
Tabla 18. Resumen del dimensionamiento de los decantadores primarios en el esquema A ₂ /O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS. _____	44
Tabla 19. Resumen de los calculos hidráulicos en los decantadores primarios en el esquema A ₂ /O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS. _____	44
Tabla 20. Resumen del caudal en condiciones punta y media a la entrada y la salida de los decantadores primarios en el esquema A ₂ /O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS. _____	45
Tabla 21. Resumen de las zonas en las que se dividen las balsas biológicas en el esquema A ₂ /O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS. _____	45
Tabla 22. Concentración de sólidos en suspensión a la entrada al decantador secundario en el esquema A ₂ /O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS. _____	46
Tabla 23. Resumen del dimensionamiento de los decantadores secundarios en el esquema A ₂ /O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS. _____	46
Tabla 24. Valores hidráulicos de los decantadores secundarios en el esquema A ₂ /O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS. _____	47
Tabla 25. Cálculo del porcentaje de eliminación de DBO ₅ , DQO y de SST en la línea de aguas en el esquema A ₂ /O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS. _____	47
Tabla 26. Resumen de los valores de los componentes solubles en el efluente secundario y comparación con los límites de vertido en el esquema A ₂ /O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS. _____	47
Tabla 27. Resumen de los componentes DQO, DBO ₅ , de N _T , del fósforo total y del pH en el efluente secundario para el esquema A ₂ /O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS. _____	48
Tabla 28. Dosificación de reactivos en el esquema A ₂ /O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS. _____	48
Tabla 29. Necesidades de oxígeno en condiciones estándar y reales para las zonas aerobias de las balsas biológicas en el esquema A ₂ /O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS. _____	49
Tabla 30. Características de cada uno de los espesadores por gravedad en el esquema A ₂ /O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS. _____	50
Tabla 31. Características del dimensionamiento de los espesadores por flotación en el esquema A ₂ /O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS. _____	50
Tabla 32. Relación del caudal de biogás producido y del porcentaje en volumen de metano, dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno en el gas en el esquema A ₂ /O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS. _____	51
Tabla 33. Resumen del dimensionamiento de los decantadores primarios en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS. _____	52
Tabla 34. Resumen de los calculos hidráulicos en los decantadores primarios en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS. _____	53
Tabla 35. Resumen de los caudales en condiciones medias y punta a la entrada y la salida de los decantadores primarios en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS. _____	53
Tabla 36. Resumen de las características de las zonas en las que se dividen las balsas biológicas en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS. _____	54
Tabla 37. Valores de los sólidos en suspensión a la entrada de los decantadores secundarios en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS. _____	54
Tabla 38. Resumen del dimensionamiento de los decantadores secundarios en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS. _____	55
Tabla 39. Resumen de los cálculos hidráulicos en el programa DESASS en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS. _____	55
Tabla 40. Cálculo del porcentaje de eliminación de DBO ₅ , de DQO y de SST global en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS. _____	55
Tabla 41. Valores de los componentes solubles y comparación con los límites de vertido a cauce receptor en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS. _____	56
Tabla 42. Resumen de los valores de los componentes a los que se le aplica el límite de vertido al cauce receptor en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS. _____	56

Tabla 43. Valores de la dosificación de reactivo para la precipitación del fósforo en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.	56
Tabla 44. Necesidades de oxígeno en condiciones estándar y condiciones reales para las zonas aerobias de las balsas biológicas en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.	57
Tabla 45. Dimensionamiento de cada uno de los espesadores por gravedad en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.	58
Tabla 46. Dimensionamiento de cada uno de los espesadores por flotación en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.	58
Tabla 47. Resumen de los valores de caudal de biogás producido en el digestor anaerobio y del porcentaje en volumen del metano, del dióxido de carbono y del sulfuro de hidrógeno en el digestor anaerobio en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.	59
Tabla 48. Dimensiones de los decantadores primarios para el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.	61
Tabla 49. Resumen de los volúmenes de material necesarios para construir cada decantador primario en el esquema A/O.	62
Tabla 50. Resumen de los costes de construcción asociados a los decantadores primarios en el esquema A/O, incluidos mano de obra y maquinaria.	62
Tabla 51. Mediciones del volumen de material necesario para las balsas biológicas en el esquema A/O.	63
Tabla 52. Costes de construcción de las balsas biológicas en el esquema A/O.	64
Tabla 53. Dimensiones de los decantadores secundarios en el esquema A/O.	64
Tabla 54. Mediciones de los volúmenes de material necesarios para construir cada uno de los decantadores secundarios en el esquema A/O.	65
Tabla 55. Coste de construcción de los decantadores secundarios en el esquema A/O.	65
Tabla 56. Dimensiones de los espesadores por gravedad en el esquema A/O.	65
Tabla 57. Mediciones de los materiales necesarios para la construcción de los espesadores por gravedad en el esquema A/O.	66
Tabla 58. Dimensiones de los espesadores por gravedad para el fango secundario en el esquema A/O.	66
Tabla 59. Recopilación del coste de construcción de los espesadores por gravedad para el fango secundario en el esquema A/O.	67
Tabla 60. Dimensiones de los digestores anaerobios en el esquema A/O.	68
Tabla 61. Recopilación de los costes de construcción de los digestores anaerobios en el esquema A/O.	68
Tabla 62. Dimensiones de los depósitos tampón en el esquema A/O.	68
Tabla 63. Recopilación de los costes asociados a la construcción de los depósitos tampón en el esquema A/O.	69
Tabla 64. Resumen de los costes de energía para el esquema A/O.	70
Tabla 65. Resumen de los costes en el esquema A/O.	70
Tabla 66. Dimensiones de los decantadores primarios en el esquema A ₂ /O.	71
Tabla 67. Desglosado de los volúmenes de material necesarios para los decantadores primarios en el esquema A ₂ /O.	72
Tabla 68. Costes de la construcción de los decantadores primarios en el esquema A ₂ /O.	72
Tabla 69. Mediciones del material necesario para el cálculo de los costes de las balsas biológicas en el esquema A ₂ /O.	73
Tabla 70. Resumen de los costes de construcción de las balsas biológicas en el esquema A ₂ /O.	73
Tabla 71. Dimensiones de los decantadores secundarios en el esquema A ₂ /O.	74
Tabla 72. Mediciones de los materiales necesarios para construir un decantador secundario en el esquema A ₂ /O.	74
Tabla 73. Resumen de los costes de construcción de los decantadores secundarios en el esquema A ₂ /O.	75
Tabla 74. Dimensiones del espesador por gravedad para el fango primario en el esquema A ₂ /O.	75
Tabla 75. Coste total de construcción del espesador por gravedad para el fango primario en el esquema A ₂ /O.	76
Tabla 76. Dimensiones del espesador por gravedad para el fango secundario en el esquema A ₂ /O.	76
Tabla 77. Resumen de los costes de la construcción del espesador por gravedad para el fango secundario en el esquema A ₂ /O.	77
Tabla 78. Dimensiones de cada uno de los digestores anaerobios en el esquema A ₂ /O.	78
Tabla 79. Coste de construcción de los digestores anaerobios en el esquema A ₂ /O.	78
Tabla 80. Dimensiones de los depósitos tampón en el esquema A ₂ /O.	78
Tabla 81. Coste de construcción de los depósitos tampón en el esquema A ₂ /O.	79
Tabla 82. Resumen de los costes de la energía para el esquema A ₂ /O.	80

Tabla 83. Resumen de los costes totales estimados para el estudio económico del esquema A₂/O. _____ 80

Figura 1. Esquema Ludzack-Ettinger modificado.....	14
Figura 2. Proceso BARDENPHO.....	17
Figura 3. Esquema A ₂ /O.....	18
Figura 4. Esquema University of Cape Town (UCT).....	18
Figura 5. Esquema UCT modificado.....	18
Figura 6. Esquema Johannesburgo (JHB).....	19
Figura 7. Captura del programa DESASS 7.1 [®] del esquema A ₂ /O simulado.....	38
Figura 8. Captura del programa DESASS 7.1 [®] del esquema A/O simulado.....	39
Figura 9. Sección transversal de un decantador primario en el esquema A/O. Elaboración propia.....	61
Figura 10. Sección transversal de un decantador secundario en el esquema A/O.....	64
Figura 11. Sección transversal de un espesador por gravedad en el esquema A/O.....	66
Figura 12. Sección transversal de un espesador por gravedad para el fango secundario en el esquema A/O.....	67
Figura 13. Dimensiones de los decantadores primarios en el esquema A ₂ /O.....	71
Figura 14. Sección transversal de un decantador secundario en el esquema A ₂ /O.....	74
Figura 15. Sección transversal de un espesador por gravedad para el fango primario en el esquema A ₂ /O.....	76
Figura 16. Sección transversal del espesador por gravedad para el fango secundario en el esquema A ₂ /O.....	77

3 INTRODUCCIÓN

Durante las últimas décadas, la legislación que regula las características físicas, químicas y/o biológicas de las aguas residuales tratadas en Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales (EDAR) en España se ha ido volviendo cada vez más restrictiva. En consecuencia, las técnicas de depuración se han ido haciendo cada vez más complejas, llevando al desarrollo de mejores técnicas de depuración (más compactas, más rápidas, más eficientes energéticamente, etc.) que aporten una solución a la problemática de la depuración y sean viables técnica, económica y socialmente.

En vista a esto, las nuevas Estaciones Depuradoras que se construyen principalmente en Europa y particularmente, en España, hacen uso de nuevas tecnologías de depuración como los biorreactores de membranas o tecnologías más probadas como los procesos convencionales de fangos activados. Para el presente trabajo se han realizado las simulaciones de configuraciones de procesos convencionales de fangos activados con adición de reactivos (en concreto, cloruro férrico), para facilitar la eliminación por vía química del fósforo y poder cumplir límites de vertido.

En la introducción, se va a informar sobre la historia de la depuración de aguas residuales a lo largo de la historia, principalmente en Europa y Estados Unidos. Para el caso particular de España, se informará tanto de antes de su entrada en la Comunidad Económica Europea (CEE, actualmente conocida como Unión Europea (UE)) como de después de su incorporación a esta unión política internacional.

En el caso particular de España, tras la transcripción de la Directiva 91/271/CEE, que trata sobre el tratamiento de las aguas residuales urbanas en la Unión Europea y define las condiciones en las cuales se debe recoger y tratar las aguas residuales en zonas urbanas según el tamaño de la aglomeración urbana, entre otros objetivos de la directiva, se experimentó un auge en el número de depuradoras operativas en nuestro país, pasando de menos de 200 estaciones depuradoras a principios de la década de los 80, habilitadas principalmente en las grandes aglomeraciones urbanas como Madrid, Valencia, Sevilla, etc. a más de 1000 Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales (en adelante EDAR) a finales de los años noventa, logrando dar cobertura a más del 90 % de la población española en materia de saneamiento de las aguas residuales.

En los últimos años, desde Europa (léase Unión Europea), se han ido elaborando políticas encaminadas a favorecer y fomentar la transición hacia una economía circular. Las políticas de la consecución de una economía circular se basan en los Objetivos de Desarrollo Sostenible contemplados en la Agenda 2030. En el presente trabajo se incluirá un ensayo sobre estos Objetivos de Desarrollo Sostenible, sobre todo la parte incluida en el anexo I, y se indicará el grado de cumplimiento de aquellos a los que está enfocado el presente trabajo de simulación de la EDAR de Silvouta, situada en Santiago de Compostela.

Según esta política, las EDAR actuales se van a ir considerando como Estaciones Recuperadoras de Recursos (ERR), debido a que nutrientes como el nitrógeno y el fósforo contenidos en las aguas residuales, pueden suponer un recurso estratégico. El nitrógeno contenido en el agua se puede utilizar como fertirrigación para reducir la dependencia de los fertilizantes artificiales por parte de la Unión Europea y el fósforo recuperado del agua residual se puede utilizar para reducir las necesidades de extracción de roca fosfática del suelo, recurso no renovable estratégico y del cual la Unión Europea no dispone de reservas en su territorio.

Para comenzar con la narración de la historia mundial de la depuración, se hablará brevemente sobre los sistemas de depuración utilizados por los romanos y de alguna que otra civilización anterior, luego durante la Edad Media no hubo muchos avances en materia de depuración, ni de aguas potables ni de aguas residuales. Más tarde se da un salto a la época victoriana en el Reino Unido (entonces Imperio Británico), donde hubo un caso muy famoso de epidemia de cólera durante los años 40 y 50 del siglo XIX que fue resuelto mediante la aplicación del método científico y de la joven ciencia de la estadística. El médico inglés que resolvió la causa del brote infeccioso se llamaba John Snow y sentó las bases de la epidemiología moderna. Tras el desarrollo

de las técnicas de depuración modernas a partir del trabajo de este médico, se empezaron a construir las primeras Estaciones Depuradoras de Aguas a principios del siglo XX en los países del norte de Europa, para seguir con la historia de la depuración en Europa.

Tras una breve explicación de la historia de la depuración, en el siguiente apartado se hablará brevemente de las leyes que regulan la depuración de aguas residuales, la operación de las EDAR y la obra civil en las EDAR.

A continuación, se describirán los distintos elementos que componen una EDAR, porqué es importante la eliminación del nitrógeno y del fósforo, los distintos esquemas utilizados para la depuración de aguas residuales, etc.

Para terminar con la introducción del ámbito de investigación del presente Trabajo de Final de Máster para el Máster Universitario de Ingeniería Ambiental, se describe brevemente el caso particular sobre el que trata este Trabajo Final de Máster, que es la situación de la EDAR de Silvouta, la cual da servicio a la ciudad gallega de Santiago de Compostela, haciendo especial hincapié en la problemática que rodea a esta EDAR, explicando muy brevemente la solución constructiva adoptada y las hipótesis seleccionadas para poder cumplir con las limitaciones impuestas por parte de la legislación aplicable a esta zona.

3.1 BREVE HISTORIA DE LA DEPURACIÓN

A lo largo de los siglos, los humanos han ido desarrollando maneras de mantener segura el agua que consumían para beber y cocinar, mediante la elaboración de bebidas alcohólicas como la cerveza o el vino.

Sin embargo, hasta la época romana no se encuentran muchos ejemplos del uso de tecnologías de depuración activa del agua.

En el caso de los romanos, se empezó a utilizar filtros de arena para depurar el agua captada en cauces o lagos, en aguas naturales, aunque la explotación de acuíferos naturales no estaba tan generalizada como en la actualidad, porque el número de personas era mucho menor y el consumo de agua de la gente que no vivía en la ciudad de Roma o alrededores era mucho menor.

Los filtros de arena que utilizaban los romanos no eliminaban microorganismos del agua, pero si eliminaban los sólidos que podían dar sabor y olor al agua potable. Por otra parte, los romanos añadían vinagre o vino al agua para potabilizarla, debido a la acidez del vinagre o el alcohol del vino. Durante la época del imperio romano, para la recogida de las aguas residuales se construían redes de alcantarillado en las principales ciudades del imperio, como Arrelate, Roma, Ravenna, Ostia y otras ciudades.

Sin embargo, en la provincia de Britannia no se solía construir redes de alcantarillado, pues se consideraba parte de la frontera. Durante la época romana se utilizaron extensamente los filtros lentos de arena y las lagunas de secado, pues resultaba una forma fácil y factible técnicamente para los romanos.

Tras la caída del imperio romano, no se realizaron demasiados avances en el tema de la depuración de las aguas, pues durante la Edad Media, principalmente los primeros siglos, gran parte de los sistemas de alcantarillado construidos por los romanos cayeron en desuso, no sólo porque se perdió parte de la información sobre cómo mantenerlos o construirlos, sino también porque la distribución población se adaptó a un modelo territorial más rural, al abandonarse la mayoría de las ciudades. A partir de los últimos siglos de la Edad Media, se tendió hacia una preocupación mayor por la higiene, aunque aún se arrojaban los productos de desecho humanos por las ventanas de los edificios. En conclusión, las técnicas de depuración de las aguas residuales apenas avanzaron durante la Edad Media europea.

Durante la primera Revolución Industrial, se volvieron a realizar obras de alcantarillado en las grandes ciudades del Imperio Británico, como Londres, Leicester o Manchester. Para la evaluación de la contaminación

de los ríos de Gran Bretaña, se definió el parámetro de la DBO₅ (Demanda Biológica de Oxígeno a los 5 días), porque los ríos en esta isla tardan cinco días o menos en desaguar al mar desde la cabecera del cauce.

Durante el siglo XIX se dieron varias epidemias de cólera en la ciudad de Londres, que fueron investigadas por el que es considerado el padre de la epidemiología moderna, el médico inglés John Snow. John Snow disfrutaba de una muy buena capacidad de observación, razonamiento lógico y una buena dosis de perseverancia. Nacido a finales del invierno de 1813, desde muy joven se caracterizó por las virtudes enumeradas en la anterior frase. Aunque se le conoce por ser un muy brillante anestesiólogo, es en el campo de la epidemiología donde se le considera el padre de la epidemiología moderna, por la resolución de las causas de una epidemia de cólera sucedida en cierta zona de Londres durante los años 40 y 50 del siglo XIX.

Aunque a principios del siglo XIX se produjo una epidemia de cólera en Londres, no fue hasta la segunda, acaecida en otoño de 1848, la cual causó una gran mortandad, durante la cual John Snow empezó a formular la hipótesis que lo haría famoso para los epidemiólogos posteriores a él. En esa época, el modo de transmisión del cólera era desconocido y los médicos eran partidarios de dos teorías.

Por una parte, la teoría del contagio, es decir, que la enfermedad se transmitía por contacto con la ropa y las pertenencias de la persona enferma y por otra parte, la teoría miasmática, teoría que suponía que las enfermedades se transmitían debido a la transmisión de las “miasmas” mediante el viento, siendo éstas una suerte de vapores tóxicos emanados de la materia en descomposición que expandían la enfermedad entre la población.

Sin embargo, John Snow no compartía la opinión de sus colegas, por lo que formuló una hipótesis novedosa para la época: el cólera era causado por la ingestión de una “materia mórbida”, que causaba un síndrome diarreico que llevaba a la deshidratación y a la muerte, que terminaba en el agua destinada para beber y cocinar y era ingerida, cerrando el círculo. Hoy sabemos que es debido al crecimiento excesivo de una cepa virulenta de *E. coli*. Y a no lavarse bien las manos después de ir al baño.

John Snow decidió investigar su comportamiento epidemiológico, empezando por estudiar los registros de defunciones durante 1848, analizando los casos de cólera de manera estadística, anotando el lugar donde había sucedido el fallecimiento, la frecuencia de los casos, y obteniendo mapas de concentración de muertes por cólera en la zona de Londres. Pero fue durante la tercera epidemia de cólera en el período 1853-1854 que John Snow determinó que el origen del brote de cólera se encontraba en una fuente pública situada en la calle entonces conocida como *Broad Street* (ahora *Broadwick Street*), debido a infiltraciones de materia fecal desde la red de alcantarillado a través al pozo de la bomba. Al inhabilitar la bomba, la gravedad del brote se redujo significativamente, aunque desafortunadamente no lo eliminó completamente. Sin embargo, como la comunidad médica no creía en su teoría, se cedió a las presiones del público y se volvió a abrir la bomba. Su teoría fue aceptada tras los experimentos de Louis Pasteur, que demostraron que la mayoría de las enfermedades eran causadas por microorganismos que están presentes en todas partes, llevando a la desestimación de la teoría miasmática.

Por su innovadora teoría y la aplicación práctica de ésta a las epidemias de cólera durante la mitad del siglo XIX, se considera a John Snow el padre de la epidemiología moderna, lo que derivó en la construcción y abastecimiento de las plantas depuradoras de aguas residuales, objeto del presente trabajo.

A partir de su trabajo, se empezó a realizar análisis de la contaminación en las aguas superficiales naturales (ríos, lagos, marismas, etc.), empezando a desarrollarse métodos y técnicas de control de la calidad de las aguas de abastecimiento humano, de las aguas residuales, tanto urbanas como industriales, y de las aguas recreativas (de baño, embalses, etc.).

Como en el Reino Unido el tiempo de residencia desde la cabecera hasta la desembocadura en ningún río del país supera los cinco días, se consideró que la DBO₅ era un buen parámetro para medir la calidad de las aguas naturales. Sin embargo, en España algunos ríos, como el Tajo, son más largos y ese parámetro no es adecuado para caracterizar las aguas residuales y se debe usar la DBO límite como parámetro. Se sigue utilizando porque es aún más rápido que esperar 20, 21 o 28 días.

A pesar de que en Reino Unido ya se iban desarrollando técnicas de depuración, en España desgraciadamente aún no se habían empezado a desarrollar depuradoras de aguas residuales, vertiendo directamente a los cauces pluviales. Hasta los años ochenta, no se empezó en España a construir de forma regular Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales, con la entrada de ésta en la Unión Europea y la obligación de aplicar las directivas propuestas por la UE en materia de depuración y saneamiento de aguas residuales.

Para resumir, aunque la preocupación por disponer de un agua limpia ha sido siempre una máxima para el ser humano, hasta muy recientemente (apenas un siglo en Europa, pocas décadas en España) no se ha contado con una tecnología lo suficiente rápida o robusta como para devolver la calidad inicial al agua utilizada y transformada en agua residual, refiriéndome por supuesto a las EDARs. A continuación, se van a describir los elementos que son utilizados en la depuración de las aguas residuales.

3.2 DESCRIPCIÓN DE LOS ELEMENTOS DE DEPURACIÓN TÍPICOS EN UNA EDAR

El objetivo de las Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales es depurar las aguas para que cumplan con la legislación y los límites de vertido establecidos para el cauce receptor, evitando así daños irreversibles al ecosistema. El agua afluyente a la EDAR entra normalmente cargada de materia orgánica, nitrógeno en forma amoniacal y fósforo. A través de procesos físicos, químicos y biológicos se reduce esa carga entrante, mejorando la calidad del agua tratada. Las entidades legislativas marcan unos límites de vertidos en los siguientes parámetros:

- Sólidos suspendidos (SS)
- DQO
- DBO₅
- Nitrógeno total
- Fósforo total y ortofosfatos.

Las EDAR que presentan el aprovechamiento energético de la corriente de biogás constan de líneas de agua, de líneas de fango y de líneas de gas. A continuación se describe los elementos que habitualmente forman parte de estas infraestructuras.

3.2.1 LÍNEA DE AGUAS

En las líneas de aguas el objetivo es que al agua bruta (el afluyente o influente a la EDAR) se les apliquen unos tratamientos que permitan eliminar la mayor parte de la carga orgánica y de nutrientes (principalmente nitrógeno y fósforo) para que el efluente (el agua depurada) no cause problemas de contaminación inadmisibles aguas abajo de la depuradora. Las etapas por las que pasa el agua a tratar son las siguientes: pretratamiento, tratamiento primario, tratamiento secundario y avanzado.

3.2.1.1 PRETRATAMIENTO

El pretratamiento es la infraestructura depuradora en la línea de aguas que se encuentra aguas abajo (en el sentido contrario al flujo del afluyente) del tratamiento primario. Éste consta de los siguientes elementos: tanques de tormenta, obra de llegada (pozo de muy gruesos o canal de entrada), bombeo de agua bruta, desbaste (rejas de medios, rejas de finos y tamices) y desarenadores-desengrasadores. El pretratamiento, aunque no se considera un tratamiento como tal con el que sea posible reducir la carga contaminante de los vertidos, si desempeña un papel fundamental en la medida en que elimina elementos que pueden ocasionar

descensos en el rendimiento del tratamiento y, sobre todo, ayuda a proteger los equipos, partes y unidades de la depuradora de daños que pueden resultar nefastos para el funcionamiento de la planta y el sistema de evacuación y transporte de las agua residuales, en general

3.2.1.1.1 TANQUES DE TORMENTA

Los tanques de tormenta se ocupan de evitar que las avenidas de agua durante los episodios de lluvias torrenciales provoquen daños en la planta. Se caracterizan por sus grandes dimensiones, con una profundidad en torno a los 2-3 m, permitiendo un tiempo de retención hidráulico de al menos 6 h. El tiempo de retención hidráulico es el tiempo medio en que una partícula líquida permanece dentro de un volumen de almacenamiento de fluidos, en este caso, agua. Los tanques de tormenta se implementan al inicio de la instalación como una de las barreras de protección de la planta frente a inundaciones.

Suelen ser de base cuadrada o rectangular con suficiente profundidad como para laminar los picos de caudal y mejorar el funcionamiento de la planta aguas abajo de los tanques de tormenta, además de retener parte de los sólidos arrastrados en el fondo, actuando como una suerte de decantadores o sedimentadores. Su uso está muy extendido en España por el carácter imprevisible de las precipitaciones a lo largo del año. Tras los tanques de tormenta se encuentra normalmente la obra de llegada a la planta, con un pozo de gruesos o muy gruesos.

3.2.1.1.2 OBRA DE LLEGADA- POZO DE GRUESOS

No todas las depuradoras disponen de un pozo de gruesos o muy gruesos para la recepción de las aguas influentes a la planta, algunas disponen de canales de entrada con rejillas de medios y tamices de limpieza automática. No obstante, siempre que el caudal tratado por la planta sea considerable, suelen tener un pozo de gruesos o muy gruesos como obra de llegada.

Las dimensiones de los pozos de gruesos mínimas deben ser de $1.5 \times 1.5 \times 1.5 \text{ m}^3$, con el fin de que la cuchara bivalva que recoge los sólidos retenidos en este pozo pueda maniobrar. Los criterios de diseño para los pozos de gruesos son la carga hidráulica a caudal punta y a caudal medio, así como el tiempo de retención hidráulico. La profundidad del pozo de gruesos recomendada es mayor de 2 m para que los sólidos se depositen en el fondo. Cerca de la cuchara bivalva hay un contenedor donde se acumulan los sólidos recuperados del fondo del pozo.

Normalmente estos pozos están dentro del edificio de pretratamiento, porque emiten olores desagradables, una de las principales fuentes de contaminación de las EDARs actuales. Por ello, también deben disponer de una sonda medidora de H_2S , gas corrosivo, irritante y maloliente que, al acumularse puede provocar daños irreversibles o la muerte del operario. Para evitar que los objetos voluminosos o problemáticos (maderos, cañas, carros, juguetes, toallitas, fibras, etc.) causen problemas aguas arriba del pozo en la maquinaria hay una rejilla con la separación suficiente para retener los objetos más voluminosos, que permite retener parte de los sólidos.

3.2.1.1.3 BOMBEO DE AGUA BRUTA

Normalmente, el bombeo de agua bruta se utiliza para impulsar el agua desde el pozo de gruesos y que el agua en el resto de la planta discorra por gravedad. Las bombas utilizadas normalmente son bombas centrífugas, que permiten operar en un amplio rango de alturas y caudales. Desde el bombeo de agua bruta, el agua llega al desbaste

3.2.1.1.4 DESBASTE- REJAS DE MEDIOS Y TAMICES

En el desbaste se retienen los sólidos no tan voluminosos, de tamaño medio así como la materia flotante que podría ocasionar obstrucciones en la maquinaria aguas abajo del desbaste. Las rejillas que se suelen utilizar

permiten retener los sólidos medios, y pueden ser de limpieza manual o automática. Los sólidos retenidos en las rejillas se transportan mediante un tornillo a un contenedor. Los residuos retirados se pueden considerar como residuos peligrosos si contienen aceites y grasas y deben ser gestionados por un gestor autorizado. La separación entre las rejillas suele ser entre 1 y 2 cm y con un espesor del barrote de 1 a 1.5 cm. En el caso de los tamices, permiten retener sólidos coloidales y su limpieza suele ser automática. El criterio de diseño de las rejillas de medio o finos y los tamices es fijando el calado y una velocidad de circulación del agua por el canal entre 0.6 m/s y 1 m/s para caudal medio, y más de 1.4 m/s para caudal punta, con el fin de evitar estancamiento del agua residual y producción de malos olores. Tras el desbaste, el agua entra a la zona de desarenadores-desengrasadores.

3.2.1.1.5 DESENGRASADORES-DESARENADORES

Los desarenadores se utilizan para proteger las partes móviles del equipo mecánico de la abrasión de las arenas, para reducir el atascamiento en las conducciones o canales y para evitar la presencia de materia inerte en los digestores de fango anaerobios o en los tanques de aireación. En general, hay dos tipos de desarenadores, los desarenadores de flujo horizontal y los desarenadores aireados. En los primeros, el flujo pasa a través de la cámara en la dirección horizontal y la velocidad del flujo está controlada por las dimensiones de la unidad o utilizando presas especiales en el extremo del efluente. En los segundos el flujo es en espiral y es controlado por las dimensiones y cantidad de aire suministrado a la unidad. (Fuente: Tratamientos Físicos y Químicos de Aguas Residuales, 2005. Seco, A. et al., Editorial Universitat Politècnica de València). Los desarenadores de flujo horizontal se utilizan para plantas pequeñas y los desarenadores de flujo aireado se utilizan para plantas de mediano y gran tamaño.

El criterio de diseño de los desarenadores desengrasadores es el tiempo de retención hidráulico a caudal punta. Los desarenadores-desengrasadores son normalmente de planta cuadrada o rectangular. En el caso de utilizarse como desengrasadores, el tiempo de retención hidráulico suele estar entre 12 y 16 minutos. Además se debe añadir una zona adicional de desengrasado al desarenador de al menos un tercio del ancho obtenido del desarenador y con un tercio de la profundidad. Si se utilizan como desarenadores, el tiempo de retención a caudal punta oscila entre dos y cinco minutos, con un tiempo típico de 3 minutos.

3.2.1.1.6 TANQUES DE HOMOGENEIZACIÓN

Los tanques de homogeneización se utilizan para evitar los problemas de operación causados por las variaciones en la calidad y caudal de entrada a la planta y para mejorar el rendimiento de los distintos procesos. Se puede regular el caudal en serie o en paralelo, pasando en el primer caso todo el caudal por el tanque de regulación, permitiendo no sólo un caudal constante, sino también una homogeneización del agua a tratar. En el otro esquema, sólo se regula el caudal en exceso sobre el caudal medio diario, sin embargo, aunque hay ahorro energético en el bombeo, se consigue una peor homogeneización. Los tanques de homogeneización se encuentran entre los desarenadores-desengrasadores y los tratamientos primarios.

3.2.1.2 TRATAMIENTO PRIMARIO

El tratamiento primario puede consistir en unos decantadores primarios o en un tratamiento fisicoquímico de coagulación-floculación. El objetivo de la decantación primaria es la eliminación del agua residual de la mayor parte de la materia fácilmente sedimentable, que suele consistir en materia inerte que no va a ser aprovechada por las bacterias presentes en el reactor biológico.

La coagulación es un proceso químico que consiste en que, mediante la adición de unas sustancias llamadas coagulantes, se consigue desestabilizar la capa eléctrica que repele las partículas cargadas entre sí, permitiendo que las partículas se unan y formen flóculos que sedimentan. Para favorecer la coagulación, se mezcla el agua con el coagulante mediante unas palas de mezclado rápido y, luego, para favorecer la floculación, se transmite el agua con las partículas coagulando a una cámara de mezcla donde se mezcla más

lentamente. Para determinar la dosis óptima de coagulante, se realizan ensayos en laboratorio llamados *jar-test*.

Los criterios para el diseño de los decantadores primarios son la carga superficial a caudal medio y a caudal punta, eligiéndose la mayor superficie obtenida según cada uno de esos dos criterios, y el tiempo de retención hidráulico, que para 20 °C y un porcentaje de eliminación de sólidos suspendidos típico del 60 % está en las dos horas y media.

En el caso de los decantadores primarios, la temperatura del agua influente influye en la superficie que ocupan porque una menor temperatura empeora la capacidad de sedimentar del fango, obligando a añadir un factor de corrección de la superficie por temperatura. A menor temperatura, mayor superficie es necesaria para eliminar el mismo porcentaje de sólidos en suspensión y de DQO y DBO₅ que a 20 °C. También se debe comprobar que la carga sobre vertedero se encuentre dentro del intervalo de valores típico, tanto a caudal punta como a caudal medio.

El tamaño de los decantadores primarios no debe ser mayor de 30 m, para evitar fenómenos de resuspensión de fangos debido a las ráfagas de viento, siendo la profundidad de los sedimentadores primarios habitual de 2.5 a 4.1 m.

3.2.1.3 TRATAMIENTO SECUNDARIO

El objetivo del tratamiento secundario es la remoción de la materia orgánica, del nitrógeno y del fósforo del agua residual, principalmente mediante procesos biológicos y, en el caso del fósforo, a veces por vía química. Para ello, se pueden utilizar distintos esquemas de configuración del reactor biológico y de los decantadores secundarios. Para la eliminación del fósforo por vía química se utilizará el esquema del proceso Ludzack-Ettinger modificado para eliminar biológicamente el nitrógeno. Este esquema también se conoce como esquema A/O, porque presenta una zona anóxica (sin aporte de oxígeno externo) seguida de una zona aerobia. Este esquema se muestra a continuación:

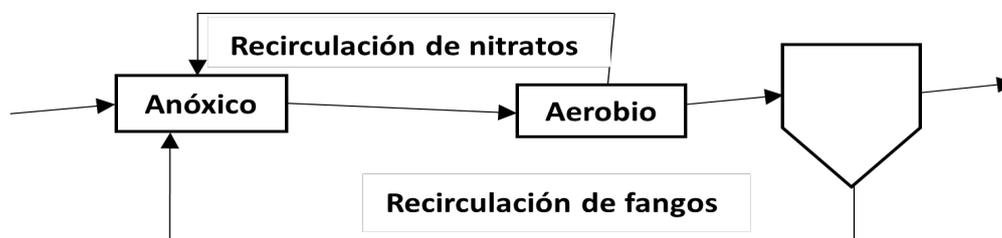


Figura 1. Esquema Ludzack-Ettinger modificado.

La eliminación de nitrógeno y fósforo es importante porque el vertido sin depurar del agua al medio receptor puede provocar problemas como la eutrofización. La eutrofización es un fenómeno que conlleva la aparición de zonas muertas (zonas sin oxígeno disuelto) en las masas de agua debido al crecimiento desmesurado de algas y/o plantas acuáticas por el aporte excesivo de nutrientes, que conducen a un decremento del oxígeno disuelto disponible. Para que se produzca la eutrofización el vertido de nutrientes debe ser aprovechado por las algas y/o las plantas acuáticas y no por otros microorganismos. En los sistemas de depuración con fangos activados, el tratamiento secundario consiste en un conjunto de reactor biológico y decantador secundario, para poder separar el fango biológico del agua tratada, siendo los decantadores secundarios más grandes que los decantadores primarios.

3.2.1.3.1 REACTOR BIOLÓGICO Y ESQUEMAS DE TRATAMIENTO

En el reactor biológico las bacterias transforman la materia orgánica soluble en materia suspendida, que en los decantadores secundarios o clarificadores se extrae mediante bombas de succión, porque el fango biológico no sedimenta bien.

3.2.1.3.1.1 PROCESOS DE NITRIFICACIÓN Y DENITRIFICACIÓN

Para la remoción biológica del nitrógeno, primero se produce el proceso de nitrificación, seguido del proceso de desnitrificación.

Por una parte, el proceso de nitrificación consiste en la oxidación biológica del nitrógeno en forma amoniacal presente en el medio primero a nitrito y después el nitrito producido se oxida a nitrato. Como la cantidad de iones amonio y nitrato necesaria para asimilar el dióxido de carbono es muy elevada, estas bacterias presentan una baja velocidad de crecimiento y requieren edades del fango más elevadas que sólo si tienen lugar procesos para eliminar materia carbonosa.

Las bacterias encargadas de este proceso se conocen como bacterias nitrificantes, son bacterias autótrofas aerobias estrictas, y se pueden clasificar en dos grupos: Las bacterias amonioxidantes y las bacterias nitritooxidantes. Las primeras transforman el amonio en nitrito, que es aprovechado por las segundas para también realizar los procesos de obtención de energía para la síntesis celular. En la mayoría de las EDAR, el amonio es oxidado por las AOB del género *Nitrosomonas* mientras que el género *Nitrospira* tiene un papel de menor importancia para el tratamiento de aguas residuales (Daims et al., 2009). Las bacterias nitritooxidantes forman cuatro grupos filogenéticos distintos: *Nitrobacter*, Nitrospina, Nitrococcus y *Nitrospira* (Mota et al., 2005), siendo las predominantes en las EDAR las pertenecientes a los géneros *Nitrospira* y *Nitrobacter* (Wagner et al., 1996; Mota et al., 2005) (Fuente: [LOS PROCESOS DE NITRIFICACIÓN Y DENITRIFICACIÓN EN FANGOS ACTIVOS \(usal.es\)](#)).

Las bacterias del género *Nitrospira* son de crecimiento lento. Hay que tener en cuenta que:

- Las bacterias nitrificantes presentan una elevada sensibilidad a los cambios producidos en el sistema.
- Las bacterias nitrificantes tienen una baja tasa de crecimiento. El crecimiento de *Nitrobacter* es sensiblemente superior al crecimiento de *Nitrosomonas*.
- Los tóxicos inhiben el crecimiento por parte de las bacterias.

Mientras que los factores que influyen en el proceso de nitrificación son:

- **Temperatura:** A menor temperatura, se inhibe el crecimiento de *Nitrobacter* y se produce una acumulación de iones nitrito, llevando a tener que operar a elevadas edades del fango para que el proceso sea efectivo (González et al., 2010). La temperatura óptima para el proceso de nitrificación es de 30 °C debido a que las bacterias *Nitrosomas* tienen una tasa de crecimiento óptima.
- **Alcalinidad y pH:** La tasa máxima de nitrificación se da para un pH comprendido entre 7.2 y 9.0 mientras que por debajo de 6.5 la tasa disminuye drásticamente (González et al., 2010). La alcalinidad disminuye durante el proceso de nitrificación porque la oxidación del amonio produce ácidos y iones hidrógeno. Es necesario que el agua tenga suficiente alcalinidad, al menos 100 mg/L de CaCO₃, para que el proceso de nitrificación se desarrolle correctamente.
- **Oxígeno:** La concentración de oxígeno disuelto limita el crecimiento de las bacterias nitrificantes. Una baja concentración conduce a una nitrificación parcial, mientras que una concentración elevada de oxígeno incrementa la accesibilidad a través del flóculo.
- **Nutrientes:** El crecimiento bacteriano se ve disminuido ante la falta de determinados nutrientes como son: N, P, S, Ca, Mg, K, Cl, Fe (Madigan et al., 2009).

- **Amonio y nitrito:** El crecimiento de las AOB y las NOB sigue una cinética de Monod por lo que dependen de las concentraciones de dichas especies químicas.
- **Relación DBO₅/NTK:** Si aumenta esta proporción, disminuyen los microorganismos nitrificantes. Según Bitton (2011) para el proceso combinado de eliminación de carbono y nitrógeno la relación debe ser superior a 5, mientras que si los procesos se encuentran por separado la relación debe ser superior a 3.
- **Sustancias tóxicas:** Las bacterias nitrificantes son muy sensibles a los tóxicos. Las más tóxicas, según Bitton, son: cianuro, fenoles, anilinas, tioureas, plata, mercurio, níquel, cobre, cromo y zinc. Por otra parte, la desnitrificación consiste en la transformación del nitrato en nitrógeno gas, requiriendo para ello el uso simultáneo de zonas anóxicas y aerobias (aerobias para producir el nitrato necesario para poner en marcha el proceso). El proceso lo realizan bacterias heterótrofas facultativas, que pueden utilizar tanto oxígeno como otros aceptores de electrones, tal como el nitrato, conocidas como bacterias desnitrificantes. Las bacterias desnitrificantes aprovechan el nitrato como aceptor de electrones consumiendo la materia orgánica como sustrato, transformándolo en nitrógeno gas. Los principales géneros capaces de realizar este proceso son: *Pseudomonas*, *Archromobacter*, *Alcaligenes*, *Bacillus*, *Hyphomicrobium*, *Chromobacterium*, *Halobacterium*, *Moraxella*, *Micrococcus*, *Neisseria*, *Paracoccus*, *Azospirillum*, *Rhodopseudomonas*, *Proteus*, *Thiobacillus*, *Vibrio*, *Xanthomonas* y *Klebsiella*. Los primeros cinco de estos géneros han sido encontrados en las EDAR (Fuente: [LOS PROCESOS DE NITRIFICACIÓN Y DESNITRIFICACIÓN EN FANGOS ACTIVOS \(usal.es\)](#)).

3.2.1.3.1.2 ELIMINACIÓN BIOLÓGICA DEL FÓSFORO

De la eliminación biológica de fósforo se encargan las bacterias PAO (*Polyphosphate Accumulating Organisms*). Estas bacterias cuando son sometidas a una alternancia entre condiciones anaerobias y anóxicas/aerobias, producen una eliminación neta de fósforo en el agua residual. En una primera etapa anaerobia, es decir, en ausencia de oxígeno, nitrito y nitrato, los PAO son capaces de acumular intracelularmente compuestos orgánicos de cadena corta (ácidos grasos volátiles, AGV) en forma de polímeros internos de reserva (polihidroxialcaonatos, PHA). Para realizar la hidrólisis de las cadenas de polifosfatos intracelulares que contienen estos microorganismos, liberando al medio fósforo en forma de ortofosfatos.

Como las PAO son capaces de captar materia orgánica en condiciones anaerobias, a diferencia de otros microorganismos, presentan una ventaja competitiva. En la segunda etapa, que puede ser aerobia si hay presencia de oxígeno o anóxica por la presencia de nitrito y nitrato y ausencia de oxígeno.

En esta etapa, las PAO degradan la materia orgánica acumulada obteniendo energía para el crecimiento y el mantenimiento celular. Parte de la energía obtenida se utiliza para captar ortofosfato del medio y acumularlo en forma de cadenas de polifosfato que son empleadas como reserva de energía en condiciones anaerobias. El crecimiento de las bacterias PAO se puede favorecer mediante el proceso de elutriación del fango primario, que consiste en recircular el fango del tratamiento primario para la generación de ácidos grasos volátiles, en caso de que el aporte del agua residual no sea suficiente. El S_A producido debe ser al menos el triple del inicial.

Para la eliminación del nitrógeno y del fósforo por vía biológica, los procesos existentes para eliminar fósforo por vía biológica se basan en dos procesos generales que realizan secuencialmente los procesos de contacto entre las zonas anaerobias y aerobias:

- **El proceso PhoStrip** emplea la liberación biológica del fósforo en condiciones anóxicas, con el fin de concentrarlo en una línea auxiliar para su tratamiento químico posterior, y normalmente se añade cal para la precipitación del fósforo.

- **El proceso Bardenpho** se emplea para conseguir la eliminación, tanto del nitrógeno como del fósforo, y consiste en la alternancia entre las condiciones anaerobias, anóxicas y aerobias. El fósforo se elimina mediante la purga del fango. El esquema del proceso Bardenpho es el siguiente:

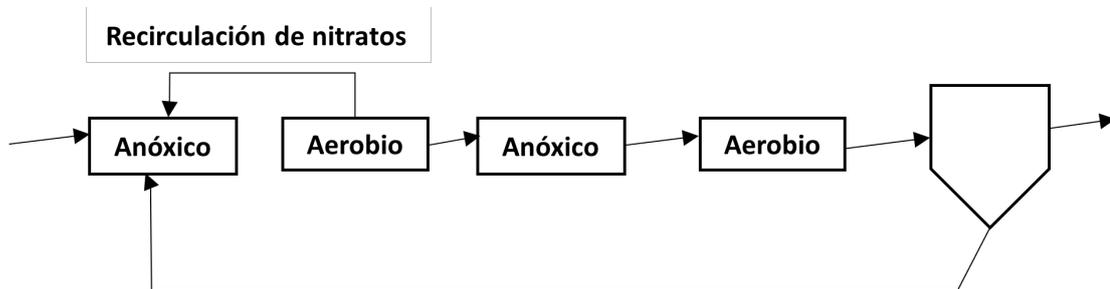


Figura 2. Proceso BARDEPHO.

Como se puede ver, se alterna entre zonas aerobias y anóxicas, para que el proceso de desnitrificación tenga lugar, junto con la nitrificación.

Los objetivos de la eliminación conjunta de nitrógeno y fósforo son los siguientes:

- Una eficacia aceptable en la eliminación de N y P.
- Control de problemas de espumas o *bulking*.
- Minimización de los tamaños de los reactores

El *bulking* es un problema causado por la proliferación de bacterias filamentosas, que retienen en su interior aire y causan que en el efluente aparezcan espumas muy voluminosas que empeoran la calidad del agua.

(Fuente: Ferrer Polo, José; Seco Torrecillas, Aurora; Tratamientos físicos y químicos de aguas residuales. 2005, de la presente edición: Editorial Universitat Politècnica de València www.lalibreria.upv.es / Ref: 0197_01_02_16).

3.2.1.3.1.3 ESQUEMAS MÁS UTILIZADOS PARA LA ELIMINACIÓN CONJUNTA DE NITRÓGENO Y FÓSFORO

Los esquemas más ampliamente utilizados para la eliminación conjunta de nitrógeno y fósforo son los siguientes:

ESQUEMA A₂/O:

Es el más sencillo de los esquemas que se utilizan para la eliminación conjunta de nitrógeno y fósforo, consiste en una serie de tanques. El primer tanque, el más cercano al tratamiento primario, si lo hay, se mantiene en condiciones anaerobias (sin oxígeno, nitrito ni nitrato como aceptor de electrones), el segundo tanque se mantiene en condiciones anóxicas (sin presencia de oxígeno disuelto) y el último tanque se presenta en condiciones aerobias, antes del tratamiento secundario. Del decantador secundario al tanque anaerobio se recircula fango de la purga del secundario y se recircula agua desde el tanque aerobio al tanque anóxico para aportar los nitratos generados durante la nitrificación del amonio para la desnitrificación del nitrato a nitrógeno gas por parte de las bacterias desnitrificantes (bacterias heterótrofas facultativas). En este esquema, la separación de cada zona en varios tanques permite una mejor operación de los procesos biológicos. Para evitar que los polifosfatos almacenados pasen nuevamente al agua y para evitar problemas con la sedimentabilidad del agua, es necesario que los fangos biológicos se mantengan en condiciones aerobias en el decantador secundario. Esto se consigue disminuyendo el tiempo de retención en el decantador, siendo recomendable extraer los fangos por succión. A continuación se muestra el esquema:

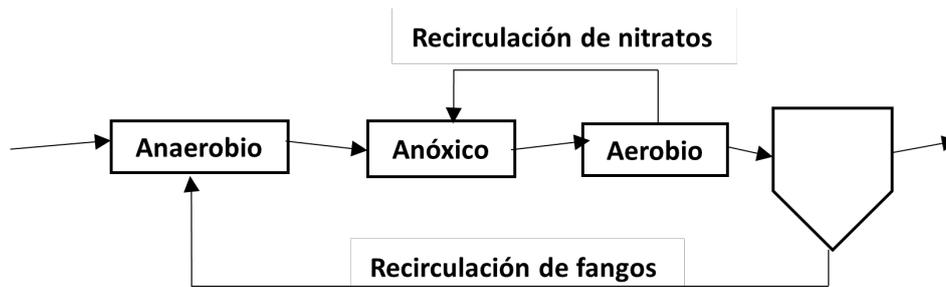


Figura 3. Esquema A2/O.

ESQUEMA UCT:

El esquema UCT (University of Cape Town) es una modificación del esquema A₂/O, donde parte del fango de la purga del secundario se recircula al tanque anóxico, en lugar de al tanque anaerobio, tal y como en el esquema A₂/O. En este esquema, se realiza un aporte de nitratos mayor al tanque anóxico, favoreciendo la desnitrificación y permitiendo que las bacterias acumuladoras de polifosfato no se vean superadas por otras bacterias más rápidas. A continuación se muestra el esquema UCT:

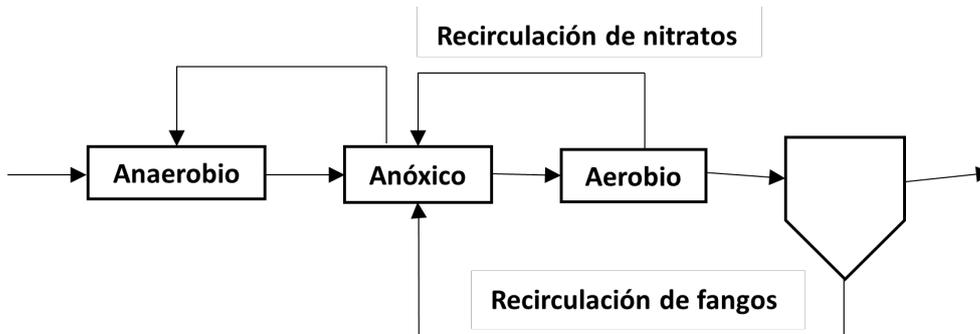


Figura 4. Esquema University of Cape Town (UCT).

ESQUEMA UCT MODIFICADO:

El esquema UCT modificado, mediante una compartimentación del tanque anóxico, permite tratar separadamente la desnitrificación de los fangos recirculados y del licor mezcla procedente del tanque aerobio. La zona anóxica se encuentra separada en dos secciones. Aquí a continuación se muestra el esquema UCT modificado:

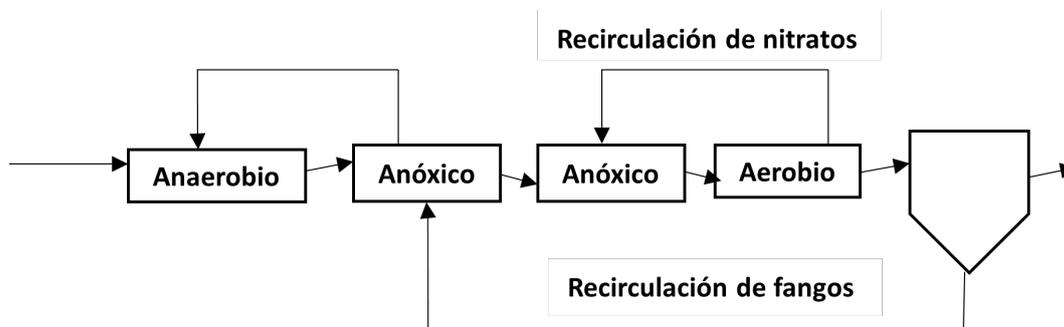


Figura 5. Esquema UCT modificado.

ESQUEMA JOHANESBOURG (JHB):

Otra alternativa para tratar separadamente los nitratos del licor mezcla y del fango recirculado es el esquema JHB (Johannesbourg) en el cual el fango recirculado pasa por un reactor anóxico antes de ser conducido al tanque anaerobio. Este proceso es interesante cuando las relaciones DBO_5/NKT y $DBO_5/P-PO_4$ del afluente son desfavorables.

Por una parte, casi toda la materia orgánica del afluente puede ser utilizada por las bacterias acumuladoras de polifosfato para eliminar fósforo y, por otra parte, el fango recirculado es desnitrificado sin mezclar con el efluente, ya que la elevada concentración del fango permite un buen nivel de desnitrificación debido a la respiración endógena (Fuente: Ferrer Polo, José; Seco Torrecillas, Aurora; Robles Martínez, Ángel (2018). *Tratamientos biológicos de aguas residuales*. Valencia: Editorial Universitat Politècnica de València). A continuación se muestra el esquema correspondiente a esta modalidad de eliminación conjunta de nitrógeno y fósforo:

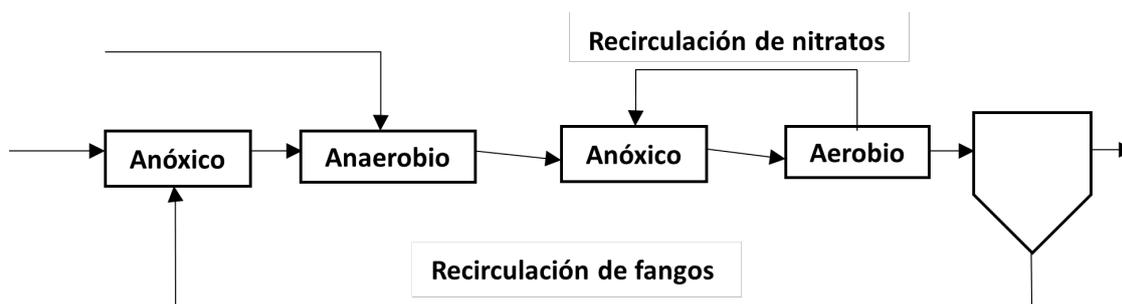


Figura 6. Esquema Johannesbourg (JHB).

Los procesos representados por estos esquemas se pueden complementar con precipitaciones por vía química de fósforo. En el presente Trabajo, se van a realizar las simulaciones de los esquemas Ludzack-Ettinger modificado (A/O) y el esquema A_2/O .

Como para la eliminación del fósforo no es suficiente por la vía biológica, debido a los límites tan bajos de vertido que exige el Plan Hidrológico de Galicia Costa y a la escasa capacidad de dilución del río Sar, se utilizará también reactivos químicos (en concreto, cloruro férrico) para favorecer la precipitación del fósforo. Para el diseño de los reactores biológicos, normalmente se fija la concentración de sólidos en el licor mezcla y la edad del fango (tiempo de retención celular o tiempo medio de residencia de una partícula sólida o una célula en el sistema).

A partir de fijar estos parámetros, se obtiene el volumen del reactor, la concentración de bacterias heterótrofas y autótrofas en él, la cantidad de *debris* generado, es decir, la materia orgánica inerte, producto de los procesos de lisis celular y también restos minerales que entran con el agua influente. En los procesos de lodos activos, se considera el conjunto reactor biológico-decantador secundario como una unidad.

3.2.1.3.2 DECANTADOR SECUNDARIO

Los decantadores secundarios pueden ser de planta rectangular o circular, siendo los más habituales los de planta circular, aunque desde el punto de vista constructivo sean más complejos, porque permiten mantener una buena homogeneización del fango al ser simétricos en todas las direcciones y se pueden utilizar para el espesamiento o almacenamiento de los fangos, a diferencia de los tanques rectangulares. Los decantadores secundarios son necesarios para la remoción del agua residual de los flóculos provenientes del reactor biológico, clarificando el agua de salida del secundario, que se vierte a cauce receptor o es sometida a un tratamiento terciario, por eso también se conocen con el nombre de clarificadores. Cuando los decantadores secundarios son de planta circular, disponen de un canal perimetral con un vertedero de chapa alrededor del perímetro, para recoger el agua más clarificada. El fango, que se extrae por succión, parte se recircula a

cabecera de los reactores biológicos, para aumentar el tiempo de retención celular y desacoplarlo del tiempo de retención hidráulico.

Los criterios de diseño del decantador secundario son la carga superficial y la carga de sólidos, siendo la carga de sólidos la cantidad de sólidos por hora y por superficie del decantador y la carga superficial el caudal diario admitido por el decantador secundario por unidad de superficie (en metros cuadrados). Mediante la definición de carga superficial (o hidráulica) y carga de sólidos, se calcula el área mínima necesaria para satisfacer estos criterios, seleccionando el área mayor. En el caso de los decantadores secundarios, no es necesario mayorar la superficie por baja temperatura, pues la forma de extraer el fango es diferente a los decantadores primarios. El tamaño de los decantadores secundarios es mayor que el de los decantadores primarios, habitualmente. Una vez satisfechos los criterios de carga superficial (o carga hidráulica) y la carga de sólidos, se comprueba que se cumple carga sobre vertedero y el diámetro del decantador. Si el diámetro del decantador es demasiado elevado (del orden de 40 m), se pueden producir problemas de resuspensión de los fangos debido a las ráfagas de viento, por tanto, se aumenta el número de decantadores secundarios. Al aumentar el número de decantadores secundarios, si no se cumplía el criterio de carga sobre vertedero, se acaba cumpliendo porque la longitud del vertedero aumenta.

El fango se transporta mediante rasquetas de fondo que pueden ser movidas mediante un puente móvil o mediante cadenas, utilizándose normalmente el puente móvil porque presenta un menor coste de mantenimiento. La profundidad habitual de los decantadores secundarios es de 3 a 4.5 m

(Fuente: Ferrer Polo, José; Seco Torrecillas, Aurora; Tratamientos físicos y químicos de aguas residuales. 2005, de la presente edición: Editorial Universitat Politècnica de València www.lalibreria.upv.es / Ref: 0197_01_02_16).

Tras el tratamiento secundario se vierte el efluente del secundario a cauce receptor o se le aplica un tratamiento terciario, también conocido como avanzado. En caso de que tras el tratamiento secundario se vaya a aplicar una desinfección con lámparas ultravioleta, la concentración de sólidos suspendidos a la salida del efluente debe ser inferior a 15 mg SST/L, siendo necesario una reducción del valor de la carga de sólidos a caudal punta.

3.2.1.4 TRATAMIENTO TERCIARIO O AVANZADO

El tratamiento terciario o avanzado se aplica a aquellas aguas que requieren un tratamiento posterior al secundario, bien porque sin él no cumplen límites de vertido o bien porque se quiere destinar las aguas depuradas a reutilización. En el apartado "Marco Legislativo" se menciona la Ley que regula la reutilización para riego de jardines de las aguas residuales. Los tratamientos terciarios más habituales son la desinfección con radiación ultravioleta, la cloración en las Estaciones de Tratamiento de Aguas Potables (ETAP), la filtración con membranas y la filtración con lechos de materiales porosos. Para el presente Trabajo se utilizarán los filtros con lechos de materiales porosos y la desinfección UV, porque la desinfección ultravioleta permite la eliminación de microorganismos patógenos, aunque en este apartado se explicarán brevemente los tratamientos aquí nombrados.

3.2.1.4.1 DESINFECCIÓN CON RADIACIÓN ULTRAVIOLETA (DESINFECCIÓN UV)

Este tratamiento terciario consiste en hacer circular el agua residual tratada por una serie de canales con lámparas que emiten radiación ultravioleta. El rango de frecuencia en que se ha determinado que los ultravioleta son efectivos para desactivar la capacidad de reproducción de la mayoría de las bacterias y virus es en los ultravioleta C (UV-C), la parte del espectro en el rango de los ultravioletas más energética, que corresponde a 254 nm de longitud de onda. Este método se utiliza principalmente para la inactivación vírica.

Para el diseño de la desinfección UV se parte del caudal en condiciones punta y una concentración de sólidos suspendidos en el agua del efluente menor a 15 mg SST/L. Suponiendo una transmitancia de la radiación UV en el agua del 55%, pues la transmitancia para un agua residual tratada suele oscilar entre el 55 y el 65 %. Una vez definida la transmitancia, se busca la información en el catálogo del fabricante para determinar la Intensidad media nominal a las 100 horas en microvatios por centímetro cuadrado ($\mu\text{W}/\text{cm}^2$) y la Intensidad media de diseño a 1 año en las mismas unidades. Para cumplir los límites de organismos patógenos indicados en la normativa, se busca en el catálogo la dosis mínima requerida para garantizar la desinfección, obteniéndose a partir de ella el tiempo de contacto.

Con el tiempo de contacto, se obtiene el volumen del canal mínimo para la instalación de las lámparas ultravioleta. Se calcula el volumen neto ocupado por las lámparas, calculando el número de lámparas por módulo, el número de módulos por bancada y el número de bancadas por grupo. Con el modelo más adecuado para la operación de la planta, se calcula el gasto energético de las lámparas ultravioleta.

Las principales ventajas de la desinfección con lámparas ultravioleta es que no genera subproductos tóxicos y el agua así tratada se puede reutilizar para uso agrícola, mientras que sus desventajas principales son la exigencia de un agua sin presencia de sólidos suspendidos o muy baja concentración, su elevado coste de instalación y operación (requieren bastante energía eléctrica para funcionar) y la no persistencia de un residual de desinfectante en la red de distribución (Fuente: Ferrer Polo, José; Seco Torrecillas, Aurora; Tratamientos físicos y químicos de aguas residuales. 2005, de la presente edición: Editorial Universitat Politècnica de València www.lalibreria.upv.es / Ref: 0197_01_02_16).

3.2.1.4.2 DESINFECCIÓN MEDIANTE CLORACIÓN

La desinfección mediante cloración está ampliamente extendida en las Estaciones de Tratamiento de Aguas Potables (ETAP), porque es rápida, sencilla, y deja un residual de desinfectante en la red de distribución y los compuestos de cloro más ampliamente utilizados son el cloro gas (Cl_2), el hipoclorito sódico (NaOCl) y cálcico (Ca(OCl)_2) y el dióxido de cloro (ClO_2). El uso del dióxido de cloro no está muy extendido, aunque presenta algunas características interesantes, como que no reacciona con el amoníaco y se prevé que su uso se ampliará en el futuro. Sin embargo, la forma más ampliamente empleada es el gas cloro. Al añadirse al agua, tienen lugar dos reacciones, la hidrólisis y la ionización, siendo más importante la hidrólisis que la ionización en la difusión del cloro en el agua, pudiéndose disolver grandes cantidades de cloro en el agua.

Sin embargo, no se aconseja la cloración para la desinfección de agua residuales tratadas, porque reacciona con la materia orgánica presente en la mayoría de las aguas residuales tratadas para formar trihalometanos. Los trihalometanos son sustancias pertenecientes al grupo de contaminantes emergentes que pueden provocar irritación ocular, son susceptibles de causar cáncer y provocan problemas de salud en los ecosistemas y en el ser humano, siendo el más común el cloroformo. Para evitar la formación de trihalometanos, muchas plantas de tratamiento de aguas residuales han realizado cambios relativamente simples a sus sistemas de tratamiento:

- Cambio del punto de cloración de forma que el agua es clorada después de una eliminación sustancial de precursores.
- Introducción de otros cambios en el proceso como un mejor control del pH para minimizar la formación de compuestos orgánicos clorados y para optimizar la eliminación de precursores.

Si se utiliza ácido hipocloroso como desinfectante, se podrían sintetizar cloraminas al entrar en contacto con el amoníaco residual, siendo estas reacciones dependientes del pH, de la temperatura, del tiempo de contacto y de la relación inicial cloro/amoníaco. Las dos especies predominantes en la mayoría de los casos son la monocloramina (NH_2Cl) y la dicloroamina (NHCl_2) y el cloro presente en estos compuestos se llama cloro combinado disponible, siendo la cantidad de HOCl y de OCl⁻ el cloro libre disponible. Las cloraminas también actúan como desinfectantes, a pesar de que reaccionan con extrema lentitud (Fuente: Ferrer Polo,

José; Seco Torrecillas, Aurora; Tratamientos físicos y químicos de aguas residuales. 2005, de la presente edición: Editorial Universitat Politècnica de València www.lalibreria.upv.es / Ref: 0197_01_02_16).

Sin embargo, si se opta por utilizar el tratamiento de cloración, no se puede reutilizar para uso agrícola el agua así tratada, siendo otra desventaja que requiere un mayor tiempo de contacto cuando mayor es el tiempo de retención celular en los fangos activados, en comparación al bajo tiempo de contacto necesario en la desinfección UV.

3.2.1.4.3 FILTRACIÓN MEDIANTE MEMBRANAS

La filtración mediante membranas consiste en hacer pasar a través de una membrana de resina fenólica, normalmente, el agua a tratar. Los sólidos suspendidos en el agua residual a tratar son retenidos en la membrana, mejorando la calidad del agua. Normalmente, las membranas funcionan por intercambio iónico, sustituyendo iones calcio por iones sodio en algunos casos. En ese caso, para aguas potables, se desaconseja su uso para beber.

Hay muchos procesos de filtración por membrana, que se pueden clasificar atendiendo por una parte a la fuerza que provoca el transporte de materia a través de la membrana y, por otra, al tamaño de las sustancias que se quiere separar.

Separación por aplicación de presión

La microfiltración (MF), la ultrafiltración (UF) y la osmosis inversa (OI), son procesos muy similares que se diferencian en el tamaño de las partículas que separan y las membranas empleadas, siendo el tamaño de las partículas en la microfiltración mayor que en la ultrafiltración (micropartículas (de 0.2 a 10 μm) respecto a macromoléculas (0.001 a 0.2 μm).

Si el tamaño de las partículas a separar es muy pequeño (del orden de 0.002 μm) el proceso se llama osmosis inversa, siendo la presión osmótica bastante alta, del orden de 7 a 10 atmósferas de presión y las membranas a utilizar en la ultrafiltración y en la osmosis inversa son de tipo asimétrico (Fuente: Ferrer Polo, José; Seco Torrecillas, Aurora; Tratamientos físicos y químicos de aguas residuales. 2005, de la presente edición: Editorial Universitat Politècnica de València www.lalibreria.upv.es / Ref: 0197_01_02_16).

La osmosis es el proceso mediante el cual se difunde una sustancia entre dos volúmenes separados por una membrana por una diferencia de concentraciones, difundiéndose la sustancia del punto de mayor concentración al menor.

Separación por gradiente de concentración

Si las fases en contacto con la membrana son líquidas a igual presión hidrostática, los componentes se pueden transferir a través de la membrana mediante el proceso de *diálisis*, proceso con una gran importancia técnica y económica, principalmente en laboratorios bioquímicos y en el tratamiento para pacientes con riñones que no funcionan bien. Se separan componentes en el rango 0.0005 a 0.2 μm .

Separación por diferencia de potencial eléctrico

La *electrodiálisis (ED)* es el único proceso de separación de este tipo digno de mención y se utiliza para separar un electrolito del disolvente, siendo las membranas utilizadas impermeables al disolvente. El rango de separación de los componentes es el mismo que para la diálisis. En aproximadamente la mitad de las plantas existentes los sistemas son *electrodiálisis inversa (EDI)*, pues permiten mejorar considerablemente el rendimiento del proceso en su conjunto (Fuente: Ferrer Polo, José; Seco Torrecillas, Aurora; Tratamientos físicos y químicos de aguas residuales. 2005, de la presente edición: Editorial Universitat Politècnica de València www.lalibreria.upv.es / Ref: 0197_01_02_16).

3.2.1.4.4 FILTRACIÓN MEDIANTE LECHOS DE MATERIAL POROSO

La filtración mediante lechos de material poroso es diferente a la filtración por membranas, en el sentido de que es mejor energéticamente (El gasto energético para operar las membranas, durante la limpieza y el retrolavado, es elevado), es más sencillo de implementar y permite eliminar más partículas.

En el proceso de filtración el agua pasa a través de un medio filtrante, quedando las partículas acumuladas en el medio o bien a lo largo de todo su espesor. Según el tamaño de los materiales del filtro, se pueden retirar partículas de todos los tamaños, desde virus hasta partículas de arcilla. En el tratamiento de aguas blancas y aguas residuales los filtros se utilizan para eliminar los sólidos suspendidos residuales no eliminados en el proceso de sedimentación. La operación completa de filtración consiste en dos fases principales: filtración y lavado del lecho. La primera fase se lleva a cabo haciendo pasar el agua por el material filtrante hecho de material granular, con o sin la adición de productos químicos. Conforme el agua pasa a través del filtro, la materia suspendida es eliminada del fluido por diversos mecanismos. A lo largo del tiempo, el material acumulado en los poros del material aumenta la pérdida de carga.

Debido a esto, cada cierto tiempo se debe someter el lecho a un lavado a contracorriente (contralavado) para arrastrar el material acumulado en el lecho, y normalmente se envía el agua de lavado a los sedimentadores primarios, si existen. En los filtros de arena se quiere evitar el tamizado porque inutiliza el filtro, siendo el tamizado un fenómeno que se produce cuando el tamaño de las partículas es mayor que el de los poros del filtro o del tamiz. Los tipos de filtros de arena son los lentos y los rápidos, siendo los filtros rápidos los de uso preferente en la industria por sus menores necesidades de espacio y su mayor velocidad de funcionamiento, a pesar del mayor coste del capital y de operación y mayor complejidad de la operación.

(Fuente: Ferrer Polo, José; Seco Torrecillas, Aurora; Tratamientos físicos y químicos de aguas residuales. 2005, de la presente edición: Editorial Universitat Politècnica de València www.lalibreria.upv.es / Ref: 0197_01_02_16).

3.2.2 LÍNEA DE FANGOS

En la línea de fangos se recogen los lodos generados en la línea de aguas. En esta línea se tratan los fangos para eliminar la materia putrescible contenida en ellos, con el fin de evitar problemas relacionados con los malos olores y con la emisión de gases de efecto invernadero. En esta línea se dispone de los siguientes elementos: espesador por gravedad de fango primario, espesador por flotación de fangos secundarios (o biológicos), arqueta de mezcla de fangos, digestor aerobio o anaerobio, depósito tampón y deshidratación de los fangos, a parte de los sistemas de desodorización del biogás, si hubiera instalación, del tratamiento de los fangos.

3.2.2.1 ESPESADORES

Los espesadores de fango permiten concentrar el fango para llevarlo a la digestión aerobia o anaerobia (depende del tamaño de la planta). Según el origen de los fangos, se utilizan espesadores por gravedad o espesadores por flotación. A continuación se explican estos tipos de espesadores

3.2.2.1.1 ESPESADOR POR GRAVEDAD

Los espesadores de fango por gravedad se utilizan principalmente para espesar fangos primarios, fangos de precipitado con cal y combinaciones de primarios y secundarios, aunque no es recomendable para fangos secundarios sin digerir, porque pueden ocurrir problemas de flotación debido a los gases generados en las condiciones anaerobias debidas a los tiempos de retención normalmente utilizados. Los espesadores por gravedad se proyectan en base a la carga hidráulica y a la carga de sólidos, igual que en el caso de los decantadores primarios y secundarios.

3.2.2.1.2 ESPESADOR POR FLOTACIÓN

Los espesadores por flotación se utilizan principalmente para los fangos procedentes del tratamiento de fangos activados y para el espesamiento de fangos floculados químicamente procedentes del tratamiento fisicoquímico de aguas residuales. En los espesadores por flotación el fango es extraído mediante rasquetas. Para el diseño de los sistemas de flotación se utiliza el parámetro A/S, que es la relación entre los kilos de aire perdido en la despresurización frente a los kilos de sólidos diarios que entran con el influente y es determinado en las plantas piloto de los laboratorios. Para el diseño del sistema de flotación se debe decidir si presenta recirculación presurizada o no. Una vez hecho este paso, se calcula el valor del área, suponiendo una carga volumétrica entre 0.5 y 2 m³/m²*h.

Tras los espesadores, en las arquetas de mezclado de fangos se mezclan los fangos provenientes del tratamiento primario y del proceso de fangos activado. Se recomienda para estas arquetas tengan un tiempo de retención hidráulico no superior a 24 horas, para que no se produzcan condiciones sépticas.

3.2.2.2 DIGESTORES

En los digestores, que se diseñan como reactores de tanque agitado sin recirculación, se produce la transformación de la materia putrescible contenida en el fango en sustancias más estables y que no provoquen malos olores. Normalmente se utilizan o digestores aerobios, para plantas pequeñas y medianas, o digestores anaerobios, para plantas grandes (de 80000 habitantes equivalentes en adelante) se recomienda la utilización de digestores anaerobios en la línea de fango porque permiten ahorrar parte de la factura energética, al utilizar parte del biogás para generar electricidad y el resto para mantener una buena temperatura del fango, pues normalmente el fango se mantiene a 35 °C.

En un digestor anaerobio se produce la degradación de la materia orgánica mediante la oxidación anaerobia. Se distinguen 4 fases claramente diferenciadas: acidogénesis o hidrólisis de la materia fermentable por parte de bacterias heterótrofas anaerobias para producir ácidos grasos volátiles de cadena corta, disminuyendo la alcalinidad del fango. La acetogénesis, mediante la cual se transforman esos ácidos volátiles de cadena corta en ácido acético y en propiónico y en hidrógeno, principalmente. Una tercera fase llamada de metanogénesis, dividida en dos partes, en la cual el hidrógeno producido se convierte en metano por parte de las bacterias hidrogenotróficas y el ácido acético en metano y dióxido de carbono por parte de las bacterias acetoclásticas y una última fase de sulfatorreducción, en la cual se transforma por parte de las bacterias sulfato reductoras, el sulfato en sulfuro consumiendo para ello ácidos grasos volátiles e hidrógeno (Fuente: Manual de DESASS 7.1©).

El objetivo de los digestores anaerobios es transformar la materia orgánica contenida en el fango en biogás (mezcla de metano, dióxido de carbono y de otros gases como hidrógeno o sulfhídrico), y el gas se debe recoger a presión positiva para evitar la mezcla de aire y gas que podría causar una explosión y se almacena en gasómetros.

3.2.2.3 DEPÓSITO TAMPÓN

En los depósitos tampón se acumula el fango que se va a deshidratar en la siguiente etapa de la línea de fangos. Los depósitos tampón también se conocen como digestores secundarios. En ellos entra el fango previamente digerido, siendo necesario menor tiempo de retención celular, normalmente del orden de 6 días. En estos elementos también se produce algo de biogás, porque aún hay un poco de materia orgánica presente en el fango.

3.2.2.4 DESHIDRATACIÓN DE LOS FANGOS

Mediante la deshidratación mecánica se consigue eliminar parte del agua contenida en los fangos. Normalmente, la sequedad que se puede conseguir con una máquina de centrifugado de fangos ronda del 18

al 22 % (es decir, del 78 al 82 % de contenido en agua), permitiendo que el fango adquiriera una consistencia pastosa. Al ser los fangos muy líquidos, se requiere deshidratarlos para poder manejarlos. Los elementos de deshidratación mecánica generan también un poco de biogás, pero por supuesto mucho menos que en el caso de los digestores anaerobios o de los depósitos tampón.

Para la deshidratación mecánica se pueden utilizar filtros banda, centrifugas o máquinas de secado térmico. Los filtros banda consisten en el uso de telas filtrantes que escurren el agua, permitiendo una mejor manipulación y manejo del fango. Aunque esta técnica presenta algunos problemas, tales como que se obturen los poros de la malla filtrante o se pierda fango a través de la tela filtrante. Otras desventajas es que ocupa mucho espacio, es lento y las telas son muy frágiles. Las centrifugas son más robustas, al estar cerradas no producen tantos olores y permiten alcanzar una sequedad aceptable con mejores condiciones de operación.

3.2.2.5 MÉTODOS PARA EL APROVECHAMIENTO DE LA CORRIENTE DE RECIRCULACIÓN

De la deshidratación mecánica y de los espesadores se produce una corriente de sobrenadante que normalmente se recircula a cabecera de planta, la cual se puede eliminar mediante procesos más eficientes energéticamente y con menor producción de fangos. Estos procesos se desarrollaron para la eliminación de nitrógeno amoniacal en la corriente de sobrenadante de la deshidratación de fangos sometidos a un proceso de digestión anaerobia, evitando así su retorno a la línea de aguas, a continuación se muestran estos procesos

3.2.2.5.1 PROCESO BABE (Bio-Augmentation Batch Enhanced)

Este proceso permite conseguir la nitrificación completa en sistemas de fangos activados que trabajan a tiempos de retención celulares inferiores al óptimo para el proceso de nitrificación, siendo posible gracias al enriquecimiento de la biomasa en bacterias nitrificantes por la instalación de un tanque de nitrificación en la corriente de recirculación de fangos. Manteniendo un tiempo de retención del fango en el reactor BABE relativamente bajo, de varias horas, se potencia el crecimiento de las bacterias nitrificantes ya presentes en el fango recirculado. Mediante este proceso, se consigue reducir en gran medida el volumen necesario para la nitrificación en el reactor de fangos activados, siendo ideal para mejorar el grado de nitrificación en plantas de tratamiento que se encuentran al límite de su capacidad con mínimas necesidades de espacio.

3.2.2.5.2 PROCESO SHARON (Single reactor High activity Ammonia Removal Over Nitrite)

El proceso SHARON consiste en la eliminación del nitrógeno amoniacal vía nitrito, porque es un producto intermedio tanto en el proceso de nitrificación como en el de desnitrificación. Al detener el proceso de nitrificación tras la primera etapa se consigue reducir en un 25 % el consumo de oxígeno en la nitrificación. Este proceso aprovecha la alta temperatura del agua de deshidratación de los fangos sometidos a digestión anaerobia para alcanzar una velocidad de crecimiento específico elevada y para favorecer el crecimiento de las bacterias amoniooxidantes. El uso de reactores sin retención de fangos significa que el tiempo de retención celular es exactamente igual al tiempo de retención hidráulico, así que seleccionándolo adecuadamente es posible lavar las bacterias nitrooxidantes mientras que las amoniooxidantes permanecen en el reactor. Mediante la adición de metanol para neutralizar el nitrito se consigue un importante ahorro en el consumo de reactivos de control del pH, permitiendo la eliminación del nitrógeno y la recuperación de la alcalinidad del medio.

3.2.2.5.3 PROCESO SHARON-ANAMMOX

En este proceso el proceso SHARON se realiza con organismos capaces de oxidar el amonio en ausencia de oxígeno, los denominados ANAMMOX (Anaerobic Ammonium Oxidizers), que son autotrófos y utilizan el nitrito como aceptor de electrones.

La combinación de los procesos SHARON-ANAMMOX permite la eliminación del nitrógeno amoniacal con un mínimo consumo de oxígeno y sin necesidad de adicionar materia orgánica.

La oxidación de la mitad del amonio a nitrito se lleva a cabo en el proceso SHARON, y la posterior eliminación del nitrito generado y del amonio en el proceso ANAMMOX y la relación nitrito/amonio en el efluente del proceso SHARON depende en gran medida del pH del medio, por tanto, con un valor de pH controlado es posible conseguir la relación amonio/nitrito deseada que permite la completa eliminación del nitrógeno presente.

No obstante, la velocidad de crecimiento de estas bacterias es muy lenta, siendo necesario utilizar un sistema de retención de fangos. Los sistemas más utilizados son sistemas de cultivo fijo y reactores SBR.

3.2.3 LÍNEA DE GAS

En la línea de gas se recoge mediante tuberías el gas generado en los digestores anaerobios, en los depósitos tampón y en las etapas de deshidratación mecánica. Este gas, aparte de metano y dióxido de carbono, contiene sulfuro de hidrógeno e hidrógeno, así como un poco de agua. Para poder utilizar el gas en los motores de cogeneración, se debe desulfurar porque el sulfuro de hidrógeno es un gas muy corrosivo, irritante y tóxico y muy agresivo con los metales, quitarle humedad y convertir el dióxido de carbono a metano. Para ello, se purga a través de válvulas, se pasa por torres de lavado con hidróxido sódico y se somete a una redigestión con bacterias metanogénicas. La línea de gas consta de gasómetros, valvulería y otros elementos auxiliares, torres de desulfuración y antorcha, además de motores de cogeneración. En la antorcha se quema el gas en exceso.

3.3 ESTUDIO DE LA PROBLEMÁTICA ASOCIADA A LA EDAR UBICADA EN SILVOUTA

La depuradora sobre la que trata el presente Trabajo es la situada en Silvouta (A Coruña), la cual da servicio a la ciudad de Santiago de Compostela, estando situada la parcela de ésta en el margen derecho del río Sar o Sarela, el cual es el cauce receptor. Según la información obtenida del B.O.E. nº 156, del viernes 27 de junio de 2014 (Sección III., páginas 49720-49740), esta depuradora entró en funcionamiento en el año 1982, contando con las siguientes etapas: pretratamiento, decantación primaria, tratamiento biológico mediante fangos activos a media carga y decantación secundaria, espesamiento de fangos, deshidratación mediante filtro prensa e incineración de fangos, no encontrándose esta última etapa activa. A partir del año 1992, se ampliaron las instalaciones con una segunda fase integrada en la anterior. El caudal de diseño es de 51600 m³/d, dando servicio a 103200 habitantes equivalentes, debiéndose cumplir para el agua tratada en esta depuradora los límites de vertido de 25 mg DQO/L para la DBO₅ y de 35 mg SST/L para la materia en suspensión. Sin embargo, la capacidad de tratamiento de la EDAR de Silvouta se ve superada en casi un 70%, lo que en la práctica se traduce en que llegan a la actual EDAR las aguas residuales de 174.555 habitantes equivalentes.

Esto ocasiona que, en conjunto con la escasa capacidad de dilución del río Sar, se superen con creces los límites de vertido al cauce receptor, deteriorando la calidad aguas abajo de la depuradora. Además de la incapacidad hidráulica de las instalaciones, algunos de los equipos se encuentran en un estado bastante precario y en muchas ocasiones obsoletos, principalmente en la línea de fangos.

Esta circunstancia motivó la declaración como de Interés General del Estado de la mejora de los colectores generales y de la EDAR de Santiago de Compostela en la Aprobación del Plan Hidrológico Nacional (Ley 10/2001, de 5 de Julio, del Plan Hidrológico Nacional). Esta actuación se ha dividido en tres: dos que implican la mejora de los colectores generales e interceptores del sistema de saneamiento y un tercero se refiere a la EDAR (Fuente: B.O.E. de viernes 27 de junio de 2014 Sec. III. Pág 49720-49740).

Con la intención de mejorar la EDAR existente, la entonces Confederación Hidrográfica del Norte (posteriormente Confederación Hidrográfica del Cantábrico y, finalmente, Confederación Hidrográfica del

Miño-Sil) redactó en 2007 el documento Anteproyecto de la estación depuradora de aguas residuales de Santiago de Compostela (A Coruña) y su correspondiente estudio de impacto ambiental, que contemplaba únicamente dos alternativas de localización: la primera alternativa estaba situada en las proximidades de la actual EDAR de Silvouta y la segunda alternativa era situarla en las inmediaciones de Bertamiráns, que está a unos 7 km aguas abajo de la actual EDAR (Fuente: B.O.E. de Viernes 27 de junio de 2014, Sección III Páginas 49720-49740). Más tarde, se firmó el 29 de noviembre de 2011 el Convenio de gestión directa de la construcción y/o explotación de obras hidráulicas entre el anterior Ministerio de Medio Ambiente, y Medio Rural y Marino y la Sociedad Estatal de Aguas de las Cuencas del Norte, S.A. (actual ACUAES), que incluye en su adicional la actuación B.3.N Saneamiento de Santiago de Compostela EDAR de Silvouta, cuyo objeto es la mejora del saneamiento de la ciudad de Santiago de Compostela, construyendo nuevos colectores, una nueva EDAR, demolición de la existente y restauración ambiental de las zonas afectadas. El promotor elaboró el informe Opciones de mejora y soluciones alternativas a la seleccionada para el anteproyecto de la EDAR de Santiago de Compostela, mediante el cual se proponía la construcción de una nueva EDAR cerca de la localidad de O Souto (Fuente: B.O.E. de viernes 27 de junio de 2014, Sección III Páginas 49720-49740).

Al añadirse una nueva alternativa de localización, ha resultado necesario realizar una nueva evaluación ambiental del proyecto.

Visto que la actual EDAR de Silvouta se ha quedado obsoleta, tanto desde el punto de vista técnico como desde el punto de vista hidráulico, se propone en el presente Trabajo dos alternativas de configuración para la línea de aguas de la EDAR: utilizar un esquema A/O y un esquema A₂/O. Como estos esquemas se han simulado en DESASS 7.1© y este programa no permite simular el pretratamiento, no se ha tenido en cuenta en los cálculos del estudio económico, aunque por supuesto existe y es el mismo en ambos esquemas. La principal diferencia entre los esquemas A₂/O y A/O, es la presencia de zonas anaerobias en el esquema A₂/O en las balsas biológicas, el uso de un proceso de elutriación del fango para producir ácidos grasos volátiles para favorecer el crecimiento de las bacterias PAO y la distinta dosificación de reactivos. Las alternativas propuestas en el presente Trabajo no buscan decidir sobre el emplazamiento de la nueva EDAR, sino determinar cuál de las dos alternativas propuestas en el presente Trabajo (esquema A₂/O o esquema A/O) es mejor desde el punto de vista económico implementar para la nueva EDAR.

4 OBJETIVOS Y METODOLOGÍA

Los objetivos generales y específicos del presente Trabajo se han resumido en anteriores apartados.

El objetivo general del presente Trabajo es realizar un estudio de las alternativas para el dimensionamiento de la EDAR de Silvouta en Santiago de Compostela, mientras que los objetivos específicos son:

- Estudio de la situación actual y análisis de la necesidad de construir una nueva EDAR.
- Caracterización del agua residual a tratar
- Planteamiento y simulación de alternativas para cumplir con los requisitos de vertido.
- Estudio económico de las alternativas técnicamente viables.
- Selección de la alternativa óptima.

Con el fin de conseguir cumplir los objetivos propuestos para este Trabajo Fin de Máster (TFM), se ha determinado una metodología y un plan de trabajo. Para empezar, se va a recopilar información disponible en Internet sobre la planta de tratamiento de aguas residuales ubicada en Silvouta, los problemas existentes y la construcción de una nueva estación depuradora.

Luego, se realizará una caracterización del agua de entrada (el agua de entrada normalmente se muestrea después del pretratamiento y antes del tratamiento primario) y se calcularán los factores de conversión, estimando los valores que no aporte la documentación. A continuación se procederá a simular en DESASS

7.1© distintas alternativas de tratamiento para cumplir límites de vertido. En caso de que no sea suficiente con un tratamiento secundario, se diseñará un filtro de arena para eliminar la fracción suspendida del agua residual. A partir de los resultados de las simulaciones se realizará un estudio económico considerando los principales costes de construcción y de operación, con el fin de determinar cuál es la alternativa más económica. El programa DESASS 7.1©, en la versión v240718, cuyas siglas significan *DEsign and Simulation of Activated Sludge Systems*, es un programa configurado bajo Windows, diseñado y optimizado para la investigación de procesos de tratamiento de aguas residuales, la evaluación de sistemas de tratamiento existentes, la operación de entrenamiento de personal y para propósitos educativos, con un particular énfasis en la velocidad de cálculo, presentación gráfica y fácil manejo (Fuente: Manual de DESASS 7.1©).

4.1 PRINCIPALES CARACTERÍSTICAS DEL PROGRAMA DESASS 7.1©

Las principales características de DESASS son las siguientes:

- Permite diseñar, simular y optimizar estaciones de tratamiento en su globalidad, puesto que están considerados la mayoría de los procesos físicos, químicos y biológicos que tienen lugar.
- Simula una gran variedad de configuraciones de plantas, permitiendo fijar los volúmenes, dimensiones, caudales y concentraciones que van desde plantas de experimentación (piloto) hasta plantas de gran tamaño.
- Calcula las dimensiones y el funcionamiento de la planta en condiciones estacionarias y permite la simulación dinámica de variaciones de cargas (en el agua residual influente, modificaciones en los caudales de recirculación y/o purga...), así como la introducción de condiciones iniciales en los reactores de fangos activados, en régimen transitorio.
- Consideración simultánea de varios esquemas de tratamiento en serie o en paralelo, permitiendo configuración de plantas mucho más flexibles.
- El programa es multiejecutable, permitiendo una rápida comparación de las diferentes alternativas de operación simuladas.
- Permite representar gráficamente tanto en régimen estacionario como en régimen transitorio, la evolución de las variables involucradas en los distintos procesos de tratamiento. Entre éstas se incluyen las concentraciones en los diferentes elementos de tratamiento de los componentes considerados en el modelo, incluyendo la variación en función de la altura en los decantadores primarios, secundarios y espesadores.
- Comparación inmediata de resultados tanto en período invernal como estival, en régimen estacionario.
- Rapidez en el cálculo numérico, tanto para régimen transitorio como estacionario.
- Diseño de los sistemas de aireación, mediante difusores, turbinas o máquinas Venturi radiales, además de la inclusión en el programa de un módulo que permite la actualización de la base de datos de los sistemas de aireación.
- Contiene un módulo de control de las concentraciones de oxígeno disuelto en reactores de fangos activados y digestores aerobios basado en lógica difusa (*fuzzy logic*).
- Permite exportar los resultados mostrados en las pantallas de resultados a un archivo Excel.

(Fuente: Manual de DESASS 7.1©)

Este programa utiliza un algoritmo de modelización matemática que supone una expansión del modelo de eliminación biológica de nutrientes nº 1 (Biological Nutrient Removal Model Nº 1 expanded o BNRM1 ampliado, Seco et al. 2004a).

Este modelo (El BNRM1 ampliado) no sólo considera los procesos estudiados por el modelo de fangos activados Nº2 d de la IAWQ (Activated Sludge Model Nº 2 d; Henze et al., 1999), sino también aquellos

procesos necesarios para representar de manera simplificada la digestión anaerobia y los que permiten calcular el pH al tener en cuenta las reacciones ácido-base que se producen en el seno del líquido a depurar (Serralta et al., 2004)

Además, el programa aporta un modelo de sedimentación (Ribes et al., 2002), el cual consiste en un modelo unidimensional basado en la teoría del flujo de sólidos y en el balance de materia propuesta por Takács para la velocidad de sedimentación (Takács et al., 1991), modificada mediante una función que incluye el fenómeno de compresión de las capas inferiores. (Fuente: Manual del programa DESASS 7.1©) que trabaja junto al modelo biológico en la simulación de los procesos biológicos que se producen en los decantadores primarios, los decantadores secundarios y en los espesadores. Además, en el modelo también se incluyen los procesos producidos por las bacterias sulfato reductoras, los procesos de precipitación y redisolución de diferentes compuestos (Barat et al., 2004) y la separación de los procesos de nitrificación y desnitrificación en dos etapas.

En el BNRM1 se modelan los procesos químicos, físicos y biológicos más importantes que tienen lugar en una estación depuradora de aguas residuales (EDAR), permitiendo utilizar un enfoque global para toda la planta. El modelo es de carácter determinista, lo que significa que, partiendo de unas condiciones concretas, siempre se obtiene el mismo resultado, para esas condiciones. Dentro del conjunto de los modelos matemáticos, también se puede clasificar como un modelo mecanicista simplificado o *grey box*, que consiste en modelar los procesos intermedios entre las entradas al sistema y las salidas del sistema, aunque sin tener que conocer todo el funcionamiento interno de los procesos, sólo los componentes más representativos del proceso.

4.1.1 PASOS PARA LA CARACTERIZACIÓN DEL MODELO MATEMÁTICO DE SIMULACIÓN DE PROCESOS

Los pasos para caracterizar un modelo son los siguientes:

- Definir los componentes y procesos.
- Realizar balances de materia para cada componente
- Definir los materiales a conservar.
- Construir la matriz estequiométrica y la de composición.
- Calcular los factores de conversión de la matriz de composición, si es posible
- Resolver las ecuaciones de continuidad.
- Completar las matrices estequiométricas y de composición.
- Resolver las ecuaciones cinéticas mediante un método iterativo.

Para representar los datos, se utiliza la notación matricial, en la que los componentes y procesos del modelo se representan en dos matrices que comparten componentes, llamadas matriz estequiométrica y matriz de composición. En la matriz de arriba (matriz estequiométrica), se representan en las columnas los componentes del modelo, ordenados de forma que los componentes solubles se encuentran normalmente a la izquierda y los componentes particulados se encuentran normalmente a la derecha, mientras que en las filas se escribe cada uno de los procesos contemplados por el modelo.

De forma habitual, se normaliza la ecuación respecto a un coeficiente estequiométrico para cada proceso. Según el nombre del proceso, se puede cambiar el componente respecto al que se normaliza, siendo 1 el coeficiente estequiométrico del componente respecto al que se normaliza si es un producto o -1 si es un reactivo (se consume). Para la matriz de composición, si se desconoce el valor del factor de conversión, se puede dejar indicado como i_{STXS} , por ejemplo, indicando la primera parte del subíndice el material a conservar, mientras que la segunda parte indica el componente respecto al que se quiere obtener la relación. Los componentes son sustancias que participan en una reacción, pudiendo ser moléculas o grupos

de moléculas, que vienen definidos por su magnitud y unidades. En la notación matricial, los componentes se dividen entre componentes solubles (S_i) y particulados (X_i).

En el subíndice se indica la especie o grupo de especies químicas que el componente representa. Por ejemplo, S_{PO_4} no sólo representa al ortofosfato, sino también el equilibrio entre las especies químicas H_3PO_4 , $H_2PO_4^-$, HPO_4^{2-} y PO_4^{3-} . Una vez calculados los factores de conversión, para cada proceso representado en la matriz estequiométrica se escriben incógnitas para algunos coeficientes estequiométricos, procurando que el número de incógnitas en cada procesos sea menor o igual que el número de materiales a conservar.

En caso de que se obtengan más incógnitas por proceso que materiales a conservar, se debe despejar la incógnita utilizando las relaciones entre los sustratos consumidos y la biomasa producida, por ejemplo.

Luego, se aplican las ecuaciones de continuidad, para cada proceso y material a conservar, terminando con un sistema de ecuaciones de i componentes para j materiales a conservar en k procesos.

Tras resolver las ecuaciones de continuidad, se habrán calculado todos los coeficientes estequiométricos. Estos coeficientes serán negativos si el componente es un reactivo de la reacción, positivos si son productos de la reacción o 0 si no participan de la reacción. Una vez calculadas la matriz estequiométrica y la matriz de composición, se calculan los términos de generación, mediante el balance de materia $S-E+A = G$, donde S son las salidas del volumen de control en el cual se aplica el modelo, E son las entradas a ese volumen de control, A es la acumulación o la variación a lo largo del tiempo de la sustancia que se quiere caracterizar y G es la generación o producción de la sustancia debido a reacciones químicas, físicas o biológicas. Hay que tener en cuenta que las unidades del balance de materia son masa frente a tiempo.

El modelo BNRM1 tiene en cuenta 51 componentes, de los cuales 21 son solubles y el resto particulados. Para la estequiometría del modelo BNRM1 ampliado se utilizan 11 sistemas de ecuaciones de continuidad aplicadas a los siguientes materiales a conservar: **DQO, nitrógeno, fósforo, sólidos suspendidos totales, magnesio, potasio, calcio, hierro, azufre, carbono y protones.**

En base a estas características, se puede considerar que el programa DESASS 7.1© es una herramienta muy adecuada para la simulación de Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales, que es uno de los objetivos del presente Trabajo.

Una vez alcanzados estos objetivos, se hará entrega de este Trabajo a la Comisión encargada de la evaluación de los TFM.

5 MARCO LEGISLATIVO

En el ámbito de la depuración de las aguas residuales en España, las leyes que regulan el tratamiento y depuración de las aguas, las leyes que deben cumplir los materiales utilizados en la elaboración de:

- a. Directiva 91/271/CE de 21 de mayo, en la cual se define como principal objetivo proteger el medio ambiente de los efectos negativos de los vertidos de las aguas residuales urbanas y de los sectores industriales. El cumplimiento de este objetivo ha supuesto la construcción y puesta en marcha de una cantidad considerable de instalaciones, que garanticen la recogida y tratamiento de aguas, en función del tamaño de la aglomeración y características de la zona de vertido, quedando pendiente un número importante de instalaciones por construir, para garantizar los requerimientos mínimos exigidos por la Directiva. Para cumplir esta Directiva, desde 2005 se obliga a que todas las aglomeraciones urbanas con una población superior a 2000 h-e dispondrán de sistemas de depuración conformes a los límites de vertido en ella establecidos.

- b. Real Decreto 470/2021, de 29 de junio, por el que se aprueba el Código Estructural. B.O.E. nº 190, de 10 de agosto de 2021, páginas 97664 a 99452 (1789 páginas).
- c. Legislación ATEX, Directiva Europa que exige, a todos los responsables de una empresa, tener controlados los riesgos relativos a la explosión de ciertas atmósferas.
- d. Ley 16/2002 de 1 de julio, de Prevención y Control Integrados de la Contaminación.
- e. BOE-A-2016-12601 Real Decreto Legislativo 1/2016, de 16 de diciembre, por el que se aprueba el texto refundido de la Ley de prevención y control integrados de la contaminación.
- f. Norma UNE-EN 888:2005. Esta es la norma utilizada para garantizar la calidad del cloruro férrico suministrado a la Planta.

6 CARACTERIZACIÓN

6.1 CAUDALES MEDIOS, PUNTA Y MÁXIMOS DEL AGUA INFLUENTE

Para caracterizar las aguas residuales que llegan a la estación depuradora de Silvouta, se debe determinar partiendo de los anejos del proyecto de remodelación de la EDAR de Silvouta, los valores de caudal medio y punta en tiempo seco actuales y futuros, que se muestran en la Tabla 3:

CAUDALES					
Actual	m ³ /d	m ³ /s	Futuro	m ³ /d	m ³ /s
Q _{med}	51840	0,60	Q _{med}	64800	0,75
Q _{pta}	69816	0,81	Q _{pta}	86400	1
Q _{min}		0,35	Q _{min}		0,35
Q _{max_trat_lluvias}		2,25	Q _{max_trat_lluvias}		3
Q _{max_desbaste}		4,5	Q _{max_desbaste}		4,5
Q _{max_colector_lleg}		5,8	Q _{max_colector_lleg}		5,8

Tabla 3. Caudales medios, punta y máximos en la situación actual y futura de entrada a la EDAR.

Como se puede observar, la relación entre el caudal máximo fluvial y el caudal punta a futuro es de 3, mientras que a efectos de diseño se considerará que la relación entre el caudal medio y el caudal punta sea de 1,3. El caudal máximo es de 5,8 m³/s, valor que corresponde a la máxima capacidad del colector general que recoge las aguas residuales procedentes del concello (ayuntamiento en gallego) de Santiago de Compostela. Para la temperatura del agua, se ha considerado en principio utilizar los valores más desfavorables para el invierno y el verano para los valores de temperatura del agua del influente a la EDAR, que se muestran en la Tabla 2 , pero se ha optado por escoger una T^a en invierno de 14 °C y una temperatura en verano de 21 °C del agua de entrada a la EDAR, porque son unas buenas estimaciones para la temperatura del agua en los meses más fríos del invierno y los meses más calurosos del verano, respectivamente.

6.2 TEMPERATURA AGUA RESIDUAL

En la Tabla 4 se muestra la temperatura promedio mensual del agua bruta a lo largo de un año, siendo estos valores los correspondiente a un año normal:

Temperatura promedio mensual agua bruta de diseño (°C)											
Enero	Febrero	Marzo	Abril	Mayo	Juni	Juli	Agosto	Septiembre	Octubre	Noviembre	Diciembre
12,4	14,1	15,8	17,6	19,3	21,0	22,7	21,0	19,3	17,6	15,8	14,1

Tabla 4. Temperatura promedio mensual del agua bruta de entrada a la EDAR (en °C).

6.3 PARÁMETROS DEL AGUA INFLUENTE

De los anejos, se ha obtenido para la situación actual y la futura, la concentración de los siguientes contaminantes:

Parámetros	Concentración (mg/L)
DBO ₅	238
DQO	458
SST	277
P _{TOTAL}	6.2
N _{TOTAL}	37
N-NH ₄ ⁺	25
N-NO ₃ ⁻	2.5

Tabla 5. Parámetros contaminantes del agua de entrada a la EDAR en tiempo seco.

Siendo estos parámetros los correspondientes a tiempo seco, para el tiempo de lluvias, estas concentraciones se reducen en un 50 %.

Como para el cálculo de los parámetros de SI, SF, XS y XI es necesario utilizar el valor de DBO límite, se ha supuesto una k de 0,1 d⁻¹ para la cinética de degradación de la materia orgánica (que es de orden 1), porque esta k suele corresponder a agua residuales muy cargadas o para cauces receptores o fuentes de agua con escasa capacidad de dilución, como es el caso del río Sar (río Sarela), utilizando este valor de k en la fórmula

$$DBO_5 = DBO_L * (1 - e^{-k*5}) \text{ Ecuación 1}$$

$\frac{DBO_5}{DBO_L} = (1 - e^{-0,1*5}) \approx 0,68$, por tanto, el valor de la DBO₅ es aproximadamente un 68% del valor de la DBO límite para las aguas de nuestro caso. Por tanto, los parámetros que se han mostrado en la Tabla 5 quedan como se muestra en la Tabla 6, sustituyendo la DBO₅ por la DBO_L:

Parámetro	Concentración (mg/L)
DBO _L	350
DQO	458
SST	277
P _{TOTAL}	6,2
N _{TOTAL}	37
N-NH ₄ ⁺	25
N-NO ₃ ⁻	2,5

Tabla 6. Concentraciones de la DBOL, DQO, SST, fósforo total, nitrógeno total, amonio y nitrato del agua influente a la EDAR.

Como los valores de algunos parámetros no son aportados por el anejo, ha sido necesario estimar los valores de DBO límite disuelta y suspendida, de DQO soluble (disuelta) o suspendida. Para el parámetro de los sólidos suspendidos volátiles (SSV) se ha echado mano de la información complementaria contenida en el anejo 1, la cual ha sido obtenida por el grupo de Biotecnología Ambiental de la Universidad de Santiago de Compostela. Según este grupo, la relación entre los sólidos suspendidos volátiles y los sólidos suspendidos totales (SST) es del 92 %. En el caso del nitrógeno total, no se han incluido las fracciones solubles y suspendidas, ni en el caso del fósforo total.

Las fórmulas para calcular las S_I, S_F, X_S y X_I son las siguientes:

$$S_I = DQO_{sol} - DBO_{L,sol} \text{ Ecuación 2}$$

$$S_F = DBO_{L,sol} - S_A - S_{PRO} \text{ Ecuación 3}$$

$$X_S = DBO_{L,susp} \text{ Ecuación 4}$$

$$X_I = DQO_{susp} - DBO_{L,susp} \text{ Ecuación 5}$$

Para las fracciones solubles y las suspendidas de la Demanda Química de Oxígeno (DQO) y de la Demanda Biológica de Oxígeno Límite (DBO_L), se ha estimado un porcentaje soluble del 30 %, porque según la bibliografía consultada, este porcentaje es el más adecuado para el tipo de aguas residuales urbanas que se producen en la zona del noroeste de España. En el caso de las fracciones solubles y suspendidas del nitrógeno total (N_T), se supone un 78% de fracción soluble y un 22% de fracción suspendida, mientras que para el fósforo total se supone un 68% de fracción soluble y un 32% de fracción suspendida. Se puede suponer que la mayoría del fósforo total soluble es S_{PO4}, en nuestro caso se ha supuesto que es el 92% de la fracción soluble del fósforo total. En la Tabla X, se muestran los valores de los parámetros DBO_L, DBO_L soluble, DBO_L suspendida, DQO, DQO soluble y suspendida, N_T, N_T soluble y suspendido, P_T, P_T soluble y suspendido, SST y SSV, S_{NH4}, S_{NO3} y S_{PO4}, además de los valores supuestos de S_A y S_{PRO}. Para nuestro caso, se han supuesto unos valores de S_A y de S_{PRO} de 10 mg DQO/L y de 0 mg DQO/L, respectivamente, porque al poseer el cauce escasa capacidad de dilución, se producen pocos ácidos grasos volátiles, tales como el ácido acético o el propiónico.

Parámetros	Concentración (mg/L)
DBO _L	350
DBO _{L,sol}	105
DBO _{L,susp}	245
DQO	458
DQO _{sol}	137,4
DQO _{susp}	320,6
SST	277
SSV	254,8
N _T	37
N _{T,sol}	28,9
N _{T,susp}	8,1
P _T	6,2
P _{T,sol}	4,2
P _{T,susp}	2
S _{PO4}	3,9
S _{NH4}	25
S _{NO3}	2,5
S _A	10
S _{PRO}	0

Tabla 7. Parámetros del agua de entrada a la EDAR medidos de forma directa.

De los datos del anejo 1, se obtiene el valor de pH y la alcalinidad total del agua de entrada a la planta, que son 7,16 y 130 mg CaCO₃/L, respectivamente. A partir de estos valores, se han calculado los valores de S_i, S_F, X_S y X_I. Si se cuenta con una EDAR existente, hay otra forma de calcular S_i. Esta forma es la siguiente:

$$S_i = DQO_{sol,efluente} - DBO_{L,sol,efluente}$$

Ecuación 6

En la Tabla 8 se muestran los valores de S_i, S_F, X_S y X_I:

Parámetros	Concentración (mg/L)
------------	----------------------

S_I	32,4
S_F	95,0
X_I	75,6
X_S	245,0

Tabla 8. Variables del modelo matemático medidas de forma indirecta.

6.4 FACTORES DE CONVERSIÓN

Para el cálculo de los factores de conversión, es decir, en la matriz de composición los valores de los índices, se deben resolver las siguientes ecuaciones:

$$N_{Total,sol} = S_{NH4} + S_{NO3} + S_F * i_{NSF} + S_I * i_{NSI} + S_A * i_{NSA} \text{ Ecuación 7}$$

$$P_{Total,sol} = S_{PO4} + S_F * i_{PSF} + S_I * i_{PSI} + S_A * i_{PSA} \text{ Ecuación 8}$$

$$N_{Total} - N_{Total,sol} = X_S * i_{NXS} + X_I * i_{NXI} \text{ Ecuación 9}$$

$$P_{Total} - P_{Total,sol} = X_S * i_{PXS} + X_I * i_{PXI} \text{ Ecuación 10}$$

$$SST = X_{NV} + X_S * i_{SSTXS} + X_I * i_{SSTXI} + X_{PHA} * 0,6 + X_{PP} * 3,23 + (X_H + X_{AUT} + X_{PAO}) * i_{SSTBM} \text{ Ecuación 11}$$

Para estas ecuaciones, se parte de las siguientes condiciones e hipótesis:

- $i_{NSA}=i_{PSA}=0$
- No entran microorganismos
- En cada ecuación hay dos incógnitas
- $i_{NXS} \geq i_{NSF}$
- $i_{PXS} \geq i_{PSF}$
- $i_{SSTXS} = i_{SSTXI}$

La primera condición está clara, porque la molécula de ácido acético se compone de carbono, hidrógeno y oxígeno y no contiene nada de nitrógeno ni de fósforo, la hipótesis de que no entran microorganismos es porque al ser aguas residuales que están en condiciones anaerobias, las bacterias heterótrofas, autótrofas y PAOs no prosperan en esas condiciones. Las PAO no prosperan porque no se produce alternancia entre condiciones anaerobias y anóxicas o aerobias y, por tanto, no se produce liberación de polihidroxilalcanoato (X_{PHA}), ni de polifosfato (X_{PP}).

Para el caso de los factores de conversión i_{SSTXS} y i_{SSTXI} , se han calculado fácilmente, obteniéndose un valor de

$$i_{SSTXS} = i_{SSTXI} = 0,7949$$

Los valores por defecto de los factores de conversión que se muestran en las ecuaciones, en el programa DESASS 7.1© son los que se muestran en la Tabla 9:

Factores de conversión	Valores
i_{NSI}	0,01
i_{NSF}	0,03
i_{NXI}	0,03
i_{NXS}	0,04

i_{PSI}	0
i_{PSF}	0,01
i_{PXI}	0,01
i_{PXS}	0,01
i_{SSTXS}	0,7
i_{SSTXI}	0,7

Tabla 9. Valores por defecto de los factores de conversión utilizados por el programa DESASS 7.1© (Fuente: Programa DESASS 7.1©).

Para el cálculo de nuestros parámetros, se fija uno de los factores de conversión en cada una de las cuatro ecuaciones (las que calculan el $N_{T,sol}$ y el $P_{T,sol}$ y el $N_{T,susp}$ y el $P_{T,susp}$) partiendo de los valores por defecto en DESASS 7.1©. Se deben cumplir las condiciones $i_{NXS} \geq i_{NSF}$ y $i_{PXS} \geq i_{PSF}$.

Esto es debido a que, durante el proceso de lisis, el X_s presente en el agua se degrada a materia orgánica fermentable (S_F), que pueden aprovechar directamente las bacterias heterótrofas. Por tanto, el contenido en nitrógeno y de fósforo en X_s debe ser igual o mayor que el contenido en nitrógeno y fósforo de S_F . Con los valores representados en la Tabla 5, se ha calculado mediante el programa MS Excel los valores de los factores de conversión. Se han calculado las ocho posibilidades y se ha añadido una celda condicional, que, si se cumplen las dos condiciones además de la condición que estén, indica que es válido y en caso contrario, indica que no es válido. Además, se debe cumplir la condición que los valores de los factores de conversión deben estar comprendidos entre 0 y 1 (no pueden ser negativos). De las 8 posibilidades, normalmente una o dos cumplen todas las condiciones impuestas.

En este caso, sólo hay un caso en que los factores de conversión son válidos utilizando las siguientes ecuaciones: La Ecuación 7, la Ecuación 8, la Ecuación 9, la Ecuación 10 y la Ecuación 11. Cuando se fijan los valores de i_{NXI} , i_{NSI} , i_{PXI} e i_{PSI} , se cumplen todas las condiciones. Para resumir, los valores de conversión válidos son los que se muestran en la Tabla 10:

Fijando i_{NSI} , i_{NXI} , i_{PSI} e i_{PXI}	
i_{NSI}	0,01
i_{NSF}	0,0109
i_{NXI}	0,03
i_{NXS}	0,0240
i_{PSI}	0
i_{PSF}	0,0036
i_{PXI}	0,01
i_{PXS}	0,0050
i_{SSTXS}	0,7949
i_{SSTXI}	0,7949

Tabla 10. Resumen de los factores de conversión válidos a introducir en el programa DESASS 7.1© (Fuente: programa DESASS 7.1©).

En el programa DESASS 7.1© se debe introducir estos valores en las ventanas de configuración correspondientes.

6.5 LÍMITES DE VERTIDO Y PORCENTAJES MÍNIMOS DE ELIMINACIÓN

Por otra parte, el efluente de la EDAR debe cumplir los límites de vertido para el S_{NH_4} , S_{NO_3} , S_{PO_4} , SST, DBO_5 , DQO, N_T y P_T . En la Tabla 11 se muestran los límites de vertido, los cuales son fijados en parte por el Plan Hidrológico Galicia Costa (amonio, nitrato, DBO_5 y fósforo total) y el resto vienen dados por otros parámetros que dependen del proceso:

Valores medios anuales en el efluente de la EDAR	mg/L
DBO_5	8,5
DQO	50
SS	25
P_{TOTAL}	0,68
PO_4	0,68
N_{TOTAL}	10
$N-NH_4^+$	0,66
$N-NO_3^-$	7,68

Tabla 11. Límites de vertido en el efluente de la EDAR.

Cabe destacar que, al ser unos límites de vertido tan restrictivos, se requiere una elevada dosificación de reactivos y utilizar tiempos de retención celular algo elevados, sobre todo en el caso del esquema A_2/O , debido a las complejas interacciones entre los distintos sistemas contemplados durante el proceso de depuración.

Para el caso de la DBO_5 , la DQO y los sólidos suspendidos totales, en la Tabla 12 se muestran los porcentajes mínimos de eliminación exigidos para la depuradora simulada en el presente Trabajo Final de Máster:

Parámetros	% mínimo de eliminación
DBO_5	90
DQO	75
SST	90

Tabla 12. Porcentajes mínimo de eliminación de DBO_5 , DQO y sólidos en suspensión después del tratamiento secundario.

En el siguiente apartado, se realiza una ponderación de las dos alternativas (los dos esquemas) propuestas y sus particularidades, así como una representación gráfica (una imagen) de los elementos simulados.

7 ALTERNATIVAS

Mediante un trabajo previo de investigación, se consideró que las alternativas más adecuadas para cumplir los objetivos marcados en el presente trabajo para la eliminación biológica de materia orgánica, nitrógeno y fósforo mediante reactores de fangos activados de media a alta carga, con posible eliminación por vía química de fósforo son los esquemas A/O y A_2/O .

El A/O es un esquema en el que el reactor biológico (también llamado balsa biológica) está dividido en una zona anóxica y en una zona óxica, en el cual se produce la recirculación de fango desde el o los decantadores secundarios al principio de las zonas anóxicas, si las zonas anóxicas y/o aerobias de la balsa biológica se encuentran divididas en varias zonas. Mientras que también se produce una recirculación interna de agua

cargada de nitratos del final de la zona aerobia al principio de la zona anóxica, que permite una mayor eficiencia en la desnitrificación y una reducción en las necesidades de oxígeno disuelto en la zona aerobia.

En la zona óxica se produce la nitrificación (transformación del nitrógeno amoniacal en nitrato a través de un proceso de oxidación aerobia), llevado a cabo por bacterias autótrofas aerobias. Mientras que la desnitrificación se produce en la zona anóxica y es llevado a cabo por bacterias heterótrofas facultativas y que consiste en la transformación del nitrato presente en el agua residual en nitrógeno gas, que se libera a la atmósfera.

Para este esquema se utilizará el elemento *Añadir reactivos*, para, mediante la adición de cloruro férrico, precipitar el fósforo presente en el agua residual y poder cumplir límites de vertido. Como se ha comprobado que no es posible cumplir límites de vertido de esta forma para el fósforo, Los tratamientos propuestos se van a complementar con un tratamiento terciario que consiste en el diseño de un filtro de arena (uno para cada línea) para eliminar la parte suspendida de los parámetros de calidad del agua de salida del secundario y poder cumplir límites de vertido, pues son muy restrictivos.

El A₂/O es un esquema utilizado en los procesos de fangos activados que consiste en la división del reactor biológico en una zona anaerobia (sin apenas presencia de oxígeno disuelto, ni nitritos ni nitratos), una zona anóxica (sin presencia de oxígeno disuelto) y una zona aerobia. Entre el o los decantadores secundarios y el principio de la zona anaerobia se produce una recirculación externa de fangos, y entre el final de la zona aerobia y el principio de la zona anóxica se produce una recirculación interna de agua cargada de nitratos, para favorecer la desnitrificación, igual que en el esquema A/O, siendo la principal diferencia que también se dispone de una zona aerobia.

En este esquema si es posible una eliminación significativa por vía biológica de fósforo, por el desarrollo de bacterias PAO, que pueden almacenar polifosfatos dentro de sus células, eliminando parte del fósforo del agua residual y fijándolo en el fango. Las bacterias PAO requieren unas condiciones muy específicas de pH y tiempo de retención celular o edad del fango, que se define como el cociente de la biomasa producida respecto a la producción de fangos. Para conseguir que se produzca tanto una reducción significativa del fósforo vía biológica, que requiere unos TRC bajos como una adecuada nitrificación-desnitrificación, que requiere unos tiempos de retención celular elevados, se ha de alcanzar un buen ajuste de este parámetro tan importante en el diseño de los procesos de fangos activados.

Como se ha comprobado que sólo por vía biológica no es suficiente para eliminar el fósforo necesario para cumplir límites de vertido, se ha decidido mediante el elemento *Añadir reactivos*, a través de la adición de cloruro férrico, precipitar el fósforo en el agua residual. Se ha comprobado que esta acción no es suficiente para cumplir los límites de vertido tan restrictivos marcados por la normativa gallega de vertido al Dominio Público Hidráulico a zona sensible, por lo que se ha propuesto diseñar un filtro de arena u otro material granular para poder cumplir límites de vertido, tanto para el esquema A/O como para el esquema A₂/O.

Hay que tener en cuenta que la adición de cloruro férrico en una cantidad excesiva puede inhibir los procesos de crecimiento y síntesis celular de las bacterias PAO, por lo que es necesario adaptar la dosificación del reactivo a los procesos biológicos y realizar una cantidad suficiente de simulaciones, con pequeñas variaciones, para determinar la dosis óptima para cada uno de los esquemas simulados.

7.1 ESQUEMA A₂/O CON ELIMINACIÓN CONJUNTA DE FÓSFORO POR VÍA BIOLÓGICA Y QUÍMICA

Para el esquema, se modifica el valor de η_{NO_3} para las bacterias heterótrofas de 0,4 a 0,6, porque el volumen de la zona anóxica en el reactor biológico utilizado es suficiente como para justificar la proliferación de las bacterias heterótrofas facultativas que producen la desnitrificación. El esquema que se ha utilizado para la simulación de esta alternativa es el que se muestra en la Figura 7 a continuación:

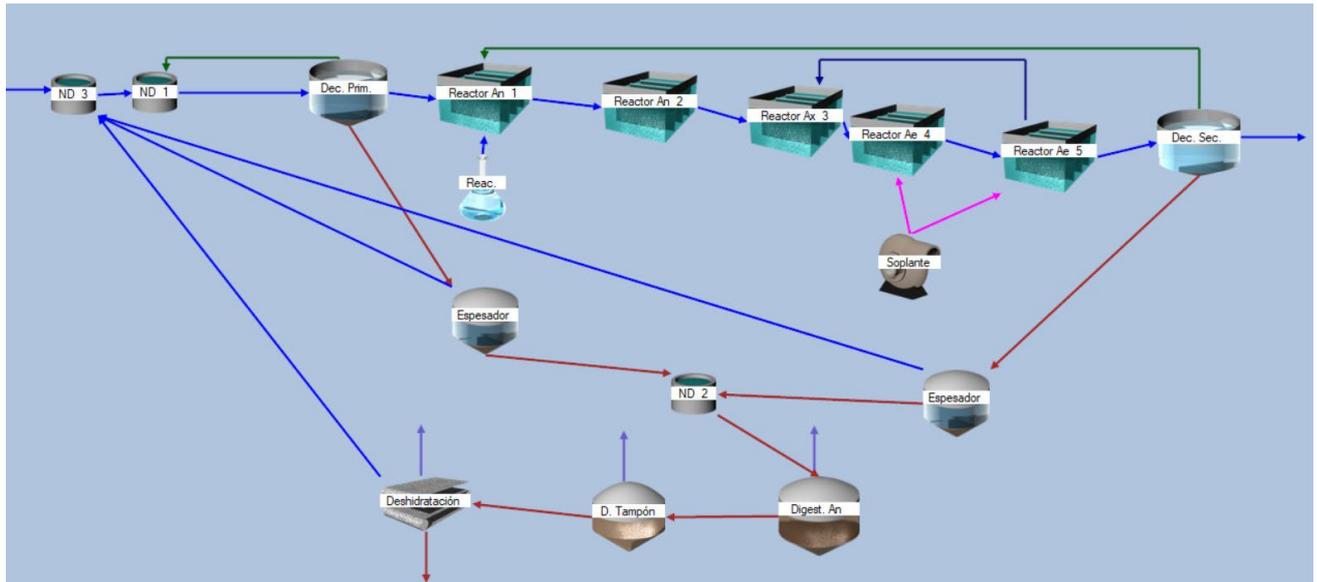


Figura 7. Captura del programa DESASS 7.1[©] del esquema A₂/O simulado.

Como se puede ver, la línea de aguas que se puede representar en DESASS 7.1[©] no incluye rejas, ni pretratamiento, porque se enfoca en la resolución del modelo matemático BNRM1. En DESASS 7.1[©], el esquema típico suele ser un decantador primario, un reactor de fangos activados con una recirculación de fangos externa y una recirculación de aguas interna, y un decantador secundario. El reactor de fangos activados se encuentra dividido en tres zonas, una anaerobia que debe ocupar el 30 % del volumen del reactor como mínimo para llevar a cabo la eliminación biológica de fósforo, una anóxica con un mínimo del 10% de volumen del reactor para llevar a cabo la desnitrificación y la zona óxica o aerobia, que es el resto. A partir de algunas simulaciones realizadas, se ha determinado que esta configuración es la más adecuada para la eliminación simultánea de materia orgánica, nitrógeno y fósforo, en combinación con relaciones de extracción del fango respecto al caudal entrante al decantador secundario.

Para la relación entre el caudal de entrada al reactor biológico y el caudal de recirculación interna normalmente se adopta un valor en el rango entre 2 y 4, ambos incluidos. El valor por defecto en DESASS 7.1[©] es de 3, siendo un valor habitual en la mayoría de las depuradoras que utilizan el proceso de fangos activados.

En la línea de aguas, se ha optado por la división de la zona anaerobia y de la zona aerobia en dos reactores de tanque agitado, para una mejor mezcla de los nutrientes con la materia en suspensión y para simular en parte el flujo pistón, que ayuda a que la operación de las balsas biológicas sea más eficiente.

Tanto en el caso del esquema A₂/O como en el caso del esquema A/O se ha complementado el uso de reactivos con la eliminación de fósforo por vía biológica, aunque como en el esquema A/O no se ha favorecido el crecimiento de las bacterias PAO, la eliminación de fósforo por vía biológica para este esquema ha sido menor. En el caso del esquema A₂/O, se ha añadido un sistema para producir, mediante la elutriación del fango primario, ácidos grasos volátiles para favorecer el crecimiento de las bacterias PAO y, por tanto, la eliminación biológica de fósforo. Con el fin de poder cumplir los límites de vertido para la DQO y el fósforo residual, se utilizará un filtro de arena o multimedia para eliminar la parte suspendida del fósforo total y de la DQO, puesto que para el resto de los parámetros que deben cumplir límites de vertido ya se cumplen sin necesidad de utilizar un filtro de medios granulares.

7.2 ESQUEMA A/O CON ELIMINACIÓN QUÍMICA DE FÓSFORO

En el esquema A/O se elimina principalmente el fósforo por vía química, pues, aunque todas las bacterias son capaces de eliminar fósforo, en comparación con las PAO eliminan muy poco, lo que obliga a utilizar sustancias coagulantes y floculantes. Este fósforo se elimina a través de los fangos. Como no hay que preocuparse por inhibir el crecimiento de las bacterias PAO, que son muy sensibles al uso de reactivos, la dosis de reactivos aportada es mayor que en el caso del esquema A_2/O . En la Figura 8 se muestra este esquema:

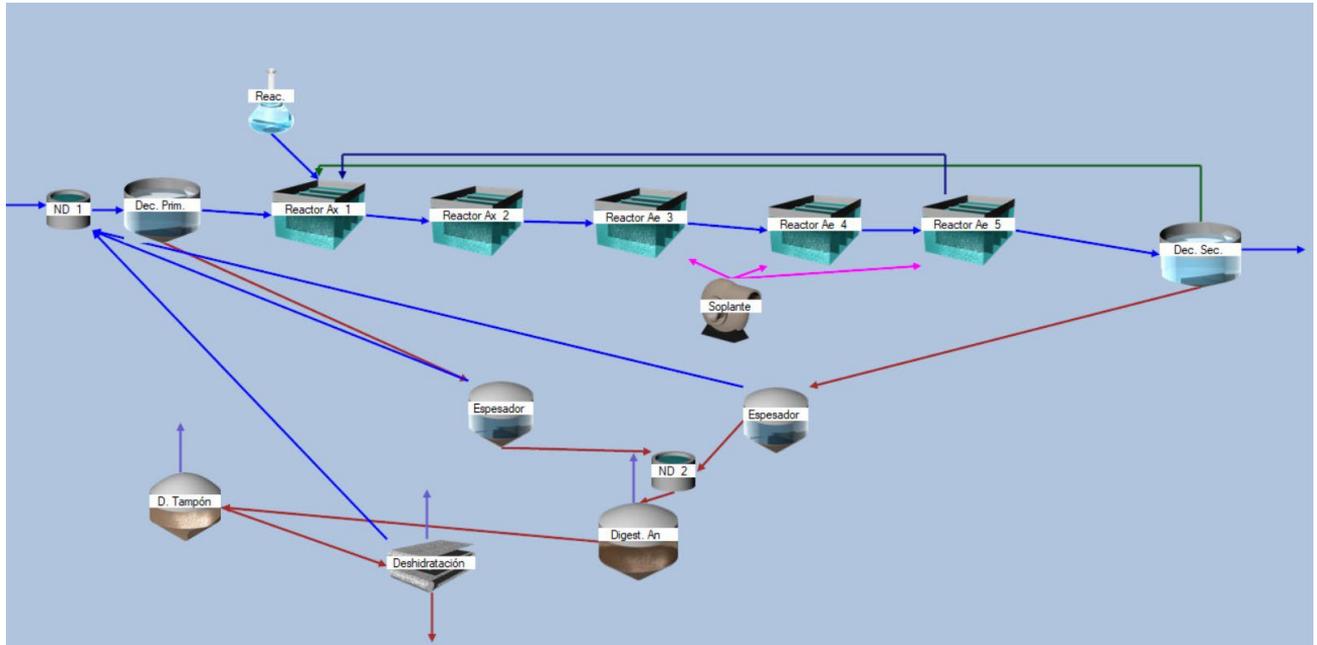


Figura 8. Captura del programa DESASS 7.1[©] del esquema A/O simulado.

En este esquema se añaden los reactivos en el reactor anóxico más cercano al tratamiento primario, habiéndose decidido dividir cada una de las balsas biológicas en dos zonas anóxicas y en tres zonas aerobias, con un 80 % del volumen del reactor biológico ocupado por la zona aerobia y el resto por la zona anóxicas. Se ha decidido realizar la partición de este modo porque se ha descubierto tras algunas pruebas que, para las características de caudal y carga en el presente Trabajo, es la mejor configuración. El elemento "Soplante" no engloba una única soplante, sino un conjunto de soplantes que se encargan de suministrar el oxígeno necesario para los procesos de respiración endógena, nitrificación y crecimiento en las zonas aerobias de las balsas biológicas. En el caso de las zonas anóxicas, se dispondrá de un dispositivo de agitación del fango para conseguir una buena mezcla y que la biomasa tenga acceso a los nutrientes.

Para la línea de fangos se ha decidido espesar los fangos mediante un espesador por gravedad en el caso de los fangos primarios y mediante un espesador por flotación en el caso de los fangos secundarios o biológicos, para luego juntarlos en una arqueta de fangos, con el fin de conseguir una concentración de sólidos suficiente en el fango para una producción de biogás más eficiente. El TRC en el digestor anaerobio es de 20 días a 35 °C. Parte del biogás producido (mezcla gaseosa de metano, dióxido de carbono, hidrógeno y otros gases en cantidades traza) se utiliza para mantener el fango a esa temperatura y el resto o se quema en la antorcha o se deriva a los motores de cogeneración para producir electricidad, con el fin de reducir el consumo eléctrico obtenido de la red y, por tanto, reducir la factura eléctrica. Sin embargo, la mayoría de los costes asociados a la factura provienen de la aireación en las soplantes.

Hay que tener en cuenta que el biogás se debe hacer pasar por torres de desulfuración, que suelen contener un material de relleno impregnado con solución de hidróxido sódico, para reducir los niveles de

sulfuro de hidrógeno, un gas tóxico, irritante y muy corrosivo cuando se mezcla con humedad, porque reduce la vida útil de los motores de cogeneración al corroer las partes metálicas de éstos en contacto con el gas.

Para el dimensionamiento del reactor biológico se ha optado por mantener una concentración del licor mezcla (X_{SSLM}) entre 3000-3500 ppm (mg SST/L) en ambos esquemas.

Tal y como en el esquema A₂/O, en la línea de aguas se dispone de los siguientes elementos: Decantadores primarios, reactores biológicos de fangos activados a media carga y decantadores secundarios. Los decantadores secundarios son normalmente más grandes que los decantadores primarios y presentan un mayor porcentaje de eliminación de materia particulada, nitrógeno y fósforo. En este esquema no se añade un proceso para causar la elutriación del fango porque en ausencia de una zona anaerobia, el crecimiento de las bacterias PAO no se ve favorecido, optándose por eliminar la mayor parte del fósforo por vía química y el que no se elimina por vía química, se somete al paso por un filtro de arena.

7.2.1 DISEÑO DEL FILTRO MULTIMEDIA PARA EL TRATAMIENTO TERCIARIO DEL ESQUEMA A/O

Para el diseño del filtro de medios granulares se parte de los valores a la salida del tratamiento secundario, que se muestran en la siguiente tabla:

Parámetro	Concentración (mg/L) y valores	
	Invierno	Verano
S_{NH4}	0,41	0,27
S_{NO3}	4,52	4,59
S_{PO4}	0,44	0,26
X_{TSS}	17,5	16,3
DQO	58,5	54,1
DQO_5	42	41,4
DQO susp	16,5	12,5
P_{Tot}	1,10	0,84
P_{Tot} soluble	0,44	0,26
P_{Tot} suspendido	0,66	0,58
N_{Tot}	6,19	5,89
N_{Tot} soluble	5,35	5,27
N_{Tot} suspendido	0,84	0,62
pH	6,89	6,77
Alcalinidad	77,21	50,36

Tabla 13. Parametros del elfuente secundario necesarios para el cálculo del filtro (tratamiento terciario) en el esquema A/O.

Para el cálculo del filtro, se diseña respecto a los valores más desfavorables. La filtración es un proceso unitario ampliamente utilizado para la eliminación de partículas que se encuentran normalmente en el agua. En este proceso el agua pasa a través de los poros entre las partículas de materiales filtrantes, quedando las partículas acumuladas en la superficie del medio o bien a lo largo de todo su espesor. Se ha decidido utilizar filtros formados por varios medios granulares porque presentan varias ventajas respecto a un lecho monocama a base de sílice (arena). Entre esas ventajas está la mayor capacidad de filtrado del lecho y la menor frecuencia de limpieza del lecho, porque se expanden los medios granulares, quedando las partículas más grandes retenidas en la capa más externa y las partículas más pequeñas en las capas inferiores, pudiéndose retener hasta partículas menores a 10 micrones según el material del que esté hecho el medio filtrante.

Los mecanismos que producen la retención de las partículas en el medio filtrante se dividen en dos grandes grupos: por tamizado (cuando el tamaño de las partículas es mayor que el tamaño de los poros) o por procesos distintos del tamizado. Sin embargo, el tamizado no se aconseja porque dificulta muchísimo la limpieza del filtro. Aunque los filtros multimedia a base de capas antracita, arena y granate de distinto gramaje se han venido utilizando desde hace algunos años, recientemente se ha descubierto que los lechos a base de zeolitas presentan un mayor rendimiento que los filtros multimedia tradicionales, debido a la gran capacidad de adsorción de los contaminantes en su estructura a base de microporos, pudiendo adsorber partículas más pequeñas, además de ser más resistentes a la abrasión producida cuando las partículas que enturbian el agua son retenidas sobre las partículas de material filtrante son retiradas durante la etapa de contralavado. Sin embargo, una de sus principales desventajas es que pueden liberar pequeñas cantidades de metales pesados en el agua, debido a que las zeolitas se forman cuando la ceniza volcánica entra en contacto con agua alcalina, formándose aluminosilicatos.

En la misma línea, puede resultar más caro que el filtro multimedia convencional y, además, un filtro multimedia convencional tiene la ventaja que es una tecnología más probada. Para el diseño de un buen filtro, se debe tener en cuenta la esfericidad de las partículas, la porosidad del lecho antes y durante la etapa de lavado y la densidad específica de los materiales utilizados. Se recomienda en los filtros multimedia depositar las capas más pesadas en el fondo del filtro, para favorecer la estratificación de los medios filtrantes durante la etapa de contralavado. En el caso de los filtros multimedia, el espacio de cabeza que hay que dejar es de al menos la mitad del espesor del lecho, para dejar espacio a la expansión del lecho durante la etapa de contralavado evitando perder material filtrante con el agua de retrolavado. Como el nivel de contaminación del agua tratada es relativamente bajo, la velocidad de filtración es relativamente alta.

Para el cálculo del espesor de cada capa de material se utiliza la ecuación de Carman-Kozeny, que describe el paso de un fluido a través de un medio poroso de esferas rígidas con un número de Reynolds menor que 1 (flujo laminar).

Se recomienda el uso de un tanque específico para retener el agua de contralavado, porque permite evitar fugas de material filtrante con el agua saliente de la Estación Depuradora de Aguas Residuales y permite controlar el nivel del filtro y una mejor operación del filtro.

La ecuación de Carman-Kozeny es la siguiente:

$$k = \frac{\phi^3}{(1 - \phi)^2} * \left(\frac{g}{K_{CC} * v * S_S} \right)$$

Esta ecuación se utiliza para el cálculo de la caída de presión de un fluido, en este caso el agua residual tratada, que fluye a través de un lecho "compacto" de sólidos. ϕ es la porosidad total (fraccional) del lecho, mientras que K_{CC} es una constante que se determina experimentalmente y depende del material. S_S es la esfericidad de las partículas y v es la velocidad de filtrado del fluido en m/s. la k es la constante de permeabilidad de Darcy y determina la velocidad con la que el fluido percola a través de un medio poroso.

Según la American Water Works Association (AWWA), los parámetros que se utilizan para definir los distintos medios filtrantes que se suelen utilizar en un filtro multimedia, es decir, antracita, arena sílica y granate, en ese orden de arriba abajo, se muestran en la Tabla 14:

Medio Granular	Tamaño de partícula	Coefficiente de uniformidad	Gravedad específica	Solubilidad en ácido
Antracita	0,6-1,6 mm	<1,7	>1,4	<5%
Arena sílica	0,35-0,65 mm	<1,7	>2,5	<5%
Granate	0,18-0,60 mm	<2,2	>3,8	<5%

Tabla 14. Características de los material más típicos en un filtro multimedia.

El coeficiente de uniformidad es la relación entre el diámetro medio de las partículas que, cuando se hacen pasar por un tamiz con ese diámetro como paso de malla, deja pasar al 60 % de las partículas en peso frente al tamiz cuyo paso de malla permite pasar al 10 % de las partículas, es decir, $C_{uniformidad} = \frac{d_{60}}{d_{10}}$. Cuando más cercano a la unidad, más uniforme es el tamaño de las partículas en la muestra. La capa superior es de antracita, la intermedia de arena sílica y la inferior de granate. Como se puede ver en la tabla, el granate es el más pesado y el de menor tamaño de partícula, por ese motivo, conforma la capa inferior.

Si se opta por hacer un filtro con zeolita, se puede incluso retener aniones de amoníaco y presenta una carga superficial de 10 a 20 galones por minuto y por pie cuadrado de filtro. Además requiere menos retrolavados, y puede durar hasta cuatro años sin necesidad de cambiar el medio filtrante.

Con una superficie de 35 m²/gramo y operando en un flujo de servicio de 8.5 a 10 gpm/ft² y en flujo de retrolavado de 12 a 20 gpm por pie cuadrado, se adopta un flujo de servicio de 9 gpm/ft² y un flujo en contralavado de 16 gpm/ft². La duración del retrolavado es de 5 a 15 min y el espacio de cabeza en, igual que en los filtros multicama, debe ser al menos del 50 % de la altura del lecho antes de la expansión. Y la profundidad del lecho es de 30 a 48 pulgadas, decidiéndose utilizar un lecho de 40 pulgadas de espesor. En la Tabla 15 se muestran los valores adoptados:

Parámetros	Valores	Unidades
Flujo de servicio	9	gpm/ft ²
Flujo de retrolavado	16	gpm/ft ²
Duración de retrolavado	5 a 15	Minutos
Expansión requerido (Retrolavado)	50%	Porcentaje
Profundidad del lecho	40	pulgadas

Tabla 15. Características de operación de un filtro multimedia.

El retrolavado se hará durante 15 minutos, para asegurar una buena operación del filtro. Se diseña a caudal punta que, en nuestro caso, es de 3600 m³/h. Se decide utilizar filtros capaces de tratar 300 m³/h, con lo que son necesarios 12 filtros. Sabiendo que un galón por minuto son 0,2271 m³/h, cada uno de los filtros trata 1321 gpm.

Se diseña en base al flujo de servicio, por tanto, cada uno de los filtros la superficie que ocupan es de 146.77 pies cuadrados aproximadamente, como un pie son 30,48 cm, un pie cuadrado son 0,0929 m² y cada filtro ocupa 13,63 m² aproximadamente. Los filtros son de 40 pulgadas de altos más un 50% de espacio de cabeza, por tanto, cada uno de los filtros mide 60 pulgadas de alto por lo menos, es decir, 1,524 m al menos.

En la Tabla 16 se muestra un resumen de esos cálculos:

Parametros	Valores	Unidades
A_{unitaria} Filtros	13,63	m ²
Altura Filtros	1,524	m

Nº filtros	12	unidades
A_{total} filtros	163,62	m ²

Tabla 16. Cálculos del área ocupada por los filtros para todas las condiciones de operación.

En todos los filtros de medios granulares se requiere utilizar una capa de grava, para evitar que el contralavado retire el medio filtrante del filtro en cantidades antieconómicas, porque si no se hacen bien las etapas de contralavado, se puede perder material con el agua de contralavado. En nuestro caso se asume una capa de grava de 30 cm de espesor, lo que son 4,089 m³ de grava por filtro y para la capa de zeolita de 40 pulgadas de espesor, el volumen de zeolita es de 13,85 m³ por filtro. Suponiendo una densidad para la grava 40/70 de 1,5 Tn/m³, se obtienen 6,133 toneladas métricas de lava por filtro y una densidad de la zeolita de 0,78 Tn/m³, se obtienen 10,803 toneladas métricas de zeolita por filtro. Cada saco de 25 kg de zeolita cuesta 46,50 € y el precio de la grava es de 22,39 €/m³. En la Tabla 17 se muestran los costes asociados a los filtros:

Materiales	Cantidades por filtro	Precio unitario	Importe por material y filtro (€)	Importe total filtros (€)
Grava	4,089 m ³	22,39 (€/m ³)	91,55	1.098,60
Zeolita	10,803 Tn	1.860 (€/Tn)	20.093,58	241.122,96
Total			20.185,13	242.221,56

Tabla 17. Cálculo del coste de los filtros granulares.

Al utilizarse zeolita, los costes de inversión en los filtros ascienden a aproximadamente DOSCIENTOS CUARENTA Y DOS MIL DOSCIENTOS Y VEINTIDOS EUROS (242.222 €). Estos filtros presentan la ventaja de que no es necesario cambiar el medio filtrante durante los primeros cuatro años.

8 RESULTADOS

8.1 ESQUEMA A₂/O

En el esquema A₂/O para cada uno de los elementos simulados, se ha obtenido sus dimensiones, teniendo en cuenta las características del agua residual que, por supuesto presenta las mismas características en ambos esquemas se han simulado los siguientes elementos para la línea de aguas: el proceso de elutriación del fango, que para simularlo se debe marcar una casilla dentro del menú de configuración del decantador primario, el tratamiento primario (a base de decantadores primarios), las balsas biológicas y el decantador secundario. Mientras que en la línea de fangos se han simulado los mismos elementos que en el esquema A/O. A continuación, se muestran los distintos elementos y sus dimensiones.

8.1.1 LÍNEA DE AGUAS

En DESASS 7.1© se simulan los tratamientos primarios y los tratamientos secundarios y a veces algunos tratamientos terciarios, pero en este esquema se simulan los siguientes elementos: decantadores primarios, reactores biológicos de fangos y los decantadores secundarios, aparte de la elutriación del fango primario, el cual es un sistema que utiliza un elemento nudo junto con una recirculación del fango de la purga del primario.

8.1.1.1 DECANTADORES PRIMARIOS

En los decantadores primarios se produce la remoción de parte de la materia sedimentable del agua residual, principalmente de la materia inerte, que no aporta nada al proceso biológico. En la Tabla 18 se muestran las dimensiones de los decantadores primarios utilizados en este esquema:

Parámetros	Valor	Unidades
Diámetro	28,36	m
Calado	3,00	m
Resguardo	0,50	m
nº elementos	8	Unidades

Tabla 18. Resumen del dimensionamiento de los decantadores primarios en el esquema A₂/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Se ha optado por construir 8 decantadores primarios, con el fin de mantener el diámetro de cada uno de los decantadores primarios por debajo de 30 m, para evitar problemas de resuspensión de los sedimentos debido a posibles ráfagas de viento. Sin embargo, se utilizará una cubierta de plástico reforzada con fibra de vidrio para cubrir cada uno de estos decantadores, fácil de retirar y que, además, ayudará con la reducción de las molestias por malos olores.

Hay que recordar que también se utiliza la elutriación del fango en este esquema para estimular la generación de ácidos grasos volátiles convirtiendo el decantador primario en un mini reactor de tanque agitado, por parte de las bacterias acidogénicas. A continuación, se muestran en la Tabla 19 la relación entre el caudal de extracción y el caudal de entrada y el tiempo de retención celular estimado para la elutriación del fango, tanto durante el período invernal como durante el estival, así como el caudal de purga y la concentración de los fangos producidos:

Parámetro	Valor invierno	Valor verano	Unidades
Relación $Q_{rec_fango}/Q_{entrada}$	0,06	0,08	adimensional
TRC	5,75	5,25	días
Caudal purga	527,83	527,83	m ³ /d
Concentración Fangos producidos	16		kgSS/m ³

Tabla 19. Resumen de los calculos hidráulicos en los decantadores primarios en el esquema A₂/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Aunque habitualmente la densidad de los fangos compactados en el decantador primario se encuentra entre el 1 y el 2 %, es decir, de 10 a 20 kg SS/m³, en algunos casos llega al 3,5%. La concentración obtenida se considera buena. Curiosamente, aunque el *ratio* entre el caudal de recirculación de los fangos y el caudal de entrada es diferente, el caudal de purga es el mismo debido a la diferencia en los tiempos de retención celular o edades del fango, que compensa el efecto del cambio en el otro parámetro.

Mediante la elutriación del fango, se consigue aumentar la disponibilidad de ácidos grasos volátiles para el crecimiento de la bacterias PAO, en conjunto con la alternancia entre zonas anaerobias, anóxicas y aerobias, sin embargo, hay que saber escoger adecuadamente la edad del fango mientras se realiza la generación de los AGV, pues un valor de la edad del fango excesivo puede acarrear la proliferación de las bacterias acetogénicas, que compiten con las PAO por el sustrato (los ácidos grasos volátiles).

A la salida del decantador primario se pasa de una concentración de S_A de 10 mg DQO/L a prácticamente 30 en invierno y a 40 en verano, permitiendo la proliferación de bacterias PAO en el agua residual.

Para finalizar con este subapartado, se muestran los valores de caudal en condiciones medias y en condiciones punta, para invierno y verano, que entran y salen del tratamiento primario:

	Parámetros	Valores invierno	Valores verano	Unidades
Entrada	Caudal medio	70.032,30	71.786,77	m ³ /d
	Caudal punta	89.472,30	91.226,77	m ³ /d
Salida	Caudal medio	65.540,39	65.930,11	m ³ /d

	Caudal punta	84.980,38	85.370,11	m ³ /d
--	--------------	-----------	-----------	-------------------

Tabla 20. Resumen del caudal en condiciones punta y media a la entrada y la salida de los decantadores primarios en el esquema A₂/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

La diferencia respecto a los caudales de diseño se debe a la recirculación del sobrenadante de los procedente de los espesadores y de la deshidratación mecánica a cabecera del tratamiento primario para la entrada al tratamiento primario. La diferencia de caudal entre la entrada y la salida del tratamiento primario es el agua contenida en el fango que se extrae por la purga. Aunque el valor a la salida del decantador primario es un poco más alto que el caudal de diseño, esto no es una diferencia lo suficientemente importante como para que cause un cambio significativo en el tamaño de los decantadores. Como la temperatura del agua es más baja de 20 °C (en invierno), el programa ya lo ha tenido en cuenta a la hora de calcular las dimensiones de los decantadores primarios.

Aunque en los decantadores normalmente no se elimina nada de la fracción soluble, en algunos casos si es posible eliminar parte si el TRH es lo suficientemente elevado como para que se produzcan procesos biológicos, sin embargo, en el caso del presente Trabajo, no se produce una eliminación de materia soluble en los decantadores primarios.

8.1.1.2 REACTORES BIOLÓGICOS

En este esquema se ha dividido cada una de las balsas biológicas en cinco zonas, siendo dos zonas anaerobias, una zona central anóxica y dos zonas aerobias. Las zonas anaerobias ocupan el 30 % del volumen del reactor, a partes iguales, la zona anóxica ocupa el 10 % del volumen total del reactor biológico y las zonas aerobias ocupan el resto. Las zonas en las que están divididas cada una de las balsas biológicas presentan relaciones longitud-ancho diferentes, aunque todas presentan la misma longitud. En ambos esquemas el número de balsas biológicas es de 4 y cada una de ellas presenta una profundidad de 4,5 m con un resguardo de 0,5 m. A continuación se muestran las longitudes, anchos, calado, relaciones longitud-ancho y resguardo de cada una de las zonas:

Zonas	Parámetros	Valor	Unidades
Zona anaerobia	nº zonas	2	unidades
	relación longitud-ancho	1,97	adimensional
	longitud	26,4	m
	ancho	13,4	m
	calado	4,50	m
	resguardo	0,50	m
Zona anóxica	nº zonas	1	unidades
	relación longitud-ancho	2,9	adimensional
	longitud	26,4	m
	ancho	9,1	m
	calado	4,50	m
	resguardo	0,50	m
Zona aerobia	nº zonas	2	unidades
	relación longitud-ancho	1	adimensional
	longitud	26,4	m
	ancho	26,4	m
	calado	4,50	m
	resguardo	0,50	m

Tabla 21. Resumen de las zonas en las que se dividen las balsas biológicas en el esquema A₂/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

La conexión entre las distintas zonas se realiza a lo largo del lado más largo del compartimento. La longitud total de la balsa biológica, suponiendo que cada murete de separación tiene un grosor de 0,50 m, es de 134 m, lo que supone que la balsa biológica presenta una relación longitud-ancho global de 5,08:1, que es un valor adecuado para un esquema A_2/O :

Al final de cada una de las 4 líneas que conforman los elementos de *Reactor biológico de fangos* se han obtenido los siguientes valores de X_{SST} :

Parámetros	Valor invierno	Valor verano	Unidades
X_{SST}	3164,0	2677,4	mg SST/L

Tabla 22. Concentración de sólidos en suspensión a la entrada al decantador secundario en el esquema A_2/O . Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Los valores que se muestran en la tabla se consideran típicos de los procesos de fangos activados a media carga, aunque en el caso del verano es un poco bajo, pero se mantiene en unos valores habituales para este tipo de procesos. Cabe mencionar que durante la construcción de las balsas biológicas, se construirá una balsa biológica extra, para que durante las operaciones de mantenimiento y limpieza de las instalaciones, se pueda realizar el mantenimiento sin la necesidad de interrumpir el servicio.

Mediante el uso de la balsa biológica, se consigue eliminar parte de la fracción soluble, que mediante los procesos de síntesis celular, se transforma en fracción particulada, que se debe eliminar del agua en un decantador secundario para el caso de los cultivos en suspensión. En los cultivos por medio fijo también se produce este proceso de transformación de la materia soluble en materia particulada, pero operan de forma diferente.

8.1.1.3 DECANTADORES SECUNDARIOS

En los decantadores secundarios se produce la sedimentación de la mayor parte de la materia particulada presente en el agua residual, con el fin de cumplir los límites de vertido que marcan las distintas normativas aplicadas al saneamiento y proteger el medio ambiente, siendo el número de decantadores secundarios de 4, número suficiente para cumplir la carga sobre vertedero, la carga de sólidos, la carga hidráulica y que el diámetro de cada uno de los decantadores secundarios no supere los 40 m. En la Tabla 23 se muestran las dimensiones de los decantadores secundarios:

Parámetros	Valor	Unidades
Diámetro	33,2	m
Calado	3,30	m
Resguardo	0,50	m
Nº elementos	4	Unidades

Tabla 23. Resumen del dimensionamiento de los decantadores secundarios en el esquema A_2/O . Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Aunque el tamaño del decantador es un poco grande, se utilizarán cubiertas de plástico reforzadas con fibra de vidrio para el recubrimiento de cada uno de los decantadores secundarios, favoreciendo además la mitigación de las molestias producidas en los alrededores por malos olores.

A continuación se muestra la relación entre el caudal de extracción de fangos y el caudal de entrada, entre el caudal de recirculación de fangos y el caudal de entrada, el caudal de purga y la concentración de los fangos producidos en la Tabla 24:

Parámetro	Valor invierno	Valor verano	Unidades
Relación $Q_{ext_fango}/Q_{entrada}$	0,5	0,5	adimensional
Relación $Q_{rec_fango}/Q_{entrada}$	0,9765	0,9646	adimensional

Caudal purga	769,69	1.167,67	m ³ /d
Concentración Fangos producidos	7	7	kgSS/m ³

Tabla 24. Valores hidráulicos de los decantadores secundarios en el esquema A₂/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Mediante este caudal de extracción, se consigue que la altura de sólidos en el decantador sea suficiente para una buena concentración del fango, habiéndose comprobado que una relación Caudal de extracción de fango/ vuelve inestable la simulación. La concentración de los fangos producidos es la habitual en los fangos secundarios o biológicos. En el presente Trabajo, como se ha seleccionado que se produzcan procesos biológicos y el tamaño de los decantadores secundarios favorece el crecimiento de las bacterias, se ha producido una reducción en la fracción soluble de algunos componentes.

Para determinar si los porcentajes mínimos de eliminación de DBO₅, DQO y sólidos en suspensión se cumplen, se deberá calcular el porcentaje de eliminación de la DBO₅, la DQO y los sólidos en suspensión entre la entrada al tratamiento primario y la salida del tratamiento secundario, tal y como se muestra en la Tabla 25:

Parámetros	Entrada invierno	Salida invierno	Porcentaje eliminación invierno (%)	Entrada verano	Salida verano	Porcentaje eliminación verano (%)	Unidades parámetros
DBO ₅	1095,6	7,8	99,3	1212,7	6,4	99,5	mg DQO/L
DQO	1657,5	58,3	96,5	1833,6	55,8	97	mg DQO/L
SST	1285,9	17,6	98,6	1437,1	16	98,9	mg SST/L

Tabla 25. Cálculo del porcentaje de eliminación de DBO₅, DQO y de SST en la línea de aguas en el esquema A₂/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Como se puede observar, si es posible alcanzar los porcentajes de eliminación mínimos marcados por la normativa. El nivel de eliminación tan alto es debido a la elutriación de los fangos, que favorece la eliminación de materia sedimentable. Para terminar con la evaluación de los decantadores secundarios en el esquema A₂/O, se debe comprobar si se cumplen los límites de vertido para el S_{NH4}, el S_{NO3} y el S_{PO4}. En la Tabla 26 se muestran los valores a la salida de los decantadores primarios y los límites de vertido:

Parámetros	Invierno	Verano	Límites de vertido	Unidades
S _{NH4}	0,62	0,41	0,66	mg N-NH4/L
S _{NO3}	5,86	5,86	7,68	mg N-NO3/L
S _{PO4}	0,64	0,31	0,68	mg P-PO4/L

Tabla 26. Resumen de los valores de los componentes solubles en el efluente secundario y comparación con los límites de vertido en el esquema A₂/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Como se puede observar en la tabla, para los componentes solubles se cumplen los límites de vertido. En la Tabla 27 se muestran los valores de los sólidos en suspensión, la DBO₅, la DQO (parte soluble y particulada), el N_T y el P_T (parte soluble y particulada), y se compara con los límites de vertido marcados por la normativa gallega que controlan los vertidos al cauce del río Sarela (Sar), comprobándose también que el pH del efluente se encuentre por encima de 6,5, indicando que el proceso biológico no se ha visto inhibido por un pH no óptimo para las bacterias desnitrificantes.

Parámetros	Invierno	Verano	Límites de vertido	Unidades
DBO ₅	7,8	6,4	8,5	mg DQO/L
DQO _T	58,50	55,3	50	mg DQO/L
DQO _{sol}	43,3	43,5	-	mg DQO/L
DQO _{susp}	15,1	11,8	-	mg DQO/L

N _T	7,60	7,24	10	mg N/L
P _T	1,48	1,03	0,68	mg P/L
P _{T,sol}	0,64	0,31	-	mg P/L
P _{T,susp}	0,84	0,70	-	mg P/L
pH	7,00	6,97	-	adimensional

Tabla 27. Resumen de los componentes DQO, DBO₅, de N_T, del fósforo total y del pH en el efluente secundario para el esquema A₂/O.
Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Observando los resultados de la tabla, se comprueba que no se cumplen los límites de vertido para la DQO total ni para el fósforo total, además de que prácticamente todo el fósforo soluble está en forma de ortofosfato, por ser ésta la forma más estable de fósforo soluble. Debido a que no se cumplen límites de vertido ni para la DQO total ni para el fósforo total, es necesario aplicar un tratamiento terciario mediante filtro de arena o de otros medios granulares, con el fin de eliminar la parte correspondiente a la fracción soluble. El pH en el efluente secundario no es demasiado bajo, lo que es indicativo que los procesos biológicos en los reactores de fangos activados no se han visto inhibidos por el valor del pH para este esquema.

8.1.1.4 DOSIFICACIÓN DE REACTIVOS EN EL ESQUEMA A₂/O

Para la dosificación de los reactivos, se ha realizado un montón de simulaciones hasta dar con la simulación que permite aplicar el tratamiento terciario para cumplir los límites de vertidos. En la Tabla 28 se recopilan las características de la dosificación del reactivo:

Parámetros	Valor invierno	Valor verano	Unidades
Caudal	4,00	7,5	m ³ /d
Concentración	500.000,00	500.000,00	mg/L
T ^a	20,0	20,0	°C
S _{alk}	5,0	5,0	mg CaCO ₃ /L
pH	4,0	4,0	adimensional
Reactivo	Cloruro férrico (FeCl ₃)		

Tabla 28. Dosificación de reactivos en el esquema A₂/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Mediante estos valores, se consigue precipitar el fósforo suficiente como para que se cumplan los límites de vertido para S_{PO₄}, que es la forma en la que se encuentra la mayoría del fósforo soluble presente en un agua residual urbana (ARU) típica. Se ha optado por el uso de cloruro férrico porque no produce tantos problemas como las sales de aluminio. Hay que tener en cuenta que una dosificación excesiva de reactivo produce mayor cantidad de fangos y puede ocasionar una sobrecarga de los decantadores secundarios y posible puntuales picos de contaminación en el efluente de la EDAR, porque el tratamiento secundario no sea capaz de tratar todo el fango producido.

8.1.1.5 NECESIDADES DE OXÍGENO PARA AIREACIÓN EN EL PROCESO DE FANGOS ACTIVADOS

Para el proceso de nitrificación se requiere aportar oxígeno mediante el uso de las soplantes, Por tanto, se deben calcular las necesidades de oxígeno. Hay que tener en cuenta que las necesidades de oxígeno mostradas aquí se han calculado únicamente simulando la línea de aguas, porque con el esquema completo tarda mucho en converger. Para tener en cuenta este hecho, se mayorará los valores con un 10% para el caudal punta y un 2% para el caudal medio. En la Tabla 29 se muestran las necesidades de oxígeno reales y en condiciones estándar (a 0°C y 1 atm) para caudal medio y caudal punta:

Parámetros	Unidades	Tanque 4	Tanque 5
Necesidades oxígeno reales en condiciones medias	kg/h	97,6	44,4
Necesidades oxígeno reales en condiciones punta	kg/h	91,6	67,9
Necesidades oxígeno estándar en condiciones medias	kg/h	185,3	84,3
Necesidades oxígeno estándar en condiciones punta	kg/h	151,2	112,1

Tabla 29. Necesidades de oxígeno en condiciones estándar y reales para las zonas aerobias de las balsas biológicas en el esquema A₂/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

El tipo de difusor que se va a utilizar para ambos tanques es el de la marca FLYGT®, de membrana de burbuja gruesa, con 728 difusores por cada uno de los compartimentos en los que se encuentra dividida la zona aerobia (2 para este esquema).

Para la selección de la soplante, se considera que, por cada una de las balsas biológicas activas, hay una soplante en funcionamiento y una en reserva para no interrumpir la aireación mediante las operaciones de mantenimiento. Es decir, hay 4 soplantes más una de reserva, con una potencia nominal cada una de 132 kW.

8.1.2 LÍNEA DE FANGOS

En la línea de fangos se han simulado los siguientes elementos: espesadores por gravedad y por flotación, digestores anaerobios, depósitos tampón y deshidratación mecánica. El objetivo de la línea de fangos es digerir los fangos producidos en la línea de aguas, con el fin de eliminar patógenos, valorizar los fangos como recurso y en el caso de que haya digestión anaerobia, producir biogás para reducir en parte la factura eléctrica. Para plantas grandes, se recomienda el uso de digestores anaerobios o de procesos SHARON-ANNAMOX para poder aprovechar la corriente de fango con un alto contenido en nitrógeno. A continuación, se muestran los resultados obtenidos para el dimensionamiento de los elementos que conforman la línea de fangos.

8.1.2.1 ESPESADORES

Los espesadores son tanques en los que se produce la concentración del fango. Según la procedencia de los fangos a concentrar, hay dos tipos de espesadores: los espesadores por gravedad y los espesadores por flotación. Los espesadores por gravedad funcionan mejor para los fangos primarios porque presentan una buena sedimentabilidad. Mediante la forma y el modo de alimentar el espesador, se va concentrando poco a poco el fango y se consigue que se vaya compactando. En el caso del fango procedente del fango secundario, también conocido como fangos secundarios o fangos en exceso o fangos biológicos, el proceso de compactación del fango es un poco diferente porque los fangos biológicos se extraen por arriba mediante bombas de succión, porque el fango biológico sedimenta muy mal debido a sus características (interacción entre flóculos, sedimentación irregular, etc.), por lo que en los espesadores por flotación se retira el fango mediante rasquetas superficiales que lo llevan a un vertedero donde un tornillo sin fin lo lleva a la arqueta de mezcla de fangos de forma habitual. Para el caso del presente trabajo, se han simulado espesadores por

gravidad para el fango primario y para el fango secundario, cuyos fangos se juntan luego en una arqueta de mezcla de fangos e ingresan a los digestores anaerobios, que se encuentran en condiciones mesófilas (el fango está a 35 °C). Aunque idealmente sería mejor que el fango secundario ingresara a un espesador por flotación, en DESASS 7.1© no es posible simular espesadores por flotación.

8.1.2.1.1 ESPESADOR POR GRAVEDAD PARA EL FANGO PRIMARIO EN EL ESQUEMA A₂/O.

Para el espesador por gravedad en el esquema A₂/O se ha optado por construir un único espesador. En la Tabla 30 se muestran la relación entre el caudal de extracción de fangos y el caudal de entrada, la concentración de los fangos producidos, el caudal de purga, las dimensiones y los criterios de diseño:

Parámetro	Valor invierno	Valor verano	Unidades
Diámetro		11,71	m
Calado		2,5	m
Relación Q _{extrac} /Q _{entr}	0,6	0,55	adimensional
Caudal purga	316,69	296,31	m ³ /d
Concentración Fangos producidos		28,34	kg SS/m ³
Tiempo de retención		12	h
Carga superficial a 20 °C		1,4	m ³ /(m ² *h)
Carga de sólidos		5,4	kg SS/(m ² *h)

Tabla 30. Características de cada uno de los espesadores por gravedad en el esquema A₂/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Como se puede observar, el tamaño del espesador por gravedad está en 11,71 m. Como, según información buscada en Internet, el tamaño de las rasquetas de fango es de 11,5 m, esto permite utilizar rasquetas de tamaño comercial y reducir los gastos en este tipo de dispositivos. Con esta relación entre el caudal de extracción de fangos, se puede mantener la altura de sólidos en unos valores aceptables (hay que evitar un desbordamiento de los fangos por una excesiva altura de fangos).

8.1.2.1.2 ESPESADOR POR GRAVEDAD PARA EL FANGO SECUNDARIO EN EL ESQUEMA A₂/O

Aunque los espesadores por flotación son más adecuados que los espesadores por gravedad en el caso del fango secundario, en DESASS 7.1© no es posible simular espesadores por flotación, por lo que a efectos prácticos se ha simulado un espesador por gravedad. Para adaptar el espesador a un fango proveniente del tratamiento secundario, se modifican los valores de la carga superficial y de la carga de sólidos a los valores típicos para concentrar un fango secundario.

En la Tabla 31 se muestran las relaciones hidráulicas que deben cumplir, la concentración de los fangos producidos, el caudal de purga, las dimensiones y los criterios de diseño, siendo uno el número de espesadores por gravedad para el fango secundario:

Parámetro	Valor invierno	Valor verano	Unidades
Tiempo de retención		12	h
Carga superficial a 20 °C		0,45	m ³ /(m ² *h)
Carga de sólidos		1,4	kg SS/(m ² *h)

Tabla 31. Características del dimensionamiento de los espesadores por flotación en el esquema A₂/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

8.1.2.2 DIGESTOR ANAEROBIO

En el digestor anaerobio se produce la transformación del fango mezclado en biogás por parte de las bacterias metanogénicas. Para el presente Trabajo en el esquema A_2/O el tiempo de retención celular es de 22 días y el volumen de reactor necesario es de $15082,73 \text{ m}^3$, asumiendo un 10% de volumen de fango que ocupa el gas dentro del reactor. Suponiendo una altura media del digestor de 15 m y que tiene forma cilíndrica, se obtiene para un solo digestor un diámetro de 33,3 m. Como este diámetro es demasiado grande, se ha decidido construir tres digestores anaerobios, con un diámetro cada uno de 19,3 m, que es un tamaño mucho más habitual para digestores anaerobios.

En la Tabla 32 se muestra la producción de gas, tanto en invierno como en verano, así como la composición del biogás en porcentaje, en condiciones medias y punta. Como la producción es la misma en condiciones medias que en punta, porque no se producen picos de caudal al estar muy bien homogeneizado:

Parámetros	Valor invierno	Valor verano	Unidades
Caudal biogás	4.377,32	3.821,20	m^3/d
S_{CH_4}	65,56	65,90	%
S_{CO_2}	34,00	33,62	%
$S_{\text{H}_2\text{S}}$	0,18	0,20	%

Tabla 32. Relación del caudal de biogás producido y del porcentaje en volumen de metano, dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno en el gas en el esquema A_2/O . Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Los valores típicos de la composición del biogás producido en una digestión anaerobia son de aproximadamente el 67 % en volumen de metano, del 33 % de dióxido de carbono y trazas de hidrógeno, nitrógeno y sulfuro de hidrógeno. Hay que tener en cuenta que el sulfuro de hidrógeno es un gas muy corrosivo con los elementos metálicos como los motores y una concentración demasiado elevada en el biogás puede conllevar la reducción de la vida útil de los motores de cogeneración. Por ese motivo, este biogás se debe someter a un tratamiento de desulfuración, normalmente en torres de lavado químico que contienen sustancias alcalinas o mediante carbón activado. A partir de 100 ppm el sulfuro de hidrógeno presente en el biogás no reduce la vida útil de los motores de cogeneración, siendo 10.000 ppm el 1% en volumen. Para el cálculo de la electricidad generada en los motores de cogeneración, se supondrá que, de todo el gas almacenado en el gasómetro, el 95 % se consume en los motores de cogeneración y el resto se quema en la antorcha. Considerando las condiciones más desfavorables, se ha decidido instalar dos gasómetros de doble membrana de aproximadamente 2.500 m^3 de capacidad cada uno.

8.1.2.3 DEPÓSITO TAMPÓN

El depósito tampón es simplemente un depósito para almacenar el fango para la deshidratación, siendo el tiempo de retención hidráulico (igual que el celular por no haber recirculación) de 6 días, siendo el volumen de fangos de $3.739,52 \text{ m}^3$. El volumen del reactor total, suponiendo un 10 % de volumen ocupado por el gas, es de $4.113,47 \text{ m}^3$.

Se considera que la profundidad media del depósito tampón es de 10 m y forma cilíndrica, se obtiene que para este volumen, el diámetro con un solo depósito tampón de 21,81 m y el de dos depósitos tampón de 15,43 m. Al final se ha decidido construir dos depósitos tampón de 15,43 m de diámetro, para poder controlar mejor el almacenamiento de fangos.

8.1.2.4 DESHIDRATACIÓN MECÁNICA

En la deshidratación mecánica se consigue una sequedad del fango de entre el 22 y el 28% o, lo que es lo mismo, el fango tiene un contenido en humedad del 72 al 78%. Cada día se almacenan en los depósitos tampón $622,8 \text{ m}^3/\text{d}$, porque presenta un tiempo de residencia media de 6 días y son datos obtenidos de la simulación realizada en DESASS 7.1©. Eso significa que, si las centrífugas se encuentran en funcionamiento 8

horas al día, una debería tratar al menos 80 m³/d para poder tratar todo el fango almacenado en los depósitos tampón. Se ha optado por comprar cuatro centrifugas puestas en paralelo con capacidad para tratar 25 m³/h de fango cada una de ellas, más una de reserva, por si se estropea alguna de las otras.

8.2 ESQUEMA A/O

En el esquema A/O, para cada uno de los elementos simulados, se han obtenido sus dimensiones teniendo en cuenta las características del agua residual. Los elementos simulados son: el tratamiento primario, los reactores biológicos de fangos activados y el tratamiento secundario en la línea de aguas, aparte de los elementos auxiliares como el proceso de dosificación de reactivos o el sistema de soplantes. Mientras que en la línea de fangos, se han simulado los siguientes elementos: los espesadores por gravedad y por flotación, la arqueta de mezcla de los fangos, los digestores anaerobios, los depósitos tampón y la deshidratación mecánica.

8.2.1 LÍNEA DE AGUAS

En DESASS 7.1© se simulan los tratamientos primarios y los tratamientos secundarios y a veces algunos tratamientos terciarios, pero en este esquema se simulan los siguientes elementos: decantadores primarios, reactores biológicos de fangos y los decantadores secundarios, aparte de la elutriación del fango primario, el cual es un sistema que utiliza un elemento nudo junto con una recirculación del fango de la purga del primario.

8.2.1.1 DECANTADORES PRIMARIOS

En los decantadores primarios se produce la remoción de parte de la materia sedimentable del agua residual, principalmente de la materia inerte, que no aporta nada al proceso biológico. En la Tabla 33 se muestran las dimensiones de los decantadores primarios utilizados en este esquema:

Parámetros	Valor	Unidades
Diámetro	28,40	m
Calado	3,0	m
Resguardo	0,50	m
Nº elementos	8	Unidades

Tabla 33. Resumen del dimensionamiento de los decantadores primarios en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Se ha optado por construir 8 decantadores primarios, con el fin de mantener el diámetro de cada uno de los decantadores primarios por debajo de 30 m, para evitar problemas de resuspensión de los sedimentos debido a posibles ráfagas de viento. Sin embargo, se utilizará una cubierta de plástico reforzada con fibra de vidrio para cubrir cada uno de estos decantadores, fácil de retirar y que, además, ayudará con la reducción de las molestias por malos olores.

En el caso del esquema A/O no se utiliza la elutriación del fango porque, al no haber zona anaerobia, no se estimula el crecimiento de las bacteria PAO, pues éstas necesitan de la alternancia entre condiciones anaerobias y anóxicas o aerobias para poder desarrollarse y eliminar fósforo del agua residual. A continuación, se muestran en la Tabla 34 la relación entre el caudal de extracción y el caudal de entrada y el tiempo de retención celular estimado para la elutriación del fango, tanto durante el período invernal como durante el estival, así como el caudal de purga y la concentración de los fangos producidos:

Parámetro	Valor invierno	Valor verano	Unidades
Relación $Q_{rec_fango}/Q_{entrada}$	0,015	0,015	adimensional
Caudal purga	1.001,23	1.001,23	m ³ /d
Concentración Fangos producidos	12,64		kgSS/m ³

Tabla 34. Resumen de los calculos hidráulicos en los decantadores primarios en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Aunque habitualmente la densidad de los fangos compactados en el decantador primario se encuentra entre el 1 y el 2 %, es decir, de 10 a 20 kg SS/m³, en algunos casos llega al 3,5%. La concentración obtenida se considera buena.

A la salida del decantador primario se pasa de una concentración de S_A de 10 mg DQO/L (caracterización del agua de entrada) a prácticamente 30 en invierno y a 35 en verano, debido a la recirculación del sobrenadante procedente de la línea de fangos. Cabe mencionar que se construirán dos decantadores primarios extra para, durante las operaciones de mantenimiento y limpieza de las instalaciones, realizarlas sin interrumpir el servicio ni aumentar la carga hidráulica en el resto de los elementos del tratamiento primario.

Para finalizar con este subapartado, en la Tabla 35 se muestran los valores de caudal en condiciones medias y en condiciones punta, para invierno y verano, que entran y salen del tratamiento primario:

	Parámetros	Valores invierno	Valores verano	Unidades
Entrada	Caudal medio	66.748,33	67.020,58	m ³ /d
	Caudal punta	86.188,33	86.460,58	m ³ /d
Salida	Caudal medio	65.747,10	66.015,27	m ³ /d
	Caudal punta	85.187,10	85.455,27	m ³ /d

Tabla 35. Resumen de los caudales en condiciones medias y punta a la entrada y la salida de los decantadores primarios en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

La diferencia respecto a los caudales de diseño se debe a la recirculación del sobrenadante de los procedente de los espesadores y de la deshidratación mecánica a cabecera del tratamiento primario para la entrada al tratamiento primario, y cuando se produce el proceso de elutriación del fango, la diferencia entre el caudal a la entrada y a la salida del decantador primario es mucho mayor, mientras que en el fango de purga se retiene parte de la diferencia.

Aunque el valor a la salida del decantador primario es un poco más alto que el caudal de diseño, esto no es una diferencia lo suficientemente importante como para que cause un cambio significativo en el tamaño de los decantadores. Como la temperatura del agua es más baja de 20 °C (en invierno), el programa ya lo ha tenido en cuenta a la hora de calcular las dimensiones de los decantadores primarios. Aunque en los decantadores normalmente no se elimina nada de la fracción soluble, en algunos casos si es posible eliminar parte si el TRH es lo suficientemente elevado como para que se produzcan procesos biológicos, sin embargo, en el caso del presente Trabajo, no se produce una eliminación de materia soluble en los decantadores primarios para ninguno de los parámetros.

8.2.1.2 REACTORES BIOLÓGICOS

El volumen total de las balsas es de 30000 m³ para las cuatro balsas biológicas que se han proyectado, con un calado de 5 m y tiempos de retención celular de 16 días en invierno y de 13 días en verano. esto implica que el área que ocupa cada balsa es de 1500 m². Suponiendo una relación longitud-ancho de cada una de las zonas aerobias de 1,1:1, el ancho de cada zona aerobia es de 19 m y para cada una de las zonas anóxicas de 2.7, el ancho es de 7 m.

En este esquema se ha dividido cada una de las balsas biológicas en cinco zonas, dos anóxicas y tres aerobias. Las zonas anóxicas ocupan el 20 % del volumen del reactor, a partes iguales, mientras que las tres zonas aerobias ocupan el resto. Las zonas en las que están divididas cada una de las balsas biológicas

presentan relaciones longitud-ancho diferentes, aunque todas presentan la misma longitud. A continuación se muestran las longitudes, anchos, calado, relaciones longitud-ancho y resguardo de cada una de las zonas:

Zonas	Parámetros	Valor	Unidades
Zona anóxica	nº zonas	2	unidades
	relación longitud-ancho	2.7	adimensional
	longitud	19	m
	ancho	7,0	m
	calado	5	m
	resguardo	0,50	m
Zona aerobia	nº zonas	3	unidades
	relación longitud-ancho	1.1	adimensional
	longitud	20,9	m
	ancho	19	m
	calado	5	m
	resguardo	0,50	m

Tabla 36. Resumen de las características de las zonas en las que se dividen las balsas biológicas en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

La conexión entre las distintas zonas se realiza a lo largo del lado más largo del compartimento. La longitud total de la balsa biológica, suponiendo que cada murete de separación tiene un grosor de 0,50 m, es de 78,7 m, lo que supone que la balsa biológica presenta una relación longitud-ancho global de 3,77:1, que se encuentra contenida dentro de los valores típicos para el proceso de fangos activados a media carga.

Al final de cada una de las 4 líneas que conforman los elementos de *Reactor biológico de fangos* se han obtenido los siguientes valores de X_{SST} :

Parámetros	Valor invierno	Valor verano	Unidades
X_{SST}	3478,1	3167,5	mg SST/L

Tabla 37. Valores de los sólidos en suspensión a la entrada de los decantadores secundarios en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Los valores que se muestran en la Tabla 37 son los habituales de los procesos de fangos activados a media-alta carga. Cabe mencionar que durante la construcción de las balsas biológicas, se construirá una balsa biológica extra, para que durante las operaciones de mantenimiento y limpieza de las instalaciones, se pueda realizar el mantenimiento sin la necesidad de interrumpir el servicio.

Mediante el uso de la balsa biológica, se consigue eliminar parte de la fracción soluble, la cual a través de los procesos de síntesis y crecimiento celular se transforma en fracción particulada, que es a su vez eliminada del agua residual mediante decantadores secundarios en los cultivos en suspensión. En los cultivos por medio fijo también se produce este proceso de transformación de la materia soluble en materia particulada, pero operan de forma diferente. Al no haber una zona anaerobia en este esquema, las condiciones de operación pueden ser un poco más duras con los microorganismos. Por ejemplo, se puede dosificar más cantidad de reactivos pudiendo cumplir límites de vertidos, excepto el fósforo, que se va a eliminar la fracción particulada de este mediante filtros de medios granulares.

8.2.1.3 DECANTADORES SECUNDARIOS

En los decantadores secundarios se produce la sedimentación de la mayor parte de la materia particulada presente en el agua residual, con el fin de cumplir los límites de vertido que marcan las distintas normativas aplicadas al saneamiento y proteger el medio ambiente, siendo el número de decantadores secundarios de 4. En la Tabla 38 se muestran las dimensiones de los decantadores secundarios:

Parámetros	Valor	Unidades
Diámetro	33	m
Calado	3,30	m
Resguardo	0,50	m
Nº elementos	4	Unidades

Tabla 38. Resumen del dimensionamiento de los decantadores secundarios en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Normalmente los decantadores secundarios son más grandes que los decantadores primarios, como en este caso. Aunque el tamaño del decantador es un poco grande, se utilizarán cubiertas de plástico reforzadas con fibra de vidrio para el recubrimiento de cada uno de los decantadores secundarios, favoreciendo además la mitigación de las molestias producidas en los alrededores por malos olores.

Con este número de unidades, se consigue cumplir carga hidráulica, carga de sólidos, carga sobre vertedero y que el tamaño de cada uno de los decantadores secundarios sea mayor que el de cada uno de los decantadores primarios. A continuación se muestra la relación entre el caudal de extracción de fangos y el caudal de entrada, entre el caudal de recirculación de fangos y el caudal de entrada, el caudal de purga y la concentración de los fangos producidos en la Tabla 39:

Parámetro	Valor invierno	Valor verano	Unidades
Relación $Q_{ext_fango}/Q_{entrada}$	0,45	0,5	adimensional
Relación $Q_{rec_fango}/Q_{entrada}$	0,7992	0,9618	adimensional
Caudal purga	682,99	962,49	m ³ /d
Concentración Fangos producidos	6	6	kgSS/m ³

Tabla 39 Resumen de los cálculos hidráulicos en el programa DESASS en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Mediante este caudal de extracción, se consigue que la altura de sólidos en el decantador sea óptima, y se ha comprobado que una mayor relación vuelve inestable la simulación. La concentración de los fangos producidos es la habitual en los fangos secundarios o biológicos. En el presente Trabajo, como se ha seleccionado que se produzcan procesos biológicos y el tamaño de los decantadores secundarios favorece el crecimiento de las bacterias, se ha producido una reducción en la fracción soluble de algunos componentes.

Se debe calcular el porcentaje de eliminación de la DBO₅, la DQO y los sólidos en suspensión en los decantadores secundarios y compararlo con los valores indicados en la Tabla 12, tal y como se muestra en la Tabla 40:

Parámetros	Entrada invierno	Salida invierno	Porcentaje eliminación invierno (%)	Entrada verano	Salida verano	Porcentaje eliminación verano (%)	Unidades parámetros
DBO ₅	311,5	7,8	97,5	313,6	6,2	98,0	mg DQO/L
DQO	500,8	56,9	88,6	503,7	54,3	89,2	mg DQO/L
SST	270	17,4	93,6	269,1	16,4	93,9	mg SST/L

Tabla 40. Cálculo del porcentaje de eliminación de DBO₅, de DQO y de SST global en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Como se puede observar, se ha conseguido el porcentaje de eliminación mínimo exigido por la normativa. Para terminar con la evaluación de los decantadores secundarios en el esquema A/O, se debe comprobar si se cumplen los límites de vertido para el S_{NH4}, el S_{NO3} y el S_{PO4}. En la Tabla 41 se muestran los valores a la salida de los decantadores primarios y los límites de vertido:

Parámetros	Invierno	Verano	Límites de vertido	Unidades
S _{NH4}	0,41	0,27	0,66	mg N-NH4/L
S _{NO3}	4,52	4,59	7,68	mg N-NO3/L
S _{PO4}	0,44	0,26	0,68	mg P-PO4/L

Tabla 41. Valores de los componentes solubles y comparación con los límites de vertido a cauce receptor en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Como se puede observar en la tabla, para los componentes solubles se cumplen los límites de vertido. En la Tabla 42 se muestran los valores de los sólidos en suspensión, la DBO₅, la DQO (parte soluble y particulada), el N_T y el P_T (parte soluble y particulada), y se compara con los límites de vertido marcados por la normativa gallega que controlan los vertidos al cauce del río Sarela (Sar).

Parámetros	Invierno	Verano	Límites de vertido	Unidades
DBO ₅	7,8	6,2	8,5	mg DQO/L
DQO _T	56,9	54,3	50	mg DQO/L
DQO _{sol}	42,8	42,6	-	mg DQO/L
DQO _{susp}	14,1	11,7	-	mg DQO/L
N _T	6,92	6,40	10	mg N/L
P _T	1,10	0,84	0,68	mg P/L
P _{T, sol}	0,44	0,26	-	mg P/L
P _{T, susp}	0,66	0,58	-	mg P/L

Tabla 42. Resumen de los valores de los componentes a los que se le aplica el límite de vertido al cauce receptor en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Observando los resultados de la tabla, se comprueba que no se cumplen los límites de vertido para la DQO total ni para el fósforo total, además de que prácticamente todo el fósforo soluble está en forma de ortofosfato, por ser ésta la forma más estable de fósforo soluble. Debido a que no se cumplen límites de vertido ni para la DQO total ni para el fósforo total, es necesario aplicar un tratamiento terciario mediante filtro de arena o de otros medios granulares, con el fin de eliminar la parte correspondiente a la fracción soluble.

8.2.1.4 DOSIFICACIÓN DE REACTIVOS

Para la dosificación de los reactivos, se ha realizado un montón de simulaciones hasta dar con la simulación que permite aplicar el tratamiento terciario para cumplir los límites de vertidos. En la Tabla 43 se recopilan las características de la dosificación del reactivo:

Parámetros	Valor invierno	Valor verano	Unidades
Caudal	5,2	7	m ³ /d
Concentración	500.000,00	500.000,00	mg/L
T ^a	20,0	20,0	°C
S _{alk}	5,0	5,0	mg CaCO ₃ /L
pH	4,0	4,0	adimensional
Reactivo	Cloruro férrico (FeCl ₃)		

Tabla 43. Valores de la dosificación de reactivo para la precipitación del fósforo en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Mediante estos valores, se consigue precipitar el fósforo suficiente como para que se cumplan los límites de vertido para S_{PO4}, que es la forma en la que se encuentra la mayoría del fósforo soluble presente en un agua residual urbana (ARU) típica. Se ha optado por el uso de cloruro férrico porque no produce tantos problemas como las sales de aluminio. Hay que tener en cuenta que una dosificación demasiado elevada de reactivo produce mayor cantidad de fangos y puede ocasionar una sobrecarga de los decantadores secundarios y posible puntuales picos de contaminación en el efluente de la EDAR, porque el tratamiento secundario no

sea capaz de tratar todo el fango producido. Como no hay que preocuparse de inhibir el crecimiento de las bacterias PAO en este proceso, la dosis de reactivos puede ser mucho mayor que en el caso del esquema A₂/O, además de que, como apenas se elimina fósforo por vía biológica, es necesario.

8.2.1.5 NECESIDADES DE OXÍGENO PARA AIREACIÓN EN EL PROCESO DE FANGOS ACTIVADOS

Para el proceso de nitrificación se requiere aportar oxígeno mediante el uso de las soplantes, Por tanto, se deben calcular las necesidades de oxígeno. En la Tabla 44 se muestran las necesidades de oxígeno reales y en condiciones estándar (a 0°C y 1 atm) para caudal medio y caudal punta:

Parámetros	Unidades	Tanque 3	Tanque 4	Tanque 5
Necesidades oxígeno reales en condiciones medias	kg/h	62,1	35,8	16,5
Necesidades oxígeno reales en condiciones punta	kg/h	68,1	52,4	44,4
Necesidades oxígeno estándar en condiciones medias	kg/h	118,0	68,1	31,4
Necesidades oxígeno estándar en condiciones punta	kg/h	112,4	86,4	73,4

Tabla 44. Necesidades de oxígeno en condiciones estándar y condiciones reales para las zonas aerobias de las balsas biológicas en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

El tipo de difusor que se va a utilizar para ambos tanques es el de la marca FLYGT®, de membrana de burbuja gruesa, con 462 difusores por cada una de las zonas aerobia y por tanque.

Para la selección de la soplante, se considera que, por cada una de las balsas biológicas activas, hay una soplante en funcionamiento y una en reserva para no interrumpir la aireación mediante las operaciones de mantenimiento. Es decir, hay 4 soplantes más una de reserva, seleccionándose un modelo de soplante con una potencia nominal de 132 kW.

8.2.2 LÍNEA DE FANGOS

En la línea de fangos se han simulado los siguientes elementos: espesadores por gravedad y por flotación, digestores anaerobios, depósitos tampón y deshidratación mecánica. El objetivo de la línea de fangos es digerir los fangos producidos en la línea de aguas, con el fin de eliminar patógenos, valorizar los fangos como recurso y en el caso de que haya digestión anaerobia, producir biogás para reducir en parte la factura eléctrica. Para plantas grandes, se recomienda el uso de digestores anaerobios o de procesos SHARON-ANNAMOX para poder aprovechar la corriente de fango con un alto contenido en nitrógeno. A continuación, se muestran los resultados obtenidos para el dimensionamiento de los elementos que conforman la línea de fangos.

8.2.2.1 ESPESADORES

Los espesadores son tanques en los que se produce la concentración del fango. Según la procedencia de los fangos a concentrar, hay dos tipos de espesadores: los espesadores por gravedad y los espesadores por flotación. Los espesadores por gravedad funcionan mejor para los fangos primarios porque presentan una buena sedimentabilidad. Mediante la forma y el modo de alimentar el espesador, se va concentrando poco a

poco el fango y se consigue que se vaya compactando. En el caso del fango procedente del fango secundario, también conocido como fangos secundarios o fangos en exceso o fangos biológicos, el proceso de compactación del fango es un poco diferente porque los fangos biológicos se extraen por arriba mediante bombas de succión, porque el fango biológico sedimenta muy mal debido a sus características (interacción entre flóculos, sedimentación irregular, etc.), por lo que en los espesadores por flotación se retira el fango mediante rasquetas superficiales que lo llevan a un vertedero donde un tornillo sin fin lo lleva a la arqueta de mezcla de fangos de forma habitual. Para el caso del presente trabajo, se han simulado espesadores por gravedad para los dos tipos de fangos, porque en DESASS 7.1© no se pueden simular espesadores por flotación, cuyos fangos se juntan luego en una arqueta de mezcla de fangos e ingresan a los digestores anaerobios, que se encuentran en condiciones mesófilas (el fango está a 35 °C).

8.2.2.1.1 ESPESADOR POR GRAVEDAD PARA EL FANGO PRIMARIO EN EL ESQUEMA A/O

Para el espesador por gravedad en el esquema A₂/O se ha optado por construir dos espesadores para reducir el diámetro de los decantadores. En la Tabla 45 se muestran la relación entre el caudal de extracción de fangos y el caudal de entrada, la concentración de los fangos producidos, el caudal de purga, las dimensiones y los criterios de diseño:

Parámetro	Valor invierno	Valor verano	Unidades
Diámetro		18,7	m
Calado		2,5	m
Relación $Q_{\text{extrac}}/Q_{\text{entr}}$	0,4	0,35	adimensional
Tiempo de retención		12	h
Carga superficial a 20 °C		1,4	m ³ /(m ² *h)
Carga de sólidos		5,4	kg SS/(m ² *h)

Tabla 45. Dimensionamiento de cada uno de los espesadores por gravedad en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Como se puede observar, el tamaño de cada uno de los espesadores por gravedad está en 18,7 m.

8.2.2.1.2 ESPESADOR POR GRAVEDAD PARA EL FANGO SECUNDARIO EN EL ESQUEMA A/O

Como en el caso del esquema A₂/O, no se puede simular un espesador por flotación en DESASS, que sería mucho más adecuado para el fango secundario que un espesador por gravedad. Por ese motivo, el tamaño del espesador no se define:

Parámetro	Valor invierno	Valor verano	Unidades
Tiempo de retención		12	h
Carga superficial a 20 °C		0,45	m ³ /(m ² *h)
Carga de sólidos		1,4	kg SS/(m ² *h)

Tabla 46. Dimensionamiento de cada uno de los espesadores por flotación en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

8.2.2.2 DIGESTOR ANAEROBIO

En el digestor anaerobio se produce la transformación del fango mezclado en biogás por parte de las bacterias metanogénicas. Para el presente Trabajo en el esquema A₂/O el tiempo de retención celular es de 22 días y el volumen de reactor necesario es de 29.421,29 m³, asumiendo un 10% de volumen de fango que ocupa el gas dentro del reactor. Suponiendo una altura media del digestor de 15 m y que tiene forma cilíndrica, se obtiene considerando un solo digestor un diámetro de 50 m. Como este diámetro es demasiado grande, se ha decidido construir tres digestores anaerobios, con un diámetro cada uno de 28,9 m, que es un tamaño mucho más habitual para digestores anaerobios. En la Tabla 47 se muestra la producción de gas, tanto en invierno como en verano, así como la composición del biogás en porcentaje, en condiciones medias

y punta. Como la producción es la misma en condiciones medias que en punta, porque no se producen picos de caudal al estar muy bien homogeneizado:

Parámetros	Valor invierno	Valor verano	Unidades
Caudal biogás	3727,72	3417,52	m ³ /d
S _{CH4}	80,63	81,34	%
S _{CO2}	18,31	17,51	%
S _{H2S}	0,59	0,65	%

Tabla 47. Resumen de los valores de caudal de biogás producido en el digestor anaerobio y del porcentaje en volumen del metano, del dióxido de carbono y del sulfuro de hidrógeno en el digestor anaerobio en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Los valores típicos de la composición del biogás producido en una digestión anaerobia son de aproximadamente el 67 % en volumen de metano, del 33 % de dióxido de carbono y trazas de hidrógeno, nitrógeno y sulfuro de hidrógeno. En este caso, el biogás es mucho más puro. Hay que tener en cuenta que el sulfuro de hidrógeno es un gas muy corrosivo con los elementos metálicos como los motores y una concentración demasiado elevada en el biogás puede conllevar la reducción de la vida útil de los motores de cogeneración. Por ese motivo, este biogás se debe someter a un tratamiento de desulfuración, normalmente en torres de lavado químico que contienen sustancias alcalinas o mediante carbón activado. A partir de 100 ppm el sulfuro de hidrógeno presente en el biogás no reduce la vida útil de los motores de cogeneración, siendo 10000 ppm el 1% en volumen. El gas producido es el que se produce en cada uno de los digestores anaerobios, por tanto, el total asciende a aproximadamente 500 m³/d, del cual el 80 % se utiliza en los motores de cogeneración. Por tanto, se ha decidido utilizar también dos gasómetros de membrana de aproximadamente 3000 m³ de capacidad cada uno.

8.2.2.3 DEPÓSITO TAMPÓN

El depósito tampón es simplemente un depósito para almacenar el fango para la deshidratación, siendo el tiempo de retención hidráulico (igual que el celular por no haber recirculación) de 6 días, siendo el volumen de fangos de 6910,79 m³. El volumen del reactor total, suponiendo un 10 % de volumen ocupado por el gas, es de 7601,86 m³.

Se considera que la profundidad media del depósito tampón es de 10 m, se obtiene que para este volumen, el diámetro obtenido construyendo un solo depósito tampón es de 31,11 m y el de dos depósitos tampón de 22 m. Como el tamaño no es excesivo, se construirán finalmente dos depósitos tampón.

8.2.2.4 DESHIDRATACIÓN MECÁNICA

En la deshidratación mecánica se consigue una sequedad del fango de entre el 22 y el 28% o, lo que es lo mismo, el fango tiene un contenido en humedad del 72 al 78%. Cada día se almacenan en el depósito tampón 1151,8 m³/d, porque acumula el fango durante una media de 6 días. Eso significa que el conjunto de las centrifugas debe ser capaz en una jornada de trabajo de 8 h de procesar al menos 150 m³/h. Por ello, se ha decidido utilizar para el presente Trabajo 6 centrifugas en funcionamiento simultáneo durante ocho horas diarias para tratar el fango en el esquema A/O con una capacidad de 30 m³/h. Por tanto, es necesario adquirir 7 centrifugas (6 + 1 de reserva) para el esquema A/O en el presente Trabajo y la máquina de reserva es muy necesaria porque las máquinas de la deshidratación mecánica se encuentran entre las máquinas en depuradoras que más se estropean.

9 ESTUDIO ECONÓMICO DE LAS ESTRUCTURAS DE OBRA CIVIL EN AMBOS ESQUEMAS SIMULADOS

Para la realización del estudio económico de los distintos elementos de obra civil, se tomará como referencia el Reglamento que regula la selección del tipo de hormigón, en concreto, la norma UNE-EN 80302-2:2001. Según esa norma UNE, se debe escoger un hormigón SR o sulfuroresistente, para que los componentes sulfurosos presentes en el agua residual no estropeen el cemento de hormigón en las balsas, los decantadores secundarios, los primarios y, en general, en todos aquellos elementos de depuración a base de hormigón que estén en contacto con el agua residual.

El hormigón con las mínimas características para cumplir con las necesidades en EDARs de durabilidad, resistencia y facilidad de mantenimiento es el hormigón HE-30/SR/20/IV, donde el primer elemento se refiere a la resistencia a la compresión de una probeta hecha a partir de ese hormigón (en kN/m^2), SR significa sulfuro resistente, del tipo puzolánico, es decir, elaborado utilizando un tipo de piedra volcánica que permite auto sellar las fisuras. Utilizar esta clase de cemento obliga a habilitar en las cementeras un proceso especial, aumentando el precio base de la obra y este cemento sulfuroresistente suele ser de resistencia nominal 42,5, en lugar de la resistencia típica del cemento Portland de 32,5. El ambiente IV indica un ambiente agresivo con los materiales, como es el de las EDARs e, incluso, en las ETAPs.

Según la Norma, esta resistencia al medio agresivo se consigue añadiendo 50 kg de cemento extra por m^3 de hormigón, convirtiendo realmente el HE-30 en un HE-35. Además, se añade un aditivo impermeabilizante y, de forma habitual, se recubre con un “producto cementoso impermeabilizante elástico”, que ofrece la empresa FOSROC con una buena relación calidad-precio. El término “20” se refiere al tamaño máximo de los áridos en el cemento, en mm, con el fin que no se formen bolsas de grava que causen oquedades en los elementos. Por último, se debe realizar una buena distribución de la ferralla, para evitar que se formen puntos débiles en el material.

En este apartado, se debe evaluar el coste de construcción de los elementos que son diferentes en ambos esquemas, los cuales son los decantadores primarios, las balsas biológicas, los decantadores secundarios y los espesadores por gravedad y por flotación, los digestores anaerobios y los depósitos tampón.

Además de los costes de inversión en materiales de construcción, se deben tener en cuenta los costes de explotación debido a la energía necesaria para mantener agitada la zona anóxica de la balsa biológica, la energía utilizada en la aireación de las zonas aerobias en las balsas biológicas, el coste de los reactivos, el coste de la energía asociada al movimiento de los fangos de recirculación, el ahorro energético por el uso del biogás generado en los motores de cogeneración. En ambos esquemas se utilizará el mismo pretratamiento y se considerará que la separación entre las distintas zonas anóxicas y las distintas zonas anaerobias (según el tipo de esquema), será realizada mediante una ventana en el murete de separación de 10 m de ancho por 1,5 m de alto. A continuación, para cada uno de los esquemas, se indican los elementos, los costes de obra civil, los costes de energía (aireación y agitación) y los costes de uso de los reactivos, para los elementos distintos. Se considera que ambos esquemas utilizan la misma configuración en el pretratamiento y el cálculo de éste no es objeto del presente Trabajo.

9.1 ESTUDIO ECONÓMICO DEL ESQUEMA A/O

En el esquema A/O, cada una de las balsas biológicas está formada por tres zonas aerobias y por dos zonas anóxicas, por tanto, en cada balsa biológica se dispone de cuatro muros de separación. Entre las dos zonas anóxicas en el murete de separación hay una ventana practicada en la pared que permite la mezcla entre las distintas cámaras, al igual que en el caso de las tres zonas aerobias.

9.1.1 COSTES CONSTRUCCIÓN EN EL ESQUEMA A/O

Los costes de construcción que se van a analizar en este Trabajo son los asociados a los elementos diferenciales. Se va a suponer que las conexiones entre los distintos elementos que forman parte de la EDAR en ambos esquemas son prácticamente iguales y su diferencia en precio no es muy alta. Para obtener los precios, se procederá a buscar en la base de datos del Instituto Nacional de Estadística, utilizando en los elementos que se encuentren en contacto con el agua residual el tipo de cemento que se recomienda para este tipo de aplicaciones. A continuación se realiza un resumen, para cada uno de los elementos a calcular, del coste de construcción asociado a éstos.

9.1.1.1 DECANTADORES PRIMARIOS EN EL ESQUEMA A/O

En la Tabla 48 se muestran las dimensiones de los decantadores primarios:

Parámetros	Valores	Unidades
Diámetro	28,40	m
calado	3,0	m
resguardo	0,5	m
nº elementos	8	unidades

Tabla 48. Dimensiones de los decantadores primarios para el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Los decantadores primarios están formados por un canal vertedero de un metro de ancho con una parte central con un cuerpo cilíndrico y en el fondo un cuerpo cónico en el cual se recoge el fango. En el caso de los decantadores primarios, la pendiente de la parte cónica respecto a la horizontal es de 1/12. En la Figura 9 se muestra la sección transversal de un decantador primario:



Figura 9. Sección transversal de un decantador primario en el esquema A/O. Elaboración propia.

Para evitar cortocircuitos, se han diseñado unos deflectores con una inclinación de 53° respecto a la horizontal y 1,4 m de largo, los cuales empiezan a 0,35 m de la superficie del murete interior, siendo la longitud suficiente para cumplir su función. El murete de vertedero tiene 0,5 m de altura por 0,8 m de ancho. El volumen de hormigón armado utilizado para su ejecución es el comprendido en una corona de espesor 0,8 m, el cual para este caso es $36,7 \text{ m}^3$. El volumen del murete exterior es el volumen comprendido en una corona entre los diámetros 32 y 33 m, con un metro de altura, que nos da un volumen aproximado de hormigón armado de $51,1 \text{ m}^3$, mientras que la solera de hormigón sobre la que se asienta el hormigón tiene un espesor de 1 m y es la corona circular comprendida entre los diámetros de 33 y 28,4 m, lo que nos da un volumen aproximado de hormigón estructural sulfuro resistente de 222 m^3 . El resto del cuerpo

cilíndrico (con una altura de 1,5 m, presenta una sección transversal de $(\pi/4) * (29,4^2 - 28,4^2) = 45,4 \text{ m}^2$, obteniéndose un volumen aproximado de hormigón estructural necesario para esta parte de $68,1 \text{ m}^3$. La parte troncocónica se calcula utilizando la fórmula del casquete troncocónico: $V = \frac{\pi h}{3} (R_1^2 + R_2^2 + R_1 R_2) - \frac{\pi h^3}{6R} (3R - h)$

Donde R1 y R2 es la altura de las bases del tronco cono (14,7 y 0,75 m, respectivamente), h la altura del tronco cono (1,46 m) y R el radio original del casquete esférico (que es de 14,2 m). Sustituyendo en la fórmula, se obtiene el volumen de hormigón estructural necesario, el cual es de $343,4 \text{ m}^3$. En la Tabla 49 se resumen los distintos volúmenes medidos:

Parámetros	Valores	Unidades
Vsolera_hormigón	222	m ³
Vmuro_interno	36,7	m ³
Vmuro_externo	51,1	m ³
Vresto_cuerpo_cilindrico	68,1	m ³
Vcuerpo_troncocónico	343,4	m ³
Vtotal	721,3	m ³

Tabla 49. Resumen de los volúmenes de material necesarios para construir cada decantador primario en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Asumiendo que el hormigón necesario para los deflectores es el 4 % del resto del volumen del decantador primario, que hay una mayoración en el coste del hormigón debido a mermas durante el proceso de fraguado del 5 % y que el precio del hormigón armado para un decantador primario es de 190 €/m^3 , porque es más complejo de construir que una balsa biológica (que suelen ser rectangulares), requiriendo mano de obra mejor cualificada y, por tanto, aumentando el coste. Se supone que poner el armazón cuesta 95 €/m^3 , porque es más complicado de colocar que en un receptáculo de planta rectangular. En la Tabla 50 se resumen estos costes. Igualmente, se asumen 55 €/m^3 para la retirada de la tierra de excavación, incluyendo los rellenos necesario con un volumen de excavación de $(\pi/4) * 33^2 * 1,1 \text{ m}^3$ para la losa de hormigón y luego un volumen de excavación de $(\pi/4) * 28,4^2 * 3 \text{ m}^3$. El volumen de excavación total asciende a $2841,24 \text{ m}^3$ de terreno excavado por decantador primario. Se asume también que el armazón metálico ocupa el 30 % del volumen de la obra. Dentro de los costes también se ha añadido los dos decantadores primarios extra para posibles ampliaciones futuras del caudal.

Parámetros	Valores (m ³)	Precio unitario (€/m ³)	Mayoración	Precio por decantador	Precio total (8 decantadores)
Vhormigón	504,91	190	1,05	100.730	805.840
Varmazón	216,4	95	1	20.557	164.456
Vdeflectores	28,9	160	1	4.624	36.992
Vexcavacion	2841,24	55	1	156.268	1.250.144
Total				282.179	2.257.432

Tabla 50. Resumen de los costes de construcción asociados a los decantadores primarios en el esquema A/O, incluidos mano de obra y maquinaria. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Por tanto, el coste de construcción de 8 decantadores primarios asciende a DOS MILLONES OCHOCIENTOS VEINTIÚN MIL SETECIENTOS NOVENTA EUROS (2821790 €).

9.1.1.2 BALSAS BIOLÓGICAS EN EL ESQUEMA A/O

Para el cálculo de las balsas biológicas se va a suponer la construcción de 4 balsas biológicas, con un espesor de 50 cm en los paramentos verticales y de 50 cm en la solera de hormigón. Los muretes de hormigón que

separan las distintas zonas de las balsas biológicas serán de 50 cm de grosor y llegarán hasta 0,50 m de la superficie libre del agua, es decir, llegarán hasta 1 m por debajo de la rasante del muro. La parte del muro que se encontrará sobre el terreno será de 1,5 m, en parte para evitar caídas accidentales y también para reducir el volumen de excavación necesario para construir las balsas. Las balsas tienen planta rectangular y una longitud de 102,7 m, con un ancho interno de 20,9 m. Como se han practicado unas ventanas a 1,5 m de la parte superior de algunos de los muretes de separación, para favorecer la mezcla entre los distintos compartimentos sometidos a las mismas condiciones, se utilizará un poco menos de hormigón, siendo las dimensiones de estas ventanas de 10*1,5*0,5 m³ (Ancho*Alto*Profundidad). Como en el esquema A/O las balsas biológicas se encuentran divididas en zonas anóxicas y aerobias, habrá tres de esas ventanas, una en el muro de separación entre las zonas anóxicas y las otras dos en cada uno de los muros de separación entre las zonas aerobias.

Teniendo en cuenta estos datos y que el muro de hormigón tiene un grosor de 50 cm en todas sus secciones, el volumen de hormigón necesario para la construcción de una balsa biológica es de 1.986,435 m³. En la Tabla 51 se desglosan estas mediciones:

Parámetros	Valores unitarios	nº elementos	Valores totales	Unidades
V _{muro_lado_largo}	285,18	2	570,36	m ³
V _{muro_lado_corto}	57,48	2	114,96	m ³
V _{muros_separacion}	47,025	4	188,1	m ³
V _{huecos}	-7,5	3	-22,5	m ³
V _{solera}	1135,515	1	1135,515	m ³
V _{Total}			1986,435	m ³

Tabla 51. Mediciones del volumen de material necesario para las balsas biológicas en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Como se van a construir cuatro balsas biológicas, este volumen de hormigón obtenido se debe multiplicar por cinco. Para poder construir las balsas biológicas, se deben realizar trabajos de excavación sobre el terreno. Como se ha decidido que el muro alrededor de las balsas biológicas tendrá una altura de 1,5 m sobre el nivel del terreno, el volumen a excavar será de 87,6*103,7*4 m³. Suponiendo que la densidad de la tierra es de 1,8 Tn/m³, se obtienen cerca de 65.406 Toneladas para mover y suponiendo que se utilizan camiones capaces de cargar 24 Tn de material, se necesitarían cerca de 2.726 viajes para poder despejar el área de la tierra excavada. Según la bibliografía consultada, el precio en España de cada m³ para un terreno semiduro es de 20 a 70 €/m³ y se asume un coste de 50 €/m³ porque permite tener en cuenta los costes auxiliares y el acceso a las obras no es sencillo. Asumiendo que para verter el hormigón se utiliza camiones hormigonera y, según la bibliografía consultada, el precio de un m³ de hormigón premezclado vertido mediante camión hormigonera entre 70 y 250 €/m³. Se supone un precio de 160 €/m³ porque el emplazamiento donde se ha planteado construir la depuradora se encuentra un poco lejos de los núcleos de población y hay muchos períodos lluviosos en la zona del río Sarela y según el Instituto Geológico y Minero de España (IGME) la zona en la que se pretende ubicar la nueva depuradora está conformada por esquistos y rocas metamórficas, cuya resistencia a la excavación es media. Asumiendo que el armazón metálico ocupa el 30 % del volumen total de la obra en las balsas biológicas para conseguir una resistencia suficiente en la obra civil y que se produce una merma del 5% del hormigón debido a contracciones y compactaciones del hormigón al curarse y que cada m³ de armazón metálico cuesta 90 €/m³, en la Tabla 52 se obtiene el precio de construir las (5) balsas biológicas para el esquema A/O:

Parámetros	Mediciones	Unidades	Precio unitario (€/m ³)	Mayoración	Precio total (€)
V _{hormigon}	5.562,02	m ³	160	1,05	934.419
V _{armazon}	2.383,72	m ³	90	1	214.535

V _{excavacion}	36.336,48	m ³	50	1	1.816.824
Coste total					2.965.778

Tabla 52. Costes de construcción de las balsas biológicas en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Por tanto, el precio total para las balsas biológicas en el esquema A/O asciende a DOS MILLONES NOVECIENTOS SESENTA Y CINCO MIL SETECIENTOS SETENTA Y OCHO EUROS (2.965.778 €).

9.1.1.3 DECANTADORES SECUNDARIOS EN EL ESQUEMA A/O

Los decantadores secundarios son similares a los decantadores primarios, sin embargo, su pendiente es bastante menor, suficiente para que el fango se acumule en el fondo del clarificador, del orden de 1:10. A continuación, en la Tabla 53 se muestran las dimensiones de cada uno de los decantadores secundarios:

Parámetros	Valores	Unidades
Diámetro	37,70	m
calado	3,3	m
resguardo	0,5	m
n ^o elementos	4	unidades

Tabla 53. Dimensiones de los decantadores secundarios en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Para determinar el volumen de hormigón y malla electrosoldada necesario para construir cada uno de los decantadores secundarios, se partirá del esquema mostrado en la Figura 10:

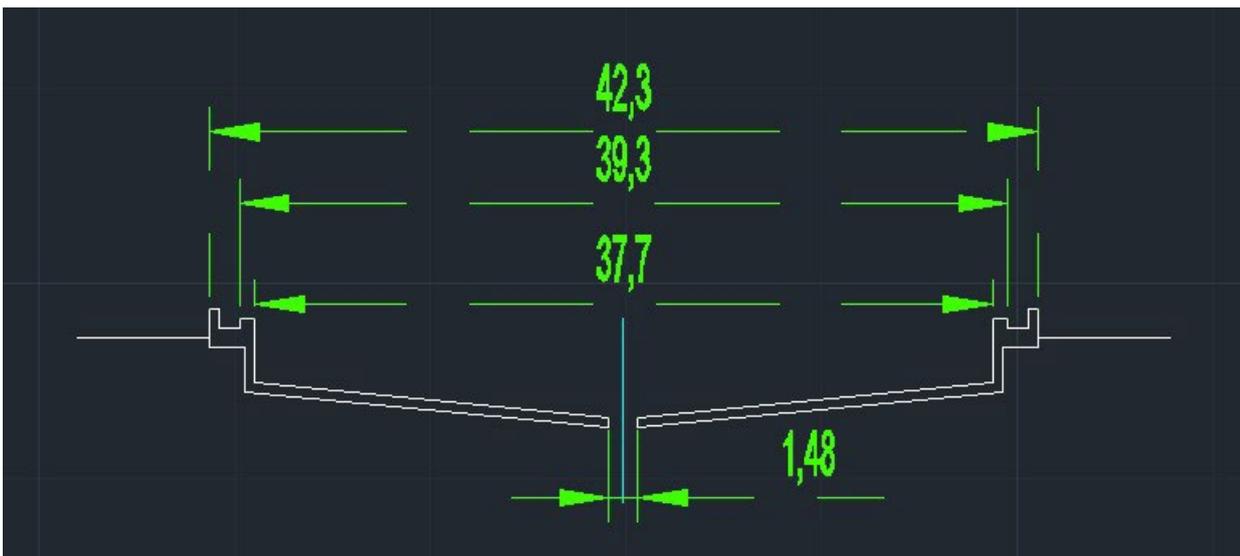


Figura 10. Sección transversal de un decantador secundario en el esquema A/O. Fuente: elaboración propia.

Suponiendo que la malla electrosoldada ocupa el 30 % del volumen total de hormigón armado y hay un 5% de mermas en la partida de hormigón debido al proceso de fraguado y puntos del armazón metálico de difícil acceso, asumimos un coste del hormigón de 140 €/m³ y el de la colocación del armazón en 90 €/m³, porque al ser más grande, es más sencillo acomodar los armazones metálicos y verter el hormigón, se ha calculado el volumen de hormigón necesario utilizando un método similar al utilizado para el cálculo del hormigón necesario para los decantadores primarios. En la Tabla 54 se muestra el resumen de las mediciones de hormigón armado:

Parámetros	Valores	Unidades
V _{solera_hormigón}	289	m ³
V _{muro_interno}	48,4	m ³
V _{muro_externo}	65,7	m ³
V _{resto_cuerpo_cilindrico}	90	m ³
V _{cuerpo_truncocónico}	861,5	m ³
V _{total}	1354,6	m ³

Tabla 54. Mediciones de los volúmenes de material necesarios para construir cada uno de los decantadores secundarios en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Asumiendo que primero se excava la zona para alojar la losa de hormigón bajo el vertedero, y luego la zona de la tolva de fangos, para la primera parte se extrae un volumen de $(\pi/4) * 42,3^2 * 0,6 = 843,2 \text{ m}^3$ y luego un volumen de excavación de $(\pi/4) * 37,7^2 * 4 = 4465,11 \text{ m}^3$, por cada uno de los decantadores secundarios. Suponiendo un coste de 60 €/m^3 , por encontrarse los decantadores secundarios más alejados de la carretera de acceso, se resumen en la siguiente tabla los costes de construcción asociados a los decantadores secundarios:

Parámetros	Mediciones	Unidades	Precio unitario (€/m ³)	Mayoración	Precio (1 decantador secundario) (€)	Precio (4 decantadores secundarios) (€)
V _{hormigon}	948,3	m ³	140	1,05	139.400	697.000
V _{armazon}	406,38	m ³	90	1	36.574	182.870
V _{excavacion}	5308,31	m ³	60	1	318.499	1.592.495
Coste total					494.473	2.472.365

Tabla 55. Coste de construcción de los decantadores secundarios en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Por tanto, el coste total de construcción de 4 decantadores secundarios asciende a DOS MILLONES CUATROCIENTOS SETENTA Y DOS MIL TRESCIENTOS SESENTA Y CINCO EUROS (2.472.365 €)

9.1.1.4 ESPESADORES POR GRAVEDAD EN EL ESQUEMA A/O

Tal y como se ha definido en el apartado de *Resultados*, se ha planteado en el presente Trabajo la construcción de dos espesadores por gravedad para el fango primario en el esquema A/O. En la Tabla 56 se muestran las dimensiones de este:

Parámetros	Valores
Diámetro (m)	11,30
Calado (m)	2,5
nº elementos	2

Tabla 56. Dimensiones de los espesadores por gravedad en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Con estos datos ya se puede calcular la cantidad de hormigón necesaria para construirlos y la cantidad de terreno a remover y como en los espesadores por gravedad interesa que el fango se acumule en el fondo lo más rápido posible, la pendiente es mayor que en el caso de los decantadores, del orden de 2/12. En la Figura 11 se muestra una captura en AutoCAD de un espesador por gravedad para el esquema A/O:



Figura 11. Sección transversal de un espesador por gravedad en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

El volumen de la parte cilíndrica es de 96,6 m³ por espesador, mientras que para el cálculo de la parte troncocónica se utiliza la fórmula del casquete troncocónico, con una R de 5,65 m, un h de 4 m y un R₁ de 6,15 m y un R₂ de 0,75 m se obtiene un volumen de hormigón para la parte troncocónica para cada espesador por gravedad de 175,3 m³. El coste de verter el hormigón es de 140 €/m³ y el de preparar el armazón asciende a 100 €/m³, ocupando el armazón metálico el 20% del volumen total de la obra, al presentar esta mayor grosor. Se supone que sólo es necesario excavar hasta 1,2 m de profundidad porque la mayor parte de la estructura se encuentra sobre el terreno. Se debe excavar una zona de un círculo de 13,3 m de diámetro hasta una profundidad de 1,2 m, con un precio de 40 €/m³ porque el volumen de excavación no es muy elevado. A continuación, en la Tabla 57, se resumen los costes asociados a la construcción de los espesadores por gravedad en el esquema A/O:

Parámetros	Mediciones	Unidades	Precio unitario (€/m ³)	Mayoración	Precio (1 espesador gr. €)	Precio (2 espesadores gr. €)
V _{hormigon}	217,6	m ³	140	1,05	30.464	60.928
V _{armazon}	54,4	m ³	100	1	5.440	10.880
V _{excavacion}	270,3	m ³	40	1	10.812	21.624
Coste total					46.716	93.432

Tabla 57. Mediciones de los materiales necesarios para la construcción de los espesadores por gravedad en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Por tanto, el coste de construir dos espesadores por gravedad para el esquema A/O es de NOVENTA Y TRES MIL CUATROCIENTOS TREINTA Y DOS EUROS (93.432 €).

9.1.1.5 ESPESADORES POR GRAVEDAD PARA EL FANGO SECUNDARIO EN EL ESQUEMA A/O

El espesador por flotación es de planta circular. La estructura es similar a la de los espesadores por gravedad y en la Tabla 58 se muestra el tamaño de estos:

Parámetros	Valores
Diámetro (m)	10,03
Calado (m)	2,5
nº elementos	3

Tabla 58. Dimensiones de los espesadores por gravedad para el fango secundario en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Con estos datos ya se puede calcular la cantidad de hormigón necesaria para construirlos y la cantidad de terreno a remover y como en los espesadores por flotación el mecanismo de concentración de fango es muy

diferente que en el caso de los espesadores por gravedad, el fondo puede ser incluso plano. En la Figura 12 se muestra el espesador por flotación para el caso del esquema A/O:



Figura 12. Sección transversal de un espesador por gravedad para el fango secundario en el esquema A/O. Fuente: elaboración propia.

El espesor del espesador es de 1 m para aislar térmicamente el fango secundario del exterior y favorecer que entre con una temperatura más alta que de otra forma en el digestor anaerobio. El volumen de armadura electrosoldada en la obra se asume como el 20 % del volumen total de la obra, con el mismo coste para acomodar el armazón y verter el hormigón que para el caso del espesador por gravedad. Se supone que el espesador por flotación está un poco más enterrado que el por gravedad y se deberá extraer el suelo hasta 1,5 m de profundidad. El murete de hormigón se supone de 1m de ancho y de 2,5 m de alto. El volumen de hormigón estructural (armado) del paramento vertical es de 86,7 m³, mientras que el volumen de la solera de hormigón es de 117,1 m³. En resumen, en la Tabla 59 se recopilan los costes de construcción del espesador por flotación para el esquema A/O:

Parámetros	Mediciones	Unidades	Precio unitario (€/m ³)	Mayoración	Precio (1 espesador fl. €)	Precio (3 espesadores fl. €)
V _{hormigon}	163	m ³	140	1,05	23.961	71.883
V _{armazon}	40,8	m ³	100	1	4.080	12.240
V _{excavacion}	170,8	m ³	40	1	6.832	20.496
Coste total					34.873	104.619

Tabla 59. Recopilación del coste de construcción de los espesadores por gravedad para el fango secundario en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Por tanto, el coste de construcción de los espesadores por flotación es de CIENTO CUATRO MIL SEISCIENTOS DIECINUEVE EUROS (104.619 €).

9.1.1.6 DIGESTOR ANAEROBIO EN EL ESQUEMA A/O

Para la digestión anaerobia, se ha decidido utilizar un depósito semienterrado, para reducir el impacto paisajístico. Según datos obtenidos de la simulación del programa DESASS, se necesita construir un número de digestores suficiente para almacenar 23035,95 m³ de fango, asumiendo un 10 % extra de volumen para la expansión del gas, el volumen total es de 25339,55 m³, habiéndose decidido construir tres digestores anaerobios. A continuación, se resumen las dimensiones de cada uno de los digestores anaerobios:

Parámetros	Valores	Unidades
Diámetro	26,80	m
altura media	15	m
nº elementos	3	unidades

Tabla 60. Dimensiones de los digestores anaerobios en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Como los digestores anaerobios están semienterrados, y el grosor de la pared es de 0,8 m, el volumen de excavación es de $(\pi/4)*28,8^2*8,3$ m³ (el volumen a excavar es un poco más grande que el diámetro al que se encuentra el exterior de la pared para poder acomodar bien las estructuras metálicas). Se excava 8,3 m para poder ejecutar la solera de hormigón de 80 cm de grosor. Suponiendo un coste de retirada de los escombros de 45 €/m³, porque el punto donde se van a construir los digestores anaerobios no está cerca de la carretera de acceso, y los mismos precios que para los espesadores para el vertido del hormigón y la preparación del mallado. Sin embargo, ahora se supone que el 25% del volumen total de la obra está ocupado por el mallado, debido a que la cantidad de hormigón utilizada es mayor que en otros elementos de la obra. Suponiendo un cuerpo cilíndrico, se obtiene que el volumen de material necesario para construirlo es de 1040,5 m³ para la obra vertical y de 506,8 m³ para la solera de hormigón. Teniendo en cuenta que el 25 % del volumen total se encuentra ocupado por el armazón, en la Tabla 61 se resume el coste de la construcción del digestor anaerobio:

Parámetros	Mediciones	Unidades	Precio unitario (€/m ³)	Mayoración	Precio (1 digestor anaerobio €)	Precio (3 digestores anaerobios €)
V _{hormigón}	1.160,5	m ³	140	1,05	170.594	511.782
V _{armazon}	386,8	m ³	100	1	38.680	116.040
V _{excavacion}	5.407	m ³	45	1	243.315	729.945
Coste total					452.589	1.357.767

Tabla 61. Recopilación de los costes de construcción de los digestores anaerobios en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Por tanto, el coste asociado a la construcción de tres digestores anaerobios asciende a UN MILLÓN TRESCIENTOS CINCUENTA Y SIETE MIL SETECIENTOS SESENTA Y SIETE EUROS (1357767 €).

9.1.1.7 DEPÓSITO TAMPÓN EN EL ESQUEMA A/O

La construcción del depósito tampón es similar a la de un digestor anaerobio, sin embargo, la altura y el diámetro de o de los depósitos tampón es menor. Se ha decidido construir dos depósitos tampón, cada uno de los cuales tiene un diámetro de 22 m y 10 m de altura media, encontrándose semienterrados para reducir su impacto paisajístico. En la Tabla 62 se muestran sus dimensiones:

Parámetros	Valor	Unidades
Diámetro	22	m
Altura	10	m
nº elementos	2	unidades

Tabla 62. Dimensiones de los depósitos tampón en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Asumiendo que es necesario excavar 5,5 m para poder implementar una solera de hormigón de 50 cm de espesor, y que el grosor de las paredes es de 80 cm, el volumen a excavar es de $(\pi/4)*24^2*5,5$ m, y que el 25

% del volumen total de hormigón armado utilizado en la construcción de los depósitos tampón se encuentra ocupado por el armazón metálico. El volumen necesario para las paredes es de 573,0 m³ y para la solera de hormigón es de 218,72 m³ y considerando que el precio de verter el hormigón y de preparar el armazón metálico es el mismo que para los digestores anaerobios. A continuación, en la Tabla 63 se resumen los costes asociados a la construcción de los depósitos tampón:

Parámetros	Mediciones	Unidades	Precio unitario (€/m ³)	Mayoración	Precio (1 digestor anaerobio €)	Precio (2 digestores anaerobios €)
V _{hormigon}	591,8	m ³	140	1,05	82852	165704
V _{armazon}	197,3	m ³	100	1	19730	39460
V _{excavacion}	2488,14	m ³	45	1	111966	223932
Coste total					214548	429096

Tabla 63. Recopilación de los costes asociados a la construcción de los depósitos tampón en el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Por tanto, el coste de construcción asociado a los depósitos tampón asciende a CUATROCIENTOS VEINTINUEVE MIL NOVENTA Y SEIS EUROS (429096 €).

9.1.1.8 EDIFICIO DE DESHIDRATACIÓN MECÁNICA EN EL ESQUEMA A/O

Los edificios de deshidratación mecánica suelen estar por el orden de 120 m², asumiendo una planta de 12*10 m², con una altura útil de 5 m, sin embargo, como los edificios presentarán las mismas características en los dos esquemas, no se calculará su coste. Sin embargo, el coste de compra de las centrifugas utilizadas si se calculará, así como su coste de operación (coste energético). Como se requieren 6 centrifugas más una de reserva, suponiendo un coste para cada una de ellas de 23.100 €, el coste de comprar las centrifugas está en torno a CIENTO SESENTA Y UNO MIL SETECIENTOS EUROS (161.700 €).

9.1.1.9 GASÓMETRO EN EL ESQUEMA A/O

En este esquema, se ha optado por la utilización de 2 gasómetro de doble membrana de aproximadamente 3000 m³ cada uno para almacenar el gas producido en los digestores anaerobios, el cual según la información consultada está en torno a los 74.500 € para su instalación y puesta a punto, para una capacidad de almacenamiento de gases de 2.671 m³, siendo el coste total de 149.000 €. Por supuesto, estas estructuras deben cumplir la normativa referente a ATmosferas Explosivas (ATEX), con el fin de reducir las posibilidades de accidente.

9.1.2 COSTES DOSIFICACIÓN DE REACTIVOS EN EL ESQUEMA A/O

Para determinar los costes de dosificación de reactivos, hay que investigar el precio de los reactivos y seleccionar la opción más económica y rentable. Como el reactivo se dosificará al agua residual en forma líquida, se han buscado productos ya preparados en forma líquida, con una pureza del 50%. El coste anual del reactivo se calcula tomando como hipótesis que tanto el invierno como el verano duran 6 meses cada uno. Por tanto, el consumo anual de reactivos es de 2227 m³/año (6,1 m³/d). Este producto debe cumplir las características exigidas por la norma UNE-EN 888:2005. Suponiendo que el pedido es cada dos meses y que se contrata camiones cisterna de 25 m³ de capacidad, se requieren 15 camiones cisterna. Suponiendo que el coste de cada camión cisterna está sobre los 12000 €, el coste de adquirir los reactivos asciende a UN MILLÓN OCHENTA MIL EUROS (1.080.000 €).

9.1.3 COSTES AIREACIÓN BALSAS BIOLÓGICAS EN EL ESQUEMA A/O

En el apartado *Resultados* se mostraron los resultados de las necesidades de oxígeno en condiciones reales y en condiciones estándar para ambos esquemas. El coste de la aireación es el coste asociado al consumo eléctrico de las soplantes. Se supone que las soplantes están funcionando durante una hora seguida y

después paran media hora, porque ese es el tiempo entre las consignas del nivel de oxígeno disuelto. Por tanto, cada soplante estará trabajando dos terceras partes del tiempo, para cada balsa. El consumo eléctrico en kWh es, teniendo en cuenta que cada soplante consume 132 kWh y que en un año hay 8766 horas y que las soplantes están funcionando 16 h diarias, es de 3.085.632 kWh. Durante 2022, el precio del kWh estuvo en 0,28 € aproximadamente. Tomando este valor, el coste de aireación de las balsas biológicas, tanto en el esquema A/O como en el A₂/O es de OCHOCIENTOS SESENTA Y TRES MIL NOVECIENTOS SETENTA Y SIETE EUROS (863.977 €).

9.1.4 COSTES ENERGÍA EN EL ESQUEMA A/O

Los costes de la energía en el esquema A/O para la comparación de los elementos diferenciales en ambos esquemas son, para el presente Trabajo, los costes asociados a la aireación de las balsas biológicas, los costes de la agitación del fango, menos el ahorro en consumo eléctrico de quemar el biogás en los motores de cogeneración. Teniendo en cuenta que cada m³ de biogás produce una media de 1,43 kWh y que la producción media anual de gas, que asciende a aproximadamente 1.304.900 m³, del cual el 5% se quema en la antorcha, los kWh producidos en los motores de cogeneración son aproximadamente 1.772.707 kWh. En la Tabla 64 se muestra el coste de la energía:

Parámetros	Consumo energético (kWh)	Precio (€/kWh)	Importe (€)
Consumo aireación	3.085.632	0,28	863.977
Ahorro biogás	-1.772.707	0,28	-496.358
Total	1.312.925	0,28	367.619

Tabla 64. Resumen de los costes de energía para el esquema A/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos del INE.

Por tanto, el coste del consumo energético teniendo en cuenta únicamente la aireación en las balsas biológicas es de TRESCIENTOS SESENTA Y SIETE MIL SEISCIENTOS DIECINUEVE EUROS (367.619 €).

9.1.5 RESUMEN DE LOS COSTES EN EL ESQUEMA A/O

En la Tabla 65 se resumen los costes:

Parámetros	Importe (€)
Costes construcción	
Decantadores primarios	2.821.790
Reactores biológicos	2.965.778
Decantadores secundarios	2.472.365
Espesador gravedad 1º	93.432
Espesador gravedad 2º	104.619
Digestores anaerobios	1.357.767
Depósitos tampón	429.096
Coste compra centrifugas	161.700
Coste compra e instalación gasómetros	163.200
Costes reactivos	1.080.000
Costes energía	367.619
Costes Totales	12.017.366

Tabla 65. Resumen de los costes en el esquema A/O.

El coste estimado para el esquema A/O es de DOCE MILLONES DIECISIETE MIL TRESCIENTOS SESENTA Y SEIS EUROS (12.017.366 €).

9.2 ESTUDIO ECONÓMICO DEL ESQUEMA A₂/O

En el esquema A₂/O, cada una de las balsas biológicas está formada por dos zonas aerobias, una zona anóxica y por dos zonas aerobias, por tanto, en cada balsa biológica se dispone de cuatro muros de separación. Entre las dos zonas anóxicas en cada murete hay una ventana practicada en la pared que permite la mezcla entre las distintas cámaras, al igual que en el caso de las dos zonas aerobias.

9.2.1 COSTES CONSTRUCCIÓN EN EL ESQUEMA A₂/O

Los costes de construcción que se van a analizar en este Trabajo son los asociados a los elementos diferenciales. Se va a suponer que las conexiones entre los distintos elementos que forman parte de la EDAR en ambos esquemas son prácticamente iguales y su diferencia en precio no es muy alta. Para obtener los precios, se procederá a buscar en la base de datos del Instituto Nacional de Estadística, utilizando en los elementos que se encuentren en contacto con el agua residual el tipo de cemento que se recomienda para este tipo de aplicaciones. A continuación se realiza un resumen, para cada uno de los elementos a calcular, del coste de construcción asociado a éstos.

9.2.1.1 DECANTADORES PRIMARIOS EN EL ESQUEMA A₂/O

En la Tabla 66 se muestran las dimensiones de los decantadores primarios:

Parámetros	Valores	Unidades
Diámetro	28,36	m
calado	3,0	m
resguardo	0,5	m
nº elementos	8	unidades

Tabla 66. Dimensiones de los decantadores primarios en el esquema A₂/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Los decantadores primarios están formados por un canal vertedero de un metro de ancho con una parte central con un cuerpo cilíndrico y en el fondo un cuerpo cónico en el cual se recoge el fango. En el caso de los decantadores primarios, la pendiente de la parte cónica respecto a la horizontal es de 1/12. En la Figura 13 se muestra la sección transversal de un decantador primario:

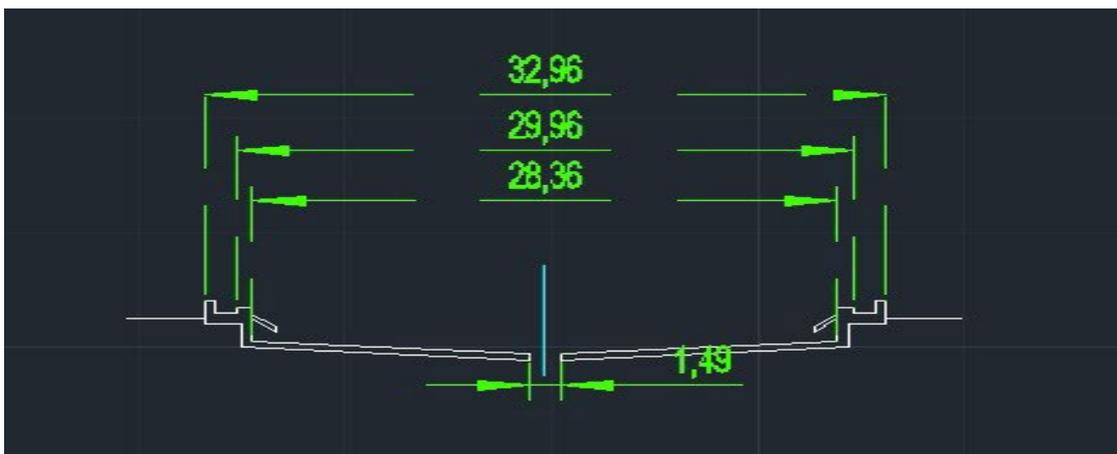


Figura 13. Dimensiones de los decantadores primarios en el esquema A₂/O. Fuente: elaboración propia.

Para evitar cortocircuitos, se han diseñado unos deflectores con una inclinación de 45 ° respecto a la horizontal y 1,6 m de largo, siendo más largo y menos inclinado que en el caso del esquema A/O porque en el esquema A₂/O el agua de entrada al decantador primario está mucho más cargada y es más fácil que se produzcan cortocircuitos y también se encuentra a 0,6 m de la superficie del muro interior. El murete de vertedero tiene 0,5 m de altura por 0,8 m de ancho. El volumen de hormigón

armado utilizado para su ejecución es el comprendido en una corona de espesor 0,8 m, el cual para este caso es 36,6 m³. El volumen del murete exterior es el volumen comprendido en una corona entre los diámetros 31,96 y 32,96 m, con un metro de altura, que nos da un volumen aproximado de hormigón armado de 51 m³, mientras que la solera de hormigón sobre la que se asienta el hormigón tiene un espesor de 1 m y es la corona circular comprendida entre los diámetros de 32,96 y 28,36 m, lo que nos da un volumen aproximado de hormigón estructural sulfuro resistente de 221,5 m³. El resto del cuerpo cilíndrico (con una altura de 1,5 m, presenta una sección transversal de $(\pi/4) * (29,36^2 - 28,36^2) = 45,3$ m², obteniéndose un volumen aproximado de hormigón estructural necesario para esta parte de 68 m³. La parte troncocónica se calcula utilizando la fórmula del casquete troncocónico: $V = \frac{\pi h}{3} (R_1^2 + R_2^2 + R_1 R_2) - \frac{\pi h^3}{6R} (3R - h)$

Donde R1 y R2 es la altura de las bases del tronco cono (14,7 y 0,75 m, respectivamente), h la altura del tronco cono (1,46 m) y R el radio original del casquete esférico (que es de 14,2 m). Sustituyendo en la fórmula, se obtiene el volumen de hormigón estructural necesario, el cual es de 343,4 m³. En la Tabla 67 se resumen los distintos volúmenes medidos:

Parámetros	Valores	Unidades
Vsolera_hormigón	221,5	m ³
Vmuro_interno	36,7	m ³
Vmuro externo	51,1	m ³
Vresto_cuerpo_cilindrico	68	m ³
Vcuerpo_troncocónico	343,4	m ³
Vtotal	720,7	m ³

Tabla 67. Desglosado de los volúmenes de material necesarios para los decantadores primarios en el esquema A₂/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Asumiendo que el hormigón necesario para los deflectores es el 4,5 % del resto del volumen del decantador primario, que hay una mayoración en el coste del hormigón debido a mermas durante el proceso de fraguado del 5 % y que el precio del hormigón armado para un decantador primario es de 190 €/m³, porque es más complejo de construir que una balsa biológica (que suelen ser rectangulares), requiriendo mano de obra mejor cualificada y, por tanto, aumentando el coste. Se supone que poner el armazón cuesta 95 €/m³, porque es más complicado de colocar que en una construcción de planta rectangular. En la Tabla 68 se resumen estos costes. Igualmente, se asumen 55 €/m³ para la retirada de la tierra de excavación, incluyendo los rellenos necesario con un volumen de excavación de $(\pi / 4) * 33^2 * 1,1$ m³ para la losa de hormigón y luego un volumen de excavación de $(\pi / 4) * 28,4^2 * 3$ m³. El volumen de excavación total asciende a 2841,24 m³ de terreno excavado por decantador primario. Se asume también que el armazón metálico ocupa el 30 % del volumen de la obra y en la siguiente tabla se resumen los costes de construcción de los 8 decantadores primarios en el esquema A₂/O.

Parámetros	Valores (m ³)	Precio unitario (€/m ³)	Mayoración	Precio por decantador	Precio total (8 decantadores)
Vhormigón	504,5	190	1,05	100.648	805.184
Varmazón	216,2	95	1	20.539	164.312
Vdeflectores	32,4	160	1	5.184	41.472
Vexcavacion	2.841,24	55	1	156.268	1.253.024
Total				282.639	2.261.112

Tabla 68. Costes de la construcción de los decantadores primarios en el esquema A₂/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Por tanto, el coste de construcción de 8 decantadores primarios asciende a DOS MILLONES DOSCIENTOS SESENTA Y ÚN MIL CIENTO DOCE EUROS (2.261.112 €).

9.2.1.2 BALSAS BIOLÓGICAS EN EL ESQUEMA A₂/O

Para el cálculo de las balsas biológicas se va a suponer la construcción de 4 balsas biológicas, con un espesor de 50 cm en los paramentos verticales y de 50 cm en la solera de hormigón. Los muretes de hormigón que separan las distintas zonas de las balsas biológicas serán de 50 cm de grosor y llegarán hasta 0,50 m de la superficie libre del agua, es decir, llegarán hasta 1 m por debajo de la rasante del muro. La parte del muro que se encontrará sobre el terreno será de 1,5 m, en parte para evitar caídas accidentales y también para reducir el volumen de excavación necesario para construir las balsas. Las balsas tienen planta rectangular y una longitud de 134 m, con un ancho interno de 26,4 m. Como se han practicado unas ventanas a 1,5 m de la parte superior de algunos de los muretes de separación, para favorecer la mezcla entre los distintos compartimentos sometidos a las mismas condiciones, se utilizará un poco menos de hormigón, siendo las dimensiones de estas ventanas de 10*1,5*0,5 m³ (Ancho*Alto*Profundidad). Como en el esquema A₂/O las balsas biológicas se encuentran divididas en zonas anaerobias (2) anóxicas (1) y aerobias (2), habrá dos de esas ventanas, una en el muro de separación entre las zonas anóxicas y la otra en el muro de separación entre las zonas aerobias.

Teniendo en cuenta estos datos, el volumen de hormigón necesario para la construcción de una balsa biológica es de 2.834 m³. En la Tabla 69 se desglosan estas mediciones:

Parámetros	Valores unitarios	nº elementos	Valores totales	Unidades
V _{muro_lado_largo}	335	2	670	m ³
V _{muro_lado_corto}	66	2	132	m ³
V _{muros_separacion}	52,8	4	211,2	m ³
V _{huecos}	-7,5	2	-15	m ³
V _{solera}	1.835,8	1	1.835,8	m ³
V _{Total}			2.834	m ³

Tabla 69. Mediciones del material necesario para el cálculo de los costes de la balsas biológicas en el esquema A₂/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Como se van a construir cuatro balsas biológicas, este volumen de hormigón obtenido se debe multiplicar por cuatro. Para poder construir las, se deben realizar trabajos de excavación sobre el terreno. Como se ha decidido que el muro alrededor de las balsas biológicas tendrá una altura de 1,5 m sobre el nivel del terreno, el volumen a excavar será de 134*109,6*4 m³. Suponiendo que la densidad de la tierra es de 1,8 Tn/m³, se obtienen cerca de 69.493 Toneladas para mover y suponiendo que se utilizan camiones capaces de cargar 24 Tn de material, se necesitarían cerca de 2.896 viajes para poder despejar el área de la tierra excavada. Se asumen los mismos costes de materiales, espesores de material y procesos para las balsas biológicas que en el esquema A/O y en la Tabla 70 se obtiene el precio de construir las balsas biológicas para el esquema A₂/O:

Parámetros	Mediciones	Unidades	Precio unitario (€/m ³)	Mayoración	Precio total (€)
V _{hormigon}	7.935,2	m ³	160	1,05	1.333.114
V _{armazon}	3.400,8	m ³	90	1	306.072
V _{excavacion}	58.745,6	m ³	50	1	2.937.280
Coste total					4.576.466

Tabla 70. Resumen de los costes de construcción de las balsas biológicas en el esquema A₂/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Por tanto, el precio total para las balsas biológicas en el esquema A₂/O asciende a CUATRO MILLONES QUINIENTOS SETENTA Y SEIS MIL CUATROCIENTOS SESENTA Y SEIS EUROS (4.576.466 €).

9.2.1.3 DECANTADORES SECUNDARIOS EN EL ESQUEMA A₂/O

Los decantadores secundarios son similares a los decantadores primarios, sin embargo, su pendiente es bastante menor, suficiente para que el fango se acumule en el fondo del clarificador, del orden de 1:10. A continuación, en la Tabla 71 se muestran las dimensiones de cada uno de los decantadores secundarios:

Parámetros	Valores	Unidades
Diámetro	33,1	m
calado	3,3	m
resguardo	0,5	m
nº elementos	4	unidades

Tabla 71. Dimensiones de los decantadores secundarios en el esquema A₂/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Para determinar el volumen de hormigón y malla electrosoldada necesario para construir cada uno de los decantadores secundarios, se partirá del esquema mostrado en la Figura 14:

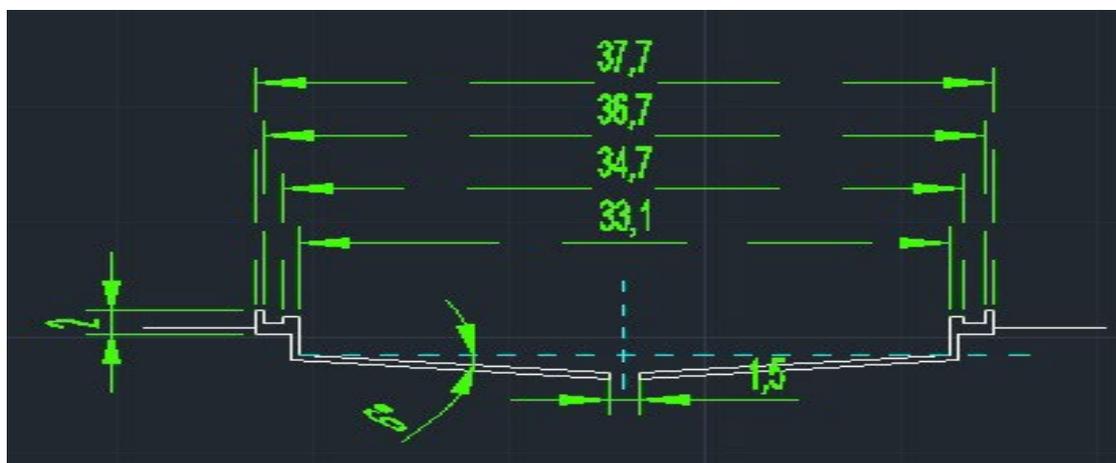


Figura 14. Sección transversal de un decantador secundario en el esquema A₂/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Suponiendo que la malla electrosoldada ocupa el 30 % del volumen total de hormigón armado y hay un 5% de mermas en la partida de hormigón debido al proceso de fraguado y puntos del armazón metálico de difícil acceso, asumimos un coste del hormigón de 140 €/m³ y el de la colocación del armazón en 90 €/m³, porque al ser más grande, es más sencillo acomodar los armazones metálicos y verter el hormigón, se ha calculado el volumen de hormigón necesario utilizando un método similar al utilizado para el cálculo del hormigón necesario para los decantadores primarios. En la Tabla 72 se muestra el resumen de las mediciones de hormigón armado:

Parámetros	Valores	Unidades
V _{solera_hormigón}	255,8	m ³
V _{muro_interno}	42,6	m ³
V _{muro_externo}	58,4	m ³
V _{resto_cuerpo_cilindrico}	95	m ³
V _{cuerpo_troncocónico}	600,6	m ³
V _{total}	1.052,4	m ³

Tabla 72. Mediciones de los materiales necesarios para construir un decantador secundario en el esquema A₂/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Asumiendo que primero se excava la zona para alojar la losa de hormigón bajo el vertedero, y luego la zona de la tolva de fangos, para la primera parte se extrae un volumen de $(\pi/4)*37,7^2*0,6 = 669,8 \text{ m}^3$ y luego un volumen de excavación de $(\pi/4)*33,1^2*4 = 3.441,96 \text{ m}^3$, por cada uno de los decantadores secundarios. Suponiendo un coste de 60 €/m³, por encontrarse los decantadores secundarios más alejados de la carretera de acceso, se resumen en la Tabla 73 los costes de construcción asociados a los decantadores secundarios:

Parámetros	Mediciones	Unidades	Precio unitario (€/m ³)	Mayoración	Precio (1 decantador) (€)	Precio (4 decantadores) (€)
V _{hormigon}	736,7	m ³	140	1,05	108.295	433.180
V _{armazon}	315,7	m ³	90	1	28.413	113.652
V _{excavacion}	4.111,7	m ³	60	1	246.702	986.808
Coste total					383.410	1.533.640

Tabla 73. Resumen de los costes de construcción de los decantadores secundarios en el esquema A₂/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Por tanto, el coste total de construcción de 4 decantadores secundarios asciende a UN MILLÓN QUINIENTOS TREINTA Y TRES MIL SEISCIENTOS CUARENTA EUROS (1.533.640 €).

9.2.1.4 ESPESADORES POR GRAVEDAD PARA EL FANGO PRIMARIO EN EL ESQUEMA A₂/O

Tal y como se ha definido en el apartado de *Resultados*, se ha planteado en el presente Trabajo la construcción de un espesador por gravedad para el esquema A₂/O. En la Tabla 74 se muestran las dimensiones de este:

Parámetros	Valores
Diámetro (m)	11,71
Calado (m)	2,5
nº elementos	1

Tabla 74. Dimensiones del espesador por gravedad para el fango primario en el esquema A₂/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Con estos datos ya se puede calcular la cantidad de hormigón necesaria para construirlos y la cantidad de terreno a remover y como en los espesadores por gravedad interesa que el fango se acumule en el fondo lo más rápido posible, la pendiente es mayor que en el caso de los decantadores, del orden de 2/12. En la Figura 15 se muestra una captura en AutoCAD de un espesador por gravedad para el esquema A/O:



Figura 15. Sección transversal de un espesador por gravedad para el fango primario en el esquema A₂/O. Fuente: elaboración propia.

El volumen de la parte cilíndrica es de 99,8 m³ por espesador, mientras que para el cálculo de la parte troncocónica se utiliza la fórmula del casquete troncocónico, con una R de 5,86 m, un h de 4 m y un R₁ de 6,855 m y un R₂ de 0,75 m se obtiene un volumen de hormigón para la parte troncocónica para cada espesador por gravedad de 215,9 m³. El coste de verter el hormigón es de 140 €/m³ y el de preparar el armazón asciende a 100 €/m³, ocupando el armazón metálico el 20% del volumen total de la obra, al presentar esta mayor grosor. Se supone que sólo es necesario excavar hasta 1,2 m de profundidad porque la mayor parte de la estructura se encuentra sobre el terreno. Se debe excavar una zona de un círculo de 13,71 m de diámetro hasta una profundidad de 1,2 m, con un precio de 40 €/m³ porque el volumen de excavación no es muy elevado. A continuación, en la Tabla 75, se resumen los costes asociados a la construcción de los espesadores por gravedad en el esquema A₂/O:

Parámetros	Mediciones	Unidades	Precio unitario (€/m ³)	Mayoración	Precio (1 espesador gr. €)
V _{hormigon}	252,6	m ³	140	1,05	37.132
V _{armazon}	63,15	m ³	100	1	6.315
V _{excavacion}	177,2	m ³	40	1	7.088
Coste total					50.535

Tabla 75. Coste total de construcción del espesador por gravedad para el fango primario en el esquema A₂/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Por tanto, el coste de construir un espesador por gravedad para el esquema A₂/O es de CINCUENTA MIL QUINIENTOS TREINTA Y CINCO EUROS (50.535 €).

9.2.1.5 ESPESADORES POR GRAVEDAD PARA EL FANGO SECUNDARIO EN EL ESQUEMA A₂/O

El espesador por flotación es de planta circular. La estructura es similar a la de los espesadores por gravedad y en la Tabla 76 se muestra el tamaño de estos:

Parámetros	Valores
Diámetro (m)	17,20
Calado (m)	2,5
nº elementos	1

Tabla 76. Dimensiones del espesador por gravedad para el fango secundario en el esquema A₂/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Con estos datos ya se puede calcular la cantidad de hormigón necesaria para construirlos y la cantidad de terreno a remover y como en los espesadores por flotación el mecanismo de concentración de fango es muy

diferente que en el caso de los espesadores por gravedad, el fondo puede ser incluso plano. En la Figura 16 se muestra el espesador por gravedad para el fango secundario para el caso del esquema A₂/O:

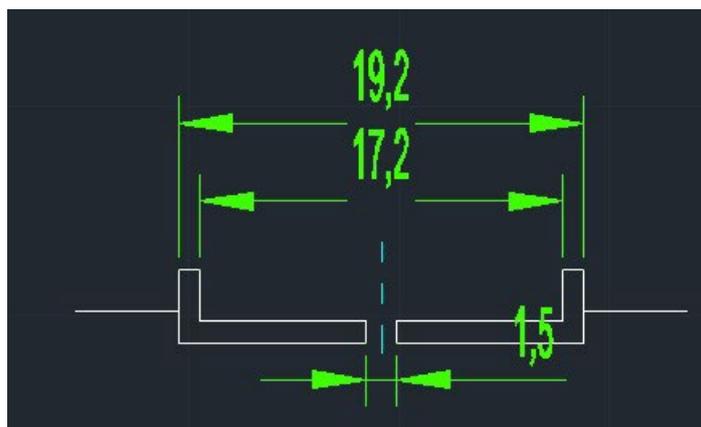


Figura 16. Sección transversal del espesador por gravedad para el fango secundario en el esquema A₂/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

El espesor del espesador es de 1 m para aislar térmicamente el fango secundario del exterior y favorecer que entre con una temperatura más alta que de otra forma en el digestor anaerobio. El volumen de armadura electrosoldada en la obra se asume como el 20 % del volumen total de la obra, con el mismo coste para acomodar el armazón y verter el hormigón que para el caso del espesador por gravedad. Se supone que el espesador por flotación está un poco más enterrado que el por gravedad y se deberá extraer el suelo hasta 1,5 m de profundidad. El murete de hormigón se supone de 1m de ancho y de 2,5 m de alto. El volumen de hormigón estructural (armado) del paramento vertical es de 142,94 m³, mientras que el volumen de la solera de hormigón es de 287,76 m³. En resumen, en la Tabla 77 se recopilan los costes de construcción del espesador por flotación para el esquema A/O:

Parámetros	Mediciones	Unidades	Precio unitario (€/m ³)	Mayoración	Precio (1 espesador fl. €)
V _{hormigon}	344,56	m ³	140	1,05	48.238
V _{armazon}	86,14	m ³	100	1	8.614
V _{excavacion}	434,29	m ³	40	1	17.372
Coste total					74.224

Tabla 77. Resumen de los costes de la construcción del espesador por gravedad para el fango secundario en el esquema A₂/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Por tanto, el coste de construcción del espesador por gravedad para el fango secundario en el esquema A₂/O es de SETENTA Y CUATRO MIL DOSCIENTOS VEINTICUATRO EUROS (74.224 €).

9.2.1.6 DIGESTOR ANAEROBIO EN EL ESQUEMA A₂/O

Para la digestión anaerobia, se ha decidido utilizar un depósito semienterrado, para reducir el impacto paisajístico. Según datos obtenidos de la simulación del programa DESASS, se necesita construir un número de digestores suficiente para almacenar 13701,53 m³ de fango, asumiendo un 10 % extra de volumen para la expansión del gas, el volumen total es de 15071,68 m³. Tal y como se ha decidido en el apartado *Resultados*, se construirán tres digestores anaerobios. A continuación, se resumen las dimensiones de cada uno de los digestores anaerobios:

Parámetros	Valores	Unidades
Diámetro	19,3	m
altura media	15	m
nº elementos	3	unidades

Tabla 78. Dimensiones de cada uno de los digestores anaerobios en el esquema A₂/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Como los digestores anaerobios están semienterrados, y el grosor de la pared es de 0,8 m, el volumen de excavación es de $(\pi/4)*19,5^2*8,3$ m³ (el volumen a excavar es un poco más grande que el diámetro al que se encuentra el exterior de la pared para poder acomodar bien las estructuras metálicas). Se excava 8,3 m para poder ejecutar la solera de hormigón de 80 cm de grosor. Suponiendo un coste de retirada de los escombros de 45 €/m³, porque el punto donde se van a construir los digestores anaerobios no está cerca de la carretera de acceso, y los mismos precios que para los espesadores para el vertido del hormigón y la preparación del mallado. Sin embargo, ahora se supone que el 25% del volumen total de la obra está ocupado por el mallado, debido a que la cantidad de hormigón utilizada es mayor que en otros elementos de la obra. Suponiendo un cuerpo cilíndrico, se obtiene que el volumen de material necesario para construirlo es de 757,8 m³ para la obra vertical y de 274,5 m³ para la solera de hormigón. Teniendo en cuenta que el 25 % del volumen total se encuentra ocupado por el armazón, en la Tabla 79 se resume el coste de la construcción del digestor anaerobio:

Parámetros	Mediciones	Unidades	Precio unitario (€/m ³)	Mayoración	Precio (1 digestor anaerobio €)	Precio (3 digestores anaerobios €)
V _{hormigon}	774,2	m ³	140	1,05	113808	341.424
V _{armazon}	258,1	m ³	100	1	25810	77.430
V _{excavacion}	2478,8	m ³	45	1	111546	334.638
Coste total					251164	753.492

Tabla 79. Coste de construcción de los digestores anaerobios en el esquema A₂/O.

Por tanto, el coste asociado a la construcción de tres digestores anaerobios asciende a SETECIENTOS CINCUENTA Y TRES MIL CUATROCIENTOS NOVENTA Y DOS EUROS (753.492 €).

9.2.1.7 DEPÓSITO TAMPÓN EN EL ESQUEMA A₂/O

La construcción del depósito tampón es similar a la de un digestor anaerobio, sin embargo, la altura y el diámetro de o de los depósitos tampón es menor. Se ha decidido construir dos depósitos tampón, cada uno de los cuales tiene un diámetro de 15,5 m y 10 m de altura media, encontrándose semienterrados para reducir su impacto paisajístico. En la Tabla 80 se muestran sus dimensiones:

Parámetros	Valor	Unidades
Diámetro	15,5	m
Altura	10	m
nº elementos	2	unidades

Tabla 80. Dimensiones de los depósitos tampón en el esquema A₂/O. Fuente: Elaboración propia a base de datos de DESASS.

Asumiendo que es necesario excavar 5,5 m para poder implementar una solera de hormigón de 50 cm de espesor, y que el grosor de las paredes es de 80 cm, el volumen a excavar es de $(\pi/4)*17,5^2*5,5$ m, y que el 25 % del volumen total de hormigón armado utilizado en la construcción de los depósitos tampón se encuentra ocupado por el armazón metálico. El volumen necesario para las paredes es de 463,7 m³ y para la solera de hormigón es de 117,53 m³ y considerando que el precio de verter el hormigón y de preparar el armazón metálico es el mismo que para los digestores anaerobios. A continuación, en la Tabla 81 se resumen los costes asociados a la construcción de los depósitos tampón:

Parámetros	Mediciones	Unidades	Precio unitario (€/m ³)	Mayoración	Precio (1 digestor anaerobio €)	Precio (2 digestores anaerobios €)
V _{hormigon}	435,9	m ³	140	1,05	64078	128.156
V _{armazon}	145,3	m ³	100	1	14530	29.060
V _{excavacion}	1322,91	m ³	45	1	59531	119.062
Coste total					138139	276.278

Tabla 81. Coste de construcción de los depósitos tampón en el esquema A₂/O.

Por tanto, el coste de construcción asociado a los depósitos tampón asciende a DOSCIENTOS SETENTA Y SEIS MIL DOSCIENTOS SETENTA Y OCHO EUROS (276.278 €).

9.2.1.8 EDIFICIO DE DESHIDRATACIÓN MECÁNICA EN EL ESQUEMA A₂/O

Los edificios de deshidratación mecánica suelen estar por el orden de 120 m², asumiendo una planta de 12*10 m², con una altura útil de 5 m, sin embargo, como los edificios presentarán las mismas características en los dos esquemas, no se calculará su coste. Sin embargo, el coste de compra de las centrifugas utilizadas si se calculará, así como su coste de operación (coste energético). Como se requieren 4 centrifugas más una de reserva, suponiendo un coste para cada una de ellas de 19.200 €, el coste de comprar las centrifugas está en torno a NOVENTA Y SEIS MIL EUROS (96.000 €).

9.2.1.9 GASÓMETRO EN EL ESQUEMA A₂/O

En este esquema, se ha optado por la utilización de 2 gasómetros de doble membrana de 3151 m³ para almacenar el gas producido en los digestores anaerobios, el cual según la información consultada en un blog de Zorg Biogás está en torno a los 81.600 € para su instalación y puesta a punto cada uno, para una capacidad de almacenamiento cercana al objetivo por tanto, la instalación de los gasómetros tiene un coste de 163.200 € (porque hay dos).

9.2.2 COSTES DOSIFICACIÓN DE REACTIVOS EN EL ESQUEMA A₂/O

Para determinar los costes de dosificación de reactivos, hay que investigar el precio de los reactivos y seleccionar la opción más económica y rentable. Como el reactivo se dosificará al agua residual en forma líquida, se han buscado productos ya preparados en forma líquida, con una pureza del 50%. El coste anual del reactivo se calcula tomando como hipótesis que tanto el invierno como el verano duran 6 meses cada uno. Por tanto, el consumo anual de reactivos es de 2100 m³/año (5,75 m³/d). Este producto debe cumplir las características exigidas por la norma UNE-EN 888:2005. Se va a suponer que el producto se trae a la planta por camión cisterna y que se hace un pedido cada dos meses. En dos meses se va a utilizar aproximadamente 350 m³ de reactivo, suponiendo que se trae mediante camiones cisterna con una capacidad de 25 m³, se necesitan 14 camiones cisterna por pedido, a razón de unos 12.000 € por camión, el coste de los reactivos es de UN MILLÓN OCHO MIL EUROS (1.008.000 €).

9.2.3 COSTES AIREACIÓN BALSAS BIOLÓGICAS EN EL ESQUEMA A₂/O

Los costes de la aireación en las balsas biológicas se refieren al consumo eléctrico de las soplantes que suministran aire a las zonas aerobias en las balsas biológicas. Para reducir el consumo eléctrico, se utilizarán las soplantes durante dos terceras partes del tiempo, suponiendo un coste de OCHOCIENTOS SESENTA Y TRES MIL NOVECIENTOS SETENTA Y SIETE EUROS (863.977 €), tal y como ocurre en el caso del esquema A/O.

9.2.4 COSTES ENERGÍA EN EL ESQUEMA A₂/O

Dentro de los costes de energía se incluye el ahorro energético debido al uso del biogás debidamente desulfurado. Tomando la hipótesis que el 95 % del gas producido se quema en los motores de cogeneración

y que cada metro cúbico de biogás produce del orden de 1,43 kWh de electricidad al quemarse, según la universidad Oswaldo Cruz. La producción diaria de gas es en promedio de 4099,26 m³, lo que al año equivale a 1497255 m³, que al quemarse a razón de un 95% de esta producción producen 2034021 kWh de energía eléctrica. Suponiendo que el precio de la electricidad está en torno (para empresas) a 0,28 €/kWh (media de 2022), esta producción de biogás supone un ahorro de 569.526 €. Por tanto, los costes de la energía son los que se muestran en la Tabla 82:

Parámetros	Consumo energético (kWh)	Precio (€/kWh)	Importe (€)
Consumo aireación	3.085.632	0,28	863.977
Ahorro biogás	-2.034.021	0,28	-569.526
Total	1.051.611	0,28	294.451

Tabla 82. Resumen de los costes de la energía para el esquema A2/O. Fuente: Elaboración propia a partir de datos del INE.

Por tanto, el coste del consumo energético teniendo en cuenta únicamente la aireación en las balsas biológicas es de DOSCIENTOS NOVENTA Y CUATRO MIL CUATROCIENTOS CINCUENTA Y UNO EUROS (249.451 €).

9.2.5 RESUMEN DE LOS COSTES EN EL ESQUEMA A2/O

En la Tabla 83 se resumen los costes:

Parámetros	Importe (€)
Costes construcción	
Decantadores primarios	2.261.112
Reactores biológicos	4.576.466
Decantadores secundarios	1.533.640
Espesador gravedad 1º	50.335
Espesador gravedad 2º	74.224
Digestores anaerobios	753.492
Depósitos tampón	276.278
Coste compra centrifugas	96.000
Coste compra e instalación gasómetros	149.000
Costes reactivos	1.008.000
Costes energía	294.451
Costes Totales	11.027.998

Tabla 83. Resumen de los costes totales estimados para el estudio económico del esquema A2/O.

Por tanto, el coste estimado para el estudio económico del esquema A2/O asciende a ONCE MILLONES VEINTISIETE MIL NOVECIENTOS NOVENTA Y OCHO EUROS (11.027.998 €).

A la vista de los resultados, el esquema A₂/O resulta más económico y es el que se elegirá finalmente.

10 BIBLIOGRAFÍA

CERDA L, Jaime y VALDIVIA C, Gonzalo. John Snow, la epidemia de cólera y el nacimiento de la epidemiología moderna. *Rev. chil. infectol.* [online]. 2007, vol.24, n.4 [citado 2023-06-21], pp.331-334. Disponible en: <http://www.scielo.cl/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0716-10182007000400014&lng=es&nrm=iso>. ISSN 0716-1018. <http://dx.doi.org/10.4067/S0716-10182007000400014>.

POLO F, José; SECO T, Aurora y ROBLES M, Ángel. Libro Tratamientos biológicos de aguas residuales 3ª edición. ISBN 978-84-9048-640-5. Libro físico. 2018, Editorial Universitat Politècnica de València.

[\(PDF\) Biological nutrient removal model No. 1 \(BNRM1\) \(researchgate.net\)](#)

Anejo 2: Prescripciones Técnicas para el diseño de procesos, la redacción del proyecto constructivo, pruebas de funcionamiento, puesta en marcha y explotación de la nueva EDAR de Silvouta. Extraído de la Licitación del Contrato de Redacción del proyecto, ejecución de las obras y explotación de la Nueva EDAR de Silvouta (Santiago de Compostela).

Anejo N° 1: Requisitos técnicos básicos para el diseño de la nueva EDAR de Silvouta. Extraído de la Licitación del Contrato de Redacción del proyecto, ejecución de las obras y explotación de la Nueva EDAR de Silvouta (Santiago de Compostela).

Cajigas Delgado, A. Revista Ingeniería Civil 168/2012. Artículo sobre “La evolución de la depuración de las aguas residuales en España”

Ferrer Polo, José; Seco Torrecillas, Aurora; Tratamientos físicos y químicos de aguas residuales. 2005, de la presente edición: Editorial Universitat Politècnica de València www.lalibreria.upv.es / Ref: 0197_01_02_16

[LOS PROCESOS DE NITRIFICACIÓN Y DESNITRIFICACIÓN EN FANGOS ACTIVOS \(usal.es\)](#)

[ELIMINACIÓN BIOLÓGICA DE FÓSFORO EN FANGOS ACTIVOS \(usal.es\)](#)

[Santiago tendrá que soportar otros tres años la obsoleta depuradora de Silvouta \(lavozdegalicia.es\)](#)

B.O.E. de viernes 27 de junio de 2014, Sección III Páginas 49720-49740

[H2OCIVIL: HORMIGON ESTRUCTURAL EN EDAR. HA-30/SR/20/IV](#). Blog sobre la problemática en el diseño y ejecución de EDARs y ETAPs. Así mismo se acometen SOLUCIONES SENCILLAS a problemas cotidianos de ejecución de Obras Hidráulicas.

[▷ ¿Cuánto cuesta el m3 de hormigón? 2022 Tipos \(presupuestosgratisonline.com\)](#)

info.igme.es/visor/?Configuracion=igme, Instituto Geológico y Minero de España. Para determinar el tipo de suelo en la zona de emplazamiento de la EDAR.

[Zorg Biogas GmbH | Gasómetro de biogás de doble membrana, 1/3 D \(zorg-biogas.com\)](#), para determinar el precio de los gasómetros.

11 ANEXOS

11.1 ANEXO I. RELACIÓN DEL TRABAJO CON LOS OBJETIVOS DE DESARROLLO SOSTENIBLE DE LA AGENDA 2030

Objetivos de desarrollo sostenible	Alto	Medio	Bajo	No procede
ODS 1. Fin de la pobreza.	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
ODS 2. Hambre cero.	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
ODS 3. Salud y bienestar.	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
ODS 4. Educación de calidad.	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
ODS 5. Igualdad de género.	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
ODS 6. Agua limpia y saneamiento.	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
ODS 7. Energía asequible y no contaminante.	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
ODS 8. Trabajo decente y crecimiento económico.	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
ODS 9. Industria, innovación e infraestructuras.	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
ODS 10. Reducción de las desigualdades.	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
ODS 11. Ciudades y comunidades sostenibles.	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
ODS 12. Producción y consumo responsables.	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
ODS 13. Acción por el clima.	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
ODS 14. Vida submarina.	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
ODS 15. Vida de ecosistemas terrestres.	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
ODS 16. Paz, justicia e instituciones sólidas.	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
ODS 17. Alianzas para lograr objetivos.	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>

De los Objetivos de Desarrollo Sostenible, tal y como se muestran en la página web del Ministerio de Derechos Sociales y Agenda 2030, aquellos objetivos más fuertemente relacionados con el presente trabajo son el ODS 6, el ODS 7, el ODS 11, el ODS 12 y el ODS 13.

El ODS 6 : Agua limpia y saneamiento , pues las depuradoras por definición se encargan de devolver la calidad del agua al agua residual o, al menos una calidad aceptable, permite garantizar que el suministro de agua es suficiente para que la sociedad pueda desarrollar sus actividades vitales, económicas y para luchar contra las enfermedades en cualquier parte del mundo (Fuente: ODS 6: Agua limpia y Saneamiento), este ODS está fuertemente relacionado con el **ODS 13: Acción por el Clima**, porque un suministro de agua en cantidad y en calidad suficiente ayuda a proteger el medio ambiente del cambio climático al aumentar la resiliencia de los ecosistemas, puesto que el agua es indispensable para la vida.

Este Trabajo está fuertemente relacionado con el **Objetivo de Desarrollo Sostenible 7: Energía asequible y no contaminante** porque, en aquellas plantas que disponen de una digestión anaerobia en la línea de fangos, se produce biogás que, tras someterlo a una desulfuración y una conversión del dióxido de carbono en metano, se puede inyectar a la red de gas natural, sustituyendo al gas de origen fósil, evitando la emisión de gases de efecto invernadero al disminuir la tasa de extracción de gas natural de los depósitos en el suelo.

También este trabajo está fuertemente relacionado con los Objetivos de Desarrollo Sostenible 11, y 12, porque el uso de fuentes de energía alternativas para la reducción de la factura eléctrica en las EDAR contribuye a aumentar la sostenibilidad de las ciudades y las comunidades, así como la reutilización del agua residual debidamente tratada. El Objetivo de Desarrollo Sostenible nº 12 lo cumple porque un mejor uso del agua repercute en el consumo responsable. Un uso responsable del agua para consumo humano garantiza la adopción de políticas que repercuten en otros aspectos de la sociedad humana.