Trabajo Fin de Máster:

ESTUDIO DE VIABILIDAD PARA LA ELIMINACIÓN BIOLÓGICA DE NUTRIENTES Y LA RECUPERACIÓN DE FÓSFORO EN LA EDAR DON BENITO-VILLANUEVA DE LA SERENA (BADAJOZ)

MÁSTER UNIVERSITARIO EN INGENIERÍA AMBIENTAL

UNIVERSITAT POLITÈCNICA DE VALÈNCIA

VNIVERSITAT DE VALÈNCIA

Escuela Técnica Superior de Ingenieros de Caminos, Canales y Puertos

Autora:
Carmen López Rubiales

Tutor:
Ramón Barat Baviera

Septiembre 2017

INDICE

1. INTRODUCCIÓN 5
1.1. VÍAS DE ELIMINACIÓN DE NITRÓGENO Y FÓSFORO 6
1.2. RECUPERACIÓN DEL FÓSFORO EN LA LÍNEA DE FANGOS DE LA EDAR. 8
1.3. LEGISLACIÓN EN EL TRATAMIENTO DE AGUAS 9
2. OBJETIVOS DE ESTE ESTUDIO 9
3. METODOLOGÍA EMPLEADA 10
4. ANTECEDENTES Y DATOS DE PARTIDA 11
4.1. CARACTERÍSTICAS DE LA EDAR 11
4.2. ANÁLISIS DE LAS ANALÍTICAS Y CARACTERIZACIÓN DEL AGUA DE ENTRADA A PLANTA 15
4.2.1. Analítica típica del agua de entrada en la planta 15
4.2.2. Caracterización del agua de entrada 17
5. SIMULACIÓN DE LA PLANTA EN LAS CONDICIONES ACTUALES 19
5.1. ESTUDIO DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN DE LA EDAR 19
5.2. SIMULACIONES REALIZADAS DE LA PLANTA 19
6. MODIFICACIONES EN LA LÍNEA DE AGUAS PARA LA OPTIMIZACIÓN DE LA ELIMINACIÓN BIOLÓGICA DE NUTRIENTES 22
6.1. OPTIMIZACIÓN DE LA LÍNEA DE AGUAS PARA ELIMINACIÓN BIOLÓGICA DE FÓSFORO 23
6.2. OPTIMIZACIÓN DE LA LÍNEA DE AGUAS PARA ELIMINACIÓN BIOLÓGICA DE NITRÓGENO Y FÓSFORO 26
6.3. SELECCIÓN DE LA SOLUCIÓN ÓPTIMA PARA LA LÍNEA DE AGUAS. 28
6.3.1. Simulaciones de la línea de fangos para garantizar la viabilidad de la línea de aguas 29
7. MODIFICACIONES EN LA LÍNEA DE FANGOS PARA LA RECUPERACIÓN DE FÓSFORO 31
7.1. FILOSOFÍA DE LA RECUPERACIÓN DE FÓSFORO EN LA LÍNEA DE FANGOS 31
7.2. OPTIMIZACIÓN DE LA LÍNEA DE FANGOS PARA RECUPERAR FÓSFORO 34
7.2.1. Cámara de mezcla de fangos espesados 34
7.2.2. Diseño de la nueva configuración de la línea de fangos antes del digestor 36
7.2.3. Diseño del cristalizador 41
8. CONCLUSIONES 48
9. BIBLIOGRAFÍA 50
ANEXO 1: DATOS ANALÍTICOS DEL AGUA DE LA PLANTA EN LOS DIFERENTES PROCESOS DE LA EDAR FACILITADOS POR EL EXPLOTADOR 51
ANEXO 2: RESULTADOS DE LAS SIMULACIONES REALIZADAS PARA OPTIMIZAR LA ELUTRIACIÓN PREVIA A DIGESTIÓN 55

1. INTRODUCCIÓN

En la actualidad, existe una preocupación creciente por la degradación del medio ambiente, así como por la búsqueda de alternativas más sostenibles para su conservación y mejora evitando una degradación rápida e irreversible.

La contaminación que ocurre hoy en día, y que en los últimos años ha aumentado exponencialmente, no solo afecta a la calidad del aire, sino también a los suelos, al agua, y, por tanto, a los ecosistemas en general y al entorno más cercano de los seres humanos en particular. Cabe destacar la contaminación asociada a las aguas, tanto superficiales como subterráneas, dada la importancia de ambas en el ecosistema humano. Resulta obvio, que su uso intensivo en procesos urbanos e industriales ha traído consigo un aumento cuantitativo y cualitativo de los contaminantes que encontramos en ellas.

Por estas razones, comienza a aparecer legislación que regula la calidad de las aguas vertidas a los ríos, no solo de uso doméstico sino, más importante si cabe, de uso industrial. Se persigue con esta legislación, que las características de las aguas devueltas sean similares a las que tenían previas a su utilización. De esta forma, se garantiza el estado del agua en los consumos posteriores, y la calidad necesaria para las especies que habitan en ellas.

Uno de los principales problemas de la contaminación de las aguas está relacionado con la existencia de determinadas sustancias que, o bien no se encontrarían de manera natural en las aguas (como medicamentos), o que se encuentran en una concentración anormalmente elevada debido a la acción humana (nutrientes como el nitrógeno y el fósforo). Todas estas sustancias acaban en las aguas residuales de las poblaciones, y posteriormente en los ríos, causando graves problemas ambientales en los ecosistemas.

El nitrógeno y el fósforo son nutrientes limitantes del crecimiento de ciertas especies, sobre todo vegetales. Cuando su concentración en el agua es anormalmente elevada, tiene lugar un sobrecrecimiento de estas especies, principalmente algas, produciendo una limitación al crecimiento de otras; proceso denominado eutrofización. La proliferación descontrolada de las algas hace que éstas se sitúen en la superficie de la columna de agua formando una pantalla e impidiendo la penetración de la luz a zonas más profundas. Este problema impide la realización de la fotosíntesis por parte de otros vegetales existentes de estratos inferiores y disminuye la concentración de oxígeno en estas zonas, produciendo una disminución de la diversidad biológica de las masas de aguas y del ecosistema en general.

Además del problema asociado a la eutrofización, en relación a la existencia de fósforo, existen otros problemas que afectan al desarrollo de los humanos. La fuente de fósforo es fundamental para el crecimiento y desarrollo de la agricultura, y, también para las personas. El fósforo en los organismos vivos está implicado estructuralmente tanto en las membranas celulares como en los huesos, formados en su mayoría de fosfatos de calcio. Forma parte indispensable del sistema de almacenamiento de información genética y además está implicado en los procesos de transferencia de energía.

Este nutriente se obtiene principalmente de depósitos minerales limitados. Se observa que, en la actualidad, se están reduciendo exponencialmente estos recursos de fósforo, agotando los puntos de extracción existentes.

Por ello, dada la importancia de la fuente de fósforo, se plantea su recuperación antes de los vertidos de las aguas residuales a los ríos, ya que, en las aguas urbanas principalmente, las concentraciones de fósforo son elevadas. Así, se intentan evitar los problemas asociados con la eutrofización aguas abajo de los vertidos de las aguas residuales, y planteando la recuperación de este fósforo para su reutilización posterior en la agricultura, puesto que una vez esté el fósforo en los ríos y mares, será más complicado recuperarlo.

Debido a estos problemas de eutrofización, las estaciones depuradoras de aguas residuales- de aquí en adelante EDARs- tienen como finalidad realizar un proceso de limpieza de las aguas para disminuir la concentración de estos nutrientes limitantes, nitrógeno y fósforo, además de sólidos suspendidos y carga orgánica de DBO y DQO, previamente a que estas aguas lleguen a los ríos, lagos y mares. Este proceso, en función de la contaminación que tenga el agua, será un proceso principalmente físico, químico, físico-químico o biológico.

El tratamiento de estas aguas en las EDARs normalmente está formado por un conjunto de los procesos comentados anteriormente, de diferentes tipos. Lo habitual es encontrar un primer proceso físico, en el que se eliminan principalmente aquellas partículas sólidas existentes en el agua. Posteriormente se aplica un tratamiento en el cual ciertas bacterias realizan un proceso biológico de tratamiento del agua, utilizando estos "contaminantes" que se encuentran en altas concentraciones para su crecimiento.

Para la realización de simulaciones de comportamiento de los diferentes procesos que intervienen en una EDAR es muy interesante el uso de programas informáticos donde poder realizar simulaciones del comportamiento de cada uno de los procesos físicos, químicos y biológicos que se llevan a cabo en las plantas. Además, también permiten obtener una estimación bastante aproximada del comportamiento real que tendrá el sistema de tratamiento propuesto una vez se implante. De esta forma, estos programas informáticos ayudan a la optimización de los diferentes procesos que se llevan a cabo en las estaciones. Uno de estos programas es DESASS (Design and Simulation of Activated Sludge Systems). Este programa tiene implementado un algoritmo de modelación matemática basado en el modelo biológico general BNRM2 (Barat et al, 2013), desarrollado por CALAGUA, donde se permite simular las operaciones básicas más importantes de una depuradora.

1.1. VÍAS DE ELIMINACIÓN DE NITRÓGENO Y FÓSFORO

En la actualidad, los métodos para la disminución de las concentraciones de los nutrientes de nitrógeno y fósforo en las aguas residuales, se llevan a cabo mediante la combinación de métodos químicos y biológicos.

La biomasa existente en los reactores biológicos de las depuradoras está formada por bacterias que consumen nitrógeno en condiciones anóxicas, consiguiendo que el nutriente existente en el agua residual se elimine. La forma en la que se encuentra habitualmente el nitrógeno a la entrada de una EDAR es en forma de amonio. En condiciones aerobias, este amonio se nítrica a nitrato y es en las condiciones anoxicas comentadas anteriormente donde se consigue eliminar el nitrógeno al ser transformado el nitrato en nitrógeno gas. De esta forma, tras la combinación de situaciones aerobias y anóxicas, se consigue reducir biológicamente la concentración de nitrógeno existente en las aguas residuales mediante procesos biológicos.

Para realizar la eliminación de nitrógeno de forma biológica se tienen que dar las siguientes condiciones:

- En condiciones aerobias, el amonio (NH_4) existente en altas concentraciones en el agua de entrada, se oxida pasando a formar nitratos (NO_3). Es muy importante este proceso de oxidación del nitrógeno ya que consume grandes cantidades del oxígeno existente en las aguas. Por ello, lo más recomendado es que ocurra controladamente en las EDARs y el efluente salga completamente oxidado, ya que, si el efluente no se ha oxidado suficiente, el agua saldrá con una alta concentración de amonio, y su oxidación se realizará en la masa de agua a la que sea vertida, agotando el oxígeno disponible para los seres vivos que ahí habiten.
  Sin embargo, el proceso de eliminación de nitrógeno no acaba en su oxidación. Para evitar la eutrofización, es necesario que se disminuya la cantidad de nitrógeno disponible. Este hecho

ocurre en condiciones anóxicas, ya que cuando no hay presencia de oxígeno las bacterias desnitrificantes, toman el oxígeno del nitrato para su consumo y el nitrógeno del compuesto pasa a nitrógeno gas saliendo del agua tratada.

Para la eliminación de **fósforo**, habitualmente se llevan las vías de eliminación tanto química como biológica. La precipitación química del fósforo se realiza mediante la adición de otras sustancias que se combinan con este nutriente para hacerle precipitar. Este método tiene como ventaja que no depende del rendimiento de las bacterias que eliminan el fósforo, pero tiene otros inconvenientes: por un lado, se añaden sustancias químicas al agua, que acaban vertiendo a los ríos posteriormente, aumentando el coste en reactivos necesarios, ya que es obligatorio para la eliminación mediante este método, la adición de compuestos y la dependencia de este agente externo para garantizar la correcta eliminación; además, cuando la eliminación se hace por vía química, la recuperación del fósforo transformado en otro compuesto, es muy complicada y nada rentable; por último, causa un aumento considerable de los caudales a tratar en la línea de fango que afectan tanto a su gestión en la planta, como en la gestión posterior tras su deshidratación.

Por otro lado, es también frecuente la eliminación de fósforo del agua mediante procesos biológicos, combinando condiciones anaerobias, anóxicas y aerobias. La principal ventaja de la eliminación biológica de fósforo, es que se puede recuperar este nutriente mediante una cristalización y precipitación en la línea de aguas con altas concentraciones del compuesto. Otra ventaja importante es que para que se lleve a cabo la eliminación del fósforo, no es necesario añadir ninguna sustancia química, que implica un coste económico y dependencia de los reactivos y gestión de fangos generados más cómoda debido a que se genera un menor volumen de fangos respecto a la eliminación por vía química. Por el contrario, este proceso es más sensible ya que es necesario garantizar las condiciones necesarias para la biomasa, que a continuación se detalla, para asegurar la eliminación biológica del compuesto.

La eliminación biológica de fósforo ocurre como se explica a continuación y se representa en la *Ilustración 1*:

- En condiciones aerobias, las bacterias PAOs toman el fósforo disponible del agua (S_{PO4}), y con la energía que tienen en su interior, lo transforman en polifosfato (X_{pp}). En condiciones anaerobias, se produce la suelta de ese polifosfato interno de las bacterias PAOs, en forma de fósforo, que posteriormente consumirán en condiciones aerobias, para tener un mayor crecimiento. Se observa que la acumulación de S_{PO4} llevada a cabo en las condiciones aerobias es mayor que la suelta de fósforo llevada a cabo en condiciones anaerobias. La propuesta de eliminación biológica en el agua de este compuesto consiste, en primer lugar, en exponer a la línea de aguas a condiciones anaerobias para que exista un aumento de la concentración de fósforo disponible en el agua. Sometiendo a las bacterias a condiciones aerobias posteriores, este fósforo se acumulará en ellas, que decantarán en el decantador secundario, saliendo así de la línea de aguas y pasando a la línea de fangos.
  Con esta combinación de condiciones anaerobia-aerobia, se obtiene una disminución sustancial de la concentración final de fósforo en la línea de aguas, respecto a la concentración inicial previa a las condiciones anaerobias.

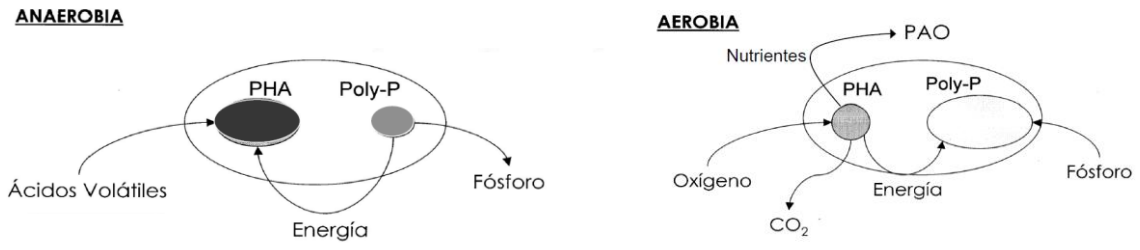


Ilustración 1: Metabolismo de bacterias PAOs

1.2. RECUPERACIÓN DEL FÓSFORO EN LA LÍNEA DE FANGOS DE LA EDAR.

Tal y como se ha comentado anteriormente, el recurso fósforo tiene mucha importancia para el desarrollo de los organismos vivos y su fuente de obtención es limitada. Por ello, se plantean métodos para recuperarlo una vez ha sido utilizado.

Las depuradoras son fuentes de recuperación de fósforo ya que las concentraciones en las aguas son bastante elevadas y su vertido de nuevo al cauce produce daños ambientales graves en algunos casos.

Aprovechando el metabolismo de las bacterias PAOs que acumulan fósforo en su interior, el método biológico de eliminación de fósforo de la línea de agua favorece que el nutriente se quede en el interior de las bacterias obteniendo unas corrientes de la línea de fangos con elevadas concentraciones de fósforo.

El fango que decanta del clarificador primario suele tener altas concentraciones de ácidos grasos volátiles (AGV) de la descomposición de la materia orgánica fácilmente biodegradable, ocurrida principalmente en los colectores de aguas que llegan a la EDAR y en los pretratamientos.

Cuando existen condiciones anaerobias y altas concentraciones de ácidos grasos volátiles, las bacterias PAOs almacenan la energía que le aportan los ácidos volátiles mediante la descomposición de los polifosfatos que han acumulado anteriormente, descargando el fósforo al medio. Tras este proceso, se obtiene una corriente de agua muy enriquecida en fosfatos. Estas condiciones se suelen dar en elementos de la línea de fangos como pueden ser cámara de mezcla de fangos espesados primario y secundario, digestor anaerobio y tuberías.

Cuando el pH de la corriente es el adecuado y existe una concentración de iones con unas características concretas, tras un tiempo de cristalización, se pueden formar microcristales de fosfato.

Aprovechando estas condiciones, en las EDARs se intenta reproducir que se den estas situaciones para favorecer la precipitación controlada de compuestos ricos en fosfatos, como pueden ser fosfato cálcico o estruvita ($(NH_4)MgPO_4 \cdot 6H_2O$). Estas situaciones controladas se realizan en cristalizadores, por los cuales pasa el sobrenadante enriquecido en fósforo.

Para poder conseguir controlar estas condiciones que favorecen la cristalización de los fosfatos y poder controlar el pH, se utiliza hidróxido sódico (NaOH) y $Mg(OH)_2$.

La ventaja de obtener la estruvita como un compuesto puro para abonar los campos, en lugar de utilizar fangos deshidratados de las depuradoras es, principalmente, el fácil manejo y transporte del abono concentrado y la eficacia del abono es mayor.

1.3. LEGISLACIÓN EN EL TRATAMIENTO DE AGUAS

Anteriormente se hablaba de leyes y sanciones como el medio más efectivo que tienen los gobiernos para obligar a todo aquel que utiliza el agua disponible, a que la trate para devolverla al medio tras su uso, con una calidad cercana a la que la ha tomado.

En España, se aplican varias normativas para legislar la calidad de aguas residuales, entre las que se destacan:

- *Directiva 91/271/CEE sobre el tratamiento de aguas residuales urbanas.*

Esta normativa tiene como objetivo proteger el medio ambiente de efectos negativos de aguas residuales urbanas y algunos sectores industriales e indican distintos tratamientos a los que se deberán someter las aguas antes de su vertido a las masas continentales o marinas.

La Directiva 91/271/CEE, de la Unión Europea, impone unos límites de vertido de las estaciones de tratamiento de aguas en relación a la cantidad de agua que se trate y al punto donde se produzcan los vertidos de dicha estación. Cuando la zona a la que se vierte no es sensible, los límites impuestos son sobre sólidos suspendidos, DQO y DBO. Cuando el vertido de la EDAR se realiza a una zona sensible, estos requisitos de vertido aumentan, pasando a tener límites también en relación con los nutrientes N_{total} y P_{total} que se puede verter a las masas acuáticas superficiales, para disminuir los problemas de eutrofización comentados anteriormente.

- *Real Decreto legislativo 1/2001 por la que se aprueba el texto refundido de la Ley de Aguas.*

Este documento tiene como objetivo la regulación del dominio público hidráulico y del uso del agua, protegiendo del deterioro del estado ecológico y su contaminación, estableciendo programas de control de calidad, recuperando sistemas acuáticos, legislando las actividades entorno a su uso…

- *Directiva Marco del Agua (2000/60/CE) por la que se establece un marco comunitario de actuación en el ámbito de la política de aguas.*

Cuya finalidad es la de tomar medidas para proteger las aguas en relación a cantidad y calidad de su uso y garantizar el buen estado ecológico para el año 2015.

2. OBJETIVOS DE ESTE ESTUDIO

Este Trabajo Fin de Máster de la titulación de Ingeniería Ambiental, interuniversitario entre la Universidad Politécnica de Valencia y la Universidad de Valencia, se realiza con el objetivo principal de ***evaluar técnicamente modificaciones en el proceso de la EDAR de Don Benito-Villanueva, situada en la provincia de Badajoz, para eliminar nitrógeno y fósforo biológicamente y analizar la posibilidad de recuperar fósforo mediante cristalización en forma de estruvita.***

Como objetivos específicos de este trabajo se plantean los siguientes:

- Proponer una nueva configuración del reactor biológico para conseguir la eliminación de los nutrientes nitrógeno y fósforo por vía biológica y optimizar el proceso para obtener mejores resultados del efluente.
- Sustituir la vía actual de eliminación de fósforo, que se realiza por vía química, a vía biológica.
- Implantar un sistema de recuperación de fósforo en la línea de fangos mediante la elutriación del fango previa a la digestión, y su posterior cristalización en forma de estruvita.

3. METODOLOGÍA EMPLEADA

Para llevar a cabo los objetivos marcados, la línea argumental de este documento será:

- En primer lugar, mostrar cual es la situación actual de la depuradora y las condiciones de la planta.
- Posteriormente se planteará la optimización técnica de la línea de aguas para una eficiente eliminación de nutrientes y poder cumplir con las directrices impuestas en la legislación de vertidos.
- Por otro lado, independiente, se realizará un segundo estudio de la línea de fangos, para la solución considerada como la más adecuada de la línea de aguas. En esta segunda optimización, se evaluará la capacidad, en condiciones actuales, de recuperar fósforo mediante precipitación controlada de estruvita. Si en condiciones actuales la capacidad no es la máxima o no se cumplen las condiciones adecuadas, se realizarán unas simulaciones de la configuración del proceso de recuperación para obtener la máxima cantidad de fósforo a recuperar en esa línea.
- Finalmente se dimensionará el cristalizador para llevar a cabo la recuperación de fósforo.

Este Trabajo Fin de Máster sobre el estudio de la viabilidad de la planta para eliminar biológicamente nutrientes se ha limitado a su análisis desde el punto de vista técnico, tanto de la línea de aguas como de la línea de fangos. Posteriormente a este estudio técnico, correspondería realizar un análisis económico, que no forma parte del objetivo de este trabajo académico que solo se ha planteado desde el punto de vista técnico.

Para la realización de este trabajo, se ha empleado como metodología la simulación mediante el software DESASS (Design and Simulation of Activated Slydge Systems). Este programa tiene implementado un algoritmo de modelación matemática basado en el modelo biológico general BNRM2 (Barat et al, 2013), desarrollado por CALAGUA, donde se permite simular las operaciones básicas más importantes de una depuradora.

Este modelo BNRM2 incluido en el software utilizado, incorpora diferentes modelos:

- Modelo biológico: que incluye ASM2s (IWA) Henze et al (1999), nitrificación en dos etapas y un modelo de digestión anaerobia simplificado.
- Modelo de sedimentación universal, basado en la teoría de flujo de Kynch (1952) y el modelo de Takács (1991)
- Modelo químico para el cálculo del pH y de precipitación
- Procesos de transferencia de materia entre fases.

El modelo Biological Removal Model No1 (BNRM1), incluye la mayoría de los procesos biológicos y físico-químicos que se llevan a cabo en el tratamiento de aguas: procesos de sedimentación (formación de flóculos, aumento de volumen de las partículas y sedimentación), transferencias gas-líquido y elutriación de ácidos grasos volátiles, así como procesos de ácido-base en los que se asumen condiciones de equilibrio. Como procesos biológicos se incluyen en el BNRM1 la eliminación de materia orgánica, nitrógeno y fósforo, acidogénesis acetogénesis y metanogénesis, en las condiciones que se puedan desarrollar (aeróbicas, anóxicas y anaerobias) según el tipo de bacterias que lo lleva a cabo.

Destacar que el modelo biológico implementado en este programa utilizado, Biological Removal Model No2 (BNRM2) considera, además de los procesos tenidos en cuenta en el BNRM1, la eliminación de nitrógeno vía nitrito, considerando dos grupos de organismos oxidantes de amonio, y procesos de precipitación en la digestión anaerobia, de estruvita, fosfato cálcico amorgo, hidroxiapatita, newberita, vivianita, etringita, variscita y carbonato cálcico.

Una vez realizadas las diferentes simulaciones, partiendo de los datos analíticos reales de la planta depuradora en cuestión, se ha realizado un análisis de los resultados y nuevas simulaciones con el mismo programa.

Las primeras simulaciones se han realizado para calibrar o confirmar que los resultados obtenidos se aproximan fielmente a los resultados obtenidos en la realidad. Las siguientes simulaciones se han obtenido para poder proponer modificaciones en la planta, es decir, para realizar el estudio de modificación de la instalación de forma analítica sin tener que llevar a cabo ensayos reales.

Por lo tanto, lo abarcado en este trabajo, es puramente teórico, mediante la aplicación del programa de simulación, a partir de resultados y datos analíticos que no se han realizado en el ámbito de este trabajo, si no que han sido aportados externamente por el explotador actual de la EDAR.

Para el dimensionamiento del cristalizador, como sistema de recuperación de fósforo, se han realizado unos cálculos teóricos a partir de ecuaciones básicas de sedimentación de la teoría de Stokes, así como equilibrios químicos entre componentes, que se describe en el apartado 6.2 de este documento.

4. ANTECEDENTES Y DATOS DE PARTIDA

La estación depuradora que trata las aguas residuales de los municipios de Don Benito y Villanueva de la Serena, se encuentra en el municipio de Don Benito, en la provincia de Badajoz.

Imagen 1: Vista aérea de la EDAR de estudio (Imagen de Google Earth, Junio 2017)

La información de partida de este trabajo ha sido tomada de datos facilitados por la entidad que gestiona la EDAR, así como la información obtenida del proyecto constructivo de la planta.

4.1. CARACTERÍSTICAS DE LA EDAR

Esta EDAR fue construida en el año 1992 con los caudales de diseño que se muestran en la *Tabla 1*. La *Imagen 2* muestra el cuadro sinóptico que se encuentra en la instalación, donde se puede observar la configuración y características de los procesos que a continuación se detallan. Además, en la *Imagen 4*, se encuentra el plano de planta del proyecto de construcción donde se sitúan cada uno de los procesos de la EDAR:

	Año construcción (1992)	Año horizonte (2015)
Nº Habitantes - equivalentes	62.000	101.000
Dotación (l/hab/día)	250	300
Volumen diario (m^3/día)	15.500	30.300
Caudal medio diseño (m^3/h)	645	1.262
Caudal punta horario (m^3/h)	1.186	2.186

Tabla 1: Características de proyecto de la EDAR objeto de estudio

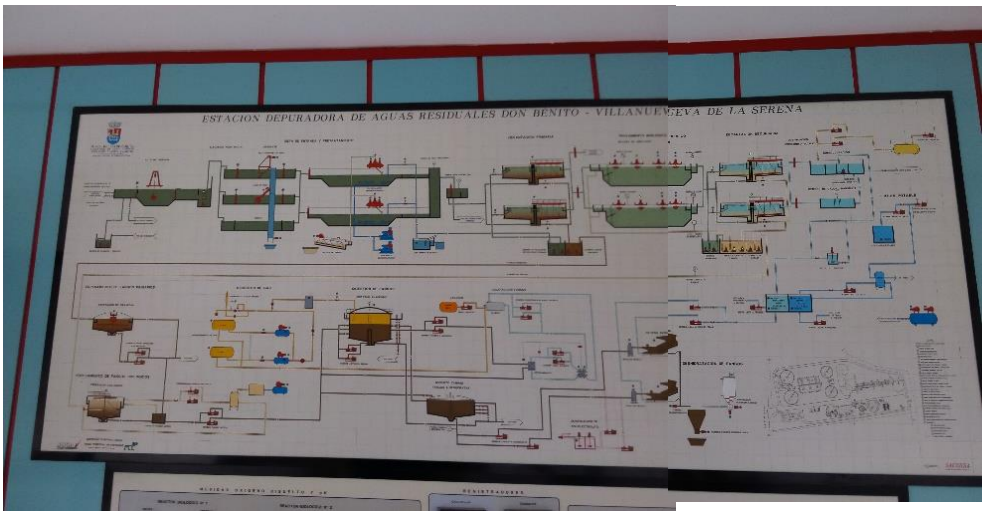


Imagen 2: Cuadro Sinóptico de la EDAR de estudio

Línea de agua:

- Llegada del agua bruta, aliviadero de seguridad y by-pass general.
- Pozo de gruesos y desbaste previo con recogida de residuos mediante cuchara bivalva.
- Elevación del agua bruta mediante bombas de impulsor de tornillo helicoidal centrífugo.
- Desbaste de sólidos mediante un tamiz circular autolimpiable de 3 mm, con una segunda línea de desbaste de emergencia. El traslado de sólidos se realiza mediante cinta transportadora a contenedor.
- Desarenado y desengrasado en dos líneas, en un tanque rectangular aireado con puente extractor, con dimensiones unitarias de 15x3m.
- Bombeo de arenas y clarificador-lavador de vaivén y extracción de grasas y separador automático mediante rasqueta superficial.
- By-pass del tratamiento primario.
- 2 decantadores primarios de 20m de diámetro y 2,50m de altura útil.
- By-pass del tratamiento biológico
- Reactor biológico de 2893 m^3 de volumen total, formado por dos líneas independientes y dimensiones de 36mx12mx3,35m, aireados mediante 6 turbinas superficiales de 1,80m de diámetro y 50cv, dispuestas en dos líneas independientes. En la *Imagen 3* se puede observar una de las líneas del reactor biológico en funcionamiento.

Imagen 3: Imagen del reactor biológico de la EDAR aireado mediante turbinas

- 2 decantadores secundarios con un diámetro de 24,50m, 2,70 altura útil.
- Canal para desinfección del efluente mediante lámparas ultravioletas, que se utiliza para desinfección en época de baño en verano.

Línea de fangos:

- Extracción y bombeo de los fangos primarios a espesador de gravedad
- Extracción y bombeo de los fangos biológicos en exceso a espesador de flotación.
- Espesador por gravedad de fangos primarios mediante un concentrador por gravedad con diámetro de 9 metros y altura de 3m.
- Espesador de flotación de fangos biológicos con un diámetro de 6m y altura de 2m.
- Homogenización de fangos espesados con dimensiones de 1,80x1,80x3m con un tiempo de retención en proyecto de 2,4 h.
- Bombeo de fangos espesados a digestión anaerobia
- Digestor anaerobio de 19m de diámetro y 8,5m de altura útil, agitado mediante un sistema de agitación y rotura Dinomix mediante dos bombas de 680 m^3/h.
- Intercambiador de calor para fangos con una potencia de diseño de 230.000 Kcal/h.
- Instalación auxiliar de gasóleo
- 2 gasómetros cilíndricos horizontales de alta presión con 3m de diámetro y 10,92 de longitud total.
- Antorcha y quemador de gas en exceso
- Depósito de almacenamiento de fangos digeridos con un diámetro de 9m y altura útil de 3,20m.
- Bombeo y acondicionamiento de químico del fango mediante polielectrolito
- Deshidratación del fango en dos filtros banda continua de 1,5m de anchura
- Almacenamiento de fangos secos en silo de 40 m^3.

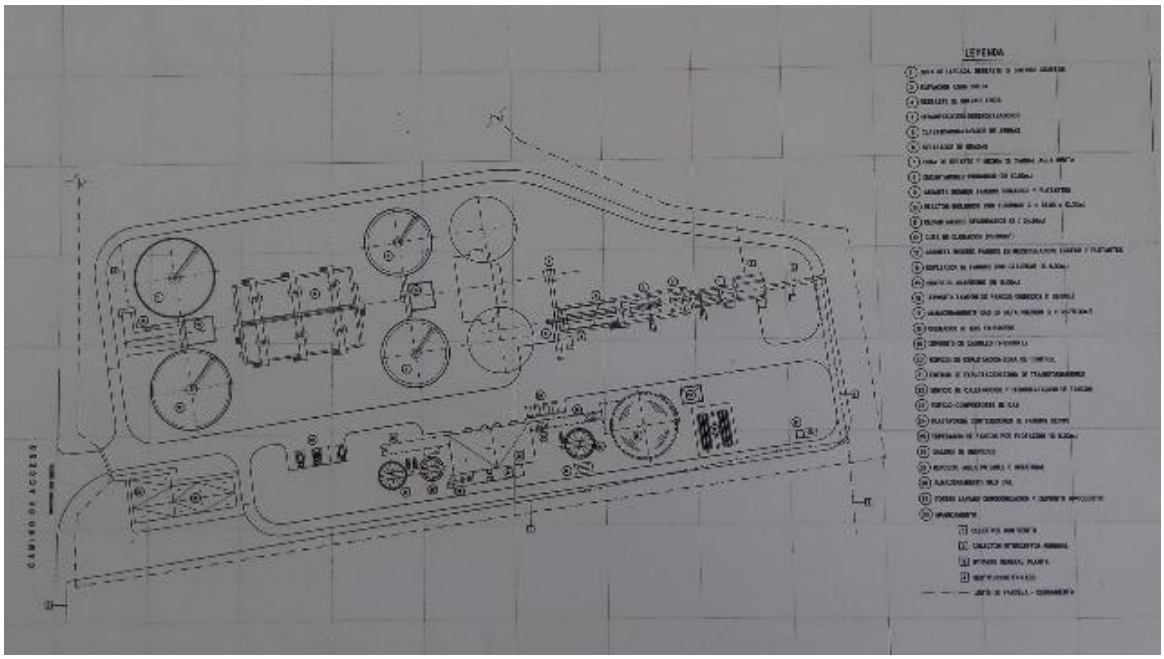


Imagen 4: Plano de la planta

Esta EDAR tiene su vertido del efluente tratado al rio Guadiana, que, por ser este un río transfronterizo, tiene unos límites de vertido más restrictivos que los usuales en relación a la concentración máxima admisible de fósforo total. Debido a estas características, sus límites de vertido son los que se encuentran en la *Tabla 2*:

Parámetro	Unidad (mg/l)
DQO	125
DBO_5	25
Sólidos suspendidos	35
P_T	2

Tabla 2: Límites de vertido aplicados en la EDAR Don Benito - Villanueva de la Serena

Debido a que el estado de la planta está muy desmejorado y su alta edad, pues se construyó hace aproximadamente 25 años, se propone en este trabajo académico la mejora del proceso de la planta. Si bien es cierto, esta propuesta de mejora que se desarrolla en el presente documento, trata de realizar las menores intervenciones posibles, con el objeto de realizar la propuesta más económica, así como más fácil de ejecutar en relación al número y tipo de actuaciones necesarias para llevarla a cabo en la realidad.

En relación a los requisitos de vertido actuales y previsibles, la instalación no tiene la obligación de realizar la eliminación de nitrógeno total en su efluente. Sin embargo, se ha considerado adecuado incluir la eliminación de nitrógeno, si es posible, ya que esta solución se considera más sostenible que la de optimizar la planta para eliminar y recuperar fósforo sin intervenir en la concentración de nitrógeno.

Se han recogido y tratado los datos de la planta, en relación a las características del agua a lo largo del proceso, así como parámetros de operación. Con estos parámetros obtenidos, se ha realizado un tratamiento de los datos para poder realizar una primera simulación de la planta en las condiciones actuales, y poder determinar, a partir de estas condiciones, de las posibilidades más adecuadas para optimizar el proceso.

Todas las simulaciones realizadas en este Trabajo Fin de Máster, se han llevado cabo con el software DESASS.

4.2. ANÁLISIS DE LAS ANALÍTICAS Y CARACTERIZACIÓN DEL AGUA DE ENTRADA A PLANTA

La caracterización del agua de entrada se ha llevado a cabo tomando los datos de partida de la depuradora, a lo largo del año 2015 completo, varios meses de 2016, junio a octubre, y varios meses de 2017, enero a marzo.

Dado que en cada uno de los periodos de tiempo se obtienen analíticas diferentes, se han analizado los resultados de los diferentes periodos, y se han extraído unos valores medios de las aguas, así como de los parámetros de operación a partir de estos resultados.

En el *Anexo 1* se encuentran los datos para realizar esta simplificación de valores típicos del agua de la EDAR, facilitados por el explotador de la EDAR.

Con esta estimación de valores medios del agua típica, se realizará una caracterización del agua de entrada en la planta, mediante la cual, con estos valores, se obtendrán los datos a introducir en el programa de simulación.

4.2.1. Analítica típica del agua de entrada en la planta

Se han observado las siguientes cuestiones relacionadas con los datos obtenidos de los periodos comentados anteriormente:

- En el periodo de 2015 es en el único mes que se tienen datos reales de caudales, por lo tanto, se toma como caudal medio tratado.
- Como se observan que las diferencias entre invierno y verano son despreciables, se considera el mismo caudal a lo largo de todo el año.
- Se observa que el caudal de tratamiento en el año horizonte (2015) no ha aumentado como se preveía en proyecto, si no que sigue siendo aproximadamente el mismo que en el año de construcción (1992), por lo que no cabe esperar que el aumento de caudal en los próximos años ocurra con el ritmo que se estimó en el proyecto de construcción.
- En relación a los datos de partida, se han eliminado los datos analíticos realizados en la primera muestra de septiembre de 2016, puesto que en varios parámetros se encontraban incoherencias respecto a la media de los otros valores: DQO de 700 mg/l donde la media son 300 mg/l, DBO de 212 mg/l cuando el valor medio es de 138 mg/l.
- Existen resultados de analíticas de *DQO*, N_{total}, DBO_5 y *sólidos* en todos los periodos.
- Valores de amonio solo hay del periodo de 2016. Puesto que los valores son coherentes en relación al N_{total} y se obtienen unas relaciones parecidas a las típicas de agua residual doméstica, se han considerado como válidos para ser los valores medios de este parámetro.
- En relación a los resultados analíticos de *fósforo total* y *fosfato*, se observa que, durante el primero y tercer periodo, 2015 y 2017, solo se obtienen valores de fósforo total (P_t) y durante el segundo periodo, 2016, se han analizado exclusivamente analíticas para obtener el fosfato (PO_4^{3-}) del agua. Se han obtenido valores contradictorios entre P_t y PO_4^{3-}, puesto que los valores de PO_4^{3}son mayores que los de P_t. Por esta razón, y dado que los valores de fosfato son mayores que los típicos de agua residual y sin embargo los de fósforo total son similares, se ha tomado el valor de fósforo total como valor analítico.
- A partir de las consideraciones anteriores, se obtienen los valores medios medidos que se muestran en la siguiente tabla, *Tabla 3*:

Valores Medios Medidos		
Parámetro	Valor	Unidades
DQO_{tot}	303,56	mg O/L
Nitrógeno$_{total}$ (N_{tot})	35,79	mg N/L
Amonio (NH_4)	24,53	mg NH4/L
Fosfato (PO_4^{3-})	4,95	mg P/L
Fósforo$_{total}$ (P_{tot})	4,15	mg P/L
DBO_5	137,08	mg O/L
Sólidos suspendidos (SS)	146,70	mg SS/L
pH	7,67	

Tabla 3: Resultados medios considerados de analíticas del agua de entrada

Una vez obtenidos los valores medios medidos durante los periodos 2015-2017 y considerados como valores razonables, se considera que algunos de estos valores no son adecuados, ya que no tienen coherencia entre ellos.

Esto puede ser debido a que se han realizado diferentes tipos de analíticas en diferentes periodos, por ejemplo, fósforo total y fosfato no se han realizado en ningún periodo a la vez. Por ello, dado que no se han podido realizar muestras para poder contrastar estos valores, en alguno de los parámetros, se van a aplicar relaciones, según valores típicos de aguas residuales urbanas, para obtener los resultados a partir de otros analíticos, en lugar de considerar estos valores.

- A partir del valor de fósforo total, se ha obtenido el de fosfato como un 80 % del fósforo total. Este valor se ha tomado teniendo en cuenta que una relación típica podría ser un 66%, pero al obtener unos valores de fosfato altos, cabe esperar que, aunque los resultados sean contradictorios, este valor también sea alto.
- Para la estimación de la $DBO_{límite}$, que no se ha obtenido mediante analíticas, se ha realizado el siguiente análisis de los datos:
    - El valor de $DBO_{límite}$, que no se ha obtenido mediante ensayos en el agua de entrada de estudio, se puede obtener un valor aproximado a partir de otros datos de analíticas como puede ser a partir de la DBO_5 (considerando como $DBO_{límite}$ un 77% de la DBO_5) o de la DQO ($DBO_{límite}$ como un 75% de la DQO)
    - Se puede obtener la biodegradabilidad del agua de entrada a tratar como:

$$Biodegradabilidad = \frac{DBO_{límite-soluble}}{DQO_{total-soluble}}$$

        - Si se considera la $DBO_{límite}$ a partir del resultado de DBO_5 la biodegradabilidad del agua que se obtendría sería de un 56%.
        - Si se considera la $DBO_{límite}$ como un 75% del valor real de DQO, la biodegradabilidad aumenta a 72% aproximadamente.
        - El resultado más usual para este tipo de aguas es una biodegradabilidad más alta, es decir, más cercana al 72% que al 56%.
    - Dado que los resultados obtenidos para la biodegradabilidad tomando la relación a partir de la DQO tienen más similitud con los valores reales de agua residual doméstica, se ha elegido la relación obtenida partiendo de la DQO, por parecer un valor más coherente con un agua residual típica.

Así pues, teniendo en cuenta las observaciones anteriores, a partir de los valores analíticos totales de partida, *Anexo 1*, se muestra en la *Tabla 4* la analítica a partir de la cual se llevará a cabo la caracterización del agua de entrada:

Parámetro	Valor	Unidades	Relación con valor analítico
Temperatura invierno	14	°C	
Temperatura verano	24	°C	
DQO_{tot}	303,560	mg O/L	
%sol DQO_{tot}	45,000		DQO_{sol}=45% de DQO_{tot}
$DBO_{lim-tot}$	227,670	mg O/L	DBO_{lim}=75% de DQO_{tot}
%sol $DBO_{lim-tot}$	47,000		$DBO_{lim-sol}$=47% de $DBO_{tot-sol}$
AGV	36,427	mg Hac/L	AGV=12% de DQO
NH_4	24,533	mg N-NH4/l	
NO_3	0,000	mg N-NO3/L	Valor típico ARU
$N_{tot-sol}$	29,347	mgN/L	$N_{tot-sol}$= 82% de N_{tot}
N_{tot}	35,789	mgN/L	
PO_4^{3-}	3,112	mg P/L	PO_4^{3-}=75% de P_{tot}
$P_{tot-sol}$	3,319	mg P/L	$P_{tot-sol}$=80% de P_{tot}
P_{tot}	4,149	mg P/L	
Alk	350,000	mg CaCO3/L	Valor típico de ARU
SS	146,700	mg/L	
% SS Volatil	79,000		SSV=79% de SST

Tabla 4: Resultados de analíticas y valores estimados de agua de entrada

Los valores en naranja son aquellos valores media de las analíticas realizadas, y con las consideraciones explicadas anteriormente. En verde se encuentran los valores obtenidos mediante las relaciones indicadas en la última columna, a partir de los valores de analíticas.

Además, para realizar una caracterización completa, es necesario obtener las concentraciones de magnesio y calcio del agua de entrada a la planta. Dado que no se obtienen de las analíticas del agua residual de entrada, se puede asumir que estos parámetros serán similares a los que hay en el agua potable. Se muestran en la *Tabla 5* las concentraciones medias de magnesio y calcio a partir de los resultados de agua potable de la zona:

Parámetro	Valor	Unidades
Mg^{2+}	4	mg Mg^{2+}/L
Ca^{2+}	15	mg Ca^{2+}/L

Tabla 5: Valores considerados de magnesio y calcio del agua de entrada

4.2.2. Caracterización del agua de entrada

Para poder introducir los valores analíticos obtenidos en el software de simulación, se ha realizado una caracterización de éstos, según el formato del modelo ASM2D, de la siguiente manera:

$$X_i = DQO_{susp} - DBO_{lim,susp}$$

$$X_s = DBO_{\lim,susp}$$

$$S_f = DBO_{lim,susp} - S_a$$

$$S_i = DQO_{sol} - DBO_{lim,sol}$$

$$S_a = AGV$$

$$S_{NH4} = N - NH_4\ mg/l$$

$$S_{NO3} = N - NO_3\ mg/l$$

$$S_{PO4} = P - PO_4\ mg/l$$
$$S_{ALK} = ALK$$
$$X_{nv} = SS \cdot (100 - \%Vol)$$

Factores de conversión para el N_t y P_t y sus correspondientes solubles.

$$N_{t,sol} = S_{NH4} + S_{NO3} + S_f \cdot i_{Nsf} + S_i \cdot i_{Nsi}$$
$$P_{t,sol} = S_{PO4} + S_f \cdot i_{Psf} + S_i \cdot i_{Psi}$$
$$N_t - N_{t,sol} = X_s \cdot i_{Nxs} + X_i \cdot i_{Nxi}$$
$$P_t - P_{t,sol} = X_s \cdot i_{Pxs} + X_i \cdot i_{Pxi}$$
$$SST = X_{nv} + X_s \cdot i_{SSTxs} + X_i \cdot i_{SSTxi} + X_H \cdot i_{SSTbm}$$

Se ha considerado que en el agua de entrada no hay entrada de bacterias autótrofas ni PAOs, o la cantidad que pueda haber es despreciable, de ahí que los valores de entrada de X_{AUT}, X_{PAO}, X_{PHA} y X_{PP} sean nulos.

Para poder obtener los resultados de N_t y P_t y sus correspondientes solubles, se tienen en cuenta las siguientes a condiciones a cumplir, para obtener los valores de constantes estequiométricas:

$$i_{Nxs} \geq i_{Nsf}$$
$$i_{Pxs} \geq i_{Psf}$$

Siguiendo con las premisas y relaciones anteriores, se muestran en la *Tabla 6* los resultados obtenidos de caracterización del agua de entrada a la EDAR Don Benito-Villanueva, para poder realizar las simulaciones con el software DESASS.

X_s	120,665	mg DQO/l
X_i	46,293	mg DQO/l
S_f	68,149	mg DQO/l
S_i	29,597	mg DQO/l
S_a	38,856	mg DQO/l
S_{NH4}	24,533	mg N-NH_4/l
S_{NO3}	0,000	mg N-NO_3/l
S_{alk}	350,000	mg $CaCO_3$/l
$N_{tot,sol}$	29,350	mgN/l
N_{tot}	35,790	mgN/l
S_{PO4}	3,112	mg P/l
$P_{tot,sol}$	3,320	mg P/l
P_{tot}	4,150	mg P/l
SST	146,700	mg SST/l

i_{Nsf}	0,05000	I_{Nsi}	0,04761
i_{Nxs}	0,05199	I_{Nxi}	0,00360
i_{Psf}	0,00306	i_{Psi}	0,00000
i_{Pxs}	0,00649	i_{Pxi}	0,00100
i_{SSTxs}	0,69189	i_{SSTxi}	0,70000

Tabla 6: Resultado de la caracterización realizada del agua de entrada para simular en DESASS

Una vez obtenidos estos valores, se tiene toda la información disponible, tanto de la planta como del agua de entrada, para poder realizar las distintas simulaciones enumeradas en el objeto de este trabajo.

5. SIMULACIÓN DE LA PLANTA EN LAS CONDICIONES ACTUALES

A partir del análisis de los datos reales que se tienen de la planta, se hace un estudio de las relaciones de sólidos en los diferentes procesos: decantador primario, reactor biológico, recirculación del decantador secundario al reactor biológico, fangos espesados y digeridos. De esta forma, se intentan simular las condiciones de operación reales que se están aplicando en la EDAR, para poder, de esta forma, reproducir el proceso interno.

En primer lugar, se realiza una simulación de la planta en condiciones actuales, con dos objetivos:

- Calibrar el modelo, comprobando que el programa puede simular las condiciones actuales en las que está trabajando la planta. A partir de los valores de condiciones de operaciones reales, se lleva a cabo un estudio comparativo de los datos de salida de la simulación y de la realidad. Si hay mucha disparidad entre resultados, se modifican las condiciones de operación para que los resultados de simulación y los reales sean lo más próximos posibles.
- Con esta simulación, una vez calibrada, se tiene la situación de partida sobre la que realizar las diferentes propuestas de mejora del proceso.

5.1. ESTUDIO DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN DE LA EDAR

Las condiciones de operación también se adjuntan en el *Anexo 1* de este documento. De estos valores solo hay datos en los periodos de 2016 y 2017, y no existen resultados para todos los procesos.

Se observa lo siguiente:

- En la concentración de sólidos en el *reactor biológico* los valores obtenidos a lo largo de todo el periodo son bastante similares, por lo que no se descarta ningún valor y se considera como valor medio de operación 2.500 mg/l.
- Los valores medios de *decantador primario* no se consideran como válidos, puesto que en un mes tienen un valor de 1.500 mg/l y en otro mes de 34.000 mg/l por lo que no son muy coherentes. Por ello, se dimensionará para que se obtenga el valor de sólidos considerado como adecuado tras el espesador.
- En la concentración de sólidos en los *fangos espesados*, se obtienen unos valores medios de 12.000 mg/l para los primarios y de 28.000 mg/l para los secundarios. Para fango digerido se considera un valor medio de concentración de sólidos de 25.000mg/l.

Para introducir el resto de parámetros que no están definido en el *Anexo 1,* se han utilizado los parámetros de operación enunciados en el proyecto de construcción de la planta, ya que se desconocen los datos actuales.

5.2. SIMULACIONES REALIZADAS DE LA PLANTA

Teniendo en cuenta la caracterización ya enunciada y los parámetros de operación, conocidos o de proyecto de los que no hay datos analíticos, se lleva a cabo la simulación de la planta en las condiciones actuales, de las que se observan estos parámetros de operación, así como los resultados del efluente y se comparan con los reales conocidos.

Los diferentes procesos que se introducirán en las primeras simulaciones son los procesos con los que se encuentra actualmente la planta, se pueden ver en la imagen siguiente, *Imagen 5*:

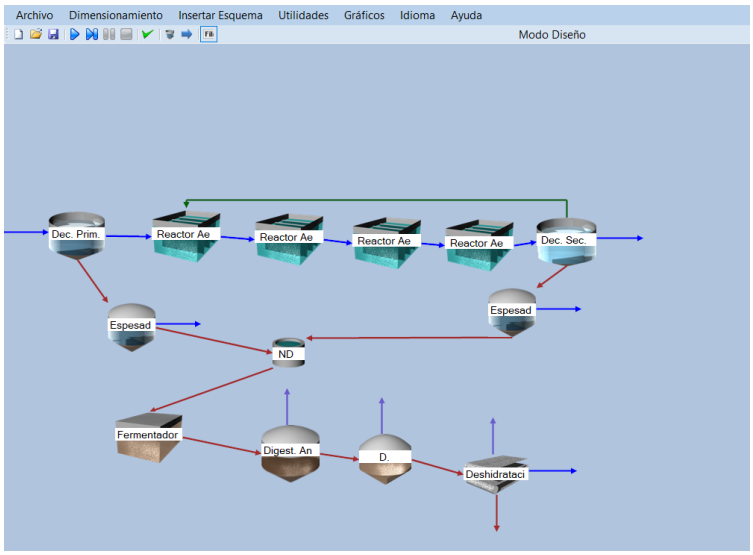


Imagen 5: Esquema insertado en DESASS para simular el proceso actual de la planta

1. *Simulación inicial con las condiciones actuales.*

Se realiza una primera simulación con las condiciones y parámetros actuales, para comprobar si el modelo está calibrado o es necesaria realizar una segunda simulación para obtener una calibración más adecuada.

Las dimensiones que se han introducido de cada uno de los elementos son aquellas descritas en el apartado 3 y que se pueden ver gráficamente en la siguiente imagen, *Imagen 5*.

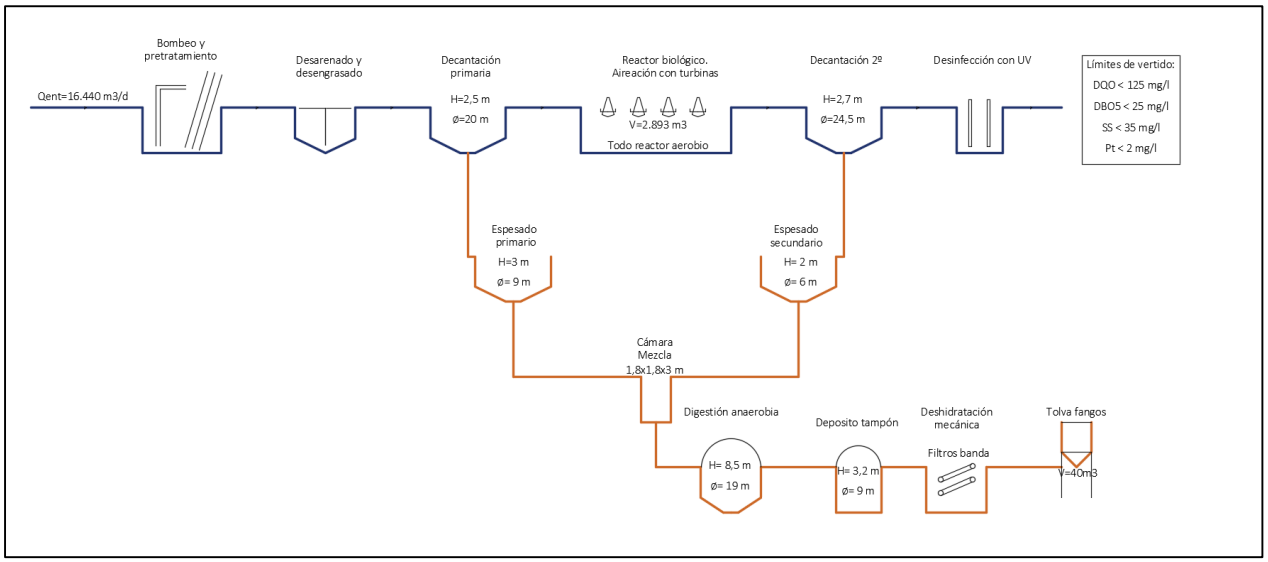


Imagen 6: Configuración actual de la planta, con sus datos reales

Los parámetros de operación introducidos son los siguientes:

Decantador primario:

	Invierno	Verano
Tiempo retención a Qmedio (h)	2.20	2.20
Carga Superficial a Qmedio (m3/m2/h)	1.02	1.02
Carga sobre vertedero a Qmedio(m3/m/h)	5.5	5.5
Unidades	2	2
$Q_{extracción\ fangos\ decantador}/Q_{entrada}$	0.015	0.015

Reactor biológico:

	Invierno	Verano
Tiempo retención celular (días)	8	8
Oxígeno disuelto (mg/l)	2	2
Recirculación Interna	-	-
% Anaerobio/anóxico/aerobio	0/0/100	0/0/100

Decantador secundario:

	Invierno	Verano
Tiempo retención a Qmedio (h)	3.50	3.5
Carga hidráulica a Qmedio(m3/m2/h)	0.5	0.5
Carga de sólidos a Qmedio (kg SS/m2/h)	0.68	0.68
Carga sobre vertedero a Qmedio (m3/m/h)	12	12
Unidades	2	2
$Q_{extracción\ fangos\ decantador}/Q_{entrada}$	0.600	0.65

Espesador primario:

	Invierno	Verano
Tiempo retención a Qmedio (h)	15	15
Carga de sólidos a Qmedio (kg SS/m2/h)	0.21	0.21
Carga superficial a Qmedio (m3/m2/h)	2.11	2.11
Unidades	1	1
$Q_{extracción\ fangos\ decantador}/Q_{entrada}$	0.1	0.1

Espesador secundario:

	Invierno	Verano
Tiempo retención a Qmedio (h)	5	5
Carga de sólidos a Qmedio (kg SS/m2/h)	5	5
Carga superficial a Qmedio (m3/m2/h)	0.70	0.70
Unidades	1	1
$Q_{extracción\ fangos\ decantador}/Q_{entrada}$	0.1	0.1

Finalmente, los resultados obtenidos para el agua de salida son los que se muestran en la siguiente tabla, *Tabla 7*:

	Parámetro	Valor analítico	Valor en simulación invierno	Valor en simulación verano	Límites de vertido
Agua de salida	DQO_{tot} (mg O/l)	38,52	47,58	46,82	125
	N_{tot}(mg N-NH4/l)	22,06	21,40	23,01	
	PO_4^{3-}(mg P/l)	1,46	2,67	2,79	
	P_{tot}(mg P /l)	1,18	2,91	3,02	2
	SS(mg SS/l)	13,38	14,91	14,45	35
	pH	7,45	7,46	7,61	
Sólidos	Reactor Biológico (mg SS/l)	2.500	2.500	2.300	

Tabla 7: Resultados tras la simulación de la situación actual de la EDAR de estudio. Todas las unidades en mg/l.

Se realiza en la *Tabla 7* una comparativa entre los resultados obtenidos en las simulaciones y los resultados analíticos para evaluar la calidad de la calibración de la planta realizada con DESASS.

Las conclusiones son las siguientes:

- Los valores obtenidos de DQO, N_t, sólidos suspendidos (SS) en el agua, pH y sólidos en el reactor biológico, se consideran los resultados de la simulación valores similares a los reales, por lo que, por estos parámetros no sería necesario realizar ninguna modificación
- Los resultados obtenidos en relación al fósforo total y fosfato, son debidos a que en la realidad se dosifica reactivo para que se produzca la precipitación química de fósforo en el efluente. Este tipo y concentración de reactivo no han sido facilitados por el explotador de la planta para realizar este estudio, por lo que no se han podido tener en cuenta en la simulación inicial y se ha considerado más correcto no instaurar ningún tipo de precipitación en el modelo
- En relación a los sólidos en el reactor biológico, el resultado es bastante similar al de funcionamiento de la planta.

Tras los resultados anteriores, se obtiene como conclusión que la calibración realizada del modelo es adecuada, dado que la mejora propuesta implica una eliminación biológica de fósforo, y, por tanto, no es necesario obtener cuánta precipitación de fósforo y con qué concentraciones se está realizando.

Por lo tanto, los resultados obtenidos con esta calibración se consideran adecuados y aceptables, tanto por parámetros de operación como resultados del agua de salida y no es necesario realizar una segunda calibración del modelo.

Por todo lo anterior, a partir de estos resultados, se lleva a cabo el estudio de propuestas para mejorar el proceso de depuración y recuperación de nutrientes de la EDAR de Don Benito – Villanueva de la Serena (Badajoz). Estas mejoras se realizarán de forma independiente para la línea de aguas y para la línea de fangos, ya que cada una de las líneas tendrá un objetivo diferente, tal y como se ha comentado anteriormente.

6. MODIFICACIONES EN LA LÍNEA DE AGUAS PARA LA OPTIMIZACIÓN DE LA ELIMINACIÓN BIOLÓGICA DE NUTRIENTES

Partiendo de la simulación de la situación actual, se plantean diferentes escenarios para evaluar la viabilidad de eliminación de nutrientes por vía biológica, sin necesidad de modificar las dimensiones del reactor biológico existente, es decir, garantizando que la posible obra de modificación del proceso se podría realizar sin demasiada intervención o modificaciones en la obra civil.

- La primera premisa indispensable es que la eliminación de nutrientes se lleve a cabo mediante mecanismos biológicos, pues, como ya se ha comentado, esta solución tiene muchas ventajas medioambientales:
    - Menor producción de fangos en esta línea.
    - Menor consumo de reactivos, por lo tanto, menor gasto económico y adición de aditivos al agua.
    - Posibilidad de recuperación de la concentración de fósforo existente en la línea de fangos.
- Por otro lado, requisito indispensable es que la concentración de fósforo en el efluente sea menor que 2 mgP/l, tal y como indica el permiso de vertido de esta EDAR.

Aunque en la planta objeto de estudio no existe límite de vertido para la concentración de nitrógeno, estas altas concentraciones provocan graves problemas de eutrofización al igual que las altas concentraciones de fósforo, como ya se ha comentado anteriormente.

Por eso, dado que se va a optimizar la línea de aguas para la eliminación biológica de fósforo, se evaluará si la configuración de la planta permite la reducción de concentración simultánea de nitrógeno y fósforo, con unos resultados de concentración de fósforo en la línea de aguas adecuados al límite de vertido existente, concentración menor a 2 mg P/l, ya que esta solución de eliminación de ambos nutrientes se considera más sostenible medioambientalmente que la eliminación de fósforo exclusivamente.

En la siguiente imagen, *Imagen 7*, se observan los decantadores secundarios de la EDAR objeto de estudio.

Imagen 7: Decantadores secundarios de la EDAR

6.1. OPTIMIZACIÓN DE LA LÍNEA DE AGUAS PARA ELIMINACIÓN BIOLÓGICA DE FÓSFORO

En esta optimización para la eliminación biológica de fósforo se busca conseguir cual es la configuración de trabajo de la línea de aguas para la que se obtenga una concentración de fósforo total del agua de salida menor.

Para realizar esta optimización, tal y como se ha comentado en las premisas de partida, el volumen del reactor biológico es el actual, sin embargo, se plantea la necesidad de ubicar una zona anaerobia en el mismo, para que se pueda dar la eliminación biológica del fósforo, mediante la acumulación del nutriente llevado a cabo por las bacterias PAOs.

Para garantizar esta eliminación biológica y estudiar el rendimiento de eliminación y si es o no suficiente en este caso de estudio, se propone que un porcentaje del reactor biológico sea anaerobio, y la parte restante aerobia, configurando el reactor biológico como se ha explicado en la introducción para favorecer la eliminación biológica de fósforo.

Para buscar la configuración de trabajo más adecuada para garantizar la mayor eliminación biológica de fósforo, se han realizado variaciones en algunos parámetros del reactor biológico y el decantador secundario:

Reactor biológico:

- Tiempo de retención celular (días)
- % Anaerobio/Aerobio

Decantador secundario:

- $Q_{extracción\ fangos\ decantador}/Q_{entrada}$

La optimización inicial se ha realizado con las condiciones de invierno, ya que es la situación más desfavorable para la eliminación biológica de nutrientes, pues las bacterias tienen un peor rendimiento a temperaturas más bajas.

En primer lugar, se ha seleccionado un porcentaje arbitrario de volumen anaerobio y aerobio, que en este caso ha sido 40 % anaerobio y 60% aerobio. También se ha fijado el tiempo de retención celular en el reactor biológico, en este caso en 7 días y se ha variado la relación entre el $Q_{extracción\ fangos\ decantador}/Q_{entrada}$.

Para cada una de estas situaciones, se ha elegido aquella relación en la que la concentración de salida de fósforo total a la salida de la línea de aguas era la menor.

Una vez seleccionada la relación de $Q_{extracción\ fangos\ decantador}/Q_{entrada}$ con menor concentración de fósforo total a la salida, se ha variado el tiempo de retención celular persiguiendo el mismo objetivo. Y finalmente, cuando se ha encontrado el valor más adecuado para TRC, se ha variado el porcentaje de zona anaerobia y aerobia buscando el mismo objetivo.

Los resultados obtenidos, en función de las diferentes situaciones simuladas han sido las que se muestran en las *Tabla 8*, resultados en condiciones de invierno, y *Tabla 9*, resultados en las condiciones de verano:

Invierno

An/Ae	TRC	Qext/Qent dec.2º	RB-Xsst	Pt	PO4	Nt	NH4
40/60	7	0,6	2830	0,85	0,08	27,95	25,54
40/60	7	0,5	2800	0,83	0,05	27,71	25,24
40/60	7	0,4	2790	0,83	0,04	280,9	25,76
40/60	7	**0,3**	2750	0,81	0,01	28,39	25,88
40/60	8	0,4	3050	0,86	0,01	28,33	25,96
40/60	9	0,4	3350	0,93	0,01	28,52	26,13
40/60	**6**	0,4	2400	0,75	0,03	27,85	25,4
40/60	5	0,4	2080	0,68	0,01	27,67	25,37
40/60	6	0,5	2460	0,75	0,04	27,8	25,49
40/60	6	0,3	2420	0,74	0,01	27,99	25,66
40/60	6	0,2	2350	0,75	0,01	28,15	25,84
45/55	6	0,3	2440	0,74	0,01	27,96	25,63
50/50	6	0,3	2460	0,74	0,01	27,95	25,63
70/30	6	0,3	1870	2,84	2,61	28,7	26,43
55/45	**6**	**0,3**	**2500**	**0,74**	**0,01**	**27,95**	**25,64**
60/40	6	0,3	2380	2,26	1,86	28,24	25,99
40/60	4	0,3	1780	0,62	0,03	27,11	24,84

Tabla 8: Resultados de optimización de eliminación de P en invierno. Todas las unidades en mg/l.

Verano

An/Ae	TRC	Qext/Qent dec.2º	RB-Xsst	Pt	PO4	Nt	NH4
55/45	**6**	**0,3**	**2280**	**0,87**	**0,12**	**19,6**	**0,25**
55/45	6	0,5	2220	0,91	0,16	14,94	0,28
55/45	7	0,3	2500	1,05	0,27	19,7	0,18

Tabla 9: Resultados de optimización de eliminación de P en verano. Todas las unidades en mg/l.

Para elegir la solución que se considera más adecuada, se han evaluado los siguientes resultados:

- No se han tenido en cuenta los valores de concentración de nitrógeno total a la salida, porque los resultados son similares para la mayoría de las situaciones y no se obtiene ningún resultado más ventajoso en ninguna de ellas.
- La concentración de sólidos en el reactor biológico para las condiciones de invierno se ha mantenido en 2.500 mg SS/l, descartando aquellos resultados inferiores a 2300 mg SS/l, ya que en condiciones de verano disminuye la concentración para la misma situación y es más adecuado el funcionamiento del reactor biológico cuando los sólidos se encuentran entre 2500-3000 mg SS/l.
- Se ha buscado un equilibrio entre el volumen anaerobio y el volumen aerobio, ya que cuando el volumen aerobio es mayor, aumenta el coste energético para mantener la aireación en el reactor y cuando es muy grande el volumen anaerobio, el coste de agitación de esta zona se incrementa de forma notable.

Entre los resultados obtenidos con menor concentración de fósforo total a la salida de la planta, 0,74 mgP/l, la situación seleccionada en color verde, la solución más adecuada técnicamente para eliminación biológica exclusiva de fósforo, tiene una mayor concentración de sólidos en el reactor biológico y se considera que es más adecuada esta mayor concentración dado que en condiciones de verano la concentración de sólidos en el reactor disminuirá. En relación a los resultados de las fracciones de nitrógeno se han obtenido para todas las situaciones con menor concentración de fósforo total son similares por lo que no se ha podido utilizar este criterio para elegir una u otra como más adecuada.

Para las condiciones en verano, se ha partido del óptimo de invierno y se han hecho dos comprobaciones para confirmar que la misma solución para verano e invierno tienen la misma configuración o no existe gran disparidad en los resultados.

- Se ha observado que la solución propuesta obtiene una menor concentración de fósforo a la salida que las otras simulaciones, por lo que las condiciones de operación tanto para invierno como verano se consideran como las mejores técnicamente para poder eliminar biológicamente fósforo.
- No se descarta el criterio de sólidos en el reactor para la solución seleccionada en verano puesto que se encuentra la concentración por encima de los 2300 mg SS/l.

Por lo tanto, una vez obtenidos los resultados de las situaciones anteriores, se concluye que, la configuración más adecuada para eliminación biológica exclusiva de fósforo, que obtiene unos rendimientos más adecuados de eliminación de fósforo en la línea de aguas y con unos parámetros de operación más adecuados es la que conformada por un 55 % del volumen total del reactor en condiciones anaerobias y un 45% en aerobias, con un tiempo de retención celular de 6 días, y una relación de $Q_{extracción\ fangos\ decantador}/Q_{entrada}$ del decantador secundario de 0,3.

6.2. OPTIMIZACIÓN DE LA LÍNEA DE AGUAS PARA ELIMINACIÓN BIOLÓGICA DE NITRÓGENO Y FÓSFORO

Para realizar esta optimización, se sigue manteniendo la premisa de que el volumen del reactor biológico es el actual. En este reactor, además de la zona anaerobia y aerobia comentada para facilitar la eliminación biológica de fósforo, es necesario que exista una zona anóxica para garantizar la eliminación biológica de nitrógeno.

La configuración ideal para este proceso es en primer lugar, condiciones anaerobias, posteriormente anóxicas y finalmente un espacio aerobio, ya que, si tras el volumen aerobio existe una parte anóxica, al no haber oxígeno disponible, las bacterias PAO realizarán la suelta de fósforo y aumentará esta concentración en la línea de aguas, saliendo el vertido con una alta concentración de fósforo.

Para que realmente exista un buen rendimiento de eliminación y garantizar la desnitrificación del agua tratada, es necesario que exista una recirculación interna en el reactor biológico, que toma agua desde el reactor aerobio y la traslada hasta el anóxico, sin pasar de nuevo por el anaerobio, para evitar lo explicado anteriormente en relación a garantizar la eliminación biológica de fósforo.

En la *Imagen 8* se muestra la configuración realizada con el programa simulador del proceso para la eliminación biológica de nitrógeno y fósforo.

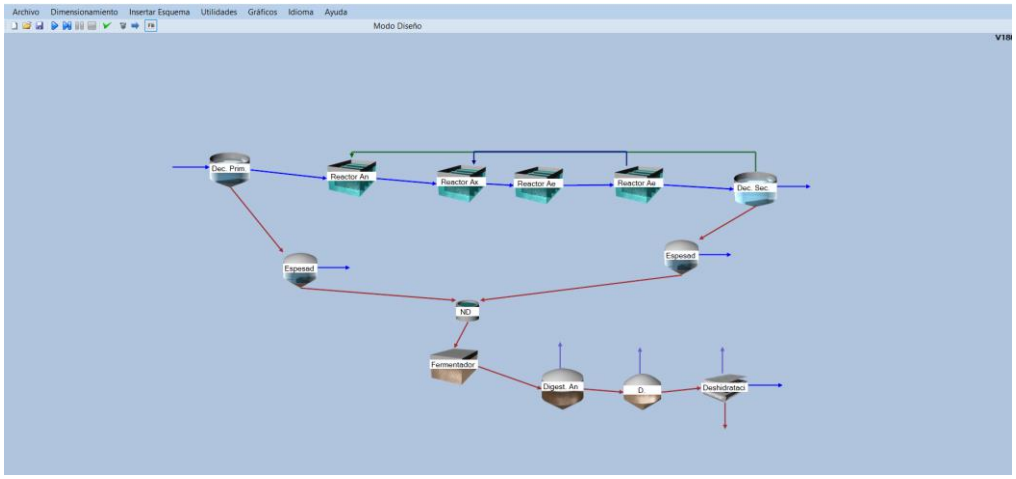


Imagen 8: Esquema introducido en DESASS para simular la eliminación biológica de N y P

En relación a las modificaciones del reactor biológico y del decantador secundario, se trabaja de la misma forma que en la optimización para la eliminación biológica exclusiva de fósforo, variando los mismos parámetros:

Reactor biológico:

- Tiempo de retención celular (días)
- $Q_{recirculación\ interna}/Q_{entrada}$
- % Anaerobio/Anóxico/Aerobio

Decantador secundario:

- $Q_{extracción\ fangos\ decantador}/Q_{entrada}$

La optimización en este caso también se ha realizado con las condiciones de invierno, fijando en primer lugar, un porcentaje arbitrario de volumen anaerobio, anóxico y aerobio. Posteriormente se ha fijado el

tiempo de retención celular en el reactor biológico, y se ha variado la relación entre el $Q_{extracción\ fangos\ decantador}/Q_{entrada}$.

Para cada una de estas situaciones, se ha elegido aquella relación en la que la concentración de salida de fósforo total y de nitrógeno total han obtenido un valor menor. Cuando se han dado situaciones en las que uno era mayor y otro menor que la situación con la que se comparaba, se ha priorizado que sea menor el fósforo, ya que existe límite de vertido legal, pero siempre garantizando que la concentración de nitrógeno total a la salida sea menor que 15.

Una vez seleccionada la relación de $Q_{extracción\ fangos\ decantador}/Q_{entrada}$ buscando las concentraciones de nutrientes más adecuadas, según lo comentado anteriormente, se ha variado el tiempo de retención celular persiguiendo el mismo objetivo. Y finalmente, cuando se ha encontrado el valor más adecuado para TRC, se ha variado el porcentaje de zona anaerobia, anoxica y aerobia buscando el mismo objetivo.

Los resultados obtenidos se muestran en las *Tablas 10 y 11*, en función de las diferentes situaciones simuladas para condiciones de invierno y de verano:

Invierno

An/Ax/Ae	TRC	Ri	Qext/Qent dec.2º	RB-Xsst	Pt	PO4	Nt	NH4	NO3
~~35/25/40~~	~~7~~	~~3,5~~	~~0,4~~	~~2950~~	~~0,8~~	~~0,02~~	~~27,87~~	~~25,47~~	~~0~~
~~35/25/40~~	~~8~~	~~3,5~~	~~0,4~~	~~3145~~	~~0,87~~	~~0,01~~	~~27,95~~	~~25,5~~	~~0,05~~
~~35/25/40~~	~~**10**~~	~~3,5~~	~~0,4~~	~~3750~~	~~0,98~~	~~0,02~~	~~28,39~~	~~25,91~~	~~0,05~~
~~35/25/40~~	~~11~~	~~3,5~~	~~0,4~~	~~4040~~	~~1,03~~	~~0,01~~	~~28,33~~	~~25,76~~	~~0,08~~
~~35/20/45~~	~~10~~	~~3,5~~	~~0,4~~	~~3720~~	~~0,98~~	~~0,01~~	~~27,62~~	~~25,01~~	~~0,19~~
35/15/50	10	3,5	0,4	3480	1,46	0,63	11,77	2,43	6,98
35/10/55	10	3,5	0,4	3500	1,45	0,62	13,01	1,47	9,17
35/15/50	10	3,5	0,5	3500	1,48	0,66	10,95	2,14	6,44
35/15/50	10	3,5	**0,6**	3500	1,49	0,69	9,88	1,88	5,72
35/15/50	10	3,5	0,65	3520	1,52	0,71	9,5	1,65	5,47
35/15/50	10	4	0,6	3520	1,49	0,67	10,06	1,76	5,91
35/15/50	10	3	0,6	3520	1,47	0,64	9,89	1,73	5,77
35/15/50	10	2,5	0,6	3530	1,45	0,62	9,92	1,73	5,8
35/15/50	**10**	**2**	**0,6**	**3540**	**1,43**	**0,59**	**10,07**	**1,69**	**5,99**

Tabla 10: Resultados de la optimización de eliminación de N y P en invierno. Todas las unidades en mg/l.

Verano

An/Ax/Ae	TRC	Ri	Qext/Qent dec.2º	RB-Xsst	Pt	PO4	Nt	NH4	NO3
35/15/50	10	3,5	0,6	3100	1,74	0,95	8,48	0,19	6,08
35/15/50	10	3	0,6	3100	1,71	0,92	8,44	0,19	6,05
35/15/50	9	3	0,6	2850	1,61	0,84	8,48	0,22	6,07
35/15/50	8	3	0,6	2600	1,48	0,73	8,61	0,26	6,17
35/15/50	**7**	3	0,6	2350	1,34	0,64	8,79	0,31	6,31
35/15/50	6	3	0,6	2000	1,23	0,54	9	0,4	6,42
35/15/50	7	**2**	0,6	2360	1,29	0,55	8,92	0,29	6,46
35/15/50	7	2	0,5	2380	1,22	0,46	9,66	0,29	7,2
35/15/50	**7**	**2**	**0,4**	**2380**	**1,21**	**0,45**	**10,33**	**0,3**	**7,86**
35/15/50	7	2	0,3	2350	1,26	0,5	10,92	0,35	8,42

Tabla 11: Resultados de la optimización de eliminación de N y P en verano. Todas las unidades en mg/l.

Para elegir la solución que se considera más adecuada para la eliminación de nutrientes biológicamente, resaltadas en color verde en las *Tablas 10* y *11*, se han seguido con los criterios siguientes:

- La concentración de sólidos en el reactor biológico en condiciones de invierno se ha aumentado a 3.500 mg SS/l, ya que se considera una concentración adecuada para su funcionamiento y los rendimientos de eliminación son mejores.
- Se han descartado todas aquellas soluciones en las que la concentración de nitrógeno total a la salida es superior a 14 mg N/l.
- Una vez eliminadas esas situaciones, se ha seleccionado la que ha obtenido un resultado para la línea de aguas menor de concentración de fósforo total.

Para las condiciones en verano, se ha partido del óptimo de invierno y se han hecho comprobaciones con el mismo reparto de volumen anaerobio-anoxico-aerobio, ya que una vez elegida esta configuración y reconfigurado en la realidad el reactor biológico, no es posible modificarlas a lo largo del año.

Se ha realizado un barrido entre los otros parámetros de configuración: TRC, Recirculación interna y caudal de extracción del decantador secundario en relación a su caudal de entrada y se ha observado que, en condiciones de verano, para obtener el mejor rendimiento en relación a la eliminación de fósforo, y manteniendo la concentración de nitrógeno total menor a 15 mgN/l, el tiempo de retención celular puede disminuir de 10 a 7 días.

- Para estas simulaciones, se ha buscado la solución más adecuada exclusivamente buscando la menor concentración de fósforo total a la salida, ya que la concentración de nitrógeno total es menor a 15 mg N/l, a partir de la selección de la configuración en invierno. Sin embargo, se ha confirmado y comprobado que para cada solución esta concentración de nitrógeno total a la salida fuera menor.

6.3. SELECCIÓN DE LA SOLUCIÓN ÓPTIMA PARA LA LÍNEA DE AGUAS.

Una vez obtenidos los resultados de las diferentes soluciones más adecuadas para eliminación de nutrientes en las situaciones anteriores estudiadas, se analiza cual es la elegida para implantar en la EDAR de estudio.

En primer lugar, en la *Tabla 12*, se muestra un resumen con los parámetros de operación para cada situación seleccionada como más adecuada y los resultados obtenidos para cada una de esas situaciones:

	Parámetros de operación				**Resultados obtenidos (mg/l)**				
Situación estudiada	**An/Ax/Ae**	**TRC**	**Ri**	**Qext/Qent dec.2º**	**X_{sst} en RB**	**P_t**	**PO_4**	**N_t**	**NH_4**
Eliminación de P invierno	55/-/45	6	-	0,3	2500	0,74	0,01	27,95	25,64
Eliminación de P verano	55/-/45	6	-	0,3	2280	0,87	0,12	19,6	0,25
Eliminación de N y P invierno	35/15/50	10	2	0,6	3540	1,43	0,59	10,07	1,69
Eliminación de N y P verano	35/15/50	7	2	0,4	2680	1,22	0,46	9,66	0,29

Tabla 12: Resumen de las configuraciones de operación más adecuadas para cada situación de estudio

- Se observa que, tal y como se indicaba en la explicación del problema de la planta, la eliminación de fósforo por vía biológica es viable, y se obtendría una reducción del nutriente bastante adecuado, si se optimizara la línea de aguas para la eliminación exclusiva de fósforo.
- Los resultados obtenidos para esta optimización en relación a nitrógeno, no son nada adecuados, obteniendo unas concentraciones muy elevadas sobre el valor de 15 mg/l de N_t como límite para este tipo de plantas con vertidos en zonas sensibles.

Se observa que, si se adecúa la línea de aguas para eliminación de los dos nutrientes:

- En relación a la concentración de fósforo, respecto a la solución de eliminación biológica exclusiva de fósforo, los resultados no son tan favorables, ya que de concentraciones menores a 1 mgP/l, se pasa a obtener concentraciones por encima de 1,20 mgP/l.
- Sin embargo, todas las soluciones obtienen unos resultados adecuados para el límite de vertido de concentración de fósforo impuesto actualmente (< 2 mgP/l).
- Además, esta solución da una concentración de nitrógeno total a la salida aceptable, que cumpliría con los límites de vertido para zonas sensibles para este tamaño de planta depuradora (< 15 mg/l para < 100.000 h-e).

Por las razones comentadas anteriormente y buscando una solución que no solo cumpla exclusivamente con los límites impuestos en la legislación, si no, ***la solución más sostenible*** posible, sin comprometer a las necesidades impuestas por legislación, se selecciona para implantar en la línea de aguas, la simulada para ***eliminación biológica de nitrógeno y fósforo***.

Esta solución seleccionada como técnicamente más adecuada para eliminar biológicamente nitrógeno y fósforo está formada por:

- Reactor biológico con mismo volumen que el actual, y configuración 35% volumen anaerobio, 15% del volumen anóxico y 50% del volumen aerobio.
- Recirculación interna del reactor biológico. Esta recirculación de agua en el reactor biológico hay que construirla ya que el reactor actual no cuenta con ello.
- Con las características de operación:

	Parámetros de operación			
Condiciones	**An/Ax/Ae**	**TRC**	**Ri**	**Qext/Qent dec.2º**
Invierno	35/15/50	10	2	0,6
Verano	35/15/50	7	2	0,4

6.3.1. Simulaciones de la línea de fangos para garantizar la viabilidad de la línea de aguas

Es necesario garantizar que la solución propuesta para el tratamiento de aguas es completamente viable tanto en la línea de aguas como en la línea de fangos.

La idea inicial es que la mejora del proceso de la EDAR de estudio se lleve a cabo de forma completa, es decir, en la línea de aguas y en la línea de fangos, incluyendo la eliminación biológica de nutrientes en la línea de aguas y la recuperación de fósforo en forma de estruvita en la línea de fangos.

Sin embargo, si por alguna razón no se implantara la solución que más adelante se propone en la línea de fangos, se debe garantizar que la solución escogida para la línea de aguas es compatible con la situación de la línea de fangos actual.

La configuración de la línea de fangos actual, tal y como se ha indicado en el *Apartado 4.1* de este documento, está formada por:

- Un espesado de fangos primarios, mediante flotación
- Un espesado de fangos secundarios que funciona por flotación.
- A partir de los espesadores, existe actualmente una pequeña cámara de mezcla para los dos fangos espesados, de 1,80x1,80x3 m cuya función es obtener una homogenización de los fangos antes de acceder al digestor.
- El digestor anaerobio, dimensionado para tener un tiempo de retención celular de 25 días.

- Un depósito tampón
- Una deshidratación de los fangos digeridos mediante filtros banda continua.

La situación óptima elegida para las condiciones de invierno que garantiza la eliminación biológica de nitrógeno y fósforo está formada por:

- Reactor biológico con mismo volumen que el actual, y configuración 35% volumen anaerobio, 15% del volumen anóxico y 50% del volumen aerobio.
- Recirculación interna del reactor biológico con valor de 2 para invierno y para verano.
- $Q_{extracción\ fangos\ decantador}/Q_{entrada}$ del decantador secundario 0,60 para invierno y 0,40 para verano.

Para estas condiciones, se observan en la *Tabla 14* los resultados obtenidos para los fangos espesados:

Parámetro	Valor analítico	Valor en simulación invierno	Valor en simulación verano
Fangos espesados primarios (mg SS/l)	12.000	58.000	56.000
Fangos espesados secundarios (mg SS/l)	28.000	55.000	45.300

Tabla 13: Resultados tras la simulación de la línea de fangos con parámetros de operación actuales

Se observa que los resultados obtenidos son dispares respecto a los de operación real de la planta, ya que las concentraciones de sólidos tras los fangos espesados son muy superiores en las simulaciones. Por ello, se realiza una calibración del modelo propuesto.

Se modificarán los parámetros de operación relacionados con la concentración de fangos que se almacenan en los espesadores, esto es, el caudal de extracción de fangos respecto del caudal de entrada. De esta forma, se garantiza que, aunque en la línea de aguas se realicen modificaciones en el proceso, en la línea de fangos se van a seguir reproduciendo características similares a las actuales en la planta y las modificaciones anteriores no van a causar mayores inconvenientes.

Los resultados obtenidos para cada una de las situaciones evaluadas de invierno y verano y para las modificaciones de los parámetros comentados se observan en las siguientes tablas, *Tabla 15* para condiciones de invierno y *Tabla 16* para condiciones de verano:

Invierno

Qext/Qent espesador 1º	Qext/Qent espesador 2º	Xsst1º	Xsst sobren.esp1	Xsst2º	Xsst sobren.esp2	Xsst tras fermentador	Concentración metano (%)
0,1	0,1	58000	1108	55000	2,98	56700	66,5
0,2	0,2	34000	2,55	28500	2,72	32000	68,4
0,4	0,2	17000	2,25	28500	2,72	20000	70,9
0,5	**0,2**	**13500**	**1,8**	**28500**	**2,72**	**16100**	**72**

Tabla 14: Resultados para las condiciones de invierno tras la optimización de la línea de fangos sin recuperación de P.

Verano

Qext/Qent espesador 1º	Qext/Qent espesador 2º	Xsst1º	Xsst sobren.esp1	Xsst2º	Xsst sobren.esp2	Xsst tras fermentador	Concentración metano (%)
0,1	0,1	56000	1084	45300	6,95	51000	62,37
0,3	0,2	22500	2,32	23300	6,24	22800	64,47
0,4	0,15	17000	2,09	31000	6,6	19500	64,3
0,5	**0,15**	**13500**	**1,85**	**31000**	**6,6**	**16500**	**65,14**

Tabla 15: Resultados para las condiciones de verano tras la optimización de la línea de fangos sin recuperación de P.

Para realizar la selección de la solución óptima, el criterio seguido ha sido exclusivamente la similitud entre las concentraciones de sólido con las reales. Sin embargo, se ha comprobado que los sólidos en los

sobrenadantes no sean muy elevados para no comprometer a la línea de aguas y que la concentración de metano tenga sentido. De esta forma, se asegura que la solución no compromete a ningún elemento de esta línea de fangos.

Analizando los resultados, se observa que las condiciones de operación actual se podrían respetar mediante los parámetros de operación propuestos, $Q_{extracción\ fangos\ decantador}/Q_{entrada}$ del espesador primario 0,5 y $Q_{extracción\ fangos\ decantador}/Q_{entrada}$ del espesador secundario 0,20 para invierno y 0,15 para verano, es decir, aumentando este parámetro respecto al valor de funcionamiento, consiguiendo así esa menor concentración del fango espesado.

Se observa que, para esa solución, la seleccionada en verde en las tablas, las concentraciones de sólidos tras los espesadores son bastante cercanas a las reales. Además, en la línea de agua de los espesadores, los sobrenadantes tienen unas concentraciones de sólidos muy bajas, por lo que no comprometería la línea de aguas en la recirculación a cabecera de planta, y, además, se obtienen unos resultados favorables en relación a la concentración de metano del digestor anaerobio, valores mayores a 65 % del gas generado.

De esta forma, tras evaluar la situación de la línea de fangos en las condiciones actuales, una vez instalada la mejora de la línea de aguas para eliminar biológicamente nutrientes, se puede garantizar que, si no se introdujera el sistema de recuperación de fósforo en la línea de fangos, los parámetros de operación para la línea de fangos podrían mantener las condiciones de operación actuales en esta línea.

7. MODIFICACIONES EN LA LÍNEA DE FANGOS PARA LA RECUPERACIÓN DE FÓSFORO

Una vez obtenida la configuración más apropiada para el tratamiento óptimo de la línea de agua, se plantea el estudio independiente de la línea de fangos, para optimizar los diferentes elementos que componen esta línea y poder evaluar la viabilidad teórica que tiene esta EDAR para recuperar las concentraciones de fósforo contenido en los fangos.

7.1. FILOSOFÍA DE LA RECUPERACIÓN DE FÓSFORO EN LA LÍNEA DE FANGOS

En la línea de aguas tras la combinación de condiciones anaerobias-anóxicas-aerobias en los reactores biológicos, las concentraciones de fósforo que inicialmente se encontraban en el agua, han pasado a ser acumulados por las bacterias PAOs mediante el proceso indicado en apartados anteriores. Tras decantar la biomasa en los clarificadores secundarios estas bacterias PAOs con acumulación de fósforo en su interior, pasan a la línea de fangos.

El fango que decanta del clarificador primario suele tener altas concentraciones de ácidos grasos volátiles (AGV) de la descomposición de la materia orgánica fácilmente biodegradable, como ya se ha indicado anteriormente.

Las bacterias PAOs, en condiciones anaerobias, almacenan la energía que le aportan los ácidos grasos mediante la descomposición de los polifosfatos que han acumulado anteriormente, descargando el fósforo al medio. Por lo tanto, tras este proceso, se obtiene una corriente de agua muy enriquecida en fosfatos.

En ciertas condiciones aerobias, si el pH de la corriente es el adecuado y existe una concentración de iones con unas características concretas, tras un tiempo de cristalización, se pueden formar microcristales de fosfato. Este conjunto de situaciones es el que se aprovecha para favorecer que ocurra intencionadamente la precipitación química del fósforo existente en la línea de fangos y obtener fosfato cálcico o estruvita.

Se propone, por tanto, una modificación en la línea de fangos, para poder favorecer que se cumplan las condiciones anteriores y obtener una corriente rica en fósforo que se someterá a una cristalización, para poder recuperar el fósforo que inicialmente ha entrado en la EDAR, mediante su cristalización química.

Esta modificación de la línea de fangos consiste en una elutriación previa a la entrada de fangos al digestor, con el objetivo de enriquecer el efluente de fósforo. Esta elutriación de la corriente de fangos se puede realizar antes o después de la digestión.

Se plantea la elutriación previa al digestor porque tiene unas ventajas importantes en relación con la precipitación de compuestos que afectan a la explotación de las conducciones y disminuyen la capacidad de recuperación de fósforo. Las ventajas son las siguientes:

- Como se ha indicado anteriormente, en condiciones anaerobias y pH concretos y concentraciones de iones, se produce la precipitación de fosfato en forma de cristales. En los digestores es muy habitual que este proceso ocurra, precipitando el fosfato en forma de estruvita.
  Estas precipitaciones se quedan adheridas a las paredes de tuberías y digestor, causando un estrechamiento de los diámetros y produciendo graves problemas en las conducciones de la planta y, por tanto, en la explotación.
- La estruvita contiene en su composición unas concentraciones altas de fosfato. Al precipitar la estruvita en tuberías o digestores, esta precipitación no ocurre de forma controlada y se pierde la capacidad de recuperar ese fósforo.

Por estas dos razones, con un peso importante, se considera y propone la elutriación del fango previa a la digestión.

En la *Imagen 9* se plantea el esquema propuesto para esta elutriación previa que está conformada de la siguiente manera:

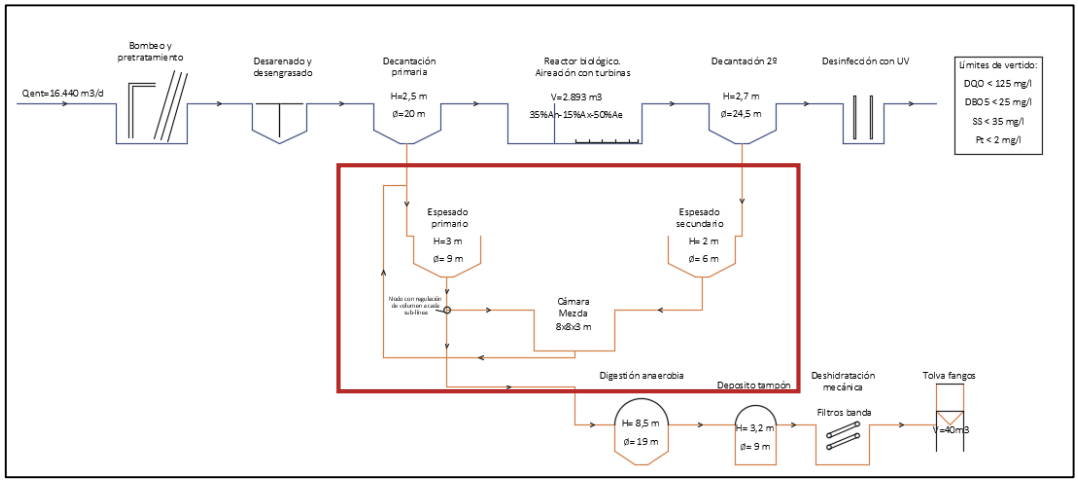


Imagen 9: Configuración de elutriación del fango previa al digestor

Inicialmente, tras los decantadores, los fangos pasan a los espesadores, primarios y secundarios, y se mezclan posteriormente en una cámara para conseguir que sea homogénea la corriente que posteriormente va a digestión.

Con la propuesta de elutriación previa a la digestión, el fango saliente de los decantadores primario y secundario, va hasta los espesadores. Tras pasar por los espesadores, el fango secundario pasa a la cámara de mezcla. Desde esta cámara de mezcla, el fango homogeneizado se dirige a la entrada del espesador primario. Desde aquí, el fango primario espesado no pasa completamente a la cámara de mezcla si no que

una parte se dirige hacia la cámara de mezcla y la otra parte va a la digestión anaerobia del fango, tal y como se observa en la zona recuadrada en rojo de la *Imagen 9*.

A partir de aquí, la línea de fangos sigue como se encontraba inicialmente. Una vez eliminada de la línea de fangos una gran cantidad de fosfatos, este fango está listo para ir al reactor de digestión anaerobia.

Con esta configuración se obtiene un enriquecimiento de fósforo del efluente que, tras la recirculación entre espesador primario y cámara de mezcla, se recoge del espesador primario y se lleva a ser sometido a cristalización, pues en este sobrenadante es donde se encuentra la mayor concentración de PO_4^{3-}.

Tanto en el tanque de digestión como en los procesos posteriores de almacenamiento de fangos en el depósito tampón como en el sobrenadante de la deshidratación de fangos, existe una alta concentración de fósforo. El sobrenadante tras la deshidratación mecánica de los fangos se lleva a cristalizar, junto con el sobrenadante del espesador primario, para recuperar el fósforo.

La recuperación de fósforo en la línea de fangos que se aplicará en este trabajo académico, será mediante la formación de la estruvita ($(NH_4)MgPO_4 \cdot 6H_2O$).

Para la recuperación de fósforo se requiere la evaluación y modificación de diferentes elementos dentro de la línea de fangos. La propuesta de estudio para la viabilidad de la recuperación de fósforo en el caso de estudio es la siguiente:

- Se propone optimizar el volumen de la cámara de mezcla de fangos primarios y secundarios tras el espesado. De esta forma, se permitirá comprobar cuanto aumenta la producción de fósforo en forma de fosfato en el sobrenadante, si se aumenta su volumen, para evaluar si compensa constructivamente realizar una ampliación de la cámara de mezcla o no.

  En la actualidad, en la EDAR existe una cámara de mezcla con un volumen reducido de 1,80x1,80x3m, que con un caudal horario de entrada de fangos de 4,1 m^3/h, tiene un Tiempo de Retención Hidraulico de 2,4 horas.

  En primer lugar, se analizan los resultados utilizando la cámara de mezcla -CM en lo sucesivo- actual. Posteriormente se realizarán simulaciones para ver la concentración de fosfato producida en una CM de volumen superior. Finalmente, se elegirá la CM con la que se obtenga una mayor concentración de fosfatos en el efluente, que sea significativa, y que, por tanto, la concentración de polifosfato en esta misma corriente sea menor.

  Tras esta elección de volumen apropiado, se simulará la nueva configuración del proceso, en la cual se realizará una optimización de los caudales que van desde el espesador primario hacia la digestión y caudales, a la CM, buscando la solución más adecuada para obtener una mayor concentración de PO_4^{3-} en el sobrenadante del espesador primario, sin comprometer el funcionamiento posterior de los procesos de digestión y deshidratación de fangos.
- Una vez optimizado el tamaño de la cámara de mezcla más adecuado, se configurará el esquema propuesto por el grupo CALAGUA, para elutriación de la línea de fangos previa al digestor, proponiendo una precipitación del S_{PO4} controlada en forma de estruvita, mediante un cristalizador que trata el agua sobrenadante del espesador primario y el obtenido tras la deshidratación mecánica de fangos.
- Estas simulaciones se optimizarán en condiciones de invierno y se comprobarán sus resultados para verano, para confirmar que la solución es la más adecuada en ambos casos.
- Finalmente, se elegirá la solución óptima a estas configuraciones, que será sometida al dimensionamiento del cristalizador para la recuperación de fósforo.

7.2. OPTIMIZACIÓN DE LA LÍNEA DE FANGOS PARA RECUPERAR FÓSFORO

Para la realización de esta optimización de la línea de fangos, se implementa en DESASS la configuración comentada anteriormente de elutriación previa a la digestión, tal y como se puede observar en la *Imagen 10*.

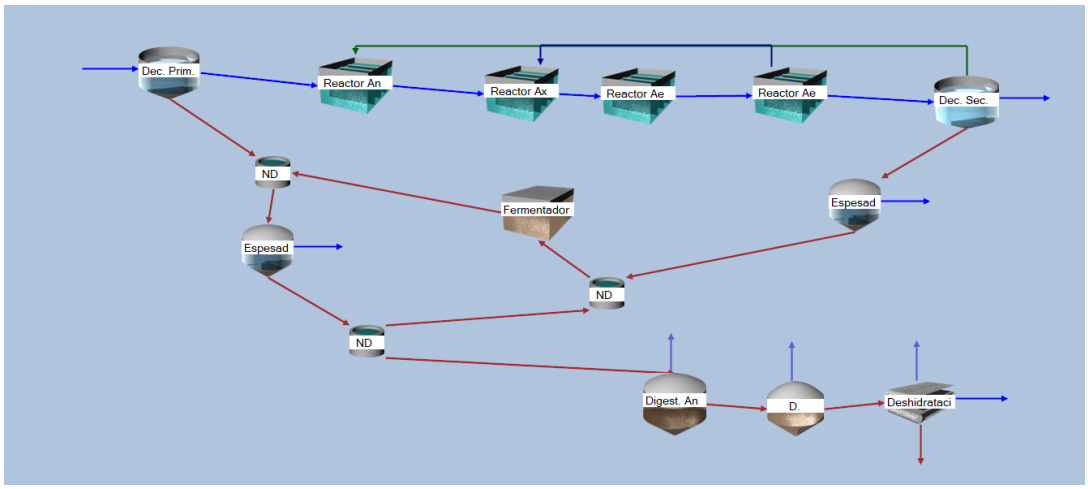


Imagen 10: Configuración de la elutriación en las simulaciones en DESASS

7.2.1. Cámara de mezcla de fangos espesados

En primer lugar, se ha realizado un análisis de las características del efluente tras la cámara de mezcla, con las dimensiones actuales de la cámara y con un aumento de volumen, para poder comparar cómo evoluciona el efluente respecto a la variación de volumen.

Se han realizado las simulaciones, como en las anteriores ocasiones, con las condiciones de invierno, y posteriormente se han comprobado los resultados para las condiciones de verano.

En las *Tablas 17 y 18* se pueden observar los resultados obtenidos para cada simulación, y en las *Figuras 1 y 2* se representan gráficamente estos resultados, para poder obtener una mejor visión de la evolución de los parámetros analizados respecto a la variación de volumen.

Invierno:

Dimensiones (m)	Volumen (m^3)	THR (días)	PO43- tras CM (mg/l)	Xpp tras CM (mg/l)
1,8x1,8x3	9,72	**2,37**	91,99	334,52
3x3x3	27	**6,59**	115,13	318,67
4x4x3	48	**11,7**	140,32	301,11
5x5x3	75	**18,3**	168,68	280,09
6x6x3	108	**26,3**	261,37	200,07
7x7x3	147	**35,9**	418,56	56,66
7x8x3	168	**41**	453,39	26,34
7,5x8x3	180	**43,9**	470,91	11,9
8x8x3	**192**	**46,8**	**482,83**	**2,1**
8x9x3	216	**52,7**	487,98	1,21
9x9x3	243	**59,3**	492,26	1,02

Tabla 16: Resultados para invierno de simulaciones de optimización del volumen de la CM.

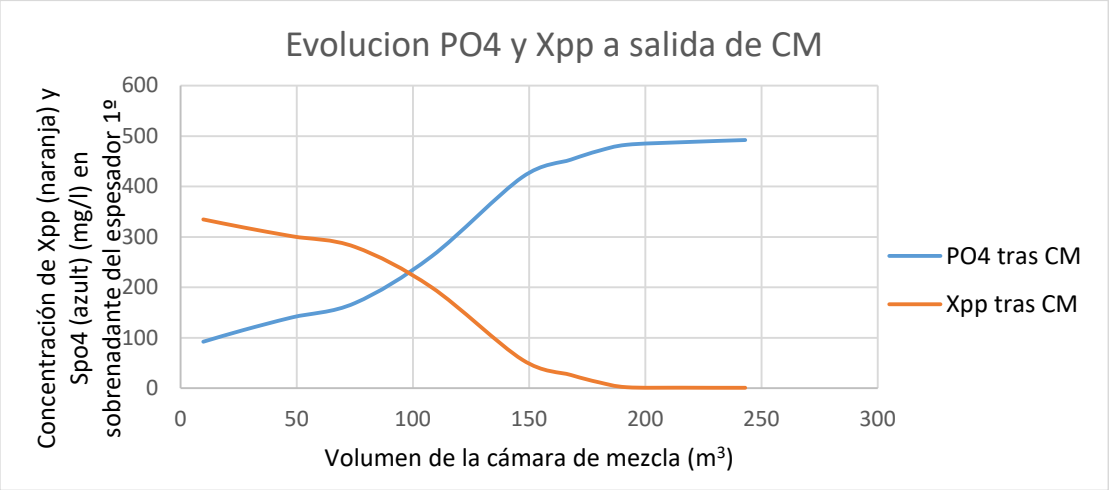


Figura 1: Gráfica de los resultados de simulaciones para optimización del volumen de la CM para condiciones de invierno.

En la *Figura 1* se observa como a partir de 190 m^3 de volumen, la variación de los parámetros analizados es muy pequeña, aunque el volumen de la cámara de mezcla varíe. Dado que aumentar mucho el volumen de la cámara de mezcla, a partir de este valor, no mejora el resultado obtenido de concentraciones analizadas, este volumen de 190 m^3 es elegido como volumen más adecuado para la cámara de mezcla. Además, se añade a esta elección la justificación de que para el volumen actual de CM los valores obtenidos de X_{pp} en el sobrenadante son muy elevados y no se ha podido obtener prácticamente fosfato, por lo que, para que el rendimiento de la recuperación de fósforo sea aceptable, es necesario crear una nueva CM con este volumen superior.

Verano:

Los resultados obtenidos para la optimización del volumen en verano justifican que, efectivamente para este volumen elegido, 190 m^3, la optimización también coincide. Si bien es cierto, para las condiciones de verano se podría elegir el volumen simulado anteriormente, de 180 m^3, se ha elegido el volumen mayor ya que, la realidad es que, cuanto mayor sea el volumen, mayor será el enriquecimiento de la corriente en fósforo y beneficiará la recuperación de fósforo, que es el objetivo que se busca con esta modificación del proceso.

Dimensiones (m)	Volumen (m^3)	THR (días)	PO43- tras CM (mg/l)	Xpp tras CM (mg/l)	Xacid tras CM (mg/l)	Sa tras CM (mg/l)
1.8x1.8x3	9,72	**2,4**	51,68	361,05	0,23	0,16
3x3x3	27	**6,6**	80,6	340,6	0,35	0,07
4x4x3	48	**11,7**	111,38	318,06	0,69	0,05
5x5x3	75	**18,3**	256,76	186,56	39,36	0,47
6x6x3	108	**26,3**	378,04	77,06	61,12	0,75
7x7x3	147	**35,9**	439,55	24,52	60,99	0,97
7x8x3	168	**41,0**	463,26	4,01	59,5	3,23
7.5x8x3	180	**43,9**	467,9	1,6	58,45	17,34
8x8x3	**192**	**46,8**	**469,87**	**1,28**	**57,36**	**36,43**
8x9x3	216	**52,7**	473,06	1,05	54,96	70,11
9x9x3	243	**59,3**	476	0,9	52,12	101,51

Tabla 17: Resultados para verano de las simulaciones de optimización del volumen de la CM.

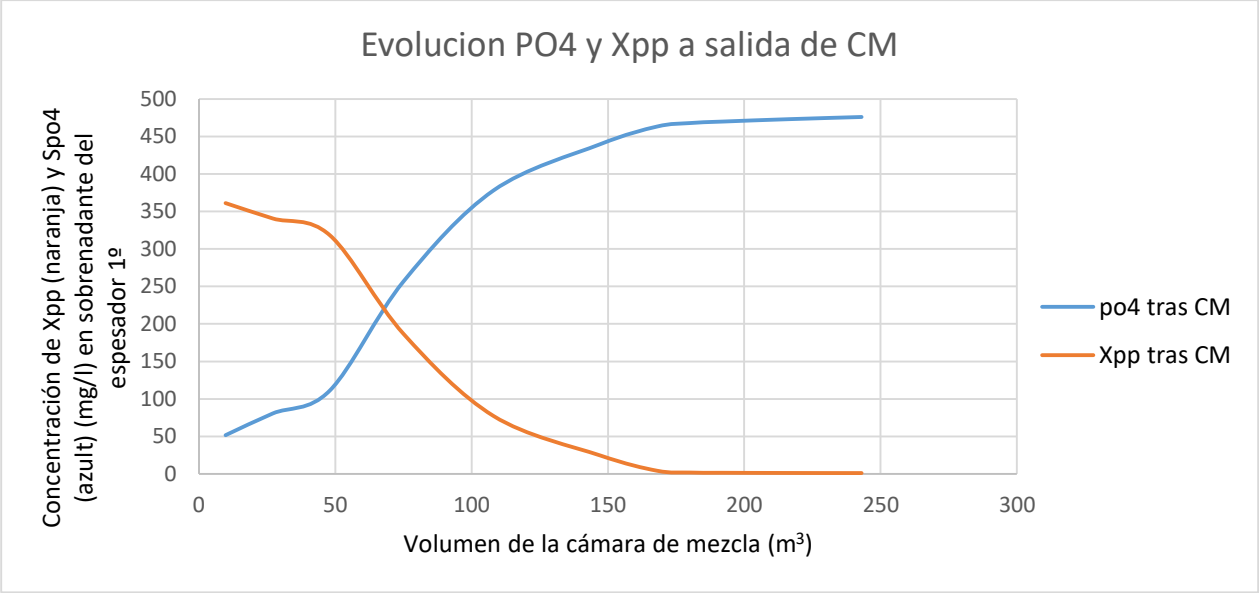


Figura 2: Gráfica de los resultados de simulaciones para optimización del volumen de la CM para condiciones de verano.

Por lo tanto, el volumen óptimo elegido para la cámara de mezcla de fangos será 192m^3, es decir, una cámara con un volumen de 8x8x3m.

Se ha mantenido la altura de la cámara de mezcla para no variar la línea piezométrica de la EDAR.

7.2.2. Diseño de la nueva configuración de la línea de fangos antes del digestor

Tal y como se ha descrito en la configuración propuesta para la recuperación de fósforo, es necesario realizar una nueva configuración entre los espesadores y la cámara de mezcla, antes de que los fangos lleguen al digestor.

Esta nueva configuración es la mostrada en la *Imagen 11*, donde en azul se representan los distintos procesos asociados a la línea de agua, en naranja los de la línea de fangos y en rojo las corrientes de sobrenadante a tratar en el cristalizador:

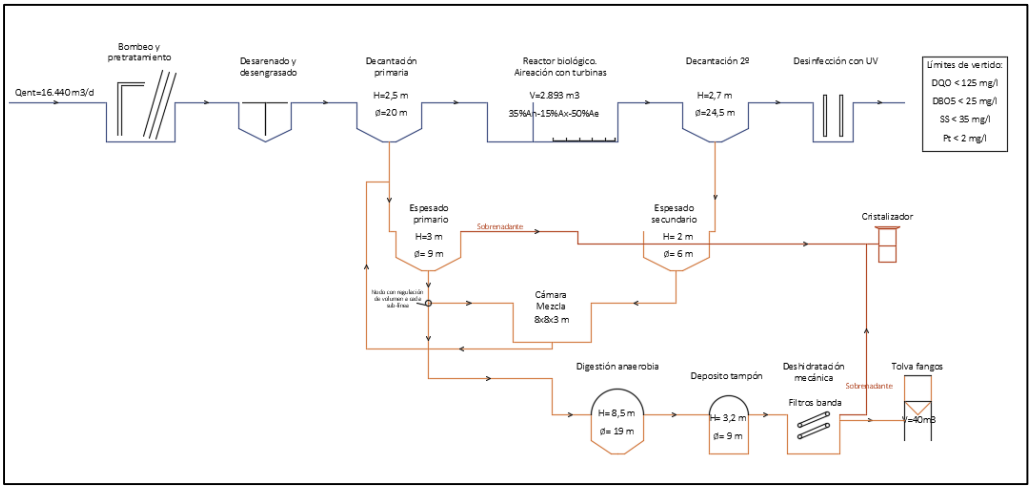


Imagen 11: Esquema de la nueva configuración propuesta de elutriación previa a digestión

La optimización de esta parte del proceso de recuperación de fósforo se basa en encontrar la mayor cantidad de fósforo posible en la línea de sobrenadante del espesador primario.

Para ello, en las simulaciones se varía el caudal de fango que sale del espesador primario, y, además, se hace un barrido para cada caudal de salida del espesador primario, los diferentes caudales que pueden ir al digestor y a la cámara de mezcla, es decir, la proporción que va a cada uno de los procesos.

Por lo tanto, en esta optimización influye la relación $Q_{extracción\ fangos}/Q_{entrada}$ del espesador primario, en primer lugar, para evaluar la cantidad de caudal que sale del espesador, y, por otro lado, se varía con el porcentaje de caudal que pasa a digestión y cual vuelve a recircular.

El intervalo de caudales de fango adecuado que va a digestión ha sido establecido entre 98,5 y 55 m^3/día. Para la elección de este umbral se ha tenido en cuenta que, el caudal de entrada actual, para garantizar 25 días de digestión es 98,5 m^3/día. Se observa que, cuanto mayor es la recirculación del fango en el sistema de elutriación, los resultados obtenidos para extracción de fósforo en el sobrenadante del espesador primario son mayores. Por tanto, se intenta aumentar esta recirculación a base de disminuir la entrada de caudal a digestión, garantizando que la digestión se lleve a cabo en 45 días máximo.

Puesto que el volumen total del reactor es 2.440 m^3, si el tiempo de retención es de 45 días:

$$TRH = \frac{2.440\ m^3}{45\ días} = 54{,}3\ {m^3}/{día}$$

Para encontrar el resultado óptimo, se analizan los siguientes parámetros:

- En el **espesador primario**, se obtiene el caudal de sólidos que sale de la purga del espesador, así como la concentración de sólidos.
- En el **sobrenadante del espesador primario** se obtiene, para cada solución, el caudal de agua que sale, así como la concentración de S_{po4} que tiene esa agua. De esta forma, se puede estimar la cantidad de PO_4^{3-} que se produciría para cada simulación. Además, en esta corriente, también se analiza la cantidad de sólidos suspendidos que salen, para garantizar que el espesador no se encuentre desbordado.
- En la **corriente de fango que va a digestión**, se analiza la concentración de sólidos, así como la concentración de S_{po4}.

La optimización de este proceso ha consistido en realizar un barrido de los caudales de fango que van a digestión en un intervalo considerado como adecuado. Para cada uno de los caudales de fango, se han buscado diferentes concentraciones de sólidos, mediante la variación de la relación $Q_{extracción\ fangos}/Q_{entrada}$.

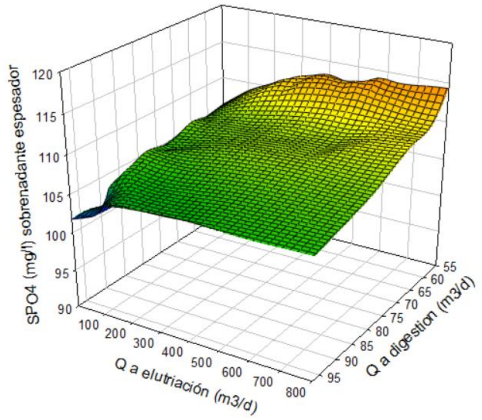
En el *Anexo 2*, se muestran las tablas de los resultados obtenidos para cada una de las simulaciones, subrayada en verde la simulación óptima tanto para producción de fósforo como para cantidad de sólidos adecuadas en el espesador primario, en marrón aparecen las soluciones que producen más cantidad de fósforo, pero hay demasiados sólidos en el espesador, y en amarillo las soluciones inmediatamente más adecuadas, tras la solución marcada en verde. Estos resultados se muestran representados en las siguientes gráficas, para facilitar su visualización.

En cada una de las gráficas siguientes se representa, para cada par de datos de caudal que va a digestión y caudal que va a elutriación, los siguientes parámetros en el eje z:

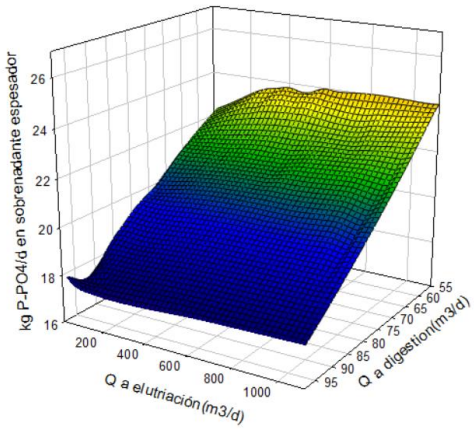
- La concentración de fosfato en el sobrenadante, en mg/l.
- La cantidad total de fósforo producida para cada simulación, en kg/d, obtenida como:
  $$Concentración\ de\ Spo4\ (mg/m^3) \cdot Caudal\ de\ sobrenadante\ (m^3/día) \cdot 10^{-6}(kg/mg)$$
- La concentración de sólidos en el sobrenadante, en mg/l.
- La concentración de sólidos que van a digestión, en mg/l.

Los resultados obtenidos para las condiciones en invierno han sido los obtenidos en la *Imagen 12* y para las condiciones de verano los obtenidos en la *Imagen 13*, donde se muestran en la a) concentración de S_{po4} en

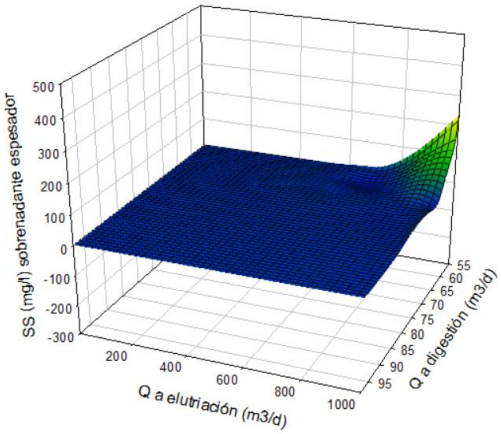
el sobrenadante del digestor en la gráfica b) la producción de kg de P-PO4 en el sobrenadante del digestor; en la gráfica c) los sólidos suspendidos en el sobrenadante del espesador; y en la gráfica d) sólidos suspendidos en el caudal a digestión:



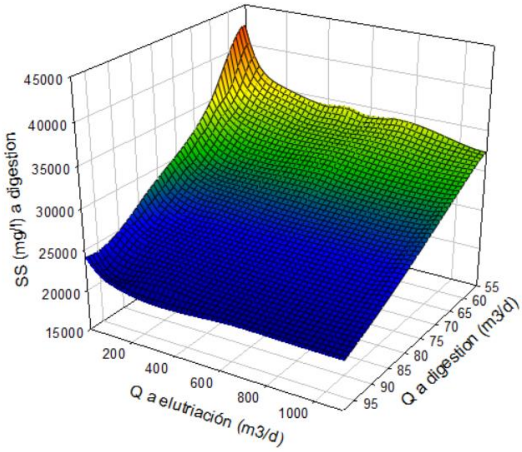
a)



b)

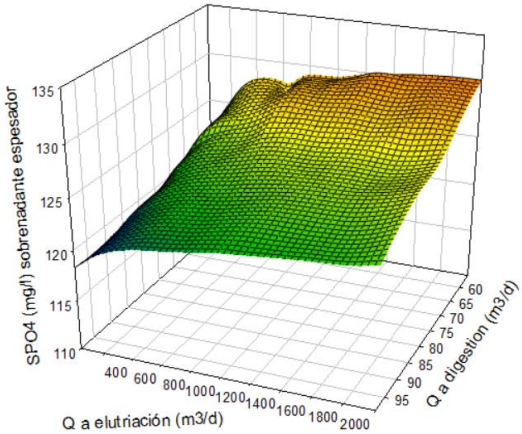


c)

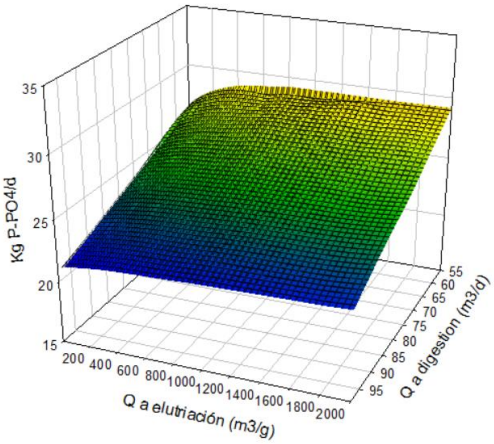


d)

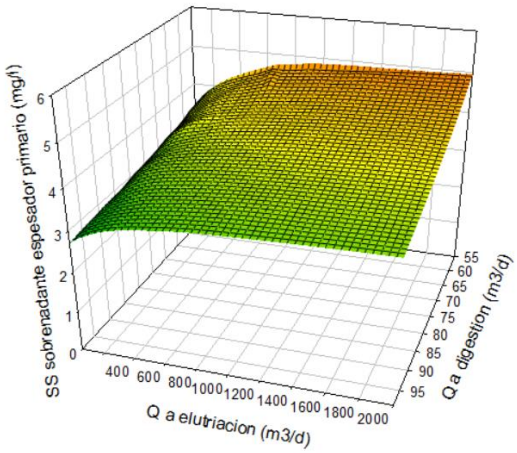
Imagen 12: Resultado de las simulaciones de elutriación para la situación de invierno. a) concentración de Spo4 en el sobrenadante del digestor; b) kg de P-PO4 en el sobrenadante del digestor; c) sólidos suspendidos en el sobrenadante del espesador; d) sólidos suspendidos en el caudal a digestión. Todas las unidades en mg/l.



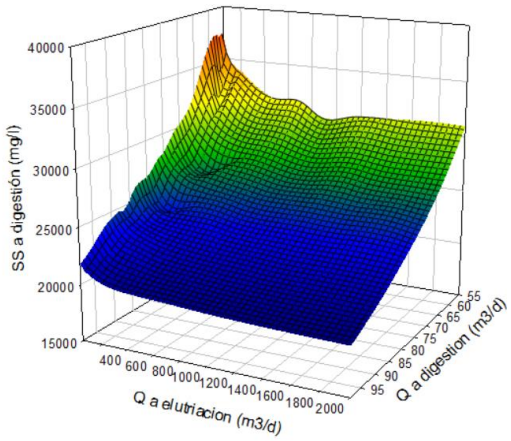
e)



f)



g)



h)

Imagen 13: Resultado de las simulaciones de elutriación para la situación de verano. e) concentración de Spo4 en el sobrenadante del digestor; f) kg de P-PO4 en el sobrenadante del digestor; g) sólidos suspendidos en el sobrenadante del espesador; h) sólidos suspendidos en el caudal a digestión. Todas las unidades en mg/l.

La búsqueda del resultado óptimo se ha basado en encontrar aquel resultado que dé una mayor concentración de fosfato y sobre todo una mayor cantidad de kg de fósforo al día, siempre y cuando se garantice que el espesador primario no se encuentra desbordado, es decir, la concentración de sólidos en su efluente no sea elevada.

Se ha observado en los resultados de las gráficas anteriores, *Imagen 12* y *13*, que cuanto más cercano a 55 m^3/día es el caudal de entrada al digestor, mayor producción de fósforo se espera en el sobrenadante del espesador primario. Por ello, se busca el óptimo de sólidos de entrada a digestión, teniendo en cuenta que el caudal será de 55 m^3/día.

Para esta segunda premisa, se ha optado por representar una gráfica en la que se observa la evolución del perfil del espesador, en función de la concentración de sólidos que entran a digestión, las *Figuras 3* para invierno y *4* para verano. En la leyenda se representa el porcentaje del caudal que va a digestión y cuál va a la cámara de mezcla, que incide directamente en la concentración de sólidos de entrada en el digestor. Los resultados para cada una de las simulaciones son:

Invierno:

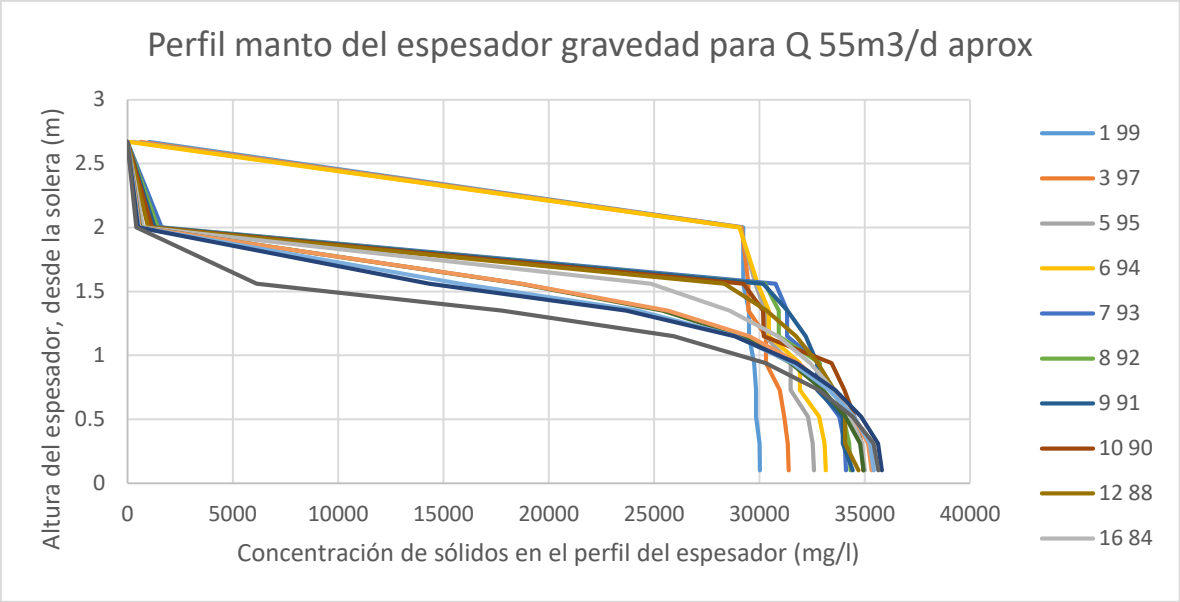


Figura 3: Perfil del manto en el espesador primario para Q=55 m3/d para las simulaciones de invierno.

Verano:

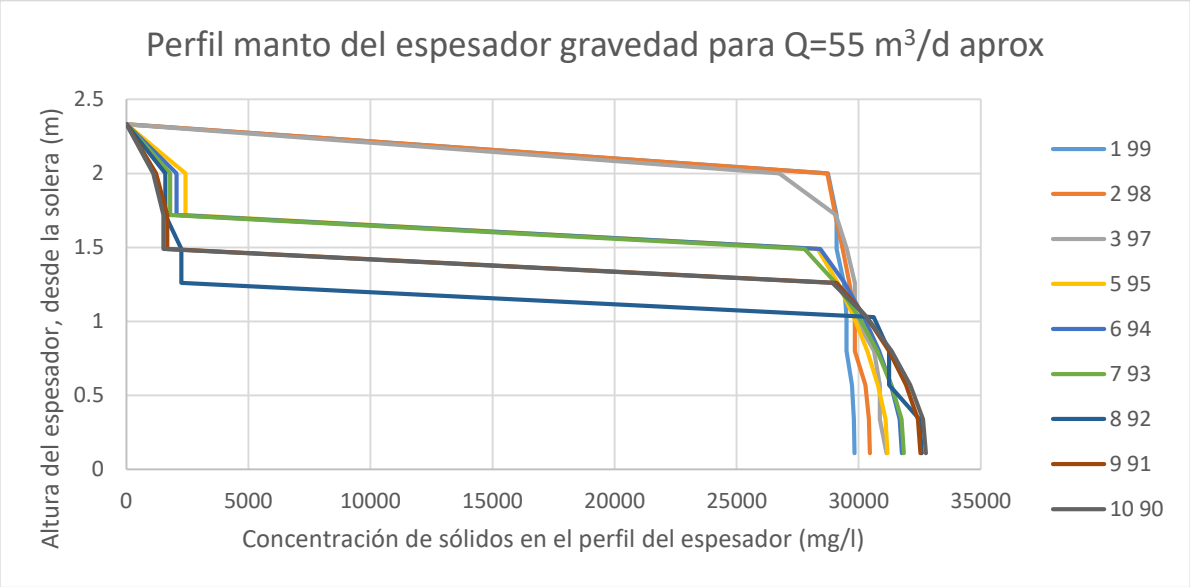


Figura 4: Perfil del manto en el espesador primario para Q=55 m3/d para las simulaciones de verano.

Se observa que, para este caudal de 55 m^3/d, a partir de una relación del 7% del caudal a digestión y 93% a CM, para invierno, y 5% del caudal a digestión y 95% a CM para verano, el espesador no se encuentra desbordado.

Teniendo en cuenta todos estos resultados y analizando los valores obtenidos en el *Anexo 2*, se obtiene que la optimización de la elutriación previa al digestor, para la recuperación de fósforo, se utilizarán los siguientes parámetros de operación que se describen en las *Tablas 19* y *20*, y se obtendrán los siguientes resultados:

Invierno:

					Sobrenadante espesador					Tras nodo digestion			
%Q a digestion	%Q a CM	Q a digestion	Q a CM	Qext/qent	Q (m3/d)	Xpp	Spo4 (mg/l)	Xsst	kg P-po4/d	Xpp	Spo4	Xsst	kg P-po4/d
7	93	55	735	0,79	210,08	0	114	4,7	23,97	0	117	34124,5	6,46

Tabla 18: Resultados del óptimo para invierno para la elutriación del fango previo al digestor.

Verano:

					Sobrenadante espesador					Tras nodo digestion			
%Q a digestion	%Q a CM	Q a digestion	Q a CM	Qext/qent	Q (m3/d)	Xpp	Spo4 (mg/l)	Xsst	kg P-po4/d	Xpp	Spo4	Xsst	kg P-po4/d
6	94	55	864,69	0,805	222,83	0	129	4,72	28,72	0	133	30673,1	7,33

Tabla 19: Resultados del óptimo para verano para la elutriación del fango previo al digestor.

7.2.3. Diseño del cristalizador

Una vez obtenida la cantidad de fosfato disponible para recuperar en el cristalizador, se pasa a dimensionarlo.

Como entradas de caudal para tener en cuenta no solo está la entrada del sobrenadante del espesador, también se suma el caudal que sale del sobrenadante tras la deshidratación de los fangos, que tiene una alta concentración de fosfatos.

Por lo tanto, para realizar los cálculos de dimensionamiento, será necesario tener en cuenta las condiciones de ambos: sus caudales y concentraciones.

- Para la estimación del fosfato disponible tras la deshidratación, hay que tener en cuenta que todo el fosfato que se obtiene como resultado de la simulación, en la realidad no está disponible, puesto que, previamente, en el digestor, ha precipitado una parte, que el software DESASS no tiene en cuenta.
  Para realizar estos cálculos previos, se han utilizado unas relaciones de equilibrio que se han obtenido con el programa informático, Visual MinteQ 3.1.

Tras la estimación del fosfato y caudal disponible de la deshidratación, se procede a dimensionar el cristalizador que posibilitará la recuperación de fósforo en forma de estruvita.

7.2.3.1. Cálculos previos de fosfato disponible

Cuando existen altas concentraciones de magnesio, calcio y fosfato juntas, durante un tiempo elevado y a una temperatura relativamente alta, ocurre el precipitado de estruvita. En los resultados de las simulaciones de DESASS no se tiene en cuenta que puedan ocurrir en el digestor estos precipitados, pero, sin embargo, se ha considera que el tiempo de residencia del fango en el digestor es tan alto, 45 días, que se asume que la precipitación de estruvita está en equilibrio en el digestor.

Esta precipitación en el digestor es necesario tenerla en cuenta, para poder saber realmente qué concentración de fosfato a la salida del deshidratador, está disponible, es decir, qué cantidad no ha precipitado y por tanto se encontrará en la corriente del deshidratador que posteriormente irá a la corriente del cristalizador.

Para ello, se han realizado los cálculos de equilibrio de estos compuestos utilizando el software Visual MinteQ 3.1, con el cual, introduciendo las concentraciones existentes de los compuestos que forman la

estruvita ($(NH_4)MgPO_4 \cdot 6H_2O$) y las condiciones del proceso: pH y Tª, se obtiene cuanta cantidad de PO_4^{3-}, Mg^{2+}, NH_4 y $CaCO_3^-$, ha disminuido de las estimaciones de DESASS a la salida de deshidratación, debido a esta precipitación de la estruvita.

También ocurre en estas situaciones que el calcio precipite en forma de fosfato cálcico, pero debido a que la concentración de calcio en el agua de entrada es muy pequeña, este proceso se ha considera despreciable, y, por tanto, no se ha tenido en cuenta.

Los datos y concentraciones de salida del digestor de los compuestos anteriores, así como las condiciones en el digestor, se muestran en la *Tabla 21*:

	Invierno	Verano
pH	7,11	6,96
Tª (°C)	20	20
Mg^{2+} (mg Mg^{2+}/l)	60,60	60,51
NH_4(mg N-NH_4/l)	1.191,47	1.048,74
PO_4^{3-}(mg P- PO_4^{3-}/l)	287,89	273,15
$CaCO_3$ (mg $CaCO_3$/l)	3.845,9	3.418,1

Tabla 20: Condiciones de la línea de fango en el digestor en las simulaciones

La reacción de precipitación que se produce es la siguiente:

$$Mg^{2+} + NH_4^+ + PO_4^{3-} + 6H_2O \rightarrow MgNH_4PO_4 \cdot 6H_2O$$

Teniendo en cuenta la reacción de precipitación anterior, los resultados obtenidos mediante el software Visual MinteQ 3.1 de porcentaje de precipitación de los diferentes compuestos y la concentración disponible tras la precipitación, se muestran en la *Tabla 22*:

	Invierno		Verano	
Compuesto	**% precipitado tras reacción**	**mg/l de compuesto disponible tras deshidratación**	**% precipitado tras reacción**	**mg/l de compuesto disponible tras deshidratación**
Mg^{2+} (mg Mg^{2+}/l)	91,084	5,403	83,986	9,69
NH_4 (mg N-NH_4/l)	2,673	1.159,622	2,796	1.019,417
PO_4^{3-}(mg P- PO_4^{3-}/l)	23,957	218,920	23,25	209,643

Tabla 21: Resultados de precipitación y concentraciones de los distintos compuestos en la línea de fangos tras la deshidratación.

Una vez se conocen los datos esperados, tras la deshidratación, de las concentraciones existentes en el sobrenadante, se puede proceder a dimensionar el cristalizador necesario para recuperar el fósforo del caudal efluente de los sobrenadantes del espesador primario y de la deshidratación de fangos.

7.2.3.2. Dimensionamiento del cristalizador

Este cristalizador que se ubica, para tratar la corriente de los sobrenadantes del espesado primario y de la deshidratación de fangos, tiene, como ya se ha mencionado en varias ocasiones, la función de recuperar el fósforo existente en dichas corrientes, mediante la cristalización en forma de estruvita, de la concentración de PO_4^{3-} existente en la corriente a tratar.

Además de esta función principal para recuperar el fósforo, también se busca con este sistema formado por la elutriación del fango previa al digestor, y el cristalizador, reducir el consumo de $FeCl_3$ y minimizar los problemas de precipitación incontrolada que ocurren en el digestor anaerobio, al reducir la cantidad de fósforo y magnesio que entra al proceso.

Para evaluar la idoneidad de la corriente a tratar, es necesario obtener una relación molar de amonio-fósforo y de magnesio-fósforo superior a 1, ya que esta relación es la que se establece con la estruvita. También es importante que las relaciones molares calcio-fósforo sean bajas, para que no se formen precipitados de fosfato cálcico, que implican menor pureza de la composición de la estruvita que tendrá lugar.

Normalmente en el proceso de cristalización de estruvita, el ion que presenta más riesgo de no alcanzar la concentración suficiente es el ion magnesio y en ocasiones puede ser necesaria la adición de magnesio mediante una fuente externa.

Las características de la corriente de entrada al cristalizador, tras la unión del sobrenadante del espesador y de la deshidratación de fangos y que por tanto son las características a tener en cuenta para el dimensionamiento del cristalizador, son las que se muestran en la *Tabla 23*:

	Invierno	verano
pH	7,08	6,11
Q (m^3/d)	260,95	273,53
PO_4^{3-}(mg P- PO_4^{3-}/l)	135,01	144,63
NH_4 (mg N-NH_4/l)	295,56	261,58
Mg^{2+} (mg Mg^{2+}/l)	26,77	31,31
Ca^{2+}(mg Ca^{2+}/l)	21,44	20,82
Alcalinidad (mg $CaCO_3$/l)	875,07	735,72
Mg/P (mol Mg/mol P)	0,25	0,28
N/P (mol N/mol P)	4,84	4,00
Ca/P (mol Ca/mol P)	0,12	0,11

Tabla 22: Características del sobrenadante de entrada al cristalizador (mezcla procedente de espesado y deshidratado)

Tal y como se había comentado, es importante que la relación N/P sea superior a 1, tal y como ocurre en este caso. En relación a la relación Mg/P, debería ser superior a 1 también, pero al no darse este hecho, la relación habrá que aumentarla añadiendo una fuente de magnesio en forma de cloruro de magnesio ($MgCl_2$). Se observa que la relación Ca/P es baja (0,08-0,12). Para el aumento del pH de la corriente se aportará NaOH.

Por todas las razones explicadas anteriormente, se considera que esta corriente de agua que va ser tratada en el cristalizador, es adecuada para permitir una recuperación de fósforo con una cantidad aceptable. Por ello, se procede a realizar el dimensionamiento del mismo.

Los datos de partida, que se han fijado según experiencias previas a nivel piloto de este tipo de reactor y corriente y estas mismas condiciones, para alcanzar la máxima eficiencia de cristalización del fósforo, son:

- El tiempo de retención hidráulico será fijado en 2h.
- El pH del proceso de cristalización se fijará en 8,7.
- El rendimiento de recuperación de fósforo será del 95 %.

a) Definición de la geometría del cristalizador:

El volumen total del cristalizador será de 23 m^3, dividido en dos depósitos de 11,5 m^3. Dado que el caudal estimado será el mismo para invierno y para verano, el funcionamiento a lo largo de todo el año será de la misma forma.

Este volumen de cristalización se ha obtenido teniendo en cuenta el caudal diario de 275 m^3/d, y el tiempo de retención hidráulico definido de 2 horas.

$$Volumen\ cristalización = caudal\ diario\ (m^3/h) \cdot TRH(h) = (m^3)$$

Este dimensionamiento se ha realizado para una concentración del fango secundario de 4700 mg SST/l. En el caso de que se aumentara la concentración, disminuiría el caudal obtenido en el sobrenadante del espesador, por lo que el volumen del reactor estaría dimensionado del lado de la seguridad.

El cristalizador propuesto, diseñado por el grupo CALAGUA, es un tanque agitado formado por dos zonas diferenciadas, la primera de reacción, que funciona como un reactor perfectamente agitado, y la segunda de sedimentación. Entre la zona de reacción y la de sedimentación existe una zona de transición que tiene el mismo volumen que la primera zona.

Para la **zona de mezcla completa** se han utilizado los criterios de diseño mostrados en la siguiente imagen.

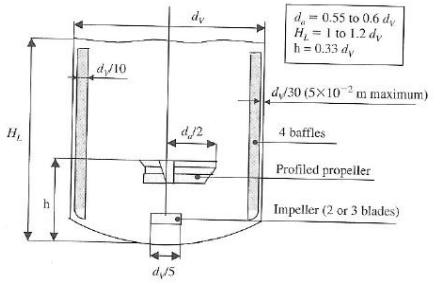


Imagen 14: Definición de las características geométricas propuestas por cristalizador del grupo CALAGUA.

Esta zona de mezcla completa estará agitada mediante un agitador de flujo axial, hacia el fondo del cristalizador consiguiendo bajas velocidades de cizalladura y permitiendo así el crecimiento de los cristales de estruvita.

Las corrientes de sobrenadante y de los aditivos necesarios para la correcta reacción de estruvita se introducirán en la zona de reacción, 20 cm por debajo del agitador.

La **zona de transición** tendrá las mismas dimensiones que la de reacción.

La **zona de sedimentación** se ha diseñado para conseguir la máxima superficie de sedimentación fijando la pendiente del cono de sedimentación en 45°.

Para el dimensionamiento del volumen de sedimentación, se realiza el siguiente procedimiento:

- La sedimentación se rige por la Ley de Stokes:

$$U_{max} = \frac{g \cdot d_P^2 \cdot (\rho_S - \rho_F)}{18 \cdot \mu}$$

  donde g es la gravedad; d_P es el diámetro de partícula a retener (m); ρ_S es la densidad de la partícula sólida, que para este caso es la estruvita, 1.710 kg/m^3; ρ_F es la densidad del líquido, 1.000 kg/m^3 para este caso; μ la viscosidad del líquido, 10^{-3} kg/m/s.
  Se desea retener partículas de un tamaño superior a 30 μm, y por ello, la velocidad máxima estimada de partículas, para que puedan ser recogidas serán, como máximo $U_{max} = 0{,}000348\ m/s$

- La velocidad ascensional se considera como:

$$v_{asc} = \frac{Q\ tratamiento\ (m^3/h)}{Area\ sedimentación\ (m^2)}$$

Partiendo de cómo se definen cada una de las tres zonas con las que cuenta el cristalizador, se itera hasta conseguir que la velocidad ascensional sea menor que la velocidad de sedimentación. Para ello, se parte de la relación Vreacción/Vtotal 27-28% aproximadamente, ya que esta relación experimental es la que tiene el cristalizador propuesto por el grupo CALAGUA y tiene buenos resultados.

Partiendo de que el volumen de reacción es sobre el 27,5 % del volumen total, se obtiene que este volumen tendrá un valor de 3,21 m^3, por lo que, los volúmenes de las otras zonas se conocen, 3,21 m^3 volumen de transición y 5,06 m^3 volumen de sedimentación.

Mediante la iteración comentada anteriormente, para conseguir un área de sedimentación tal que la velocidad ascensional sea menor que la de sedimentación, se han obtenido los siguientes resultados:

La zona de reacción del cristalizador, con una forma cilíndrica, tiene las siguientes dimensiones que se muestran en la *Tabla 24*:

$$V = \pi \cdot \left(\frac{dv}{2}\right)^2 \cdot \left(\frac{dv}{2}\right)$$

	Unidades en m
Diámetro del reactor (*dv*)	1,60
Altura del reactor (*Hl*)	1,60
Longitud agitador (*da*)	0,88
Altura del agitador desde suelo reactor (*h*)	0,53
Espesor de los bafles	0,16
Radio hélice agitador	0,44
Separación entre bafles y pared del reactor	0,05
	Unidad en m^2
Área de zona reacción	4,70

Tabla 23: Dimensiones propuestas de la zona de reacción del cristalizador.

La zona de transición tendrá las mismas dimensiones que la de reacción tal y como se indican en la T*abla 25*, esto es:

	Unidades en m
Diámetro del reactor (*dv*)	1,60
Altura del reactor (*Hl*)	1,60

Tabla 24: Dimensiones de la zona de transición del cristalizador

Para la zona de sedimentación:

- Como ya se ha comentado, se ha definido en primer lugar, el volumen de sedimentación. Conociendo este volumen, y tomando como dato de partida el caudal de paso por el cristalizador y la velocidad ascensional, igual a la velocidad de sedimentación definida por la ley de Stokes, se obtiene el área mínima que debe tener el cristalizador en su zona superior. Los resultados obtenidos, por tanto, son los siguientes:

$$v_{asc} = \frac{Q}{A_{sed}}$$

$$v_{asc} = U_{max} = 0{,}000348\ m/s = 1{,}2539\ m/h = \frac{137\ m^3/día}{Area\ sedimentación\ (m^2)}$$

$$Area\ sedimentación\ (m^2) = 4{,}59$$

- Esta área de sedimentación, será la mínima necesaria para poder retener las partículas que tengan esta velocidad de sedimentación máxima.
- Como se puede observar, el área de sedimentación necesaria sería 4,59 m^2. Dado que el área de reacción tiene un área de 2,01 m^2, la zona de transición entre las dos áreas tendrá una forma troncocónica con un ángulo de 45 grados en sus paredes. Para conseguir esta superficie de sedimentación, será necesaria una altura de 0,21 m de zona de sedimentación.
- En la zona de sedimentación se suelen colocar unos deflectores para mejorar la hidrodinámica del sistema.
- Tal y como se puede observar en la *Imagen 15*, el cristalizador tendrá los volúmenes definidos en la siguiente imagen:

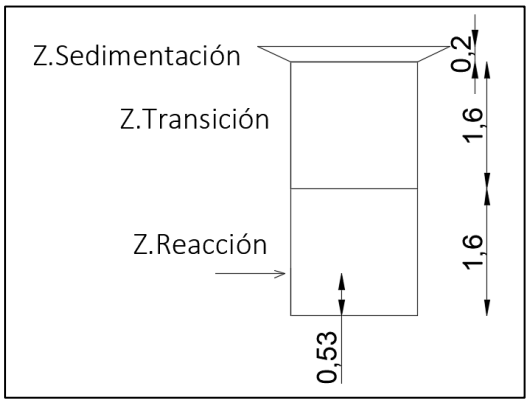


Imagen 15: Características del cristalizador dimensionado

b) Cálculo de los compuestos necesarios a añadir.

Tal y como se ha mencionado anteriormente, es necesario realizar la adición externa de **magnesio** para aumentar la relación molar Mg/P y así conseguir unos resultados más adecuados de producción de estruvita. Para ello, se aporta cloruro de magnesio ($MgCl_2$).

Para las condiciones de invierno se ha estimado que se necesitan 80,94 kg de $MgCl_2$ y para verano 88,08 kg de $MgCl_2$. Estos cálculos se han realizado teniendo en cuenta las siguientes cantidades de cada componente que se encuentran en la *Tabla 26*:

	Cantidad existente en la corriente de entrada al cristalizador (mol/d)		Cantidad de Mg que falta para obtener relación Mg/P de 1 (mol/d)		Cantidad de Mg que falta para obtener relación Mg/P de 1 (kg Mg/d)		Cantidad de $MgCl_2$ que falta para obtener relación Mg/P de 1 (kg $MgCl_2$/d)	
	Invierno	Verano	Invierno	Verano	Invierno	Verano	Invierno	Verano
Cantidad de PO_4^{3-}	1,14	1,27	-	-	-	-	-	-
Cantidad de Mg^{2+}	0,29	0,35	0,85	0,92	20,66	22,49	80,94	88,08

Tabla 25: Estimación de las necesidades de magnesio a añadir en el cristalizador

Dado que las estimaciones de necesidad para invierno y verano son muy cercanas, se tomará el valor de verano, de 88,1 kg $MgCl_2$/d como referencia.

Es necesario dimensionar un depósito de almacenamiento para este compuesto, que se comercializa como cloruro de magnesio anhidro comercial, con una pureza del 98% y llevado a una disolución con una pureza del 80 % sobre la solubilidad máxima del $MgCl_2$.

- Dado que la densidad comercial es de 54,2g/100ml de disolución, resulta un volumen diario necesario de 0,207 m^3.
- Dado que el depósito dimensionado tendrá una capacidad para 15 días, el volumen total del depósito será de 3,11 m^3.

Por último, también es necesario elevar el pH del caudal a tratar para conseguir un valor próximo a 8,7, que se resolverá mediante la adición de **NaOH**, para garantizar un buen rendimiento de recuperación de fósforo.

La reacción en el cristalizador tiene un rendimiento del 95% y el pH de entrada del caudal a tratar tiene un valor de 7,08 para las condiciones de invierno y 6,11 para las de verano.

Para las condiciones de verano, se ha estimado, mediante el uso del programa Visual MinteQ, que es necesario añadir una concentración de 59,26 moles de OH^- por cada m^3 de caudal de entrada al cristalizador, para conseguir aumentar el pH del caudal de entrada de 6,11 a 8,7, óptimo para el proceso.

Para las condiciones de invierno, se ha estimado hace falta solamente 15,42 moles de OH^- por cada m^3 de caudal de entrada al cristalizador, por lo que se estima el dimensionamiento del volumen del depósito para la situación de verano.

- Dado que el caudal a tratar es 274 m^3/día, el peso molecular es 40g/mol, la pureza del producto comercial es de un 25% con una densidad de 1274 kg/m^3 del producto, se estima que se deben añadir 2,04 m^3/día de NaOH.
- El volumen del depósito para una capacidad de 15 días, se estima en 30,6 m^3.

Por lo tanto, la cantidad necesaria de NaOH para aumentar el pH a 8,7 en cada una de las situaciones se ha estimado en 644 kg/día en condiciones de invierno y 2.593,5 kg/día en condiciones de verano.

7.2.3.3. Estimación de la cantidad de recuperación de fósforo en el cristalizador

Se considera que con este proceso se obtiene un rendimiento de recuperación del fósforo del 95%, considerado el valor según resultados experimentales de procesos de recuperación de este tipo.

Con todo ello, la producción de estruvita se ha estimado en 265,05 kg estruvita/día en condiciones de invierno y 297,64 kg de estruvita/día en condiciones de verano, a partir del fósforo disponible al principio del proceso, tal y como se muestra en los resultados de la *Tabla 27*:

	invierno	verano
Fósforo disponible al principio del proceso (mg/l)	128,26	137,40
Rendimiento de recuperación (%)	95	
Fósforo recuperado(mg/l)	128,26	
mg P/mg estruvita	0,1263	
mg estruvita/l de caudal tratado	1015,52	1085,04
kg estruvita/ m^3 de caudal tratado/día	**265,05**	**297,64**

Tabla 26: Resultados de recuperación de fósforo tras el cristalizador

Por último, cabe destacar que la recuperación de fósforo en el caudal tratado no es completa y, por tanto, la concentración de fósforo que se lleva a cabecera de planta para volver a tratar en el proceso de la planta tiene las siguientes características que se encuentran en la *Tabla 28*:

	Invierno	Verano
PO_4^{3-} (mg P- PO_4^{3-}/l)	6,75	7,23

Tabla 27: Características del efluente del cristalizador que va a cabecera de planta

8. CONCLUSIONES

A la vista de los resultados obtenidos en cada una de las simulaciones, se obtienen unas conclusiones en relación a la capacidad de la planta, de mejorar su proceso, y también como conclusiones al Trabajo Fin de Máster realizado. Estas conclusiones son las siguientes:

- En relación a las posibilidades de la planta, se observa que existe una configuración viable para realizar una eliminación adecuada de nutrientes, tanto de nitrógeno como fósforo, y no una eliminación exclusiva de fósforo como impone el límite de vertido actual.
    - Se propone una solución mucho más sostenible que la actual, cumpliendo con los límites de fósforo actuales, así como los posibles límites de nitrógeno, que para el caudal de tratamiento actual serían menores a 15 mg/l, si se convirtieran en límites para zona sensible para EDARs de capacidad de tratamiento menor a 100.000 habitantes equivalentes.
    - Las modificaciones planteadas para la mejora del proceso de la línea de aguas y la eliminación biológica de fósforo mantienen las dimensiones del reactor biológico, simplificando así la posibilidad de llevarlo a cabo en la realidad. Constructivamente solo se tendrían que realizar no unas modificaciones que incluyen un tabique para convertir el área correspondiente a anaerobia en el reactor biológico, así como las conducciones necesarias para realizar las recirculaciones internas y la instalación de agitadores. La viabilidad de la operación es completamente apta para la línea de aguas.
    - Para la línea de fangos si solo se propusiera la modificación en la línea de aguas, se ha comprobado que no sería necesario realizar ningún cambio en la planta actual, simplemente habría que modificar ciertos parámetros de operación y con esto, los resultados obtenidos para la línea de fangos serían adecuados y cercanos a los actuales.
    - Mediante la implantación de esta solución propuesta de eliminación biológica de nutrientes, se suprime la adición de compuestos químicos que precipiten el fósforo de la línea de agua, con los beneficios que conllevan: económicamente, asociado al coste de los reactivos, y operativamente en relación al aumento de volumen que se produce en los fangos, cuando se utiliza la vía química.

- En cuanto al sistema propuesto de recuperación de fósforo, mediante precipitación de fósforo en forma de estruvita:
    - La solución de recuperación de fósforo en la línea de fango es mucho más sostenible que la eliminación de fósforo en la línea de agua por vía química, desde el punto de vista del recurso limitado del fósforo.
    - En relación a cuestiones de operación, la elutriación de los fangos previa al digestor y la precipitación controlada en forma de estruvita reduce la precipitación de este compuesto que ocurre de manera incontrolada en las tuberías de fangos, en los procesos de digestión y en los posteriores, con los problemas asociados que conlleva.
- En relación a la recuperación de fósforo en la línea de fangos mediante el sistema de elutriación previo al digestor anaerobio, la solución implica la construcción de una cámara de mezcla nueva, con un volumen superior al de la cámara de mezcla actual. Estas modificaciones asociadas a la recuperación se fósforo se justifican de la siguiente forma:
    - Esta solución es técnicamente viable, ya que los resultados teóricos de la recuperación de fósforo son adecuados (265-298 kg estruvita/día, invierno-verano).
    - Las operaciones a realizar en la planta son sencillas y no afectarían al proceso durante las actuaciones, ya que se realizaría mediante conexiones entre los elementos actuales y

futuros, dando la posibilidad de funcionar mediante elutriación previa al digestor o como funciona actualmente.

- Hay que destacar la importancia de la implantación de esta solución en relación al interés general asociado a la recuperación del fósforo como recurso limitado.
- No hay que olvidar que este trabajo es un trabajo teórico, y para garantizar la viabilidad de este proceso, es necesario realizar ensayos experimentales, tanto de la elutriación del proceso como de la cristalización de la estruvita y los resultados de pureza de la misma.

Además de las conclusiones en relación a los resultados obtenidos, en relación a la metodología empleada y a la calidad de los resultados obtenidos, mediante simulaciones con los programas informáticos, cabe destacar que:

- Las simulaciones obtenidas son bastante fidedignas respecto a los resultados reales con los que se han podido comparar. Sin embargo, todos los procesos se han tenido que evaluar para comprobar que los diferentes resultados tienen coherencia con lo que podría ser la realidad, puesto que, con varios resultados que se han ido comentando a lo largo del trabajo, no ha sido posible la comparación con los datos reales.
- En relación a los resultados de recuperación de fósforo, el trabajo es teórico y ninguno de los resultados se han realizado de forma experimental, por lo que, sería necesario, para confirmar los resultados, realizar ensayos de cada uno de los procesos propuestos, para garantizar que los resultados obtenidos mediante las diferentes simulaciones realizadas, se pueden dar por válidos o hay que tener en cuenta algunas consideraciones.

9. BIBLIOGRAFÍA

- A. Bouzas, R. Barat, J. Ribes, L. Borrás, N. Martí, J. Ferrer, D. Mangin, C. Cogné, S.Labouret, E. Morales, S. Doñate, S. Grau, L. Pastor, A. Seco. Implementación de un sistema de recuperación de fósforo en la EDAR de Calahorra.

- J. Ferrer, A. Seco (2011) Tratamientos físicos y químicos de aguas residuales. Universidad Politécnica de Valencia Editorial.

- J. Ferrer, A. Seco (2003) Tratamientos biológicos de aguas residuales. Universidad Politécnica de Valencia Editorial.

- N.Martí, R. Barat, A. Seco, L. Pastor, A. Bouzas (2016). Sludge management modeling to enhance P-recovery as struvite in wastewater treatment plants. *Journal of Environmental Management*, 196(2017), 340-346.

ANEXO 1: DATOS ANALÍTICOS DEL AGUA DE LA PLANTA EN LOS DIFERENTES PROCESOS DE LA EDAR FACILITADOS POR EL EXPLOTADOR

AGUA DE ENTRADA

PARÁMETROS/MESES		2015 Enero	Febrero	Marzo	Abril	Mayo	Junio	Julio	Agosto	Septiembre	Octubre	Noviembre	Diciembre
Caudal tratado (m3)		484807	460325	489108	515823	550325	538015	549524	528183	532657	502892	456636	392580
Q medio diario	16440,75342												
DQO -Agua Bruta		456,00	298,25	385,40	245,50	449,50	297,60	400,00	308,33	236,00	235,25	364,80	501,50
NITRÓGENO -Agua Bruta		37,80	46,08	48,36	24,08	35,85	34,70	22,87	26,54	29,95	29,88	39,46	43,53
AMONIO -Agua Bruta													
NITRATOS -Agua Bruta													
FOSFATOS -Agua Bruta													
Pt (ppm) -Agua Bruta		4,80	3,98	5,16	2,80	4,28	3,68	3,43	4,08	3,80	3,90	4,72	6,20
DBO5 -Agua Bruta		200,00	127,25	197,00	111,75	121,50	140,00	113,25	148,20	103,25	99,75	167,20	257,75
SÓLIDOS -Agua Bruta		160,00	91,25	153,40	115,75	134,25	108,20	72,25	132,40	91,75	97,75	134,40	201,50
pH -Agua Bruta													
Conductividad -Agua Bruta													

PARÁMETROS/MESES	2016 JUNIO	JULIO			AGOSTO			SEPTIEMBRE	OCTUBRE			NOVIEMBRE	DICIEMBRE
Caudal tratado (m3)													
Q medio diario													
DQO -Agua Bruta		168	368	317	381	360	280	279	231	307	308		
NITRÓGENO -Agua Bruta		33,4	31,2	24,4	43,7	39,3	62,9	31,5	33	40	31,9		
AMONIO -Agua Bruta		20	23	18	27	30	26	23	21	28	23		
NITRATOS -Agua Bruta													
FOSFATOS -Agua Bruta		4,55	5,73	4,62	5,58	6,64	4,42	5,37	3,53	4,65	4,38		
Pt (ppm) -Agua Bruta													
DBO5 -Agua Bruta		60	206	177	168	152	136	131	95	102	159		
SÓLIDOS -Agua Bruta		92	238	202	226	218	122	262	140	180	170		
pH -Agua Bruta													
Conductividad -Agua Bruta													

PARÁMETROS/MESES	2017 ENERO	FEBRERO			MARZO	PROMEDIO	
Caudal tratado (m3)							
Q medio diario							
DQO -Agua Bruta	341	149	204	161	164	DQO	303,56
NITRÓGENO -Agua Bruta	39,2	30,8	24,7	35,9	45,3	NITRÓGENO	35,79
AMONIO -Agua Bruta	25	19	23	19	43	AMONIO	24,53
NITRATOS -Agua Bruta						NITRATOS	
FOSFATOS -Agua Bruta						FOSFATOS	4,95
Pt (ppm) -Agua Bruta	5,03	3,3	3,19	3,17	5,01	Pt (ppm)	4,15
DBO5 -Agua Bruta	141	74	39	>80		DBO5	137,08
SÓLIDOS -Agua Bruta	136	114	120	94	154	SÓLIDOS	146,70
pH -Agua Bruta	7,55	7,54	7,4	7,79	8,06	pH	7,67
Conductividad -Agua Bruta	835	553	808	734	926	Conductividad	771,20

AGUA DECANTADA

PARÁMETROS/MESES	JUNIO	JULIO			AGOSTO			SEPTIEMBRE	OCTUBRE			NOVIEMBRE	DICIEMBRE	ENERO	FEBRERO			MARZO		
DQO		101	236	180	144	216	156												DQO	172,17
NITRÓGENO		30,9	28	27,8	35,5	31	68,8												NITRÓGENO	37,00
AMONIO		27	18	22	21	29,1	25												AMONIO	23,68
NITRATOS																			NITRATOS	
FOSFATOS		3,64	3,61	3,2	3,53	4,53	3,4												FOSFATOS	3,65
DBO5		48	104	79	66	109	75												DBO5	80,17
SÓLIDOS		50	62	44	62	92	66												SÓLIDOS	62,67

AGUA DE SALIDA

PARÁMETROS/MESES	Enero	Febrero	Marzo	Abril	Mayo	Junio	Julio	Agosto	Septiembre	Octubre	Noviembre	Diciembre	JUNIO	JULIO			AGOSTO			SEPTIEMBRE	OCTUBRE			NOVIEMBRE	DICIEMBRE	ENERO	FEBRERO			MARZO		26,94
DQO - Agua Salida	105	43,25	52,6	49	33,5	29,2	25	20,4	23,5	26,75	33,4	32,75		34,3	55	41,8	26	25	34	31,1	45,3	37,2	47			42	50	35	26	36	DQO	38,52
NITRÓGENO - Agua Salida	21,5	22,73	24,76	22	19,38	19,54	15,5	9,64	12,8	16,23	16,94	24,8		28,2	25,6	24,2	23,2	29,4	31,7	20,5	25,1	29,9	21,5			21,5	24	21,9	20	23,2	NITRÓGENO	22,06
FOSFATOS - Agua Salida														2,28	2,46	1,33	1,2	2,84	0,695	0,166	1,27	1,6	0,732								FOSFATOS	1,46
Pt - Agua Salida	1,2	1,08	2,08	1,43	0,93	1,42	1	0,38	0,85	1,93	1,52	1,03														1,41	1,14	1,42	0,296	0,969	Pt (ppm)	1,18
DBO5 - Agua Salida	20	5	13	15,75	11	14	10,25	7,8	8,5	8,75	9,6	8,75		4	24	18	13	6	9	Muestra insuficiente	10	3	14			13	17	20	6		DBO5	11,58
SÓLIDOS - Agua Salida	16,00	11,25	8,40	18,25	6,25	2,80	4,00	2,80	4,00	3,25	14,80	11,50		10	20	8	0	6	2	24	14	16	22			12	26	2	14	82	SÓLIDOS	13,38
pH - Agua Salida																										7,54	7,38	7,58	7,39	7,36	pH	7,45
Conductividad - Agua Salida																										811	721	828	704	758	Conductividad	764,40

SÓLIDOS BIOLÓGICOS

PARÁMETROS/MESES		Enero	Febrero	Marzo	Abril	Mayo	Junio	Julio	Agosto	Septiembre	Octubre	Noviembre	Diciembre	JUNIO	JULIO			AGOSTO		SEPTIEMBRE	OCTUBRE			NOVIEMBRE	DICIEMBRE	ENERO	FEBRERO			MARZO		
FANGOS PRIMARIOS	ST													1530					34160													
	SV													1165					22040													
	%													76,14					64,51													
RECIRCULACIÓN	ST																		4880													
	SV																		4000													
	%																		81,96													
BIOLÓGICO 1	ST															2045	2605		2380	2695	2505	2640	2890			2545	2605	2685		2450	RB1-ST	2549,55
	SV															1755	2125		1920	2045	2035	2140	2230			2195	1140	2230		1960		
	%															85,81	81,57		80,67	75,88	81,23	81,06	77,16			86,25	43,76	83,05		80		
BIOLÓGICO 2	ST																		2605			2255	2340			2715	2870	2270		2270	RB2-ST	2475,00
	SV																		2130			1845	1960			2320	2530	1895		1895		
	%																		81,76			81,81	83,76			85,45	88,15	83,48		83,48		
FANGOS FLOTACIÓN	ST															15860	10944															
	SV															12940	6000															
	%															81,58	54,82															
FANGOS GRAVEDAD	ST													28840		25060	39510		26640													
	SV													20860		16340	24798		16600													
	%													72,33		65,2	62,78		62,31													
FANGOS DIGERIDO	ST															23700	25294		10400													
	SV															11780	18362		6080													
	%															49,7	72,59		58,46													
VOLÁTILES AGUA ENTRADA	ST															202																
	SV															158																
	%															78,21																

ANEXO 2: RESULTADOS DE LAS SIMULACIONES REALIZADAS PARA OPTIMIZAR LA ELUTRIACIÓN PREVIA A DIGESTIÓN

INVIERNO														
					Sobrenadante espesador					Tras nodo a digestión				
%Q a digestion	%Q a CM	a digestio	Q a CM	Qext/qent	Q (m3/d)	Xpp	Spo4 (mg/l)	Xsst	kg P-po4/d	Xpp	Spo4	Xsst	kg P-po4/d	kg P-po4/d tot
5	95	55	1048,46	0,84	210,22	0	114,11	269,28	23,9882042	0	116,05	32559,77	6,403639	30,3918432
5	95	58,59	1113,3	0,85	206,81	0	113,68	4,71	23,5101608	0	115,67	31706,95	6,7771053	30,2872661
6	94	55,49	869,28	0,815	209,92	0	114,12	77,89	23,9560704			33359,74		
6	94	67,34	1055	0,85	198,06	0	110,32	4,37	21,8499792	0,01	112,69	28830,66		
7	**93**	**55**	**735**	**0,79**	**210,08**	**0**	**114**	**4,7**	**23,97**	**0**	**117**	**34124,5**	**6,46**	**30,428**
7	93	58,06	771,32	0,8	207,34	0	112,04	4,63	23,2303736	0	115,29	32739,54	6,6937374	29,924111
7	93	67,6	898,13	0,83	197,8	0	110,39	4,29	21,835142	0	113,1	28693,03	7,64556	29,480702
7	93	73,38	1001,43	0,85	190,02	0	109,12	4,06	20,7349824	0	111,23	26185,6		
7	93	87,67	1124,86	0,87	180,73	0	107,7	3,8	19,464621	0,01	107,75	23623	9,4464425	28,9110635
7	93	102,58	1362,82	0,9	162,82	0	105,41	3,37	17,1628562	0,03	107,05	19990,77	10,981189	28,1440452
8	92	55,08	633,41	0,766	210,32	0	113,91	4,65	23,9575512	0	116,8	33837,7	6,433344	30,3908952
8	92	87,45	1005,68	0,86	177,95	0	106,78	3,71	19,001501	0,02	108,59	23180,03	9,4961955	28,4976965
8,5	91,5	65,8	708,28	0,795	199,6	0	109,93	4,29	21,942028	0	112,7	29702,43	7,41566	29,357688
8,5	91,5	96,23	1035,9	0,87	169,17	0	105,89	3,49	17,9134113	0,03	107,47	21301,78	10,3418381	28,2552494
9	91	55,03	556,38	0,744	210,37	0	113,85	4,58	23,9506245	0	117,05	33860,11	6,4412615	30,391886
10	90	54,29	488,58	0,72	211,11	0	111,65	5,54	23,5704315	0	117,34	35285,68	6,3703886	29,9408201
10	90	55,37	498,34	0,725	210,03	0	113,56	4,51	23,8510068	0	117,06	33781,07	6,4816122	30,332619
10	90	61,25	551,21	0,75	204,15	0	110,82	4,34	22,623903	0	114,66	31709,89	7,022925	29,646828
10	90	75,83	682,46	0,8	189,57	0	108,23	3,93	20,5171611	0	111,81	26269,4	8,4785523	28,9957134
10	90	96	863,96	0,85	169,4	0	105,74	3,45	17,912356	0,01	107,72	21336,75	10,34112	28,253476
11	89	63,28	511,99	0,74	202,12	0	110,06	4,24	22,2453272	0	113,46	30872,26	7,1797488	29,425076
11	89	86,63	700,92	0,815	178,77	0	106,63	3,64	19,0622451	0,01	108,76	23459,68	9,4218788	28,4841239
12	88	54,92	402,78	0,685	210,48	0	113,23	4,41	23,8326504	0	117,4	34227,84	6,447608	30,2802584
12	88	98,05	719,02	0,83	167,35	0	105,33	3,36	17,6269755	0,01	107,27	21031,12	10,5178235	28,144799
12,5	87,5	76,76	537,32	0,765	188,64	0	108,11	3,82	20,3938704	0	110,99	26034,08	8,5195924	28,9134628
13	87	83,73	560,36	0,78	181,67	0	106,92	3,64	19,4241564	0	109,23	24237,95	9,1458279	28,5699843
14	86	54,96	337,59	0,651	210,44	0	112,76	4,3	23,7292144	0	117,46	34435,06	6,4556016	30,184816
16	84	54,94	288,44	0,62	210,46	0	112,31	4,21	23,6367626	0	117,55	34680,83	6,458197	30,0949596
16	84	96,06	504,32	0,78	169,34	0	105,32	3,31	17,8348888	0,01	107,53	21503,55	10,3293318	28,1642206
18	82	54,6	248,74	0,59	210,8	0	111,23	4,14	23,447284	0	118,14	35360,27	6,450444	29,897728
20	80	55,62	222,47	0,57	209,78	0	111,23	4,04	23,3338294	0	117,65	34953,77	6,543693	29,8775224
20	80	61,25	244,98	0,6	204,15	0	109,42	3,91	22,338093	0	114,96	32139,97	7,0413	29,379393
20	80	71,88	287,52	0,65	193,52	0	107,71	3,69	20,8440392	0	111,41	27939,2	8,0081508	28,85219
20	80	84,45	337,78	0,7	180,95	0	106,21	3,44	19,2186995	0	109,1	24218,79	9,213495	28,4321945
20	80	99,53	398,1	0,75	165,88	0	104,67	3,17	17,3626596	0	106,95	20907,58	10,6447335	28,0073931
21	79	55,08	207,22	0,555	210,32	0	110,74	4,01	23,2908368	0	118,24	35331,08	6,5126592	29,803496
23	77	55,18	184,74	0,553	210,22	0	110,47	3,93	23,2230034	0	118,35	35435,98	6,530553	29,7535564
25	75	54,8	164,4	0,52	210,6	0	110,3	3,87	23,22918	0	118,69	35815,58	6,504212	29,733392
25	75	68,11	204,34	0,58	197,29	0	108,02	3,63	21,3112658	0	112,58	29637,74	7,6678238	28,9790896
25	75	74,61	223,82	0,61	190,8	0	107,26	3,51	20,465208	0	111,14	27274,95	8,2921554	28,7573634
30	70	55,77	130,13	0,47	209,63	0	109,53	3,71	22,9607739	0	118,32	35795,39	6,5987064	29,5594803
30	70	61,25	142,91	0,5	204,15	0	108,41	3,62	22,1319015	0	115,21	32832,35	7,0566125	29,188514
30	70	71,2	116,14	0,55	194,2	0	106,85	3,46	20,75027	0	110,45	28621,14	7,86404	28,61431
30	70	82,37	192,19	0,6	183,03	0	105,78	3,27	19,3609134	0	108,73	25074,58	8,9560901	28,3170035
30	70	94,96	221,57	0,65	170,44	0	104,67	3,07	17,8399548	0,01	107,13	22012,32	10,1730648	28,0130196
40	60	55,87	83,81	0,4	209,53	0	108,38	3,49	22,7088614	0	117,95	36724,86	6,5898665	29,2987279
40	60	65,44	98,16	0,45	199,96	0	107,26	3,34	21,4477096	0	113,51	31542,01	7,4280944	28,875804
40	60	75,83	113,74	0,5	189,57	0	106,24	3,19	20,1399168	0	110,66	27426,31	8,3913478	28,5312646
40	60	87,15	130,72	0,55	178,25	0	105,29	3,04	18,7679425	0	108,35	24061,42	9,4427025	28,210645
40	60	99,53	149,29	0,6	165,88	0	104,38	2,87	17,3145544	0	106,86	21243,78	10,6357758	27,9503302
50	50	50,55	50,55	0,32	214,85	0	108,55	3,39	23,3219675	0	116,31	41511,85	5,8794705	29,201438
50	50	56,3	56,3	0,35	209,1	0	107,59	3,31	22,497069	0	116,74	37093,93	6,572462	29,069531
50	50	66,35	66,35	0,4	199,05	0	106,78	3,17	21,254559	0	112,95	31592,51	7,4942325	28,7487915
50	50	77,05	77,05	0,45	188,35	0	105,96	3,04	19,957566	0	110,3	27348,15	8,498615	28,456181
50	50	88,47	88,47	0,5	176,93	0	105,26	2,89	18,6236518	0	108,4	23953,81	9,590148	28,2137998
50	50	98,16	98,16	0,54	167,24	0	104,79	2,77	17,5250796	0	107,45	21686,42	10,547292	28,0723716
55	45	60,64	49,62	0,35	204,76	0	107,7	3,18	22,052652	0	113,82	34922,28	6,9020448	28,9546968
57	43	68,71	51,84	0,38	196,69	0	107,16	3,06	21,0773004	0	112,24	30948,8	7,7120104	28,7893108
60	40	54,29	36,19	0,3	211,11	0	107,2	3,2	22,630992	0	116,19	39148,11	6,3079551	28,9389471
60	40	64,81	43,2	0,35	200,59	0	106,62	3,07	21,3869058	0	112,96	32842,15	7,3209376	28,7078434
60	40	75,83	50,55	0,4	189,57	0	105,99	2,94	20,0925243	0	110,49	28151,14	8,3784567	28,470981
60	40	80,39	53,59	0,42	185,02	0	106,49	2,89	19,7027798	0	110,36	26624,55	8,8718404	28,5746202
60	40	87,39	58,26	0,45	178,01	0	105,37	2,81	18,7569137	0	108,72	24504,67	9,5010408	28,2579545
60	40	99,52	66,35	0,5	165,87	0	104,74	2,67	17,3732238	0	107,33	21592,33	10,6814816	28,0547054
65	35	89,72	48,31	0,44	175,68	0	106,11	2,74	18,6414048	0	109,29	24045,39	9,8054988	28,4469036
70	30	61,25	26,25	0,3	204,15	0	106,48	3,01	21,737892	0	112,86	35429,04	6,912675	28,650567
70	30	56,79	24,34	0,27	208,61	0	106,67	3,06	22,2524287	0	117,45	39795,67	6,6699855	28,9224142
70	30	72,65	31,14	0,35	192,75	0	106,13	2,89	20,4565575	0	110,61	29848,02	8,0358165	28,492374
70	30	84,45	36,19	0,4	180,95	0	105,68	2,76	19,122796	0	109,05	25686,2	9,2092725	28,3320685
70	30	96,65	41,42	0,45	168,75	0	105,21	2,62	17,7541875	0	107,83	22464,17	10,4217695	28,175957
80	20	92,31	23,08	0,4	173,09	0	101,21	2,6	17,5184389	0,08	116,84	23750,99	10,7855004	28,3039393
80	20	79,91	19,98	0,35	185,49	0	99,91	2,73	18,5323059	0,12	123,96	27529,94	9,9056436	28,4379495
80	20	67,76	16,94	0,3	197,64	0	98,51	2,86	19,4695164	0,37	134,15	32483,78	9,090004	28,5595204
80	20	55,87	13,97	0,25	209,53	0	96,98	2,99	20,3202194	1,28	149,14	39434,46	8,3324518	28,6526712
90	10	56,23	6,25	0,23	209,17	0	89,14	2,91	18,6454138	36,46	145,31	38994,93	8,1707813	
90	10	61,25	6,81	0,25	204,15	0	89,58	2,86	18,287757	39,16	130,68	36548,79	8,00415	26,291907
90	10	73,87	8,21	0,3	191,53	0	90,52	2,73	17,3372956	29,87	122,36	30289,88	9,0387332	26,3760288
90	10	86,63	9,63	0,35	178,77	0	91,36	2,61	16,3324272	22,8	117,54	25815,79	10,1824902	26,5149174
90	10	99,53	11,06	0,4	165,88	0	92,16	2,48	15,2875008	17,02	114,88	22454,34	11,4340064	26,7215072
95	5	97,67	5,14	0,38	167,74	0	86,96	2,47	14,5866704	34,75	108,13	23110,32	10,5610571	25,1477275
95	5	56,09	2,95	0,21	209,32	0	84,56	2,88	17,7000992	67,75	130,73	42231,42	7,3326457	
98	2	70,61	1,44	0,27	194,8	0	81,03	2,72	15,784644	76,87	108,09	32276,68	7,6322349	
98	2	74,55	1,52	0,285	190,85	0	81,13	2,69	15,4836605	72,41	106,53	30570,75	7,9418115	
98	2	81,13	1,66	0,31	184,27	0	81,3	2,62	14,981151	65,77	104,5	28092,37	8,478085	
98	2	84,35	0,85	0,32	181,05	0	80,15	2,59	14,5111575	67,42	101,84	27097,34	8,590204	
98	2	96,95	1,98	0,37	168,45	0	81,72	2,47	13,765734	52,9	101,6	23503,17	9,85012	
99	1	97,58	0,99	0,36	172,52	0	81,45	2,49	14,051754	58,8	101,03	24032,67	9,8585074	23,9102614
99	1	89,64	0,91	0,34	175,76		80,22	2,54	14,0994672	62,91	100,78	25500,04	9,0339192	
99	1	79,06	0,8	0,3	186,34	0	81,22	2,64	15,1345348	66,84	104,24	28850,74	8,2412144	23,3757492
99	1	65,85	0,67	0,25	199,55	0	81,05	2,76	16,1735275	81,06	109,47	34619,18	7,2085995	23,382127
99	1	55,29	0,56	0,21	210,11	0	80,92	2,86	17,0021012	96,51	116,55	41202,1	6,4440495	23,4461507
99	1	50,02	0,51	0,19	215,39	0	79,74	2,91	17,1751986	115,36	120,37	45623,1	6,0209074	23,196106

VERANO														
					Sobrenadante espesador					Tras nodo a digestión				
%Q a digestio	%Q a CM	t a digestio	Q a CM	Qext/qent	Q (m3/d)	Xpp	Spo4 (mg/l)	Xsst	kg P-po4/d	Xpp	Spo4	Xsst	kg P-po4/d	kg P-po4/d tot
2,7	97,3	56,88	2049,79	0,905	221,14	0	130,44	4,88	28,8455016	0	132,24	30128,23	7,5218112	36,3673128
3	97	54,75	1770,32	0,891	223,27	0	130,77	4,94	29,1970179	0	132,69	31132,85	7,2647775	36,4617954
3	97	64,71	2092,16	0,91	213,32	0	128,98	4,53	27,5140136	0	130,75	27010,2	8,4608325	35,9748461
3,5	96,5	56,78	1565,62	0,88	221,24	0	130,26	4,82	28,8187224	0	132,35	30256,03	7,514833	36,3335554
3,5	96,5	72,67	2003,65	0,91	205,35	0	127,25	4,23	26,1307875	0	129,26	24575,57	9,3933242	35,5241117
3,6	96,4	65,28	1748,08	0,895	212,74	0	128,92	4,48	27,4264408	0	130,76	26924,09	8,5360128	35,9624536
4	96	63,06	1513,35	0,88	214,97	0	128,76	4,53	27,6795372	0	131,1	27793,97	8,267166	35,9467032
4	96	73,59	1766,25	0,9	204,43	0	126,29	4,21	25,8174647	0,01	128,24	24771,79	9,4371816	35,2546463
4	96	83,68	2008,34	0,915	194,34	0	126,39	3,89	24,5626326	0,01	127,39	21949,76	10,6599952	35,2226278
4,5	95,5	56,49	1198,85	0,85	221,53	0	129,96	4,76	28,7900388	0	132,58	30550,9	7,4894442	36,279483
4,5	95,5	94,81	2012,11	0,92	183,21	0	124,64	3,6	22,8352944	0,01	125,61	19834,98	11,9090841	34,7443785
5	95	55,18	1066,7	0,835	221,88	0	129,01	4,76	28,6247388	0	132,17	30750,95	7,2931406	35,9178794
5	95	65,33	1.241,22	0,86	212,69	0	128,41	4,4	27,3115229	0	131,03	27361,19	8,5601899	35,8717128
5	95	74,59	1417,23	0,88	203,43	0	126,07	4,12	25,6464201	0	128,36	24497,55	9,5743724	35,2207925
5	95	101,5	1928,5	0,92	176,52	0	122,8	3,43	21,676656	0,01	124,49	18807,18	12,635735	34,312391
5,3	94,7	83,44	1490,9	0,89	194,58	0	124,85	3,86	24,293313	0	127,23	22204,09	10,6160712	34,9093842
5,3	94,7	97	1733,28	0,91	181,02	0	123,23	3,53	22,3070946	0,01	125,12	19532,81	12,13664	34,4437346
5,5	95,5	99,36	1707,14	0,91	178,66	0	123,02	3,47	21,9787532	0,01	124,81	19165,59	12,4011216	34,3798748
6	**94**	**55**	**864,69**	**0,805**	**222,83**	**0**	**129**	**4,72**	**28,7**	**0**	**133**	**30673,1**	**7,33**	**36,045**
6	94	64,76	1014,5	0,835	213,27	0	128,33	4,36	27,3689391	0	130,87	27139,11	8,4751412	35,8440803
6	94	74,87	1173,03	0,86	203,15	0	125,7	4,08	25,535955	0	128,1	24573,03	9,590847	35,126802
6	94	97,49	1527,31	0,9	180,53	0	122,98	3,5	22,2015794	0	128,85	24620,68	12,5615865	34,7631659
6,3	93,7	82,45	1226,34	0,87	195,57	0	124,83	3,85	24,4130031	0	127,28	22523,12	10,494236	34,9072391
7	93	55,28	734,44	0,78	222,74	0	128,56	4,65	28,6354544	0	132,83	31836,5	7,3428424	35,9782968
7	93	78,96	1049,05	0,85	199,06	0	125,09	3,92	24,9004154	0	127,22	23468,74	10,0452912	34,9457066
7	93	94,31	1124,86	0,88	183,71	0	123,12	3,55	22,6183752	0	125,24	20169,06	11,8113844	34,4297596
7,2	92,8	96,07	1238,24	0,88	181,95	0	122,86	3,51	22,354377	0	124,96	19852,79	12,0049072	34,3592842
8	92	54,99	632,33	0,755	223,04	0	127,72	4,62	28,4866688	0	131,57	32583,2	7,2350343	35,7217031
8	92	64,32	739,63	0,79	213,71	0	128,17	4,28	27,3912107	0	130,85	27919,91	8,416272	35,8074827
8	92	86,72	997,31	0,85	191,3	0	123,83	3,7	23,688679	0	126,32	21741,26	10,9544704	34,6431494
8	92	96,95	1114,87	0,87	181,08	0	122,65	3,47	22,209462	0	124,77	19760	12,0964515	34,3059135
9	91	98,98	1000,83	0,86	179,04	0	122,13	3,4	21,8661552	0	124,35	19480,22	12,308163	34,1743182
9	91	73,59	744,12	0,8	204,43	0	125,45	3,99	25,6457435	0	128,83	25075,36	9,4805997	35,1263432
9	91	54,86	554,68	0,732	223,16	0	127,93	4,52	28,5488588	0	133,81	31946,65	7,3408166	35,8896754
10	90	100,56	905,05	0,85	177,46	0	121,8	3,35	21,614628	0	124,09	19264,11	12,4784904	34,0931184
10	90	87,01	783,13	0,82	191,01	0	123,17	3,64	23,5267017	0	125,79	21819,33	10,9449879	34,4716896
10	90	69,73	627,59	0,77	208,29	0	125,57	4,06	26,1549753	0	129,26	26458,33	9,0132998	35,1682751
10	90	54,68	492,12	0,71	223,34	0	127,73	4,5	28,5272182	0	132,89	32750,64	7,2664252	35,7936434
11	89	66,29	536,34	0,74	211,73	0	126,15	4,1	26,7097395	0	130,6	27615,87	8,657474	35,3672135
12	88	73,59	539,69	0,75	204,43	0	124,48	3,89	25,4474464	0	128,06	25492,55	9,4239354	34,8713818
12,5	87,5	98,73	691,12	0,815	179,29	0	121,48	3,34	21,7801492	0	123,84	19752,52	12,2267232	34,0068724
15	85	86,28	488,93	0,75	191,74	0	122,66	3,53	23,5188284	0	125,87	22310,57	10,8600636	34,378892
16	84	96,98	509,13	0,77	181,04	0	121,42	3,3	21,9818768	0	124,27	20155,89	12,0517046	34,0335814
20	80	54,61	218,45	0,55	223,41	0	126,01	4,04	28,1518941	0	135,38	33833,05	7,3931018	35,5449959
20	80	75,3	301,19	0,65	202,72	0	123,26	3,62	24,9872672	0	131,61	25479,3	9,910233	34,8975002
20	80	100,85	403,4	0,74	177,17	0	120,66	3,16	21,3773322	0	123,57	19622,42	12,4620345	33,8393667
25	75	65,07	195,21	0,55	212,95	0	123,68	3,69	26,337656	0	130,64	29520,87	8,5007448	34,8384008
30	70	54,79	127,85	0,45	223,23	0	123,65	3,76	27,6023895	0	132,98	35436,96	7,2859742	34,8883637
30	70	74,59	174,05	0,55	203,43	0	122,02	3,42	24,8225286	0	127,64	26422,3	9,5206676	34,3431962
30	70	86,28	201,33	0,6	191,74	0	120,94	3,24	23,1890356	0	124,91	23140,01	10,7772348	33,9662704
30	70	99,48	232,11	0,65	178,55	0	120,05	3,04	21,4349275	0	123,45	20223,87	12,280806	33,7157335
40	60	54,74	82,11	0,4	223,28	0	122,09	3,56	27,2602552	0	131,26	36808,98	7,1851724	34,4454276
40	60	66,48	99,73	0,44	211,54	0	121,62	3,37	25,7274948	0	129,63	30189,89	8,6178024	34,3452972
40	60	84,05	126,08	0,55	193,97	0	120,41	3,13	23,3559277	0	125,13	24176,86	10,5171765	33,8731042
40	60	98,93	148,39	0,58	179,09	0	119,53	2,92	21,4066277	0	123,15	20689,51	12,1832295	33,5898572
42	58	71,1	98,19	0,45	206,92	0	121,14	3,28	25,0662888	0	128,29	28437,5	9,121419	34,1877078
50	50	54,94	54,95	0,33	223,08	0	120,98	3,39	26,9882184	0	131,3	37662,21	7,213622	34,2018404
50	50	69,51	69,51	0,4	208,52	0	120,44	3,2	25,1141488	0	127,54	27739,83	8,8653054	33,9794542
50	50	100,24	100,24	0,53	177,78	0	119,06	2,81	21,1664868	0	122,81	20771,08	12,3104744	33,4769612
58	42	66,16	47,91	0,35	211,86	0	119,93	3,15	25,4083698	0	128,03	31830,29	8,4704648	33,8788346
60	40	54,72	36,48	0,29	223,3	0	120	3,27	26,796	0	131,18	38790,32	7,1781696	33,9741696
60	40	86,63	57,75	0,43	191,39	0	119,18	2,89	22,8098602	0	124,14	24426,54	10,7542482	33,5641084
60	40	79,43	52,96	0,4	198,59	0	119,4	2,97	23,711646	0	125,25	26626,95	9,9486075	33,6602535
60	40	99,1	66,06	0,48	178,92	0	118,77	2,74	21,2503284	0	122,65	21381,79	12,154615	33,4049434
70	30	54,88	23,52	0,26	223,14	0	113,51	3,17	25,3286214	0	153,98	39536,24	8,4504224	33,7790438
70	30	76,11	32,62	0,35	201,92	0	118,75	2,93	23,978	0	125,2	28420,37	9,528972	33,506972
70	30	98,65	42,28	0,44	179,37	0	118,46	2,68	21,2481702	0	122,29	21900,8	12,0639085	33,3120787
80	20	99,34	24,83	0,41	178,68	0	110,54	2,62	19,7512872	0,13	135,49	22177,24	13,4595766	33,2108638
80	20	70,98	17,75	0,3	207,04	0	105,47	2,91	21,8365088	0,8	163,13	31066,32	11,5789674	33,4154762
80	20	54,85	13,71	0,235	223,18	0	101,07	3,08	22,5568026	3,21	198,83	40265,47	10,9058255	33,4626281
90	10	54,98	6,11	0,215	223,04	0,01	88,32	3,01	19,6988928	85,35	164,98	41104,27	9,0706004	28,7694932
90	10	77,39	8,6	0,3	200,63	0	92,09	2,79	18,4760167	55,2	136,09	29149,64	10,5320051	29,0080218
90	10	98,84	10,98	0,38	179,18	0	95,58	2,57	17,1260244	35,5	126,72	22778,26	12,5250048	29,6510292
95	5	99,57	5,24	0,37	178,46	0	86,43	2,55	15,4242978	64,92	112,58	22933,78	11,2095906	26,6338884
95	5	88,62	4,66	0,33	189,4		85,49		16,191806		115,49	25788,93	10,2347238	26,4265298
95	5	54,71	2,88	0,205	223,32	0,01	82,59	2,98	18,4439988	127,46	145,26	41844,28	7,9471746	26,3911734
95	5	80,44	4,23	0,3	197,58	0	84,79	2,73	16,7528082	85,1	119,08	28425,62	9,5787952	26,3316034
99	1	82,82	0,84	0,3	195,2	0,01	79,41	2,69	15,500832	105,07	107,24	27955,6	8,8816168	24,3824488
99	1	55,16	0,56	0,2	222,86	0,01	79,6	2,96	17,739656	149,4	132,38	41900,94	7,3020808	25,0417368
99	1	99,44	1	0,36	178,58	0,04	79,31	2,54	14,1631798	87,9	101,73	23289,23	10,1160312	24,279211