

# Trabajo Fin de Máster

## *ESTUDIO DE ALTERNATIVAS PARA LA ELIMINACIÓN DE FÓSFORO EN LA EDAR DE CRISPIJANA*

**Intensificación: *TRATAMIENTO DE AGUAS***

**Autor:**

*AIDA VIADEL LINUESA*

**Director:**

*DR. JOAQUÍN SERRALTA SEVILLA*

**Codirector/es:**

*DR. RAMÓN BARAT BAVIERA*

**JUNIO, 2015**



UNIVERSITAT  
POLITÈCNICA  
DE VALÈNCIA

máster en ingeniería  
hidráulica y medio ambiente  
**mihma**



UNIVERSITAT  
POLITÈCNICA  
DE VALÈNCIA

máster en ingeniería  
hidráulica y medio ambiente  
**mihma**



## Resumen del Trabajo de Fin de Máster

### Datos del proyecto

**Título:** ESTUDIO DE ALTERNATIVAS PARA LA ELIMINACIÓN DE FÓSFORO EN LA EDAR DE CRISPIJANA

**Alumno:** AIDA VIADEL LINUESA

**Director:** DR. JOAQUÍN SERRALTA SEVILLA

**Codirector/es:** DR. RAMÓN BARAT BAVIERA

**Fecha de Lectura:** JUNIO, 2015

### Resumen

#### RESUMEN

El gran desarrollo industrial y demográfico ocurrido en los últimos años, ha provocado un incremento de los problemas de eutrofización. Previo a los años noventa, el principal objetivo de las EDAR era la reducción de la materia orgánica, de los organismos patógenos contenidos en las aguas residuales y de la materia en suspensión. Posteriormente, se observaron los efectos negativos que producían la presencia de nutrientes, principalmente nitrógeno y fósforo en el medio natural. En la actualidad los tratamientos que se llevan a cabo, están dirigidos a implementar procesos que reduzcan la concentración de nutrientes en los efluentes, a niveles que no resulten perjudiciales para el ambiente.

Es por esta razón, que muchas estaciones depuradoras han tenido que ser modificadas, para poder conseguir elevados rendimientos en la eliminación de nitrógeno y fósforo. En este proyecto, se examina la situación actual de la E.D.A.R de Crispijana, ubicada al Oeste de la ciudad de Vitoria-Gasteiz (Álava), analizándose los caudales y las características de las aguas influentes, para modificar y optimizar el sistema de tratamiento actual.

La mejora del funcionamiento de la planta se consigue mediante el planteamiento de dos alternativas, considerando la eliminación de fósforo mediante procesos físico-químicos o procesos biológicos. La eliminación biológica de fósforo produce un fango con elevadas concentraciones de fósforo, amonio y magnesio, lo cual favorece la posterior recuperación del mismo mediante un proceso de cristalización en forma de estruvita. Esta recuperación contribuye a evitar su previsible escasez como elemento finito en la naturaleza, dando como resultando un producto que puede utilizarse como fertilizante.

El estudio de las modificaciones del sistema de tratamiento se realiza mediante la herramienta

informática de simulación DESASS (Design and Simulation of Activated Sludge Systems). Con esta herramienta se obtienen los parámetros que permiten conseguir un adecuado rendimiento del proceso y un correcto dimensionamiento de los elementos. Para ello, se tienen en cuenta las condiciones óptimas de tiempo de retención celular, caudal de recirculación interna, concentración de oxígeno disuelto y las relaciones de caudal de extracción de fangos para cada uno de los elementos.

En las simulaciones realizadas, se consiguen concentraciones inferiores a 1mgP/l y 10mgN/l en el efluente para cada una de las alternativas planteadas, cumpliendo la calidad fijada por la Directiva Europea 91/271/CEE. Para la elección de la solución más adecuada, se calculan los costes de inversión (obra civil, equipos,...) y explotación (reactivos, evacuación de fangos, energía, venta de estruvita), para cada una de las alternativas planteadas, seleccionando la que resulte más viable técnica y económicamente.

## RESUM

El gran desenrotllament industrial i demogràfic ocorregut en els últims anys, ha provocat un increment dels problemes d'eutrofització. Previ als anys noranta, el principal objectiu de les EDAR era la reducció de la matèria orgànica dels organismes patògens continguts en les aigües residuals i de la matèria en suspensió. Posteriorment, es van observar els efectes negatius que produïen la presència de nutrients, principalment nitrogen i fòsfor en el medi natural. En l'actualitat els tractaments que se duen a terme, estan dirigits a implementar processos que reduïsquen la concentració de nutrients en els efluents, a nivells que no resulten perjudicials per a l'ambient.

És per esta raó, que moltes estacions depuradores han hagut de ser modificades, per a poder aconseguir elevats rendiments en l'eliminació de nitrogen i fòsfor. En este projecte, s'examina la situació actual de l'E.D.A.R de Crispijana, ubicada a l'Oest de la ciutat de Vitoria-Gasteiz (Álava), analitzant-se els cabals i les característiques de les aigües influents, per a modificar i optimitzar el sistema de tractament actual.

La millora del funcionament de la planta s'aconsegueix per mitjà del plantejament de dos alternatives, considerant l'eliminació de fòsfor per mitjà de processos fisicoquímics o processos biològics. L'eliminació biològica de fòsfor produïx un fang amb elevades concentracions de fòsfor, amoni i magnesi, la qual cosa afavorix la posterior recuperació del mateix per mitjà d'un procés de cristallització en forma d'estruvita. Esta recuperació contribuïx a evitar la seua previsible escassetat com a element finit en la naturalesa, donant com resultant un producte que pot utilitzar-se com a fertilitzant.

L'estudi de les modificacions del sistema de tractament es realitza per mitjà de la ferramenta informàtica de simulació DESASS (Design and Simulation of Activated Sludge Systems) . Amb esta ferramenta s'obtenen els paràmetres que permeten aconseguir un adequat rendiment del procés i un correcte dimensionament dels elements. Per a això, es tenen en compte les condicions òptimes de temps de retenció cel·lular, cabal de recirculació interna, concentració d'oxigen dissolt i les relacions de cabal d'extracció de fangos per a cada un dels elements.



En les simulacions realitzades, s'aconseguixen concentracions inferiors a 1mgP/l i 10mgN/l en l'efluent per a cada una de les alternatives plantejades, complint la qualitat fixada per la Directiva Europea 91/271/CEE. Per a l'elecció de la solució més adequada, es calculen els costos d'inversió (obra civil, equips,...) i explotació (reactius, evacuació de fangs, energia, venda d'estruvita) , per a cada una de les alternatives plantejades, seleccionant la que resulte més viable tècnicament i econòmicament.

## SUMMARY

The big industrial and technological development occurred during the past years has caused an increase in eutrophication problems. Before nineties, the main objective of the Wastewater Treatment Plants was the organic matter reduction, and the pathogenic organisms in sewage and suspended solids reduction. Later the negative effects from the nutrients presence were discovered. Those consisted basically on nitrogen and phosphorus in the natural environment. Nowadays wastewater treatment plants are being designed to achieve effluent nitrogen and phosphorus concentrations that are not harmful to the environment.

For that reason many WasteWater Treatment Plants (WWTP) have been modified in order to achieve higher yields in nitrogen and phosphorus removal. This job examines the current situation of the Crispijana WWTP , located on Vitoria-Gasteiz (west-Alava), analyzing the flows and the characteristics of the influent wastewater in order to modify and optimize the existing treatment system.

To improve the wastewater plant performance, phosphorus removal by physical - chemical processes or biological processes has been considered. The biological phosphorus removal produces a sludge with high concentrations of phosphorus, magnesium and ammonium, which favors the subsequent recovery thereof by a crystallization process in the form of struvite. This recovery helps prevent foreseeable shortage as finite element in nature, giving a resulting product that can be used as fertiliser.

The study of the required modifications of the treatment system has been carried out using the computer simulation tool DESASS (Design and Simulation of Activated Sludge Systems). With this tool the operating conditions for achieving adequate process performance and proper sizing of the elements are obtained. These operating conditions are, among others: sludge retention time, internal recirculation flow rate and dissolved oxygen concentrations.

In the simulations performed, effluent phosphorus concentrations below 1mgP/l and effluent nitrogen concentrations below 10mgN / l have been achieved for each of the alternatives proposed, fulfilling the quality set by the European Directive 91/271 / CEE. For choosing the most appropriate solution , the investment (civil works , equipment, ... ) and exploitation costs (reagents, sludge disposal , energy, sale of struvite ) have been calculated for each of the proposed alternatives , selecting which is most technically and economically viable.

**Palabras clave (máximo 5): FÓSFORO, ESTRUVITA, CRISPIJANA, EDAR, SIMULACIÓN**



UNIVERSITAT  
POLITÈCNICA  
DE VALÈNCIA

máster en ingeniería  
hidráulica y medio ambiente  
**mihma**

## AGRADECIMIENTOS

---

A todas las personas que de algún modo se han visto implicadas en este proyecto, especialmente a mis tutores Joaquín Serralta Sevilla y Ramón Barat Baviera, por toda su dedicación y trabajo.

A todos mis compañeros del Master de Ingeniería Hidráulica y Medio Ambiente 2013/14 por su ayuda y apoyo.

Finalmente a toda mi familia y amigos, por estar ahí siempre que los he necesitado, y que sin ellos esto no hubiera sido posible.



UNIVERSITAT  
POLITÈCNICA  
DE VALÈNCIA

máster en ingeniería  
hidráulica y medio ambiente  
**mihma**



## ÍNDICE

---

CAPÍTULO 1: INTRODUCCIÓN.....	1
CAPÍTULO 2: MARCO TEÓRICO .....	3
2.1 Eliminación de nutrientes .....	3
2.1.2 Eliminación biológica de nitrógeno .....	4
2.1.2 Eliminación de fósforo.....	8
2.1.3. Eliminación de nitrógeno y fosforo conjuntamente .....	14
2.2 Recuperación de fósforo .....	17
2.2.1 Contexto .....	17
2.2.2 Precipitación de estruvita .....	19
CAPÍTULO 3. MARCO LEGISLATIVO .....	25
3.1 Legislación Europea.....	25
3.1.1 Directiva 91/271/CEE .....	25
3.1.2 Directiva 2000/60/CE .....	26
3.2 Legislación Estatal .....	27
3.2.1 .Ley 29/1985 de 2 de agosto, de Aguas. ....	27
3.2.2. Real Decreto Ley 11/1995, de 28 de diciembre. ....	28
3.2.3. Ley 46/1999, modificación de la Ley de 29/1985 de Aguas.....	28
3.3 Legislación Autonómica del País Vasco.....	29
3.3.1 .Ley 3/1998 de 27 de febrero, de Protección del Medio Ambiente .....	29
3.3.2. Ley 1/2006 de 23 de junio, de Aguas .....	30
3.3.3. Ley 2/2013 de 10 de octubre, de modificación de la Ley 16/1994 de 30 de junio, de Conservación de la Naturaleza del País Vasco .....	31
CAPÍTULO 4. JUSTIFICACIÓN Y OBJETIVOS.....	33
CAPÍTULO 5. DESCRIPCIÓN DE LA E.D.A.R DE CRISPIJANA.....	37
5.1 Ubicación de la EDAR .....	37
5.2 Descripción del tratamiento actual de la EDAR de Crispijana.....	40
5.2.1 Línea de tratamiento de agua .....	40
5.2.2 Línea de tratamiento de fangos .....	45
5.2.3 Línea de gas .....	50

5.3 Caracterización del agua residual de entrada a la EDAR.....	53
5.3.1 Análisis de los resultados obtenidos en las analíticas para la E.D.A.R de Crispijana	53
5.3.2 Caudales de diseño.....	57
5.3.3 Temperatura.....	57
5.3.4 Caracterización del agua residual de entrada.....	58
5.3.5 Calidad del efluente .....	63
CAPÍTULO 6. ALTERNATIVAS DE TRATAMIENTO PROPUESTAS.....	65
6.2 Alternativa 1: Eliminación química de fósforo .....	65
6.2 Alternativa 2: Eliminación biológica de fósforo y su recuperación.....	66
CAPÍTULO 7: CÁLCULO DE LAS ALTERNATIVAS PLANTEADAS.....	69
7.1 Descripción del programa de simulación DESSAS.....	69
7.2 Introducción de datos en DESASS .....	73
7.3. Alternativa 1: Eliminación química de fósforo .....	75
7.4. Alternativa 2: Eliminación biológica de fósforo y su recuperación.....	77
7.4.1 Recuperación de fósforo por cristalización de estruvita.....	83
CAPÍTULO 8. VALORACIÓN ECONÓMICA DE LAS ALTERNATIVAS .....	91
8.1. Alternativa 1. Eliminación química de fósforo .....	91
8.1.1 Costes constructivos .....	91
8.1.2 Costes de explotación .....	94
8.2. Alternativa 2. Eliminación biológica de fósforo y su recuperación.....	98
8.2.1 Costes constructivos.....	98
8.2.2 Costes de explotación .....	110
8.3 Justificación de la solución seleccionada. ....	116
CONCLUSIONES .....	119
REFERENCIAS.....	121
ANEXO I. DESCRIPCIÓN DEL PROGRAMA DE SIMULACIÓN DESASS.....	125
A1.1 Introducción.....	125
A1.2 Caracterización del agua influente .....	126
A1.3 Elementos utilizados .....	128
A1.3.1 Decantador primario.....	129
A1.3.2. Reactor de fangos activos .....	129
A1.3.3 Decantador secundario.....	130
A1.3.4 Espesador .....	130



A1.3.5 Fermentador .....	130
A1.3.6 Digestión anaerobia .....	131
A1.3.7 Deposito tampón .....	132
A1.3.8 Deshidratación mecánica.....	132
A1.3.9 Nudo.....	133
A1.3.10 Soplante .....	133
ANEXO II. VALORACIÓN ECONÓMICA DE LA ALTERNATIVA 1: ELIMINACIÓN QUÍMICA DE FÓSFORO .....	135
ANEXO III. VALORACIÓN ECONÓMICA DE LA ALTERNATIVA 2: ELIMINACIÓN BIOLÓGICA DE FÓSFORO Y RECUPERACIÓN DE NUTRIENTES .....	137



UNIVERSITAT  
POLITÈCNICA  
DE VALÈNCIA

máster en ingeniería  
hidráulica y medio ambiente  
**mihma**



## ÍNDICE DE TABLAS

---

Tabla 1. Requisitos para los vertidos procedentes de instalaciones de depuración de aguas residuales urbanas .....	26
Tabla 2. Requisitos de nutrientes para los vertidos procedentes de instalaciones de depuración de aguas residuales urbanas .....	26
Tabla 3. Concentraciones medias de entrada y salida .....	56
Tabla 4. Parámetros y unidades para la caracterización del agua de entrada .....	60
Tabla 5. Factores de conversión del Nitrógeno, Fósforo y sólidos .....	62
Tabla 6. Fracciones solubles y particuladas de los componentes del modelo.....	63
Tabla 7. Requisitos de vertidos procedentes de depuradoras de agua residual urbana. Decreto 91/271/CEE. ....	63
Tabla 8. Caudal óptimo de reactivo .....	75
Tabla 9. Porcentaje de la fracción volátil y biodegradable .....	77
Tabla 10. Características del agua efluente .....	77
Tabla 11. Variación de los sólidos suspendidos en los espesadores de fangos primarios.....	81
Tabla 12. Simulación para conseguir un reparto de caudales óptimo.....	82
Tabla 13. Características del agua efluente .....	83
Tabla 14. Composición de la corriente de sobrenadante .....	83
Tabla 15. Parámetros de diseño de la zona de reacción del cristalizador .....	85
Tabla 16. Velocidad de sedimentación discreta en función del tamaño de partícula. ....	87
Tabla 17. Producción de estruvita y concentración de fósforo del efluente .....	89
Tabla 18. Costes constructivos. Alternativa 1: Eliminación Biológica de Fósforo.....	94
Tabla 19. Tabla estimación del biogás para la alternativa 1: Eliminación Química de Fósforo ...	97
Tabla 20. Costes de explotación. Alternativa 1: Eliminación Biológica de Fósforo.....	98
Tabla 21. Catálogo de medidas y capacidades de Aquadiposits.....	99
Tabla 22. Detalle de los parámetros de las tuberías necesarias. ....	102
Tabla 23. Diámetro diseño y diámetro seleccionada para cada tubería.....	103
Tabla 24. Velocidad real de cada tubería con los diámetros seleccionados.....	103
Tabla 25. Velocidad real de cada tubería para los nuevos diámetros seleccionados.....	103
Tabla 26. Características físicas del agua. Fuente: METCALF & EDDY, INC. Ingeniería de aguas residuales. Mc Graw Hill.....	105
Tabla 27. Cálculo de $Re$ y $f$ .....	105
Tabla 28. Cálculo pérdidas continuas.....	105
Tabla 29. Valores aproximados del coeficiente de resistencia de los accesorios. Fuente: Cátedra de Ingeniería Rural Escuela Universitaria de .....	
Ingeniería Técnica Agrícola de Ciudad Real .....	106
Tabla 30. Cálculo pérdidas localizadas .....	106
Tabla 31. Cálculo pérdidas totales .....	107
Tabla 32. Cálculo altura manométrica .....	108
Tabla 33. Características de potencia de las bombas seleccionadas. Fuente: Ebara.....	109



Tabla 34. Costes constructivos totales. Alternativa 2. Eliminación biológica de fósforo .....	110
Tabla 35. Datos empleados para el cálculo de coste energético de bombeo.....	114
Tabla 36. Estimación del biogás para la alternativa 2, Eliminación biológica de fósforo .....	115
Tabla 37. Costes de explotación para la alternativa 2: Eliminación biológica de fósforo.....	116
Tabla 38. Cuadro resumen de los costes totales anuales para las dos alternativas planteadas.....	116
Tabla 39. Relaciones para la caracterización del agua. Fuente: Desass 7.1.....	128



## ÍNDICE DE FIGURAS

---

Figura 1. Esquema del proceso Ludzack-Ettinger modificado para la eliminación biológica de nitrógeno. Elaboración propia. Fuente: (Ferrer. P y Seco. A, 2007) .....	7
Figura 2. Variación sobre el sistema Ludzack-Ettinger modificado. Esquema Bardenpho Elaboración propia. Fuente: (Ferrer. P y Seco. A, 2007) .....	8
Figura 3. Proceso de la eliminación biológica de fósforo. Fuente (Suarez.J y Jácome.A, 2007)	11
Figura 4. Variación de la concentración de fosfato durante el proceso de eliminación biológica de fósforo. ....	11
Figura 5. Esquema A/O para la eliminación biológica de fósforo. Elaboración propia. Fuente: (Ferrer. P y Seco. A, 2007) .....	12
Figura 6. Esquema A2/O, para la eliminación conjunta por vía biológica de nitrógeno y fósforo Elaboración propia. Fuente: (Ferrer. P y Seco. A, 2007) .....	14
Figura 7. Esquema UCT Elaboración propia. Fuente: (Ferrer. P y Seco. A, 2007) .....	15
Figura 8. UCT modificado Elaboración propia. Fuente: (Ferrer. P y Seco. A, 2007) .....	15
Figura 9. Esquema JHB (Johannesburg). Elaboración propia. Fuente: (Ferrer. P y Seco. A, 2007).....	16
Figura 10. Esquema ISAH Elaboración propia. Fuente: (Ferrer. P y Seco. A, 2007) .....	17
Figura 11. Estruvita granulada. Fuente: (Paques, 2007) .....	19
Figura 12. Localización Vitoria-Gasteiz.....	37
Figura 13. Vista aérea de la planta de Crispijana .....	38
Figura 14. Reactor biológico. Fuente:DAM,2015 .....	39
Figura 15. Sistema de filtración. Fuente: DAM,2015 .....	39
Figura 16. Esquema de simulación para la planta de Crispijana, con eliminación química de fósforo. (Elaboración propia) .....	66
Figura 17. Esquema de simulación para la planta de Crispijana, con eliminación química de fósforo (Elaboración propia) .....	67
Figura 18. Representación de la línea de agua .....	73
Figura 19. Caracterización del agua de entrada.....	74
Figura 20. Representación de la línea de agua con la adicción de reactivo.....	75
Figura 21. Representación de la línea de agua y de fango.....	76
Figura 22. Representación de la línea de agua .....	78
Figura 23. Representación del esquema de la EDAR de Crispijana con el sistema de elutriación mixto en la simulación del programa DESASS.....	79
Figura 24. Perfiles de sólidos suspendidos para el espesador 1. ....	81
Figura 25. Diseño típico de un reactor de tanque agitado con un agitador de hélices. Fuente: CALAGUA.....	85
Figura 26. Dimensiones del cristizador en mm .....	88
Figura 27. Depósito de poliéster para el almacenamiento de productos químicos (EDAR Zuia)	93
Figura 28. Características de aireación, obtenido del programa de simulación DESASS 7.1.....	96
Figura 29. Fase construcción cámara de mezcla.....	100

Figura 30. Catálogo de bombas centrifugas monobloc y normalizadas según DIN 24255 de hierro fundido. Fuente: Ebara .....	109
Figura 31. Características de aireación obtenida del programa de simulación DESASS 7.1 .....	112
Figura 32. Barra menú y línea de botones del programa.....	125
Figura 39. Menú principal para introducir elementos .....	126
Figura 34. Menú principal para introducir líneas de unión.....	126
Figura 35. Línea de agua junto con un elemento de entrada (decantador primario) .....	127
Figura 36. Ventana para introducir los datos de entrada .....	127
Figura 37. Fases de la fermentación anaerobia y poblaciones de microorganismos: 1) Bacterias hidrolíticas-acidogénicas; 2) Bacterias acetogénicas; 3) Bacterias homoacetogénicas; 4) Bacterias metanogénicas hidrogenófilas; 5) Bacterias metanogénicas acetoclásticas. Fuente: GIRO.....	132



## ÍNDICE DE GRÁFICOS

---

Gráfico 1. Evolución de las concentraciones medias mensuales de sólidos en suspensión (SS) a la entrada y salida de la planta de Crispijana.....	54
Gráfico 2. Evolución de las concentraciones medias mensuales de la demanda química de oxígeno (DQO) a la entrada y salida de la planta de Crispijana. ....	54
Gráfico 3. Evolución de las concentraciones medias mensuales de la demanda química de oxígeno (DBO5) a la entrada y salida de la planta de Crispijana.....	55
Gráfico 4. Evolución de las concentraciones medias mensuales de nitrógeno total (NT) a la entrada y salida de la planta de Crispijana. ....	55
Gráfico 5. Evolución de las concentraciones medias mensuales de fósforo total (PT) a la entrada y salida de la planta de Crispijana. ....	56
Gráfico 6. Evolución del caudal medio mensual (m3/d) en la entrada de la planta de Crispijana.....	57
Gráfico 7. Grafico temperatura media anual del agua. Fuente: AGENCIA VASCA METEOROLÓGICA (EUSKALMET).....	58
Gráfico 8. Representación de los datos seleccionados para la simulación de la planta de Crispijana.....	59
Gráfico 9. Variación del caudal de recirculación interno .....	78
Gráfico 10. Volumen mínimo para la cámara de mezcla en función del TRC. ....	80



UNIVERSITAT  
POLITÈCNICA  
DE VALÈNCIA

máster en ingeniería  
hidráulica y medio ambiente  
**mihma**

---

## **CAPÍTULO 1: INTRODUCCIÓN**

Las acciones antrópicas sobre el uso del agua (urbano, doméstico, industrial, ganadero, agrícola...), van transformando la naturaleza de esta, generándose lo que se conoce como aguas residuales, imposibilitando su utilización posterior y el vertido directo al medio, que causaría, no solo un deterioro ambiental, sino un peligro para la salud pública.

El principal objetivo de la depuración de las aguas residuales es la conservación y recuperación de los recursos hídricos y de los ecosistemas que se encuentran en las zonas donde se vierten. Una estación depuradora de aguas residuales (E.D.A.R), pudiéndose llamar igualmente, planta de depuración o planta de tratamiento de aguas residuales (P.T.A.R), incorpora procesos físicos, químicos y biológicos, teniendo como objetivo conseguir, a partir de aguas negras o mezcladas, un agua efluente de mejores características de calidad y cantidad, tomando como base ciertos parámetros normalizados.

De forma general, una E.D.A.R es una herramienta básica para la protección medioambiental que trata el agua residual local procedente en mayor medida del

consumo humano así como de la escorrentía superficial del drenaje de las zonas urbanizadas, mediante procesos y tratamientos más o menos estandarizados y convencionales, existiendo, del mismo modo, aquellas que se diseñan y construyen para tratar el agua residual que generan las grandes empresas.

Con anterioridad a los años noventa el principal objetivo de las E.D.A.R era la reducción de la materia orgánica, de los organismos patógenos contenidos en las aguas residuales y la materia orgánica en suspensión. Posteriormente, se observaron los efectos negativos que producían la presencia de nitrógeno y fósforo en el medio natural, provocando la eutrofización de las masas de aguas con lo que el interés por reducir estos aportes aumentó notablemente.

La problemática asociada a la presencia de nutrientes, mayoritariamente nitrógeno y fósforo, radica ante todo en un deterioro progresivo de los cuerpos de agua así como la posibilidad de pérdida de los ecosistemas acuáticos importantes para el mantenimiento de la calidad del recurso y del ambiente. El fósforo es un elemento vital para las formas de vida, siendo los fosfatos un compuesto esencial en los procesos de transferencia de energía tales como el metabolismo, la fotosíntesis, la acción muscular y la función nerviosa. Además, el nitrógeno genera efectos negativos, como la reducción de la concentración de oxígeno disuelto (OD) en aguas receptoras y su consecuente toxicidad para la vida acuática. (Dapena.J 1995 y Ramalho.R, 1996)

---

## **CAPÍTULO 2: MARCO TEÓRICO**

En este capítulo se detallan las ideas generales de teoría, técnica y metodología de la eliminación de nitrógeno y fósforo, así como la posible recuperación de fósforo en forma de estruvita y sus aplicaciones en el medio.

### **2.1 Eliminación de nutrientes**

La eutrofización es un fenómeno que se ha puesto de manifiesto de forma muy clara en los últimos años en parte de las aguas continentales y costeras de la geografía peninsular y que se caracteriza por el desarrollo masivo de algas y plantas acuáticas arraigadas en cursos de agua poco profundos. La presencia de estas plantas puede interferir con los usos beneficiosos de los recursos hidráulicos. Este fenómeno suele aparecer asociado al vertido de aguas residuales, depuradas o sin depurar, con un contenido muy elevado de nutrientes (nitrógeno y fósforo, fundamentalmente).

El nitrógeno y el fósforo constituyen elementos esenciales para la vida biológica puesto que son los responsables del crecimiento de los organismos animales y vegetales en el medio acuático. En condiciones normales estos compuestos provienen

fundamentalmente de la degradación de la materia orgánica muerta, mientras que, en condiciones del medio alteradas, los aportes adicionales proceden en gran medida de ciertas instalaciones industriales y de vertidos residuales urbanos, así como del uso creciente de fertilizantes y pesticidas en la agricultura. No obstante, su presencia en exceso en el vertido de aguas residuales tratadas puede ser nefasta desde el punto de vista ecológico ya que pueden producir los siguientes efectos en el curso del cauce receptor.

- Disminución de la diversidad de las especies y modificación de la flora y la fauna
- Incremento de la turbidez
- Peligro para la salud pública
- Reducción de la concentración de oxígeno disuelto en las aguas

Para la eliminación de estos nutrientes de las aguas residuales se utilizan métodos biológicos y físicos-químicos. Inicialmente se abordó por vía biológica la eliminación del nitrógeno y por precipitación química la eliminación del fósforo. Posteriormente, se ha ido introduciendo la eliminación por vía biológica para el fósforo, por la menor producción de fangos. (Ferrer. P y Seco. A, 2007)

### **2.1.2 Eliminación biológica de nitrógeno**

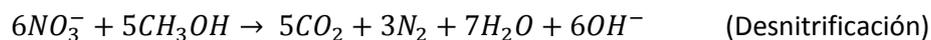
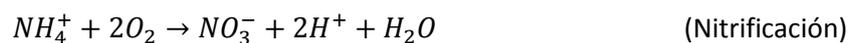
El nitrógeno presente en un agua residual urbana se encuentra mayoritariamente en forma de nitrógeno amoniacal o nitrógeno orgánico. Para conseguir la eliminación biológica de nitrógeno es necesaria la conjunción de dos etapas que corresponden a los procesos de nitrificación y desnitrificación.

En la primera etapa (nitrificación), el nitrógeno amoniacal es oxidado a nitrato por microorganismos aerobios que usan el oxígeno molecular ( $O_2$ ) como aceptor de electrones, y en la segunda etapa (desnitrificación), los microorganismos heterótrofos facultativos utilizan los nitratos como aceptores de electrones para la respiración celular convirtiéndolo en nitrógeno gas que se escapa a la atmósfera. (Mayo. R, 2010)

Estos procesos de nitrificación-desnitrificación son los más adecuados para la eliminación de nitrógeno por los siguientes motivos: (Ferrer. P y Seco. A, 2007)

- Presenta elevada eficacia de eliminación
- Alta estabilidad y fiabilidad
- Relativa facilidad de control del proceso
- Reducida necesidades de espacio
- Coste moderado

A continuación, muestran las reacciones que describen los procesos de eliminación del nitrógeno de las aguas residuales urbanas.



### **2.1.2.1 Nitrificación**

La nitrificación es la oxidación biológica de amonio a nitrito con oxígeno, seguida por la oxidación del nitrito generado a nitrato. Para que se produzca la nitrificación es necesaria la actuación de las bacterias Amonio Oxidantes y Nitrito Oxidantes.

Las bacterias Amonio oxidantes, se limitan a dos clases diferentes dentro del phylum Proteobacteria: Gammaproteobacterias y Betaproteobacterias. La mayoría son Betaproteobacterias, incluyendo Nitrosomonas y Nitrospira. (Mota et al, 2005). Estas bacterias realizan la primera fase de la nitrificación, oxidan el amoníaco a nitrito (producto intermedio). Las bacterias Nitrito Oxidantes forman cuatro grupos filogenéticos distintos: Nitrobacter, Nitrococcus, Nitrospina y Nitrospira (Mota et al, 2005), las cuales se encargan de la segunda fase de la nitrificación, transformando el nitrito en nitrato.

Estas bacterias consumen oxígeno disuelto durante este proceso y producen a la vez disminución de la alcalinidad del agua residual. El rendimiento de este proceso depende de la velocidad específica de nitrificación, que viene determinada por los siguientes parámetros: (Escaler.M y Mujeriego.R, 2001)

- Temperatura
- Oxígeno disuelto
- pH
- Relación materia orgánica/nitrógeno
- Presencia de determinadas sustancias inhibidoras y tóxicas

### *2.1.2.2 Desnitrificación*

Se conoce con el nombre de desnitrificación al proceso por el cual el nitrato se convierte en nitrógeno gas. Generalmente el principal objetivo de dicho proceso es la eliminación de nitrógeno, pero en los procesos que se lleva a cabo la fase de nitrificación, el incluir la etapa de desnitrificación permite un ahorro de energía al utilizar los nitratos como aceptores de electrones en vez de oxígeno. Por otra parte, la nitrificación supone un consumo de alcalinidad, sin embargo la desnitrificación produce aumento de la misma.

Para que se produzca la desnitrificación se requiere una serie de condiciones que se especifican a continuación:

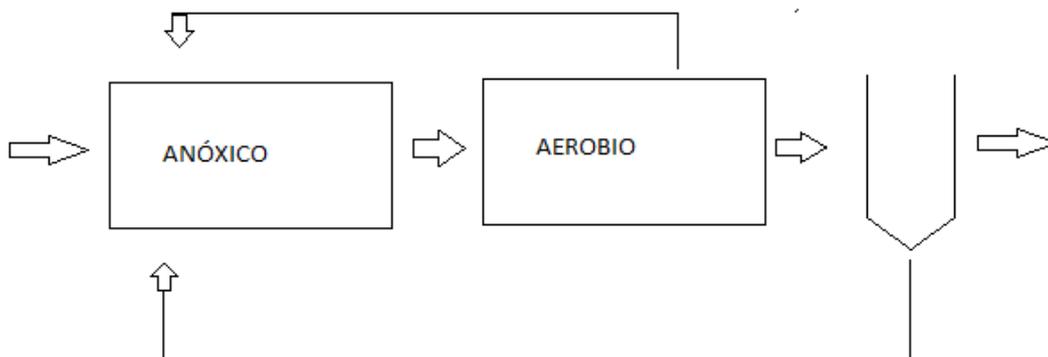
- pH ligeramente básico
- Condiciones anóxicas: las bacterias que llevan a cabo la desnitrificación son heterótrofas facultativas que tienen preferencia por utilizar el oxígeno como aceptor de electrones. Por este motivo, la velocidad del proceso de desnitrificación disminuye conforme aumenta la concentración de oxígeno disuelto.

### 2.1.2.3 Esquemas del proceso de eliminación biológica de nitrógeno

La instalación más común para la eliminación biológica de nitrógeno, consiste en la colocación de dos tanques en serie, un tanque anóxico seguido de un tanque aerobio. (Proceso Ludzack-Ettinger modificado), con una recirculación desde el final del tanque aerobio hasta el principio del tanque anóxico. Esta recirculación es imprescindible para que los nitratos generados en el tanque aerobio puedan ser eliminados.

El tanque anóxico recoge el agua procedente del tratamiento primario (si se dispone), el caudal de recirculación interna procedente de tanque aerobio y el caudal de la recirculación de fangos decantados. En este tanque se realiza la degradación de la materia orgánica utilizando el nitrato como aceptor de electrones. Este tanque se mantiene mezclado pero sin suministro de oxígeno externo.

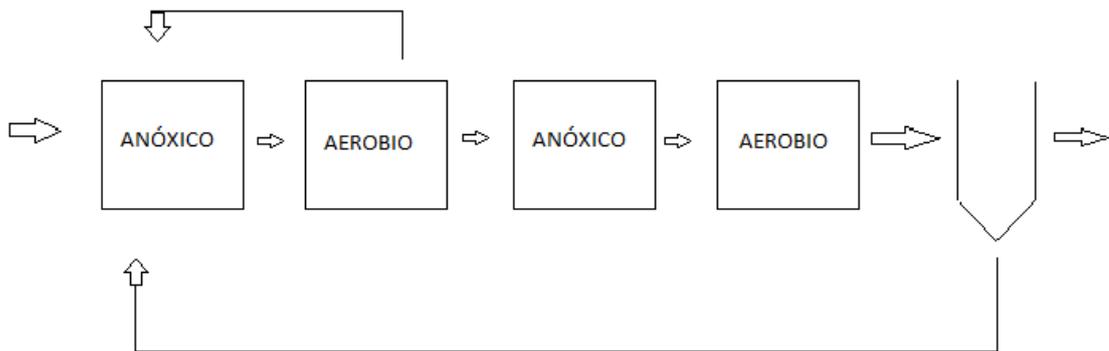
El segundo tanque, está en condiciones aerobias, produciéndose simultáneamente la degradación de la materia orgánica y la oxidación del amonio a nitrato. En la figura 1 se muestra el esquema del proceso:



**Figura 1.** Esquema del proceso Ludzack-Ettinger modificado para la eliminación biológica de nitrógeno. Elaboración propia. Fuente: (Ferrer. P y Seco. A, 2007)

Una variación del sistema Ludzack-Ettinger modificado es el proceso Bardenpho que consta de cuatro etapas. En este sistema se adicionan dos nuevas etapas al proceso base, una anóxica y una aerobia. En la segunda etapa anóxica la materia orgánica utilizada es la procedente de la degradación de la biomasa endógena, consiguiéndose

un aumento en el rendimiento de eliminación de nitrógeno oxidado. La última etapa aerobia elimina por arrastre el nitrógeno gas formado durante la desnitrificación, mejorando de esta forma la sedimentabilidad del fango. El esquema queda representado en la figura 2.



**Figura 2.** Variación sobre el sistema Ludzack-Ettinger modificado. Esquema Bardenpho  
Elaboración propia. Fuente: (Ferrer. P y Seco. A, 2007)

### 2.1.2 Eliminación de fósforo

El fósforo se presenta en el agua residual en forma de ortofosfato ( $PO_4^{3-}$ ), polifosfatos ( $P_2O_7^{4-}$ ) y formas orgánicas de fósforo. Los dos últimos términos engloban hasta el 70% del fósforo contenido en el agua residual. Los microorganismos utilizan el fósforo para la síntesis celular y en el transporte de energía. Por ello entre el 10 y 30% del fósforo presente se elimina durante el tratamiento biológico secundario, siendo insuficiente para cumplir con los requisitos de vertido a zona sensible. Para conseguir niveles de fósforo más bajos en el efluente, es necesario eliminar más cantidad de la estrictamente necesaria para el mantenimiento y síntesis celular.

La eliminación del fósforo puede realizarse de dos formas, química o biológicamente. En ambos casos, el fósforo insoluble, aproximadamente el 10% del fósforo total, es eliminado en la decantación primaria y, posteriormente, en la secundaria, se eliminarán los ortofosfatos (15-20% del fósforo total) incorporados a las células del fango activado.

### 2.1.2.1 Eliminación química de fósforo

Tradicionalmente en Europa se han utilizado procesos físico-químicos mediante la adición de sales de hierro o de aluminio, y en menor medida de calcio. Con la adición de estas sales se obtienen formaciones de precipitados mixtos de hidróxidos y fosfatos que decantan rápidamente.

Este proceso es sencillo, teniendo como mayor problema la gran producción de fangos, a los cuales pueden llegar sustancias tóxicas que precipitan, quedándose en estos y provocando que no se produzca degradación biológica. Esto dificulta su aprovechamiento agrícola y complica mucho su vertido.

La adición del reactivo puede realizarse antes de la decantación primaria, en el tratamiento biológico o antes de la decantación secundaria. Esta acción se realiza con el objetivo de obtener fosfatos e hidróxidos de fósforo que decanten rápidamente. Los productos químicos que comúnmente se utilizan para eliminar el fósforo incluyen las sales metálicas y la cal. (Suarez.J y Jácome.A, 2007)

- Sales metálicas

Las sales metálicas más comunes son el cloruro de hierro y el sulfato de aluminio. También se utilizan el sulfato de hierro y el cloruro ferroso, que se pueden obtener como subproductos en la fabricación de aceros (aguas de decapado). El uso de polímeros combinados con sales de hierro y aluminio también ha proporcionado resultados satisfactorios.

- La cal

La cal no se emplea con demasiada frecuencia, por los siguientes motivos:

- Aumento en la cantidad de fango producido,
- Problemas de explotación y de mantenimiento relacionados con su manejo, almacenamiento y dosificación.

### 2.1.2.2 Eliminación biológica de fósforo

La eliminación biológica de fósforo se viene desarrollando desde finales de los años 50 (Morse G.K. et al., 1997). Está ligada a la proliferación de bacterias acumuladoras de polifosfatos (PAOs), que son capaces de almacenar en su interior fósforo en forma de polifosfatos, en cantidades muy superiores a las necesarias para la síntesis celular. Para el desarrollo de estas bacterias es necesario someter al fango a una alternancia de condiciones aerobias y anaerobias y a la existencia de ácidos grasos volátiles durante la etapa anaerobia.

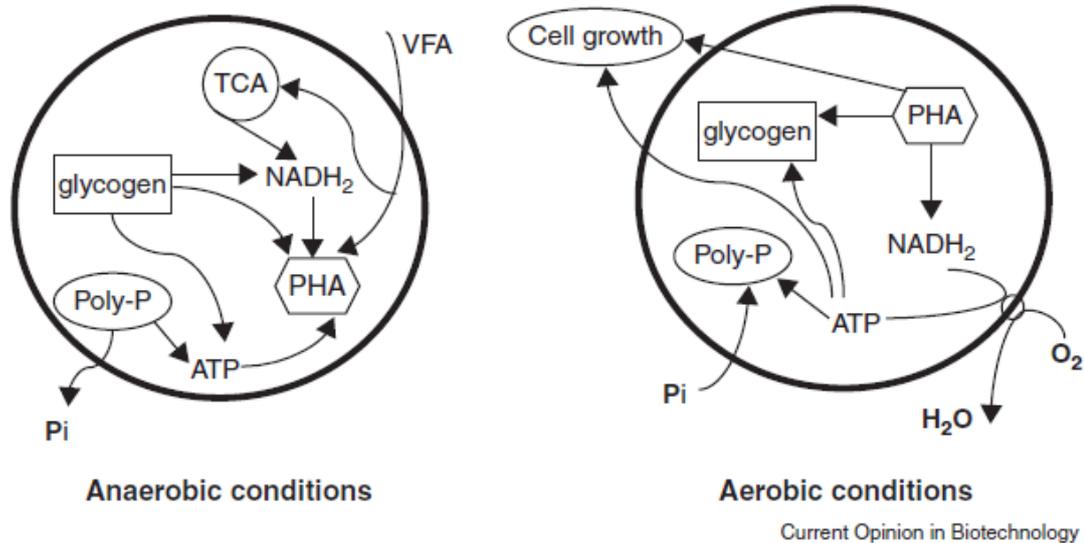
En condiciones anaerobias, las bacterias PAOs toman del medio ácidos grasos volátiles (AGV) y los almacenan en forma de poli-hidroxi-alcanotatos (PHA). Estos ácidos volátiles pueden provenir del agua residual o ser generados por las bacterias acidogénicas a partir de la materia orgánica fácilmente biodegradable. La energía necesaria para el almacenamiento de los ácidos es obtenida por la descomposición de los polifosfatos almacenados previamente, descargándolos al medio. En la fase aerobia, las bacterias PAOs utilizan el sustrato almacenado en la fase anterior, dando lugar al crecimiento de las mismas. Así mismo, utilizan parte de este sustrato almacenado para acumular fósforo intracelularmente en forma de polifosfatos, asegurado las reservas de energía necesarias para la siguiente fase anaerobia. (Marco, P, 2014)

De forma resumida en las etapas del proceso de eliminación biológica de fósforo sucede lo siguiente:

- Fase anaerobia: La célula utiliza su energía acumulada para metabolizar los ácidos volátiles, llenando así su stock de sustrato carbonoso y vaciando su stock de polifosfatos en forma de fosfatos que son vertidos al agua.
- Fase aerobia: La célula asimila los fosfatos presentes en el agua. Los fosfatos inorgánicos son convertidos en polifosfatos de alto contenido energético que se acumulan en la célula. Para realizarlo metaboliza las materias carbonosas acumuladas, retornando al agua  $CO_2$  y  $H_2O$ . La célula vacía su stock de sustratos carbonosos, llena el stock de polifosfatos y además se multiplica.

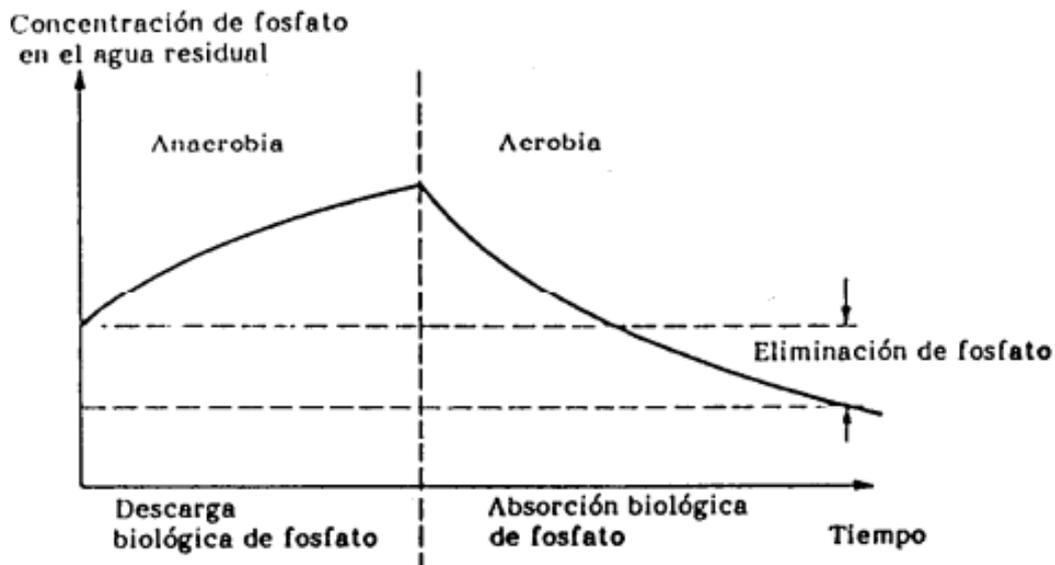
Las bacterias PAOs son capaces de utilizar el nitrato como aceptor de electrones por lo que fase aerobia puede ser sustituida por una fase anóxica.

En la siguiente figura se representa el proceso descrito.



**Figura 3.** Proceso de la eliminación biológica de fósforo. Fuente (Suarez.J y Jácome.A, 2007)

En la figura 4 se representa de forma esquemática la variación del fósforo en un reactor discontinuo debido a la alternancia entre condiciones anaerobias y aeróbicas



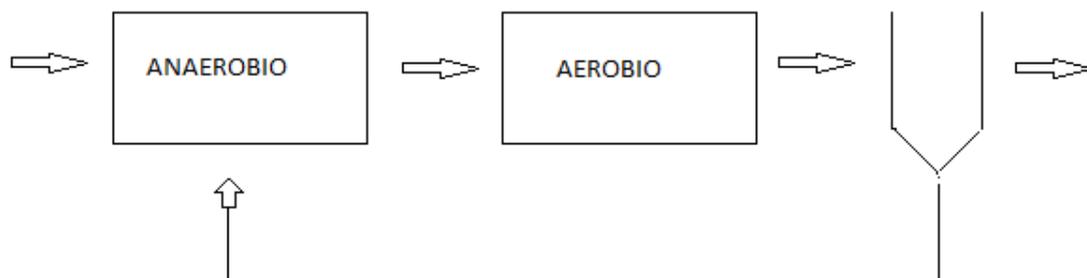
**Figura 4.** Variación de la concentración de fosfato durante el proceso de eliminación biológica de fósforo.

La eliminación biológica de fósforo presenta una serie de ventajas frente a la eliminación química:

- No supone costes de reactivo
- Menor producción de fangos
- Ausencia de elevadas concentraciones de hierro y aluminio en el efluente.
- Fango con alto porcentaje de fósforo.

En la práctica existen diversos esquemas que permiten la desfosfatación biológica (Bardenpho, UCT, Phoredox, etc.) teniendo todos en común la zona anaerobia de cabeza.

El esquema de proceso más simple es el A/O (Hong y col., 1990; Tracy y col., 1990), consistente en una secuencia de etapas anaerobia/aerobia, tal y como se ha comentado anteriormente. En la etapa anaerobia tiene lugar la captación de AGV, la ruptura de polifosfatos y liberación de P. En la etapa aerobia se consume la materia orgánica almacenada, al tiempo que se reduce la concentración de ortofosfatos en el medio extracelular como consecuencia de su captura y almacenamiento en el medio intracelular. La presencia de nitrato en el reactor anaerobio (introducido por la corriente de recirculación de fangos) disminuye el rendimiento del proceso. Sin embargo, debido a las bajas edades de fango utilizadas, el contenido en nitratos de esa corriente suele ser mínimo. (Rodrigo.MA, et al. 1999).Dicho esquema viene representado en la siguiente figura.



**Figura 5.** Esquema A/O para la eliminación biológica de fósforo. Elaboración propia. Fuente: (Ferrer. P y Seco. A, 2007)

#### 2.1.2.1.1 Factores que limitan el rendimiento de los sistemas biológicos de eliminación de fósforo

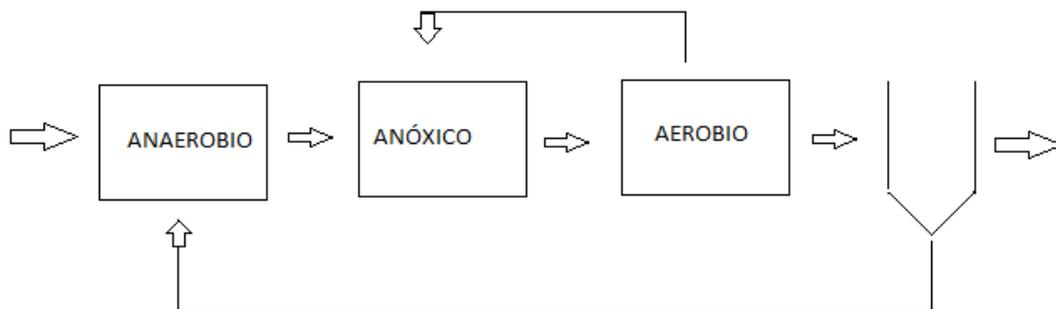
Los factores fundamentales que pueden afectar negativamente al rendimiento de la eliminación biológica de fósforo son los siguientes:

- Escasa concentración de ácidos orgánicos en el agua residual. La tasa y el nivel de fósforo liberado en la fase anaerobia depende de la cantidad de sustrato disponible para captar y almacena en forma de polifosfato.
- Tiempo de retención celular elevado. Con tiempos elevados las bacterias acaban muriendo y liberan el fósforo que habían almacenado. El proceso de oxidación total es menos eficiente en la eliminación de fósforo que el proceso convencional.
- Presencia de nitratos y nitritos en los flujos afluentes al tanque anaerobio. Si al sistema entran nitratos y nitritos, los microorganismos consumirán rápidamente toda la cantidad de sustrato posible por vía óxica. La liberación de fósforo se ve inhibida al producirse una respiración anóxica a base de nitratos, predominando el proceso de bioacumulación de fósforo.(Castillo,P et al,2005)
- Redisolución de fosfatos en las sucesivas fases del tratamiento y deshidratación de fangos. El fósforo eliminado se extrae con la purga. Cuando este fango se lleva a digestión las bacterias PAO mueren (especialmente en la digestión anaerobia) y liberan al agua el polifosfato almacenado. Además el fósforo orgánico del tejido celular es mayoritariamente hidrolizado. El fósforo liberado retorna a cabeza de planta con los sobrenadantes de la línea de fangos, afectando negativamente al rendimiento de eliminación Esto no sucede en los sistemas de oxidación total en los que el fango purgado se lleva directamente a un espesado y deshidratación.

### 2.1.3. Eliminación de nitrógeno y fósforo conjuntamente

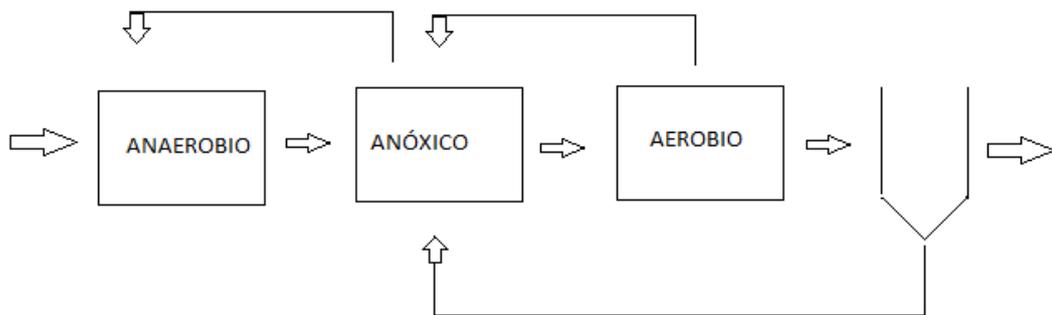
Los requisitos de vertido obligan en muchos casos a proyectar plantas de tratamiento de aguas residuales donde se incluyan procesos de eliminación simultánea de materia orgánica, fósforo y nitrógeno. En este tipo de procesos debe tenerse una eficacia aceptable para la eliminación de nitrógeno y fósforo, controlándose los problemas de espumas o bulking y minimizándose los tamaños de los reactores en las nuevas plantas para reducir los costes.

El esquema más sencillo que permite la eliminación biológica de nitrógeno y fósforo es el A2/O (Tracy y col., 1990; Randall y col., 1990). Este sistema es una modificación del A/O incorporando una zona anóxica para conseguir la desnitrificación, esta zona dispone de nitratos o nitritos gracias a la recirculación desde la zona aerobia, del licor mezcla nitrificado.



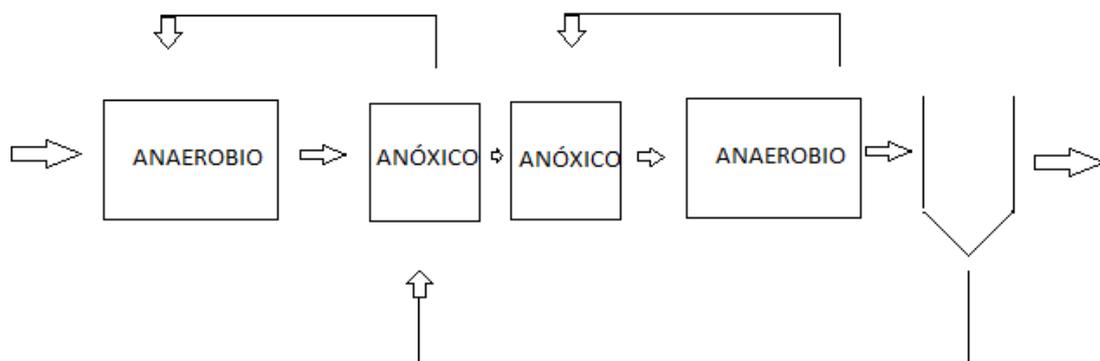
**Figura 6.** Esquema A2/O, para la eliminación conjunta por vía biológica de nitrógeno y fósforo  
Elaboración propia. Fuente: (Ferrer. P y Seco. A, 2007)

Tal y como se ha representado en la figura 6, en el esquema A2/O el fango recirculado desde el decantador secundario es conducido a la zona anaerobia, pudiendo producir un aumento de nitratos. El esquema UCT, mostrado a continuación, evita este aumento recirculando el fango a la zona anóxica e incluyendo una recirculación del licor mezcla desde el final de la zona anóxica, donde la concentración de nitratos es muy reducida hasta el principio de la zona anaerobia.



**Figura 7.** Esquema UCT Elaboración propia. Fuente: (Ferrer. P y Seco. A, 2007)

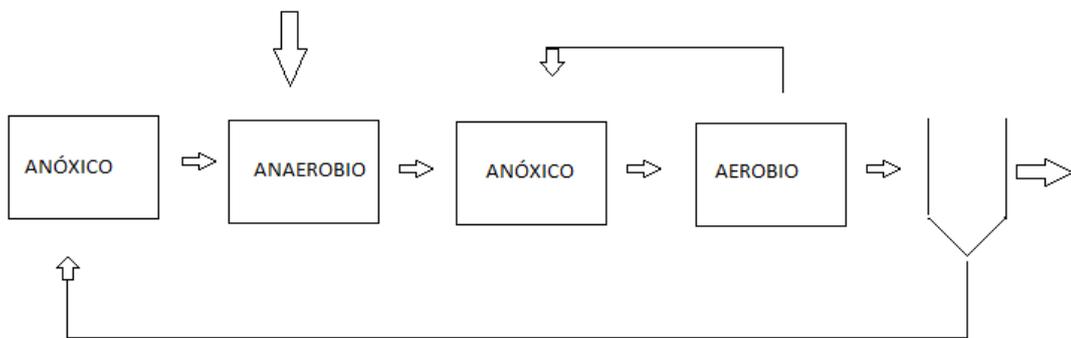
Una compartimentación de la zona anóxica, con la colocación de varios tanques, permite separar la desnitrificación de los fangos recirculados y de la recirculación interna procedente de la zona aerobia, tal y como queda representado en el esquema UCT modificado (ver figura 8).



**Figura 8.** UCT modificado Elaboración propia. Fuente: (Ferrer. P y Seco. A, 2007)

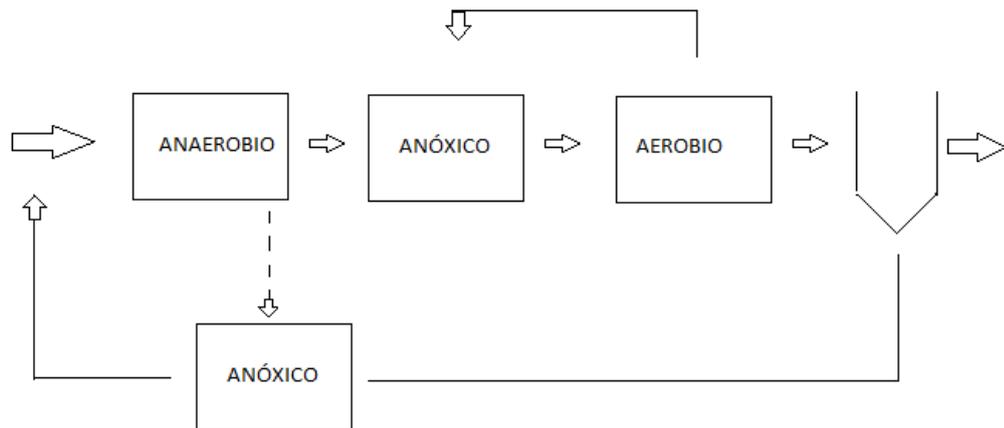
Otra alternativa al proceso UCT la constituye el esquema de proceso JHB (Johannesburg). Este esquema al igual que el proceso UCT modificado, permite tratar separadamente la recirculación desde la zona aerobia y del fango recirculado.

En este esquema el tanque anóxico, mediante el cual se eliminan los nitratos de la corriente de recirculación de fangos, es exterior a la línea principal de tratamiento. La elevada concentración de fango en este reactor anóxico permite obtener un buen grado de desnitrificación por utilización de la materia orgánica producida por respiración endógena.



**Figura 9.** Esquema JHB (Johannesburg). Elaboración propia. Fuente: (Ferrer. P y Seco. A, 2007)

El esquema de proceso ISAH (Institut für Siedelugswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Universität Hannover) es muy parecido al JHB, caracterizándose por la existencia de una etapa anóxica a través de la cual se hace pasar la corriente de recirculación de fangos. Si en la zona anóxica donde se desnitrifica el fango recirculado es posible añadir más sustrato procedente de la zona anaerobia (Rodrigo.MA, et al. 1999).



**Figura 10.**Esquema ISAH Elaboración propia. Fuente: (Ferrer. P y Seco. A, 2007)

## 2.2 Recuperación de fósforo

### 2.2.1 Contexto

Antiguamente, los residuos han sido considerados como un problema, tanto para quien los genera como para la sociedad en general. Pero hoy en día debido a que muchos productos naturales escasean, los residuos se han convertido en una fuente interesante de ciertas materias primas, como es el caso del fósforo. El interés por recuperarlo, no solo de eliminarlo, está cobrando cada vez mayor interés entre las sociedades industrializadas.

El fósforo es un recurso no renovable y un importante macronutriente del que depende la vida y para el cual no hay sustituto. Igualmente, este macronutriente es esencial para el crecimiento de las plantas, el cual no puede ser remplazado por ningún otro, puesto que se requiere un adecuado complemento de fósforo para que la planta crezca y se reproduzca de forma óptima. Del mismo modo, al ser un nutriente primario los cultivos lo requieren en cantidades relativamente grandes.

El proceso de recuperación de fósforo puede hacerse en las aguas residuales y en los residuos ganaderos. De estos últimos se recupera mediante la aplicación directa de los mismos al suelo.

Para la recuperación del fósforo de las aguas residuales, existen diferentes posibilidades (Pastor, 2008):

- Uso agrícola de los fangos de depuradora. Los fangos generados en las EDAR pueden utilizarse en la agricultura, previo un proceso de desinfección, siendo sustitutos de los fertilizantes químicos. Este proceso debe controlarse para la protección de la salud pública.
- Recuperación de fósforo en las EDAR. El sobrenadante obtenido tras la etapa de digestión anaerobia, con un tratamiento de eliminación biológica de nutrientes, contiene elevadas cantidades de nutrientes, lo que le hace adecuado para su aplicación al terreno, desde el punto de vista nutricional. Su utilización suele ser de forma directa como biofertilizante en suelos y bioestimulante en plantas. Esta recuperación se realiza en forma de estruvita ( $\text{MgNH}_4\text{PO}_4$ ).
- Extracción de las cenizas de incineración de los fangos de depuradoras. Este proceso consiste en elutriar las cenizas obtenidas con agua desionizada a distintas temperaturas o con vapor y posteriormente someterlas a un proceso de filtración, dando lugar a una solución concentrada de fósforo, (Matsuo, 1996). Este proceso sería adecuado si la incineración fuera la ruta normal de tratamientos de fangos.
- Recogida separada de los residuos de los inodoros. Los excrementos humanos son una fuente de nutrientes en el agua residual. Generalmente el 80% del nitrógeno, el 50% del fósforo y el 90% del potasio de la carga total de nutrientes que llegan a una EDAR, procede de la orina. (Larsen y col., 2001).

En 2004 Balmér realizó un estudio económico, concluyendo que los procesos más ventajosos para la recuperación de fósforo son el uso agrícola de los fangos procedentes de las EDAR y la recuperación en las EDAR con eliminación biológica de nutrientes.

### 2.2.2 Precipitación de estruvita

La estruvita es el nombre por el que se conoce normalmente al fosfato de magnesio y amonio hexahidratado. Es una sustancia blanca y cristalina compuesta por cantidades molares iguales de magnesio, amonio y fosfato, así como también por seis moléculas de agua de hidratación. La reacción de formación de estruvita ocurre de la siguiente forma:



En la figura 11 se presenta la coloración blanca del precipitado de los cristales de estruvita



**Figura 11.** Estruvita granulada. Fuente: (Paques, 2007)

El fósforo eliminado en los tratamientos biológicos ya sea por las bacterias heterótrofas como nutriente o por las PAOs en forma de polifosfato es liberado al medio en la digestión anaerobia tras la muerte de las bacterias heterótrofas y PAOs. Las elevadas concentraciones de fosfato que se alcanzan provocan que en el interior del digestor se produzcan procesos de precipitación incontrolada de distintos compuestos (fosfato cálcico, fosfato de magnesio y amonio, estruvita). Esta precipitación incontrolada reduce el volumen útil del digestor aunque es aún más grave cuando se produce en las bombas o tuberías aguas abajo del digestor, conllevando su obstrucción. A pesar de estos procesos de precipitación incontrolada, la concentración de fósforo que retorna a cabeza de planta en la corriente de agua procedente de la deshidratación de fangos es muy elevada. La elevada concentración de fósforo que es recirculado a cabecera, así como los problemas técnicos que

ocasiona la precipitación incontrolada, motivaron el tratamiento para su recuperación. (Serralta, J 2015).

La recuperación de fósforo en forma de estruvita ( $MgNH_4PO_4$ ) permite, la administración sostenible de un recurso natural no renovable y la mejora de la calidad de los ecosistemas acuáticos, pero son varios los factores que influyen en la precipitación:

- La composición química del efluente residual de partida (la materia orgánica, la presencia de detergentes, la fuerza iónica).
- El pH. La reacción de la precipitación de la estruvita es altamente dependiente del pH. Su formación es favorecida a pH entre 7-11. Debido a que el pH en las aguas residuales urbanas se encuentra cerca de la neutralidad, este debe ajustarse adicionando una base o mediante aireación para eliminar el  $CO_2$  por arrastre. (Flores, J, et.al, 2011)
- La relación molar Mg:N:P, pueden tener un gran efecto sobre la composición del producto obtenido. Un exceso de amonio contribuye a formar cristales de estruvita de mayor pureza, mientras que un exceso de magnesio disminuye la pureza de la misma.
- El tiempo de retención hidráulico, es un parámetro importante en el proceso de producción de estruvita. Existen diversos trabajos relacionados con este parámetro. Pastor et. al., (2008) estudiaron los efectos del tiempo de retención hidráulico sobre la eficiencia de eliminación de fósforo y la formación de estruvita en un reactor de dos zonas: una zona de reacción y una zona de precipitación. Los tiempos de retención hidráulico (en adelante, TRH) variaron entre 11,1 y 2,1 horas (considerando el volumen total del reactor), alcanzándose eficiencias que variaron entre 70,4 y 71,4 por cien. Liu y et al, (2008) trabajaron a escala piloto con tiempos de retención hidráulico total

(reacción y sedimentación) entre 4,56 y 0,57 horas, correspondiendo a tiempos de retención hidráulicos en el sector de reacción del reactor entre 38,3 y 4,8 minutos respectivamente, obteniendo eliminaciones de fósforo cercanas a un 80 por cien Quintana et. al,. (2004, 2005, 2008) realizaron estudios acerca de la cinética del proceso de obtención de estruvita con adición de un subproducto obtenido en la fabricación de óxido de magnesio. En dichos trabajos se demuestra que el proceso sigue una cinética de primer orden y que a tiempos de retención hidráulicos alrededor de 30 minutos ocurre la mayor eliminación del fósforo.

- El grado de sobresaturación. La precipitación de la estruvita ocurre cuando las concentraciones de magnesio, amonio y fosfato exceden el producto de solubilidad. Taylor et, al (1963) y Ohlinger et.al (1998) demostraron que cuando una solución es supersaturada con respecto a la estruvita, la precipitación tendrá lugar.
- La temperatura. El efecto de la temperatura, da una información contradictoria. Por un lado, Andrade y Schuling (1999) concluyeron que cuando la temperatura se eleva de 0-20°C, la solubilidad de la estruvita crece. Sin embargo, por encima de esa temperatura decrece. Webb y Ho (1992) asumieron que la máxima solubilidad de la estruvita ocurre a los 30°C. Por otro lado, Celen y Türker (2001) indican que la temperatura de reacción no tuvo influencia en la solubilidad de la estruvita, en efluentes de digester anaerobio a temperaturas entre 25 y 40°C.
- La presencia de iones de calcio. Es importante tener claro, que la presencia de este ion es muy común en las aguas residuales. Dependiendo de las concentraciones relativas, se puede inhibir la formación de la estruvita. (Pastor, 2008)



### 2.2.2.1 Ventajas de obtener estruvita

Las ventajas de la estruvita vienen especificadas en tres grupos. Ventajas agrícolas, ventajas técnicas y ventajas económicas.

#### 2.2.2.1.1 Ventajas agrícolas

Las propiedades de la estruvita para poder ser utilizada como fertilizante han sido demostradas desde los años 60, efectuándose muchas experiencias acerca de la utilización dicho sólido cristalizado en diversos cultivos, en EE.UU., Alemania, Inglaterra, Japón y Egipto, de las cuales citamos las siguientes: (Hidalgo, D.2014)

- Constituye un buen fertilizante puesto que realiza una liberación lenta (Se ha demostrado que 1 kilogramo de estruvita por día es suficiente para fertilizar 2,6 hectáreas de tierra arable).
- Aporta nutrientes fundamentales como magnesio, nitrógeno y fósforo para la agricultura y la horticultura, permitiendo que la planta los consuma de acuerdo a sus requerimientos evitando así la lixiviación y disminuyendo el riesgo de contaminación de acuíferos.
- Posee una baja concentración en metales pesados comparado con la roca fosfórica usualmente empleada en la fabricación de fertilizantes sintético.
- Requiere menos frecuencia de aplicación y no se produce la quema de la planta, aún a altas tasas de aplicación.

#### 2.2.2.1.2 Ventajas técnicas

La obtención de estruvita, también produce unos efectos positivos en la planta depuradora, los cuales se comentan a continuación:

- Control de la cristalización del fósforo en las estaciones depuradoras, evitando incrustaciones en conducciones o estructuras hidráulicas.
- Control de la cantidad de fósforo que se recircula con los fangos, mejorando el proceso de eliminación biológica del nutriente en el agua.

### 2.2.2.1.3 Ventajas económicas

La recuperación de fósforo en forma de estruvita, tiene unos efectos económicos positivos, de los cuales se citan:

- Reducción de los costes de mantenimiento de las EDAR.
- Venta como fertilizante.
- Proceso más económico que los métodos convencionales de eliminación de fósforo.
- Reducción de la producción de fangos, reduciendo los costes derivados de su gestión



UNIVERSITAT  
POLITÈCNICA  
DE VALÈNCIA

máster en ingeniería  
hidráulica y medio ambiente  
**mihma**

---

## CAPÍTULO 3. MARCO LEGISLATIVO

En este capítulo se detalla la legislación europea, estatal y autonómica que deben cumplirse para garantizar la calidad que deben tener las aguas superficiales para la utilización a la que se destinan. Deben ser unos niveles aceptables para además poder ser el sustento de una variada cantidad de especies animales y vegetales de las que, no nos olvidemos, dependen muchas otras, que aunque pueden soportar niveles ínfimos en la calidad de las aguas, no pueden sobrevivir sin la existencia de estas otras.

### 3.1 Legislación Europea

#### 3.1.1 Directiva 91/271/CEE

La directiva 91/271/CEE regula el tratamiento de las aguas residuales urbanas antes de su vertido, estableciendo las medidas necesarias que los Estados miembros han de adoptar para garantizar que las aguas residuales urbanas reciban un tratamiento adecuado antes de su vertido. Esta directiva establece dos obligaciones claramente diferenciadas:

- Las aglomeraciones urbanas deberán disponer, según los casos, de sistemas de colectores para la recogida y conducción de las aguas residuales

- Las aguas residuales deberán someterse a tratamientos previos antes de su vertido a las aguas continentales o marinas.

En esta directiva se establecen los requisitos que deben cumplir los vertidos de instalaciones de tratamiento de aguas residuales urbanas.

**Tabla 1.** Requisitos para los vertidos procedentes de instalaciones de depuración de aguas residuales urbanas

PARÁMETROS		Concentración	Porcentaje mínimo de reducción
DBO5 (a 20°C sin nitrificación)		25 mg O <sub>2</sub> /l	70-90%
DQO		125 mg O <sub>2</sub> /l	75%
Total sólidos en suspensión	2.000-10.000 h-e	60 mg/l	70%
	>10.000 h-e	35 mg/l	90%

Así mismo, establece los requisitos cuando el vertido se realiza a zonas sensibles propensas a la eutrofización.

**Tabla 2.** Requisitos de nutrientes para los vertidos procedentes de instalaciones de depuración de aguas residuales urbanas

PARÁMETROS	Concentración		Porcentaje mínimo de reducción
	10.000a100.000 h.e	>100.000 h.e	
Fósforo total	2mg P /l	1 mg P /l	80%
Nitrógeno total	15 mg N /l	10 mg N /l	70-80%

### 3.1.2 Directiva 2000/60/CE

La entrada en vigor de la Directiva 2000/60/CE nace como respuesta a la necesidad de unificar las actuaciones en materia de gestión de agua en la Unión Europea, marcando un punto de inflexión en la gestión del agua en Europa, ya que a través de nuevos planes hidrológicos de cuenca introduce entre sus obligaciones el uso eficiente de los recursos hídricos y el cumplimiento de objetivos ecológicos de manera general para los ecosistemas acuáticos.

Esta directiva surge tras un largo periodo de gestación de más de cinco años, y que culminó con su entrada en vigor el 22 de diciembre de 2000, siendo fruto de un proceso extenso de discusión, debate y puesta en común de ideas entre un amplio abanico de expertos, usuarios del agua, medioambientalistas y políticos, que por consenso sentaron los principios fundamentales de la gestión moderna de los recursos hídricos y que constituyen hoy por hoy los cimientos de esta Directiva (Magrama, 2015).

El objetivo de esta directiva es establecer un marco para la protección de las aguas superficiales continentales, las aguas costeras y las aguas subterráneas, previniendo todo deterioro adicional, protegiendo y mejorando el estado de los ecosistemas acuáticos mediante la reducción progresiva de los vertidos y promoviendo un uso sostenible del agua, basado en la protección a largo plazo de los recursos hídricos disponibles.

## **3.2 Legislación Estatal**

### **3.2.1 .Ley 29/1985 de 2 de agosto, de Aguas.**

Esta ley procedente de la aplicación de las Directivas 76/464/CEE y 80/68/CEE. Establece que toda actividad susceptible de provocar la contaminación o degradación del dominio público hidráulico y, en particular, el vertido de aguas y de productos residuales susceptibles de contaminar las aguas continentales requiere autorización administrativa

El objeto de esta Ley es la regulación del dominio público hidráulico, del uso del agua y del ejercicio de las competencias atribuidas al Estado en las materias relacionadas con dicho dominio en el marco de las competencias delimitadas en el artículo 149 de la Constitución.

Esta Ley, supuso la necesaria puesta al día de la legislación española en la materia, al sustituir a la Ley de 13 de junio de 1879, que, con sus más de cien años de vida, si bien lógicamente modificada y completada por toda una serie de normas posteriores, ha configurado los elementos esenciales del régimen jurídico de las aguas continentales en España.

### **3.2.2. Real Decreto Ley 11/1995, de 28 de diciembre.**

El presente Real Decreto-ley tiene por objeto la transposición al ordenamiento interno la Directiva 91/271/CEE, marcando una nueva etapa en la atención prestada en España, a la depuración de aguas residuales. De acuerdo con la finalidad de protección del medio ambiente que constituye el objeto de la presente disposición, la misma constituye legislación básica, dictada al amparo del artículo 149.1.23., de la Constitución, correspondiendo su ejecución a las Comunidades Autónomas, en virtud de las competencias estatutarias atribuidas a éstas, en el marco del artículo 148.1.9., de la Constitución

### **3.2.3. Ley 46/1999, modificación de la Ley de 29/1985 de Aguas**

La ley 46/1999 introduce una serie de modificaciones a la ley 29/1985 de Aguas. Se constituyen las competencias y relaciones entre los organismos de cuenca y las Comunidades Autónomas, se definen los objetivos de la protección del dominio público hidráulico entre los que se incluye el establecimiento de programas de control de la calidad en cada cuenca hidrográfica y se normaliza la posibilidad de ceder temporalmente los derechos de uso del agua.

Las autorizaciones de vertidos instituirán las condiciones en que deben realizarse los vertidos. En todo caso, deberán especificar las instalaciones de depuración requeridas y los elementos de control de su funcionamiento, así como los límites cuantitativos y cualitativos que se impongan a la composición del efluente y el importe del canon de vertido. Este canon de control del vertido es una tasa con la que se gravarán los

vertidos al dominio público hidráulico destinada al estudio, control, protección y mejora del medio receptor de cada cuenca hidrográfica.

### **3.3 Legislación Autonómica del País Vasco**

#### **3.3.1 .Ley 3/1998 de 27 de febrero, de Protección del Medio Ambiente**

La Ley General de Protección del Medio Ambiente, en desarrollo de las competencias reconocidas a la Comunidad Autónoma Vasca en virtud de su Estatuto de Autonomía, nace de la necesidad de concretar una voluntad colectiva de entender el medio ambiente, jerarquizando objetivos comunes de la política ambiental, articulando competencias y diseñando, a tal fin, procedimientos e instrumentos adecuados.

Se trata, en definitiva, de fijar el régimen de protección de los recursos ambientales, de regular la intervención administrativa respecto de las actividades con incidencia en el medio ambiente, incluyendo un régimen sancionador, y de propiciar nuevas fórmulas viables para abordar a corto, medio y largo plazo la protección ambiental en la sociedad en la que vivimos.

Esta Ley está inspirada en principios generales de cooperación y colaboración entre las Administraciones públicas y de participación de los ciudadanos y ciudadanas, tanto personas físicas como jurídicas, fomentando la información y comunicación, a la búsqueda de una efectiva corresponsabilidad, ya que el medio ambiente se concibe en la ley como un bien social generador de derechos y obligaciones, que ha de ser usado de una forma sostenible, en un esfuerzo de integración tanto en la definición como en la realización de la política ambiental vasca de los objetivos del Quinto Programa de Acción en Materia de Medio Ambiente y Desarrollo Sostenible de la Unión Europea y de lo dispuesto en el Tratado de la Unión.

Por lo expuesto, puede decirse que se inspira en principios específicos de cautela y acción preventiva, tratando de evitar daños ambientales, y, cuando éstos se produzcan, en los principios de corrección de los daños, preferentemente en la fuente, y en el principio de que quien contamina paga y quien daña responde.

### 3.3.2. Ley 1/2006 de 23 de junio, de Aguas

Esta Ley tiene como finalidad establecer los mecanismos necesarios para la ejecución de la política europea de directiva europea 2000/60/CE, y, al mismo tiempo, dotar a esta materia de un marco normativo adecuado para la intervención de las diferentes administraciones implicadas.

La ley crea la Agencia Vasca del Agua como instrumento central para llevar a cabo la política del agua en Euskadi. Esta agencia tiene reconocidas una serie de competencias que afectan al sistema de distribución establecido en la Ley de Territorios Históricos, motivo por el cual se incluye una disposición final que modifica dicha ley. Ahora bien, en el deseo de constituir una administración participativa, la Agencia Vasca del Agua recoge la participación de los territorios históricos en todos sus órganos de gobierno.

La Agencia Vasca del Agua crea una organización administrativa del agua razonable y acorde con las exigencias cada vez mayores que se derivan del ordenamiento jurídico comunitario en relación con este bien público.

Desde la perspectiva interna, la ley quiere ser la norma cabecera del ordenamiento jurídico del agua, estableciendo los campos de intervención de las diferentes administraciones y, especialmente, previendo el dictado de una serie de instrumentos de planificación hidrológica y de normas generales reguladoras de grandes servicios vinculados al uso del agua, como son el de abastecimiento, saneamiento, depuración o riego. Estos instrumentos planificadores y normas reguladoras permitirán una racionalización en el funcionamiento del conjunto del sistema, lo que redundará en una más eficaz gestión del recurso y un mejor cumplimiento de los requerimientos de la Unión Europea.

Otro de los componentes más destacados de esta ley está en la regulación de los elementos centrales y más característicos de los diferentes servicios públicos relacionados con el agua; se trata de los servicios de abastecimiento, saneamiento y depuración y riego. La ley establece unos criterios generales, que serán desarrollados por los correspondientes reglamentos marco. Al dictar estos últimos, se posibilitará la racionalización del funcionamiento de un sector donde cada corporación local actuaba

con absoluta libertad, pero que ahora está condicionada por la normativa que en materia de aguas dicta el Legislativo europeo.

La ley realiza también una regulación del régimen sancionador que actualiza la tipología de infracciones y sanciones. La regulación de un nuevo canon del agua, constituye una de las innovaciones más destacables

### **3.3.3. Ley 2/2013 de 10 de octubre, de modificación de la Ley 16/1994 de 30 de junio, de Conservación de la Naturaleza del País Vasco**

La Ley 2/2013, modifica la Ley 16/1994, de 30 de junio, de Conservación de la Naturaleza del País Vasco vigente hasta el 20 de Mayo de 2014. La Ley 2/2013 pretende establecer un régimen jurídico de conservación de la naturaleza y sus recursos frente a diversas causas de degradación, compatible con un proceso de desarrollo económico y social ordenado y configurado por la integración de las distintas políticas sectoriales, para lo cual se considera necesaria una eficaz actuación de los poderes públicos, encaminada a garantizar la existencia de un medio natural bien conservado en el conjunto del territorio de la Comunidad Autónoma del País Vasco.

La presente modificación de la Ley de Conservación de la Naturaleza del País Vasco responde, a los siguientes principios de actuación: respetar lo realizado, corregir aquello que pueda poner en riesgo una evolución equilibrada del espacio y establecer cautelas para que potenciales nuevos desarrollos económicos no pongan en riesgo los valores a proteger, pero nunca cerrar el paso de una manera radical a potenciales desarrollos económicos de los espacios naturales protegidos.

Por otro lado, depositar la responsabilidad de velar por el estado de conservación en las normas propias de cada espacio trasladando al Gobierno, las diputaciones forales y los ayuntamientos de cada espacio la responsabilidad directa de velar por el mismo, entendiéndolo que la vinculación de las personas que viven en un espacio protegido en su conservación es la mayor garantía de que ésta avance por una senda de razonabilidad comprensible por el resto de la sociedad.

Finalmente, esta Ley establece un mecanismo preciso para abordar las nuevas figuras de protección surgidas al amparo de la normativa comunitaria respecto de la Red Natura 2000, figuras de protección sobrevenidas a una ley preexistente, lo que obliga a la adaptación de esta última para proceder a su articulación jurídica de manera coherente con lo establecido en la Ley de Conservación de la Naturaleza

Cabe destacar que el espacio Zadorra Ibaia o Río Zadorra fue propuesto como Lugar de Importancia Comunitaria en el año 2000, mediante Acuerdo del Consejo de Gobierno Vasco de 28 de noviembre, para su inclusión en la Red Natura 2000.

El objetivo principal de la Red Natura 2000 es el mantenimiento o restablecimiento en un estado de conservación favorable de los tipos de hábitat naturales y los hábitats y poblaciones de especies de interés comunitario. Asegurarlo permitirá mejorar la funcionalidad de los ecosistemas, favorecer el desarrollo de los procesos ecológicos (que necesitan de poblaciones saludables de especies silvestres y de superficies suficientes de hábitats naturales) y, por tanto, aumentar la capacidad de los ecosistemas para proveernos de los bienes y servicios ambientales que están en la base de nuestros sistemas productivos y de nuestros niveles de bienestar.

---

## **CAPÍTULO 4. JUSTIFICACIÓN Y OBJETIVOS**

El gran desarrollo industrial y demográfico ocurrido en las últimas décadas ha provocado un incremento de la contaminación de las aguas debido a la descarga de nutrientes en ella, incrementando los problemas de eutrofización, produciendo graves afecciones a la vida acuática, así como a las fuentes de suministro de aguas para usos domésticos e industriales.

Se han emprendido un gran número de iniciativas legales para solucionar estos problemas. La directiva de la Unión Europea 91/271/CEE regula los tratamientos de aguas residuales urbanas y establece los requisitos de vertido exigentes para el nitrógeno y fósforo en los vertidos realizados a zonas sensibles. Esto ha provocado que la mayor parte de las nuevas EDAR que se construyen incluyan sistemas de eliminación de nitrógeno y fósforo y que muchas EDAR hayan sido o deban ser remodeladas para cumplir con los nuevos requisitos. Tal y como es el caso de la EDAR de Crispijana situada en Vitoria-Gasteiz, que actualmente no elimina fósforo y el análisis de su remodelación constituye el tema de este trabajo.

Por otra parte, debido a que las reservas globales de fósforo de alta calidad están disminuyendo gradualmente y el nivel de extracción se mantiene elevado, la previsión

es que las fuentes puedan ser agotadas en 50-100 años. En previsión a esta escasez se están buscando posibles fuentes alternas, considerándose como una de ellas el agua residual urbana. Todo esto es posible porque las aguas residuales que llegan a las depuradoras contienen elevadas concentraciones de fósforo y nitrógeno, que actualmente, se pierden tras la depuración.

Con lo expuesto anteriormente, el objetivo principal de este trabajo final de máster es analizar técnica y económicamente distintas alternativas para implantar la eliminación de fósforo en la E.D.A.R de Crispijana, ubicada al Oeste de la ciudad de Vitoria-Gasteiz (Álava). Una de las alternativas que se analizarán en este trabajo consistirá en la eliminación del fósforo por vía biológica y la gestión adecuada de la línea de fangos para minimizar la precipitación incontrolada de fósforo, obteniendo una corriente la más concentrada posible en este material que será sometida a un proceso de cristalización.

Para conseguir el objetivo principal se llevarán a cabo una serie de objetivos específicos:

- Analizar la situación actual de la E.D.A.R: ubicación e instalaciones existentes, así como los caudales y características de las aguas residuales influentes y espacio disponible para ampliación.
- Caracterización del agua residual necesaria para la utilización del programa de simulación DESASS. Este programa se utilizará para el cálculo del funcionamiento de las distintas alternativas.
- Plantear varias alternativas válidas para que la planta cuente con un proceso de eliminación de fósforo y sea capaz de producir un efluente que pueda ser descargado en el medio sin causar impactos, cumpliendo los límites de vertido establecidos.
- Calcular las alternativas planteadas mediante la modelación y simulación de los procesos biológicos ocurridos en la línea de agua y de fango mediante la

utilización de la herramienta de simulación DESASS (Desing and Simulation of Activated Sludge Systems), tanto desde el punto de vista funcional (parámetros de funcionamiento de la planta) como económico (costes de la inversión necesaria y costes de funcionamiento)

- Estudio económico de las distintas alternativas para establecer cuál es la solución óptima más adecuada. para la mejora de la E.D.A.R de Crispijana. Esta comparación contempla la funcionalidad de la planta (calidad del agua efluente, las características del fango generado,..) y los costes económicos asociados a la explotación y construcción.



UNIVERSITAT  
POLITÈCNICA  
DE VALÈNCIA

máster en ingeniería  
hidráulica y medio ambiente  
**mihma**

## CAPÍTULO 5. DESCRIPCIÓN DE LA E.D.A.R DE CRISPIJANA

En este capítulo, se detalla la ubicación de la EDAR de Crispijana, del mismo modo se comentan los procesos previos y el funcionamiento actual con sus diversas etapas.

### 5.1 Ubicación de la EDAR

La planta depuradora de aguas residuales de Crispijana se sitúa al Oeste de la ciudad de Vitoria-Gasteiz. Se sitúa en Crispijana un municipio perteneciente a Vitoria, en la provincia de Álava, País Vasco (España).



Figura 12. Localización Vitoria-Gasteiz

La planta depuradora limita al Norte, Este y Oeste con el río Zadorra pues está encajada en un meandro del mismo. Hacia el Sur limita con la vía férrea Madrid-Irún. A poca distancia de la EDAR y por el Oeste pasa la autovía de circunvalación Norte de Vitoria.

La superficie total aproximada de la planta depuradora es de 70.000 m<sup>2</sup>, estando calificado como de uso infraestructuras básicas, según el artículo 5.03.51, sección 7ª, del Plan General de Ordenación Urbana de Vitoria-Gasteiz. El caudal de diseño para el que está diseñada es de 185.000 m<sup>3</sup>/día, correspondiente a una población de 480.000 habitantes. La cota de máxima avenida en Enero de 1.987 fue la 501.97, por lo que la cota de urbanización de la EDAR está actualmente fijada en la cota 502.

La disposición de las líneas de tratamiento en la parcela actual es la siguiente: la línea de agua se sitúa en la parte Sur de la parcela, discurriendo en el sentido Este-Oeste, mientras que la línea de fangos está colocada en el Norte de la parcela, tal y como se observa en la figura 13.



**Figura 13.** Vista aérea de la planta de Crispijana

A continuación se muestra una serie de imágenes actuales de la depuradora de Crispijana.



**Figura 14.** Reactor biológico. Fuente:DAM,2015



**Figura 15.** Sistema de filtración. Fuente: DAM,2015

## 5.2 Descripción del tratamiento actual de la EDAR de Crispijana

Podemos distinguir tres líneas de tratamiento dentro de la planta:

- La línea de agua.
- La línea del fango.
- La línea del gas.

### 5.2.1 Línea de tratamiento de agua

El agua bruta llega por gravedad a la EDAR procedente del colector general y entra a la planta a través de una obra de llegada en donde se dispone un canal de by-pass general.

En esta obra existe una compuerta-canal para aislamiento del pozo de gruesos. La línea de agua podemos considerar que consta de: pretratamiento, decantación primaria, tratamiento biológico y decantación secundaria.

#### 5.2.1.1. Pretratamiento

A la entrada de la planta existe un pozo de gruesos con un volumen útil total de aproximadamente  $125 \text{ m}^3$ , por lo que a caudal medio horario de  $5.000 \text{ m}^3/\text{h}$  el tiempo de retención será de 90 segundos. La recogida de los gruesos se realiza mediante una cuchara bivalva. A la salida del pozo está instalada una reja manual de luz de paso de 150 mm y dimensiones  $2.200 \times 1.500 \text{ mm}$ .

Se han instalado para proteger a los tornillos de Arquímedes y mejorar la situación de los tamices de finos, cuatro rejillas automáticas de desbaste de gruesos de un caudal unitario de  $4.375 \text{ m}^3/\text{h}$  y paso útil entre barrotes de 30 mm.

Los cuatro tornillos de Arquímedes de caudal unitario de  $4.375 \text{ m}^3/\text{h}$  y dimensiones de 2.200 mm de diámetro y de una longitud de 12.500 mm., nos dan una capacidad

máxima de elevación de 17.500 m<sup>3</sup>/h. El agua elevada por los tornillos es tamizada por unos tamices de finos autolimpiantes de paso útil de 6 mm antes de ser tratada en los desarenadores-desengrasadores.

Los cinco desarenadores-desengrasadores de flujo en espiral tienen las siguientes dimensiones unitarias:

Anchura .....	6,1 m
Longitud .....	22,75 m.
Superficie .....	138,77 m <sup>2</sup>
Calado medio.....	3,5 m

La aireación lateral se realiza en el primer tercio mediante difusores y el resto mediante aireadores sumergidos. Estimándose a caudal medio un volumen de arena de 4 m<sup>3</sup>/día. El aceite y elementos flotantes en general, procedentes de los desarenadores-desengrasadores y de los decantadores primarios, son descargados a un separador de grasas provisto de un equipo de rasquetas para barrido de la lámina superficial, mantenida a niveles constantes por medio del correspondiente vertedero.

#### ***5.2.1.2. Decantación primaria***

El tratamiento de decantación primaria se realiza mediante 4 decantadores rectangulares de las siguientes dimensiones unitarias:

Ancho.....	20 m.
Largo.....	65 m.
Altura media útil.....	3 m.
Superficie.....	1.300. m <sup>2</sup>
Volumen.....	3.900 m <sup>3</sup> .

Con objeto de realizar una buena repartición hidráulica a los decantadores, existe un canal de reparto a decantación con las siguientes características:

Ancho.....	2,5 m
Altura útil de agua.....	3 m
Altura total.....	3,5 m
Sección útil.....	7,5 m <sup>2</sup>
Velocidad máxima.....	0,48 m/s

Con objeto de poder funcionar con una línea de tratamiento que permita admitir el agua pretratada o parte de ésta en decantación, así como poder by-passar el agua exclusivamente pretratada, existe un canal de 1,5 x 2 m de sección, que comunica, mediante una compuerta, el canal de reparto de los decantadores primarios con el canal de by-pass.

El fango retenido en los decantadores primarios es arrastrado mediante una rasqueta de fondo solidaria al puente transversal, y recogido en unos concentradores situados a la entrada del decantador. La extracción de fangos de estos concentradores se realiza por presión hidrostática, a una concentración media de unos 5 gr/l.

El fango extraído de los decantadores primarios se impulsa hasta un espesador mediante grupos motobombas de ejecución horizontal e instalación en cámara seca. Previa entrada al espesador, los fangos primarios se hacen pasar a través de un tamiz rotativo. Las posibles grasas y aceites se recogen mediante una rasqueta de superficie y se envían al separador de grasas.

### 5.2.1.3. Balsas biológicas

El tratamiento biológico se realiza por fangos activados, siendo las características del biológico:

Número líneas de aeración.....	4
Dimensiones .....	44,10 x 101,4 x 7,92 m.
Volumen unitario.....	9.000 m <sup>3</sup>
Volumen total.....	36.000 m <sup>3</sup>

El sistema adoptado en las cubas de aeración es el funcionamiento hidráulico de flujo pistón. El número de cubas es de cuatro (4). Cada una de las líneas se compone de cuatro (4) zonas facultativas (selector del 4%) y tres (3) zonas anóxicas del 6-10 y 10% respectivamente y tres (3) zonas óxicas del 23,3% cada una. El aislamiento de las balsas se realiza mediante compuertas murales, que son accionadas mediante actuador eléctrico.

La generación de aire se realiza mediante tres turbo-compresores con una capacidad de aspiración unitaria de 14.295 m<sup>3</sup>/h y una potencia de 400 kW, siendo la difusión del aire en las cubas de aeración realizada mediante un total de 11.024 difusores de membrana. También se cuenta con dieciséis (16) agitadores sumergibles situados en los selectores y en las zonas anóxicas.

Se instalaron dos recirculaciones de fangos, una externa, de fangos purgados en decantación secundaria y otra interna, de licor mixto. La recirculación externa de fangos está constituida por cuatro (4) motobombas, una de ellas de reserva, de tipo sumergibles de hélice de 2.500 m<sup>3</sup> / hora a 2,9 m.c.a., con un variador de frecuencia acoplado a una de las bombas. Los fangos recirculados son descargados en los cuatro (4) canales de recirculación, uno por balsa, los cuales están dotados de un caudalímetro de tipo PARSHALL en canal abierto, consiguiendo así un equirreparto del caudal.

La recirculación interna de licor mixto está constituida por cuatro (4) grupos de bombeo independientes, componiendo cada uno de ellos dos bombas de hélice de 1.563 m<sup>3</sup> / hora a 2 m.c.a. Cuatro (4) de estas bombas, una por línea, están dotadas de su correspondiente variador de frecuencia.

#### *5.2.1.4. Decantación secundaria*

La decantación secundaria de licor de aeración se realiza en cuatro decantadores circulares de las siguientes dimensiones unitarias:

Diámetro..... 52 m.

Altura.....3 m.

Superficie..... 2.124 m<sup>2</sup>

Volumen..... 7.434 m<sup>3</sup>

Actualmente tres de los cuales están equipados con puentes diametrales de arrastre central y el cuarto es de puente doble y arrastre periférico. Este puente arrastra una estructura, sumergida, formada por una serie de tubos de aspiración que barren el fondo del decantador, aspirando fango de recirculación a un canal circular de recepción de fangos, desde el que, por medio de un sifón, se alimenta la tubería central de salida de fangos de recirculación y en exceso. El tipo de recogida de fangos es por succión.

Los decantadores están equipados con una estructura sumergida que arrastra una serie de tubos de aspiración que barren el fondo del decantador aspirando fango de recirculación a unos 6 gr/l. a una zona central de recepción desde la que por medio de un sifón se alimenta la tubería central de salida de fangos de recirculación. Para la alimentación, así como para la salida de fangos de recirculación, se ha previsto una torre central de distribución, situada a igual distancia de cada decantador.

### 5.2.1.5. *By-passes*

En la planta existen las siguientes obras de by-pass:

- By-pass general / Aliviadero de seguridad.
- By-pass de decantación primaria
- By-pass del tratamiento biológico
- By-pass de la cámara de contacto

En el by-pass general de la EDAR existen actualmente dos rejillas de desbaste precedidas de dos rejillas manuales. A la entrada del tratamiento biológico existe un canal provisto de dos vertederos de accionamiento automático, dimensionado para evacuar el caudal que sea superior al previsto para dicho tratamiento.

### 5.2.2 Línea de tratamiento de fangos

La línea de fango podemos considerar que consta de: espesamiento por decantación y flotación, digestión anaerobia de los fangos y deshidratación. Siendo actualmente el destino final de dichos fangos el vertedero de Gardelegui.

#### 5.2.2.1 *Espesadores de fangos*

Las características técnicas de cada uno de los dos espesadores son:

Diámetro..... 20 m.

Altura cilíndrica..... 3 m.

Superficie..... 314,15 m<sup>2</sup>

Carga.....68,8 kg/ m<sup>2</sup>/día

Están equipados con un puente de rasquetas de fondo de accionamiento central. Los fangos espesados se purgan del fondo del espesador mediante una válvula automática de paso integral, siendo conducidos a una arqueta de bombeo desde la cual, previa mezcla con los fangos flotados, se impulsan a digestión.

Los fangos extraídos de los decantadores primarios se bombean mediante tres (3) bombas (2 + 1R) al espesador.

Los datos fundamentales de las bombas actualmente existentes son:

Caudal unitario.....60 m<sup>3</sup> / h

Altura manométrica.....10 m.c.a.

Las bombas aspiran de un pozo de unos 25 m<sup>3</sup> de capacidad con objeto de regular al máximo el caudal enviado al espesador. Se extraen unos 300 m<sup>3</sup>/día de fangos espesados a una concentración aproximada de 60 gr/l. El sobrenadante se recoge en un canal perimetral que lo conduce hasta los retornos a cabeza de planta.

### **5.2.2.2. Flotación**

Las características de los flotadores son:

Flotador número 1:

Diámetro..... 11 m.

Altura..... 3 m.

Superficie..... 95 m<sup>2</sup>.

Carga..... 5 kg/ m<sup>2</sup>/hora.

Flotador número 2:

Diámetro.....	8 m.
Altura.....	2 m.
Superficie.....	50 m <sup>2</sup> .
Carga.....	4 kg /m <sup>2</sup> /hora.

El bombeo de fangos en exceso se realiza mediante grupos motobombas sumergibles con una caudal unitario de 85 m<sup>3</sup> / hora y una altura manométrica de 10 m.c.a. El fango en exceso se extrae directamente de las balsas de aeración. Debido a que las superficies de los dos flotadores existentes son diferentes, el reparto es proporcional a las mismas, por lo cual están instaladas en las tuberías de impulsión de las válvulas reguladoras, de compuerta, así como sus correspondientes medidores de caudal.

Los fangos flotados son barridos de la superficie del tanque mediante un conjunto de rasquetas de superficie de accionamiento central, y conducidos hasta una arqueta metálica colocada diametralmente, desde la cual pasarán por gravedad a la arqueta de bombeo hacia la digestión. El volumen total de extracción de fangos de flotadores es de unos 300 m<sup>3</sup>/día, a una concentración de unos 35 gr/l. El efluente clarificado se conduce hasta los retornos a cabeza de planta.

El fango primario espesado y el activado en exceso flotado son recogidos en una arqueta común desde la cual son impulsados conjuntamente a los digestores. El bombeo se realiza mediante cuatro (4) bombas del tipo “mono” instaladas en cámara seca.

### ***5.2.2.3. Digestión***

Los 600 m<sup>3</sup>/día de fangos mezclados de espesador y flotadores a una concentración media de 50 g/l son enviados a los digestores para la digestión anaerobia.

La digestión de los fangos se desarrolla en dos tanques (digestores primarios) con una capacidad útil unitaria de unos 5.068 m<sup>3</sup> y cuyas características son:

Diámetro.....	23 m
Altura cilíndrica útil.....	12 m
Superficie.....	415,4 m <sup>2</sup>
Volumen útil unitario.....	5.068 m <sup>3</sup>
Volumen útil total.....	10.136 m <sup>3</sup>

La homogeneización de los digestores de la primera fase se realiza mediante inyección de gas de digestión, a fuerte presión, en el fondo del digestor. Existe un tercero de capacidad 6813 m<sup>3</sup> que actualmente está fuera de servicio debido a las fugas de gas que presenta y cuyas características son:

Diámetro.....	25 m
Altura cilíndrica útil.....	13,3 m
Altura cilíndrica total.....	17,27 m
Superficie.....	491 m <sup>2</sup>
Volumen útil unitario.....	6.813 m <sup>3</sup>

La homogeneización de este digestor se realiza mediante unidades mixtas de agitación y calentamiento, realizándose la agitación de la masa de fangos por un efecto de “Air Lift” debido a la inyección de gas a presión en el tubo, en tanto que por la camisa inferior circula el agua caliente.

El fango digerido se almacena en un digestor secundario de características:

Diámetro.....	23 m
Superficie.....	415,4 m <sup>2</sup>
Altura cilíndrica útil.....	8,5 m
Altura cilíndrica total.....	9,5 m
Volumen útil.....	3.600 m <sup>3</sup>

Este digestor funciona sólo como depósito de fangos para la alimentación del secado mecánico. Se encuentran instalados cuatro (4) agitadores para homogeneización de los fangos digeridos.

#### ***5.2.2.4 Deshidratación de fangos***

La deshidratación se realiza mediante tres filtros banda de alta presión de 2,5 metros de anchura efectiva de banda, marca ANDRITZ modelo CPF VS-25 IF7, capaces de cubrir las necesidades semanales de deshidratación de la EDAR trabajando dos turnos diarios, cinco días a la semana. La impulsión de los lodos digeridos y almacenados en el digestor secundario de 3.600 m<sup>3</sup> de capacidad, hacia los filtros banda se realiza mediante tres bombas helicoidales, tipo MONO, con una capacidad variable entre los 10 y los 35 m<sup>3</sup>/h a una altura manométrica de 10 metros.

En la conducción de alimentación de fangos a filtros cerca de la entrada a los respectivos floculadores se realiza la inyección de polielectrolito catiónico. La sequedad del fango obtenida es del orden del 25%. El fango deshidratado se bombea mediante una bomba Putzmeister KOS 1070 HP hasta el silo número 1 de 300 m<sup>3</sup> de capacidad de almacenamiento, para su posterior carga en camiones y transporte a vertedero.

La deshidratación se puede realizar mediante tres filtros prensa de TEFSA PEH 1500/16, de presión máxima de 16 bares, equipados cada uno con 120 placas de 1,5 por 1,5 metros. La impulsión de los lodos digeridos y almacenados en el digester secundario de 3.600 m<sup>3</sup> de capacidad, hacia los filtros prensa se realiza mediante tres bombas de llenado y tres de presión helicoidales, tipo MONO.

En la conducción de alimentación de fangos a filtros cerca de la entrada a los mismos se realiza la inyección de polielectrolito catiónico. La sequedad del fango obtenida es del orden del 35%. El fango deshidratado se bombea mediante tres bombas Putzmeister KOS 1050 hasta el silo 1 ó el 2 de 300 m<sup>3</sup> de capacidad cada uno de almacenamiento, para su posterior carga en camiones y transporte a vertedero.

### 5.2.3 Línea de gas

La línea de gas podemos considerar que consta de: gasómetros, calderas, compresores de gas, antorcha y grupos motogeneradores.

#### 5.2.3.1 Gasómetros

Gasómetro nº 1:

Para el almacenamiento del biogás producido se cuenta con un gasómetro de vaso invertido de 2.000 m<sup>3</sup> de capacidad a 20 mbar, conectado a los tres digestores, con las siguientes características geométricas:

Diámetro.....	18 m.
Altura cilíndrica útil.....	7,8 m.
Volumen útil.....	2.000 m <sup>3</sup>

#### Gasómetro nº 2:

Para el almacenamiento del biogás producido se cuenta con un gasómetro de membrana de 4.000 m<sup>3</sup> de capacidad a 20 mbar de presión, conectado a los tres digestores, con las siguientes características geométricas:

Diámetro máximo..... 20,90 m.

Altura..... 15,43 m.

Volumen útil..... 4.000 m<sup>3</sup>

#### *5.2.3.2 Calderas*

Están instaladas dos calderas de potencia unitaria útil de 550.000 kcal/h para mantenimiento térmico de los digestores antiguos y una caldera de potencia útil de 900.000 kcal/h. para el digestor nuevo, dichas calderas cuentan con rampa de biogás y de propano. En el arranque de la digestión las calderas se alimentan de propano mediante el depósito instalado de unos 50 m<sup>3</sup> de volumen.

#### *5.2.3.3 Compresores de gas*

Para mantener la homogeneización en el interior de los digestores es necesaria la inyección del propio biogás producido a presión, para lo cual se dispone de tres compresores de 490 Nm<sup>3</sup>/h para los dos digestores antiguos y dos compresores de 510 Nm<sup>3</sup>/h para el digestor nuevo.

En los dos digestores antiguos la inyección se realiza mediante lanzas interiores y el calentamiento mediante intercambiadores de calor, agua caliente proveniente de las calderas y el fango recirculado. En el digestor nuevo se utiliza el sistema HEATAMIX, que consiste en seis tubos exteriores en los que se realiza la agitación y el calentamiento, realizándose la agitación de la masa de fangos por un efecto de air-lift, debido a la inyección del gas a presión, y el calentamiento por la circulación exterior del agua caliente.

#### 5.2.3.4 Antorcha

Para los casos en los que la ocupación del gasómetro sea total y la velocidad de generación de biogás sea más rápida que su consumo, es necesario proceder a su combustión. Para ello se ha dispuesto una antorcha, ubicada al norte de los digestores, y alejada de éstos y del gasómetro una distancia de seguridad.

La antorcha tiene las siguientes condiciones de diseño:

Tipo de gas.....biogás  
Caudal.....500 Nm<sup>3</sup>/h  
Presión.....200 mm.c.a.  
Altura total.....6m

El funcionamiento de la antorcha es totalmente automático. Así, cuando el fin de carrera alto del gasómetro se activa, pone en marcha la antorcha y cuando al descender el gasómetro se activa el fin de carrera bajo, se apaga la antorcha.

#### 5.2.3.5 Motogeneración

Con los tres digestores en marcha y con un volumen total de fangos de 660m<sup>3</sup>/día, se ha estimado una producción de biogás de 9.400 Nm<sup>3</sup>/día. Puesto que el poder calorífico inferior del biogás producido es de 5.450 kcal/Nm<sup>3</sup>, la energía disponible es de 59.570 kWh/día. Dividiendo la energía disponible entre las 16 horas previstas de funcionamiento se obtiene 3.723 kW, siendo este valor la potencia máxima a consumir por los motores en forma de combustible. Se seleccionan dos unidades de la marca GUASCOR modelo FGLD 480/55º que requieren una aportación unitaria de combustible de 1.775 kW. El balance energético de la planta de generación se resume en los siguientes parámetros:

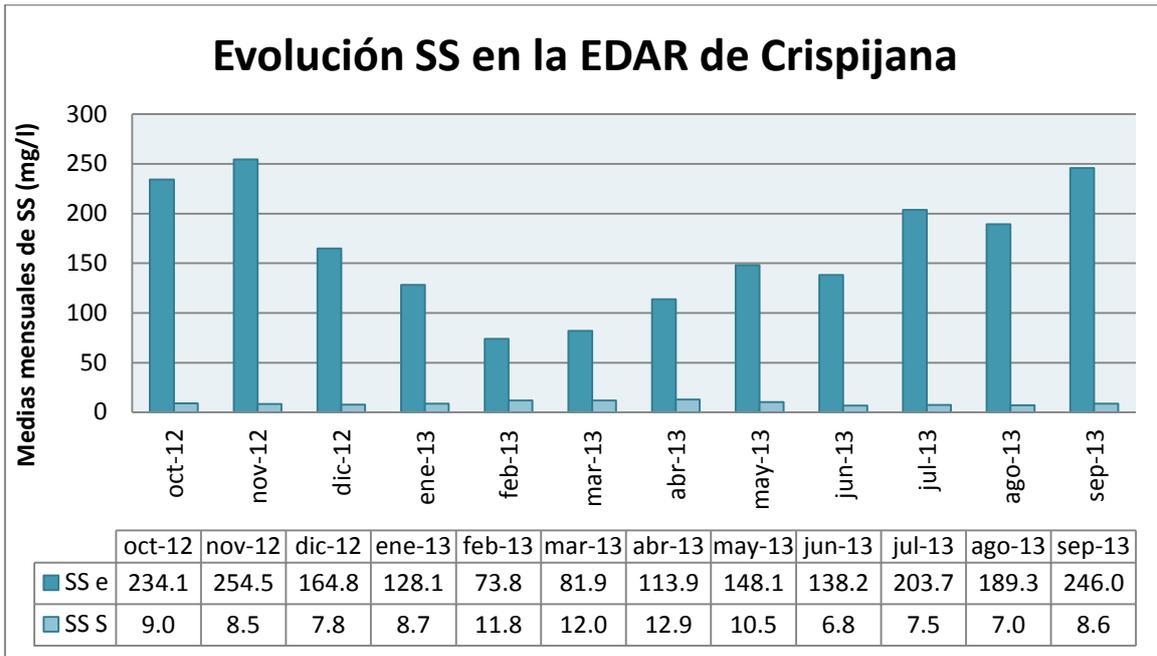
Consumo de combustible (kW).....	3.550
Potencia eléctrica generada (kW).....	1.272
Rendimiento eléctrico del grupo (%).....	35,8
Potencia térmica circuito principal (kW).....	912
Potencia térmica circuito auxiliar (kW).....	274
Potencia térmica radiación (kW).....	142
Potencia térmica recuperable gases escape (kW).....	660

### 5.3 Caracterización del agua residual de entrada a la EDAR

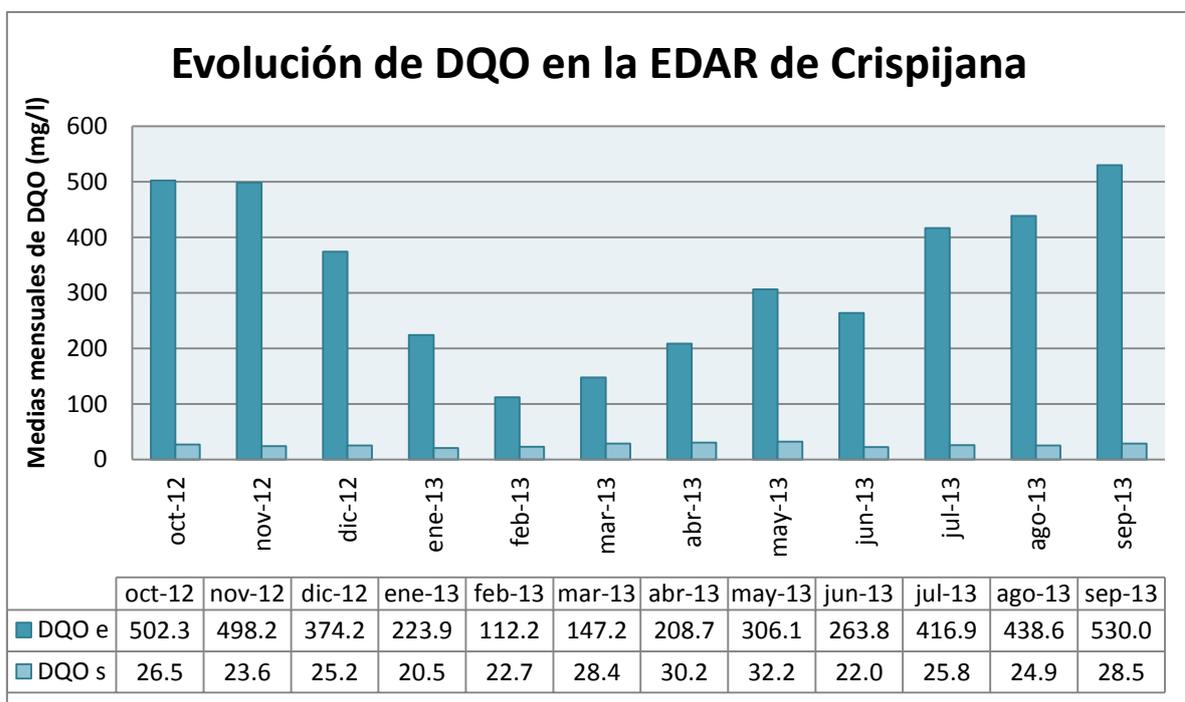
Para un correcto diseño de la EDAR es imprescindible conocer las características de las aguas residuales que se deben tratar.

#### 5.3.1 Análisis de los resultados obtenidos en las analíticas para la E.D.A.R de Crispijana

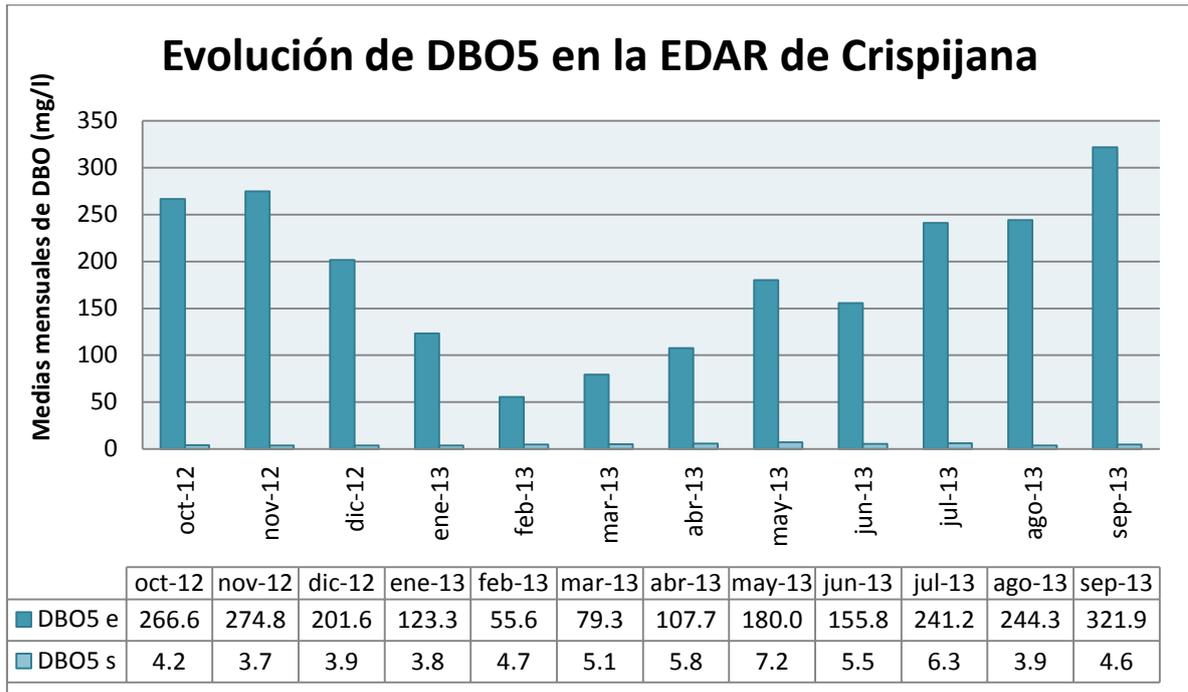
Se dispone de los datos para un año de funcionamiento de octubre de 2012 a septiembre de 2013. Partiendo de las medias mensuales de la analítica de la EDAR de Crispijana, es conveniente graficar los valores para detectar las incidencias, en caso de que las haya, y poder estudiar la evolución de la misma. Para el agua influente solo se van a graficar los parámetros referentes a los sólidos suspendidos, la materia orgánica (tanto la DQO como la DBO5) y los nutrientes (nitrógeno y fósforo).



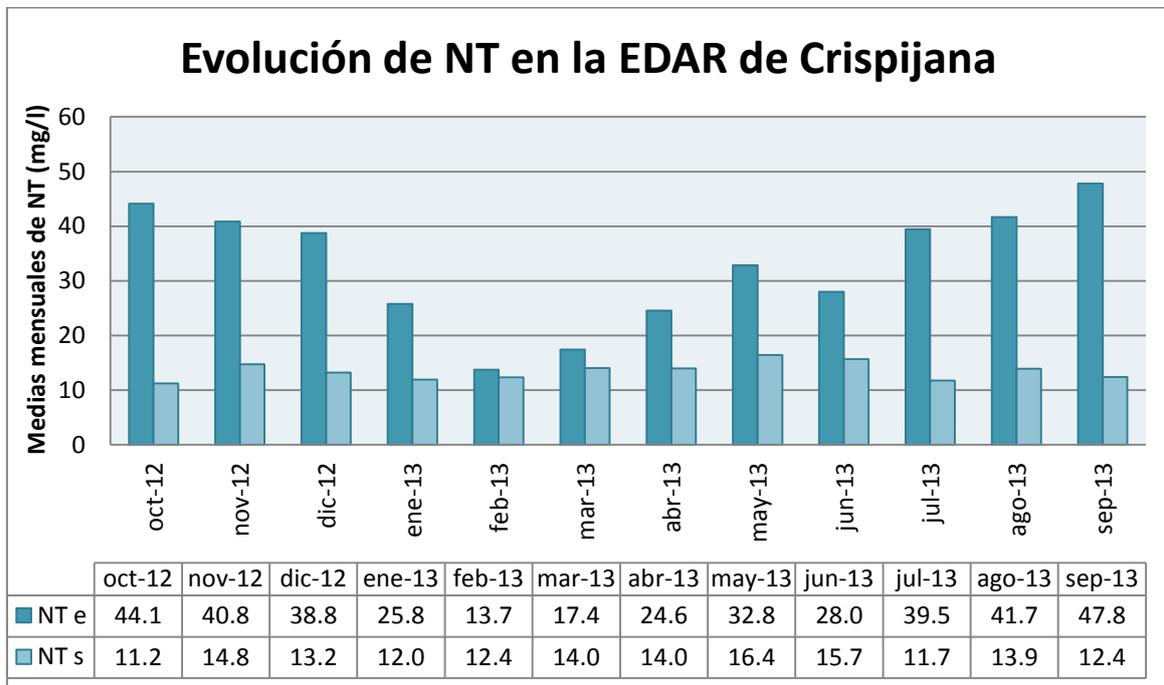
**Gráfico 1.** Evolución de las concentraciones medias mensuales de sólidos en suspensión (SS) a la entrada y salida de la planta de Crispijana.



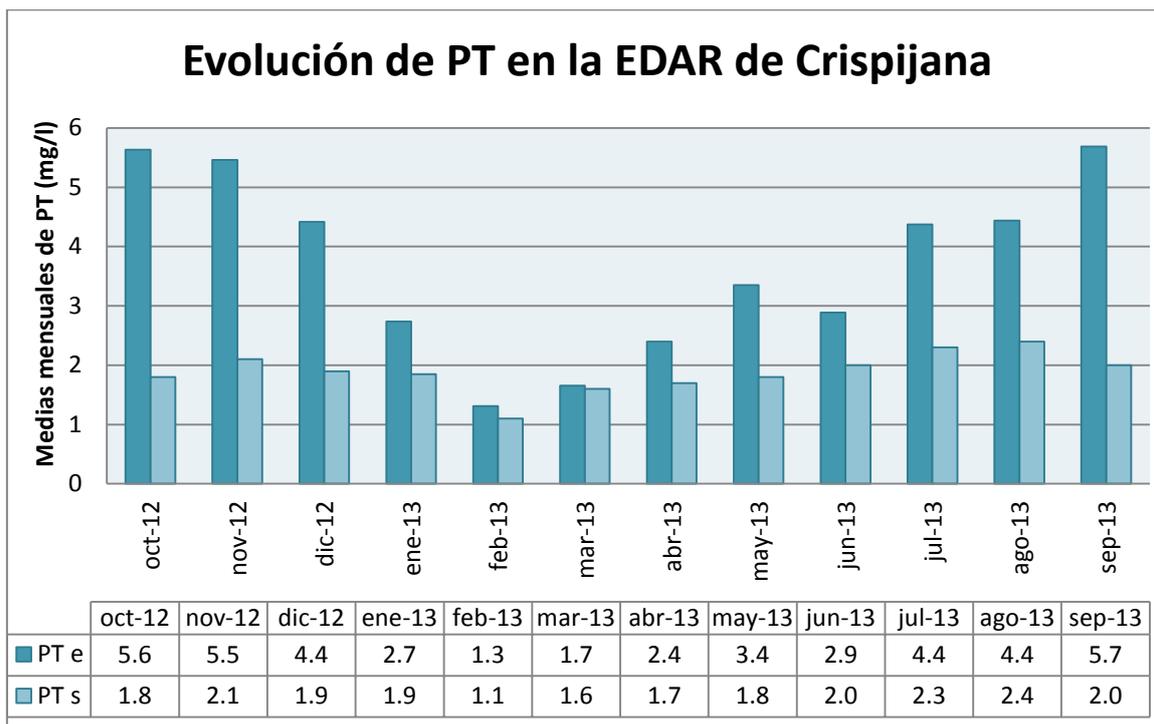
**Gráfico 2.** Evolución de las concentraciones medias mensuales de la demanda química de oxígeno (DQO) a la entrada y salida de la planta de Crispijana.



**Gráfico 3.** Evolución de las concentraciones medias mensuales de la demanda química de oxígeno (DBO5) a la entrada y salida de la planta de Crispijana.



**Gráfico 4.** Evolución de las concentraciones medias mensuales de nitrógeno total (NT) a la entrada y salida de la planta de Crispijana.



**Gráfico 5.** Evolución de las concentraciones medias mensuales de fósforo total (PT) a la entrada y salida de la planta de Crispijana.

Con estos resultados se puede observar que para el período de tiempo estudiado (entre octubre 2012 y septiembre de 2013), el agua influente presenta las siguientes concentraciones medias (Véase tabla 3).

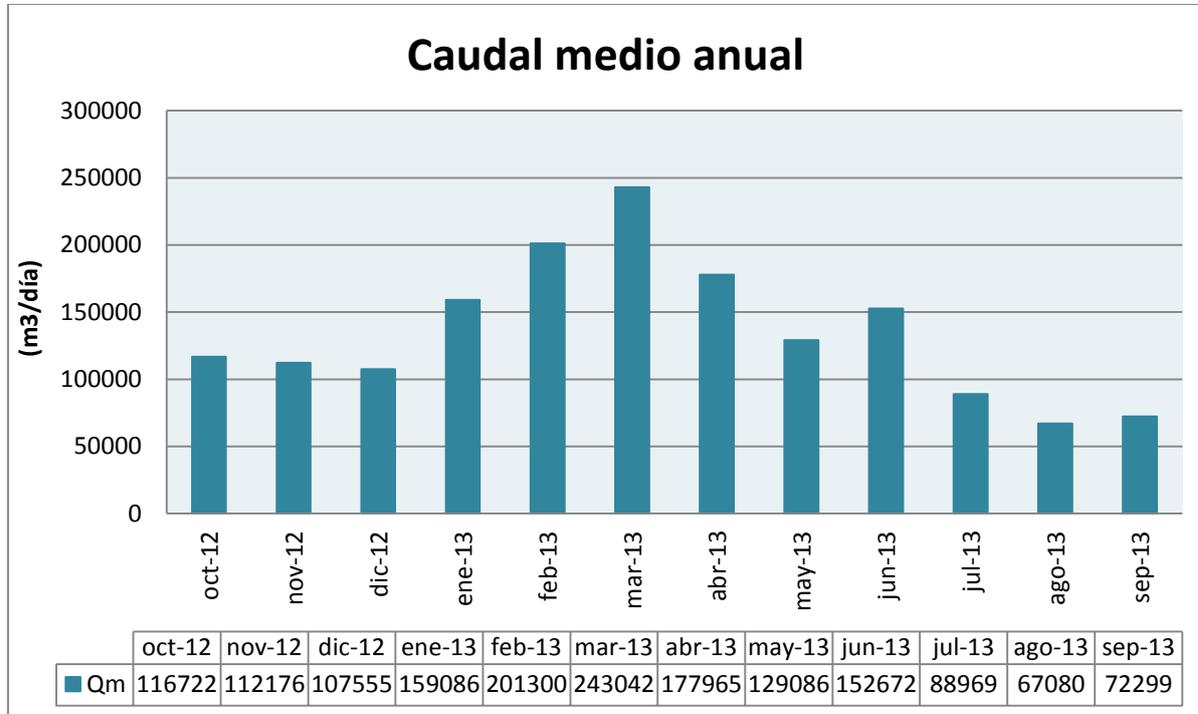
**Tabla 3.** Concentraciones medias de entrada y salida

ELEMENTO	UNIDADES	CONCENTRACIÓN MEDIA ENTRADA	CONCENTRACIÓN MEDIA SALIDA
DQO	mg O <sub>2</sub> /l	335	25
DBO <sub>5</sub>	mg O <sub>2</sub> /l	188	5
SS	mg/l	165	9
NT	mgN/l	32.9	13.5
PT	mgP/l	3.71	1.9

Del mismo modo, se observa que las concentraciones para los meses de enero a junio, son muchos menores debido a las fuertes precipitaciones ocurridas en el norte de la Península Ibérica durante esos meses.

### 5.3.2 Caudales de diseño

A continuación se analiza la evolución del caudal media anual ( $m^3/d$ ).

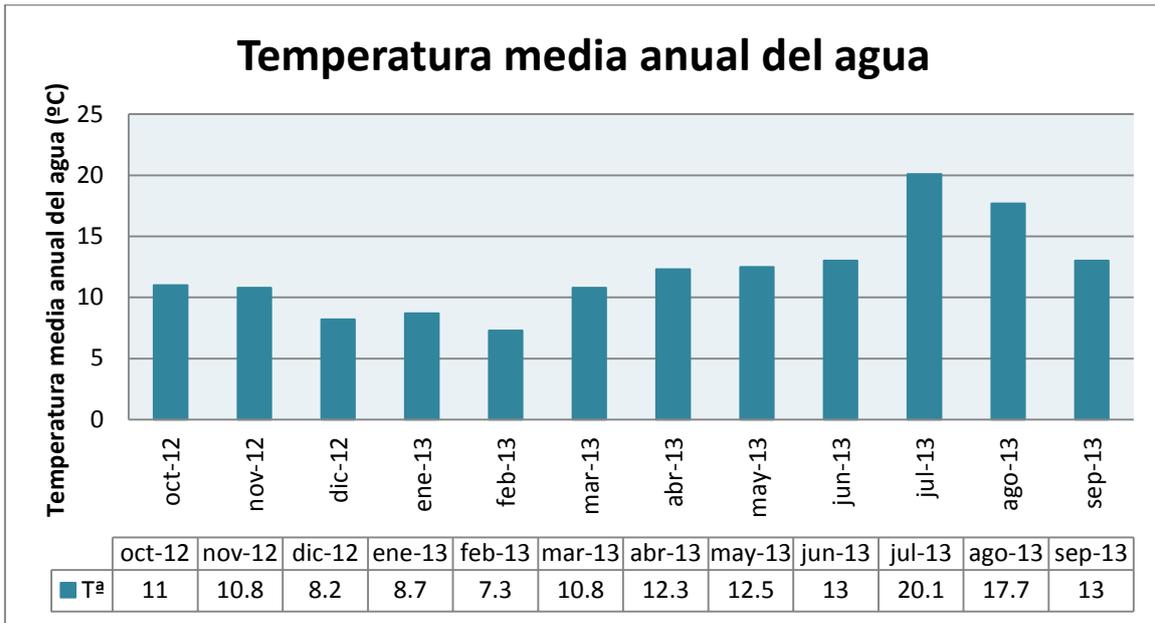


**Gráfico 6.** Evolución del caudal medio mensual ( $m^3/d$ ) en la entrada de la planta de Crispijana

Tal y como se ha comentado, se comprueba un claro aumento del caudal medio para los meses de enero a junio, pudiendo ocasionar errores en la simulación.

### 5.3.3 Temperatura

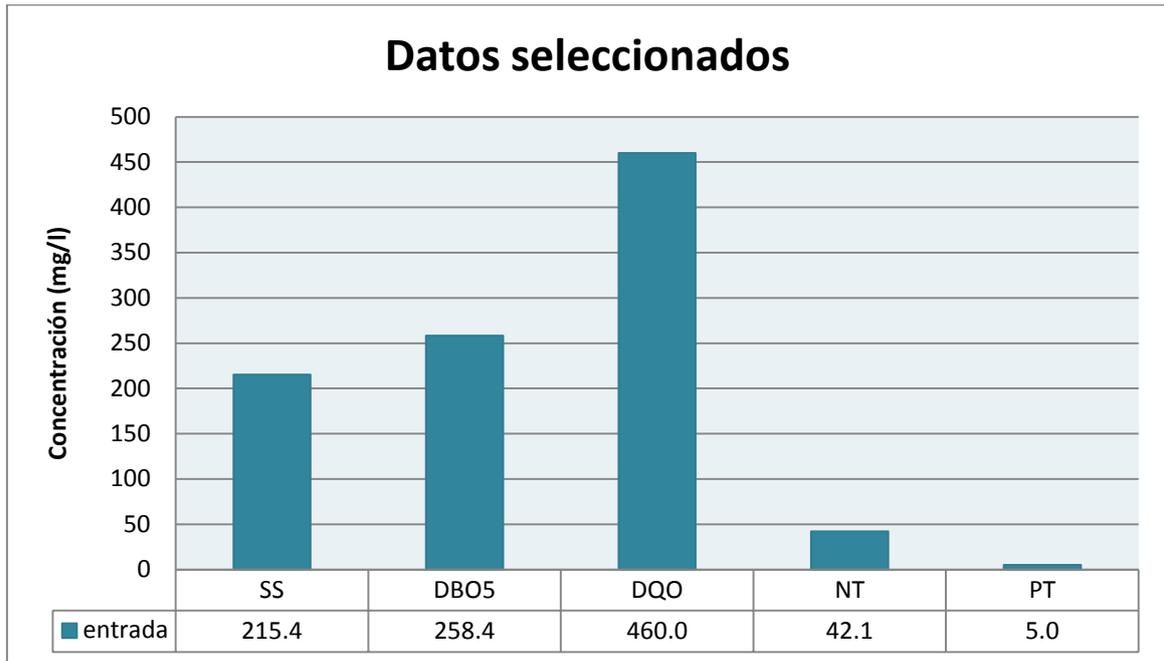
Las características del clima están influenciadas por su configuración orográfica, de modo que las sierras que la limitan por el norte, la defienden de la influencia oceánica, mientras que por el sur también existe solución de continuidad con el clima continental característico de las regiones centrales de la península. En resumen, se establece un microclima de inviernos fríos y húmedos y veranos frescos, semejante al de los páramos de la orla marginal de la meseta.



**Gráfico 7.** Grafico temperatura media anual del agua. Fuente: AGENCIA VASCA METEOROLÓGICA (EUSKALMET)

### 5.3.4 Caracterización del agua residual de entrada

A la vista de los datos analizados se pueden distinguir dos épocas: lluviosa y seca. Para la realización de la caracterización del agua residual de entrada, se selecciona la época seca por presentar mayores cargas contaminantes. Para ellos se utilizan los meses de octubre, noviembre y diciembre de 2012, junto con los meses de julio, agosto y septiembre de 2013.



**Gráfico 8.** Representación de los datos seleccionados para la simulación de la planta de Crispijana

El caudal de tratamiento es de 94133.5 m<sup>3</sup>/d. viniendo el caudal punta definido por la siguiente expresión.

$$Q_p = Q_{med} * \left( 1.15 + \frac{2.575}{(Q_{med})^4} \right) \quad \text{Ecuación 2}$$

$$Q_p = 155038.6 \text{ m}^3/\text{d}$$

Dónde:

$Q_p$  caudal punta (m<sup>3</sup>/d)

$Q_{med}$  caudal medio (m<sup>3</sup>/d)

El factor punta se obtiene con la siguiente expresión:

$$F_p = \frac{Q_{max}}{Q_{med}} \quad \text{Ecuación 3}$$

$$F_p = 1.6$$

Para la simulación de las alternativas a estudiar, se va a utilizar el programa de simulación DESASS. Este programa que se explica más adelante necesita una caracterización detallada para poder dimensionar las alternativas.

Los parámetros necesarios para analizar el agua residual son los siguientes:

**Tabla 4.** Parámetros y unidades para la caracterización del agua de entrada

PARÁMETROS	UNIDADES
<i>DQO t</i>	mg DQO/l
% <i>DQO t</i> (soluble )	%
<i>DBO lim t</i>	mg DQO/l
% <i>DBO lim t</i> (soluble)	%
<i>Sa</i>	mg DQO/l
<i>Nt</i>	mg N/l
% <i>Nt</i> soluble	%
<i>SNo3</i>	mg N/l
<i>SNh4</i>	mg N/l
<i>SSt</i>	mg SS/l
% <i>SSVB</i>	%
<i>Pt</i>	mg P/l
% <i>Pt</i> soluble	%
<i>SPo4</i>	mg P/l
pH	-
Alcalinidad	mgCaCO <sub>3</sub> /l

Al no disponerse de todos los datos necesarios para la caracterización, se realizan una serie de hipótesis para poder estimarlos. Las hipótesis están basadas en la composición típica de un agua residual urbana y son:

- El porcentaje de DQO soluble es del 40%.
- El porcentaje de DBO soluble es del 40%.
- El porcentaje de SSV es del 79%.
- La concentración de acético es el 12% de la DQO.
- El porcentaje de PT soluble es del 64%.
- El porcentaje de NT soluble es del 82%.

Con los parámetros mostrados anteriormente que pueden calcularse de forma analítica y con el uso de las siguientes ecuaciones (4-8) se pretende calcular los parámetros necesarios para el agua de entrada.

$$\mathbf{DQOt = Si + Sf + Sa + Xi + Xs} \quad \text{Ecuación 4}$$

$$\mathbf{Si = DQOsol - DBOsol} \quad \text{Ecuación 5}$$

$$\mathbf{Xi = DQOt - DBOt - Si} \quad \text{Ecuación 6}$$

$$\mathbf{Sf = DQOsol - Si - Sa} \quad \text{Ecuación 7}$$

$$\mathbf{Xs = DQOt - Si - Sf - Sa - Xi} \quad \text{Ecuación 8}$$

A continuación se detallan los componentes del sistema de tratamiento.

- Xi: (Material orgánico inerte). Este material no se puede degradar y puede ser una fracción del influente o puede producirse dentro del proceso de lisis (muerte celular).
- Xs: (Sustrato lentamente biodegradable). Es un sustrato orgánico particulado y coloidal de alto peso molecular que necesita ser hidrolizado antes de estar disponible para la degradación. Se asume que los productos de la hidrólisis (SF) se pueden fermentar.
- Sa: (Sustrato soluble rápidamente biodegradable producto de la fermentación). Se considera que solamente es acetato.
- Sf: (Sustrato orgánico fácilmente biodegradable, fermentable). Representa la fracción la DQO soluble que está disponible directamente para la degradación de los organismos heterótrofos.
- Si: (Materia orgánica inerte). La principal característica de este elemento es que no puede ser degradado. Se asume que este elemento es parte del influente.

La forma de incluir en el programa la concentración de Ntsol y Nt es a través de los contenidos en nitrógeno de los distintos compuesto orgánicos tal y como se muestra en las ecuaciones 9 y 10. Al igual que ocurre para el caso del fósforo y de los sólidos suspendidos. (Véase ecuaciones 11-13)

$$Nt_{sol} = NH_4^+ + NO_3^- + S_f * insf + S_i * insi \quad \text{Ecuación 9}$$

$$Nt_{susp} = X_s * inxs + X_i * inxi \quad \text{Ecuación 10}$$

$$\text{Condición: } inxs \geq insf$$

$$Pt_{sol} = PO_4 + S_f * ipsf + S_i * ipsi \quad \text{Ecuación 11}$$

$$Pt_{sol} = X_s * ipxs + X_i * ipxi \quad \text{Ecuación 12}$$

$$\text{Condición: } ipxs \geq ipsf$$

$$SS_t = X_{SSNV} + X_s * isstxs + S_i * isstxi \quad \text{Ecuación 13}$$

$$\text{Condición: } isstxs = isstxi$$

La siguiente tabla muestra los factores de conversión para el nitrógeno, fósforo y solidos suspendidos.

**Tabla 5.** Factores de conversión del Nitrógeno, Fósforo y sólidos

CONSTANTE ESTEQUIOMÉTRICA	$I_{SF}$	$I_{SI}$	$I_{XS}$	$I_{XI}$
Nitrógeno	0.037	0.04	0.037	0.009
Fósforo	0.0062	0.001	0.0062	0.0075
S. Suspendidos	-	-	0.6165	0.6165

En la tabla 6 se representan los valores para el sistema de tratamiento para la EDAR de Crsipijana.

**Tabla 6.** Fracciones solubles y particuladas de los componentes del modelo

SOLUBLES		
Componente	unidades	valores
Sf	mgO/l	103.83
Sa	mgO/l	58.88
Si	mgO/l	21.28
SNH <sub>4</sub>	mgN/l	29.52
SNO <sub>3</sub>	mgN/l	0.34
SPO <sub>4</sub>	mgP/l	3.2
Salk	mgCaCO <sub>3</sub> /l	360

PARTICULADOS		
Componente	unidades	valores
Xio	mgDQO/l	76.95
Xs	mgDQO/l	199.06
Xss	mgSS/l	215.42
Xnv	mgSS/l	45.23

### 5.3.5 Calidad del efluente

Los requisitos que deben cumplir los vertidos de tratamiento de aguas residuales urbanas cuya población será superior a 100.000 h.e, conforme a lo expuesto en la directiva 91/271/CEE aparecen a continuación.

**Tabla 7.** Requisitos de vertidos procedentes de depuradoras de agua residual urbana. Decreto 91/271/CEE.

PARAMETRO	CONCENTRACIÓN
DQO	125 mgO <sub>2</sub> /l
DBO <sub>5</sub>	25 mgO <sub>2</sub> /l
SS	35 mgO <sub>2</sub> /l
NT	10mgN/l
PT	1mgP/l



## CAPÍTULO 6. ALTERNATIVAS DE TRATAMIENTO PROPUESTAS

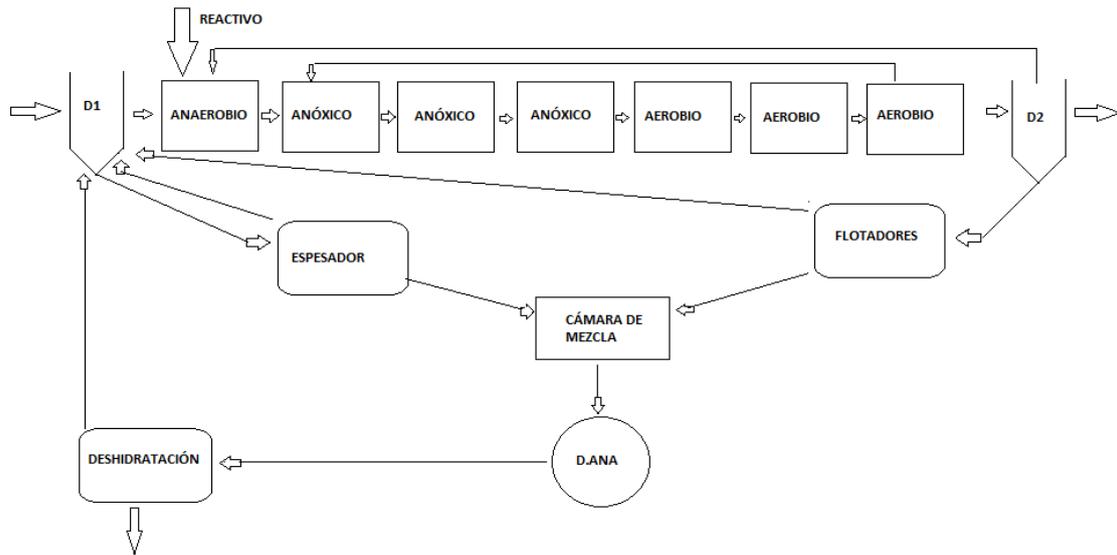
En este capítulo se proponen las alternativas de implantación del sistema de tratamiento para la eliminación del fósforo en la E.D.A.R situada en Crispijana, intentado aprovechar al máximo las instalaciones existentes, con el fin de cumplir el objetivo planteado.

### **6.2 Alternativa 1: Eliminación química de fósforo**

La primera alternativa propuesta es la eliminación química de fósforo. Esta eliminación se consigue mediante la adición de sales de iones metálicos de valencia múltiple que forman precipitados de fosfatos poco solubles. Las sales más comunes son las de calcio, aluminio y hierro tal y como se ha comentado en capítulos anteriores.

En el diseño de la EDAR de Crispijana, se decide introducir el reactivo durante el proceso biológico, asegurando una mezcla completa y que el fósforo precipitado se extraiga mediante la purga de fangos secundarios.

El esquema de tratamiento de esta alternativa se muestra en la figura 16.



**Figura 16.** Esquema de simulación para la planta de Crispijana, con eliminación química de fósforo. (Elaboración propia)

La única modificación que se realiza en esta alternativa es la construcción de un depósito de reactivo.

## 6.2 Alternativa 2: Eliminación biológica de fósforo y su recuperación

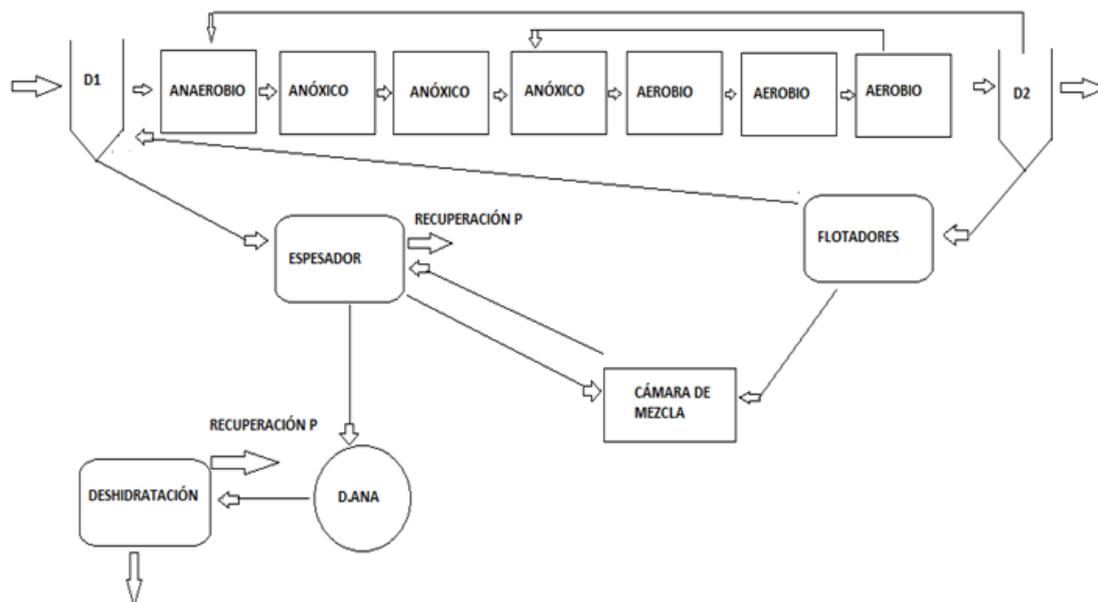
La segunda alternativa propuesta para la eliminación de fósforo en la E.D.A.R de Crispijana consiste en la eliminación biológica y la posterior recuperación del fósforo en forma de estruvita. Como se ha comentado en capítulos anteriores, para poder eliminar el fósforo de forma biológica, es necesaria la alternancia de condiciones anaerobias y aerobias. Con vistas a maximizar la recuperación del fósforo y minimizar la precipitación incontrolada que se produce en la digestión anaerobia, se pretende minimizar la cantidad de fósforo que entra a digestión anaerobia forzando a las bacterias PAOs a soltar el fósforo almacenado y extrayéndolo del sistema mediante la elutriación en el espesador.

La elutriación es una modificación sencilla, se trata de realizar nuevas tuberías y conexiones a las instalaciones ya existentes y la construcción de una cámara de mezcla más grande que la existente. Para realizar la simulación es necesario en primer lugar, eliminar la línea que une la cámara de mezcla con la digestión anaerobia, realizándose

una nueva línea que conecta dicho fermentador al espesador primario, siendo esta, la encargada de elutriar.

En la actualidad, existe una arqueta de pequeñas dimensiones disponible en la planta, la cual no es suficiente para el proceso de elutriación. Es necesario construir una cámara de mezcla para realizar el proceso.

A continuación se muestra el esquema de simulación para dicha alternativa.



**Figura 17.** Esquema de simulación para la planta de Crispijana, con eliminación biológica a de fósforo (Elaboración propia)

Para implantar esta alternativa en la EDAR de Crispijana son necesarias las siguientes modificaciones:

- La eliminación biológica de fósforo requiere de una cámara anaerobia por lo que la recirculación interna se introducirá en la última cámara anóxica.
- Se deberá construir una cámara de mezcla para que las PAOs al entrar en contacto con el fango primario fermentado en el espesador liberen el polifosfato almacenado.
- Serán necesarias nuevas tuberías para realizar la elutriación en la línea de fango.



UNIVERSITAT  
POLITÈCNICA  
DE VALÈNCIA

máster en ingeniería  
hidráulica y medio ambiente  
**mihma**

## **CAPÍTULO 7: CÁLCULO DE LAS ALTERNATIVAS PLANTEADAS**

En este capítulo se van a simular las alternativas con el programa de simulación DESASS.

### **7.1 Descripción del programa de simulación DESASS**

El programa DESASS (Design and Simulation of Activated Sludge Systems) es un simulador de estaciones depuradoras de aguas residuales urbanas configurado bajo Windows, enfocado básicamente al entrenamiento de personal y a propósitos educativos. DESASS está diseñado y optimizado para la simulación de los principales procesos físicos, químicos y biológicos involucrados en una EDAR. Diseñado con particular énfasis en la velocidad de cálculo, presentación gráfica, y sencillo, el programa posee un amplio catálogo de herramientas que permiten a ingenieros y operadores experimentar en un amplio intervalo de condiciones de operación, así como realizar estudios de sensibilidad sobre el proceso y comparar alternativas.(Manual de instrucciones DESASS 7.1)

DESASS trabaja en un entorno intuitivo y permite evaluar esquemas completos de tratamiento de aguas residuales, permitiendo representar desde sistemas sencillos

como fangos activados para la eliminación de materia orgánica, nitrógeno y fósforo, hasta plantas completas que incluyan digestores anaerobios, reactores de membrana, etc.

El programa tiene implementado un algoritmo de modelación matemática que representa el modelo de eliminación biológica de nutrientes nº2 (Biological Nutrient Removal Model, No.2,BNRM2; Barat et al., 2013) desarrollado por el grupo de investigación CALAGUA. Este modelo permite simular las operaciones básicas más importantes de una EDAR e incluye la posibilidad de simular los procesos biológicos que tienen lugar en decantadores primarios y secundarios al tener implementado un modelo de sedimentación (Ribes et al., 2002) acoplado al modelo biológico.

Actualmente, el programa DESASS puede ser utilizado para el diseño, la simulación y la optimización de estaciones depuradoras completas que incluyan:

- Decantadores primarios.
- Sistemas de fangos activados para la eliminación de materia orgánica nitrógeno y fósforo.
- Decantadores secundarios, incluyendo los procesos de desnitrificación que tienen lugar en el fango acumulado.
- Espesadores de fangos por gravedad.
- Digestores de fango (aerobios y anaerobios).
- Sistemas de generación de ácidos grasos volátiles por fermentación/elutriación de fango primario (fermentación en el decantador primario, en el fermentador o en el espesador y elutriación en el decantador primario o espesador).

Además, el programa permite tener en cuenta el efecto de la recirculación a cabeza de planta del sobrenadante de la digestión aerobia o anaerobia simulando el proceso de deshidratación del fango. Para conseguir un diseño realista y fiable de una estación depuradora es necesario tener en cuenta la carga de nitrógeno y fósforo recirculada a través del sobrenadante de la deshidratación.

Las principales características de DESASS se enumeran a continuación, (Ferrer.J et.al, 2011):

- Permite diseñar, simular y optimizar estaciones de tratamiento en su globalidad, puesto que están considerados la mayoría de procesos físicos, químicos y biológicos que tienen lugar
- Calcula las dimensiones y el funcionamiento de la planta en condiciones estacionarias y permite la simulación dinámica de variaciones de cargas (variación de carga en el agua residual influente, modificaciones en los caudales de recirculación y/o purga...), así como la introducción de condiciones iniciales en los reactores de fangos activados, en régimen transitorio
- Simula una gran variedad de configuraciones de plantas permitiendo fijar los volúmenes, dimensiones, caudales y concentraciones que van desde plantas de experimentación (piloto), hasta plantas de gran tamaño
- Es multiejecutable, es decir se puede ejecutar varias veces al mismo tiempo, permitiendo una rápida comparación de las diferentes alternativas de operación simuladas
- Consideración simultánea de varios esquemas de tratamiento en serie o en paralelo, obteniéndose una mayor flexibilización en las configuraciones de plantas
- Comparación inmediata de resultados para condiciones de verano e invierno, en régimen estacionario
- Permite representar gráficamente tanto en régimen estacionario como en régimen transitorio, la evolución de las variables involucradas en los distintos procesos de tratamiento. Entre estas se incluyen las concentraciones en los diferentes elementos de tratamiento de los componentes considerados en el modelo incluyendo la variación en función de la altura en los decantadores primarios, secundarios y espesadores
- Contiene un módulo de control de las concentraciones de oxígeno disuelto en reactores de fangos activados y digestores aerobios basado en lógica difusa
- Rapidez en el cálculo numérico, tanto para régimen transitorio como estacionario

- Diseño de los sistemas de aireación, mediante tres tipos de maquinarias (Difusores, Turbinas, Venturi)
- Permite exportar los resultados mostrados en las pantallas de resultados a un archivo Excel (\*.xls)
- Incluye un módulo para la actualización de la base de datos de los sistemas de aireación

Actualmente está siendo utilizado con éxito en distintas aplicaciones relacionadas con el tratamiento de aguas residuales. A continuación, se enumeran algunas de ellas:

- Mejora y optimización de plantas de tratamiento existentes, pudiéndose realizar una buena calibración mediante ensayos discontinuos de laboratorio utilizando la biomasa de la planta real y el ajuste de las predicciones del modelo a los datos históricos, pudiendo detectar funcionamientos alejados del óptimo y proponer mejoras en la operación de la planta (Ferrer et al.,2004)
- Ensayo de nuevos esquemas de tratamiento por simulación, reactores de tanque agitado con digestores anaerobios y unidades de sedimentación junto con los procesos biológicos.
- Diseño de nuevas plantas de tratamiento que incluyan: sistemas de fangos activados con eliminación biológica de nutrientes, digestión aerobia o anaerobia de fangos, precipitación química de fosforo, etc, pudiendo estudiar diversos modos en función del caudal, época del año, etc. (Seco et al.,2003)

En el anexo I se ilustra la utilización del programa DESASS 7.1, así como cada elemento que se utiliza, explicando su funcionamiento y la información requerida para realizar la simulación.

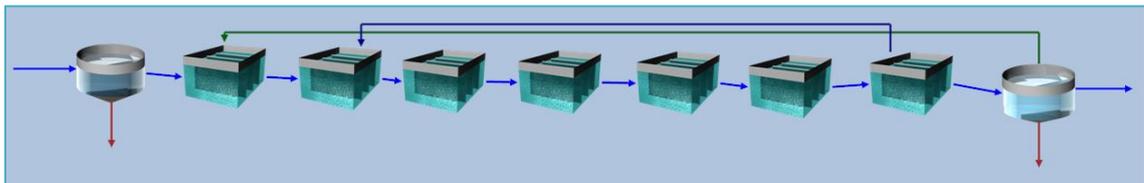
## 7.2 Introducción de datos en DESASS

Los elementos de la línea de agua son comunes a ambas alternativas.

La línea de agua, como se ha mencionado en capítulos anteriores consta de:

- Cuatro decantadores primarios
- Un reactor flujo pistón (con una zona anaerobia de 4%, una zona anóxica de 26% y una zona aerobia de 70%)
- Cuatro decantadores secundarios

Una vez introducidos todos los elementos, la línea de agua es la que se muestra a continuación.



**Figura 18.** Representación de la línea de agua

Seguidamente, se introducen los datos de entrada en el programa, siendo los correspondientes a las características del agua influente. Los cálculos se realizaron para los meses en los que las concentraciones son mayores, para simular mejor la realidad.

Entrada Decantador Primario

Dotaciones y Temperatura | **Cargas** | Sedimentabilidad | Precipitados

Aceptar  
Cancelar

	Soluble (mg/l)				Suspendida (mg/l)		
	Invierno	Verano			Invierno	Verano	
So2	0.01	0.01	mgDQO/l	Xi bm			mgDQO/l
Sf	103.30	103.30	mgDQO/l	Xio	76.95	76.95	mgDQO/l
Sa	58.88	58.88	mgDQO/l	Xs	199.06	199.06	mgDQO/l
Snh4	29.52	29.52	mgN/l	Xh			mgDQO/l
Sno3	0.34	0.34	mgN/l	Xpao			mgDQO/l
Sno2			mgN/l	Xpp			mgP/l
Spo4	2.56	2.56	mgP/l	Xpha			mgDQO/l
Si	21.29	21.29	mgDQO/l	Xamm			mgDQO/l
Salk	371.93	360.00	mgCaCO3/l	Xamm-r			mgDQO/l
Sn2	16.89	16.89	mgN/l	Xnit			mgDQO/l
Spro			mgDQO/l	Xaut			mgDQO/l
Sh2			mgDQO/l	Xacid			mgDQO/l
Sch4			mgDQO/l	Xpro			mgDQO/l
Sco2	1.66	1.61	mmol C/l	Xmac			mgDQO/l
Sca	100.00	100.00	mg/l	Xmh2			mgDQO/l
Smg	60.00	60.00	mg/l	Xmeoh			mg/l
Sk	30.00	30.00	mg/l	Xnep			mg/l
Sfe			mg/l	Xsrb-h			mgDQO/l
Sal			mg/l	Xsrb-a			mgDQO/l
Sso4	50.00	50.00	mgS/l	Xtss	215.40	215.40	mg/l
Shs			mgS/l	Xrv	45.24	45.24	mg/l

Sin Curva de Datos

Agua Residual Doméstica

Con Datos Analíticos

Caracterización

Datos Curva Gráficos

Constantes Estequiométricas

Verano = Invierno

?

Figura 19. Caracterización del agua de entrada

Partiendo de la línea de agua especificada, a continuación se detallaran las alternativas planteadas.

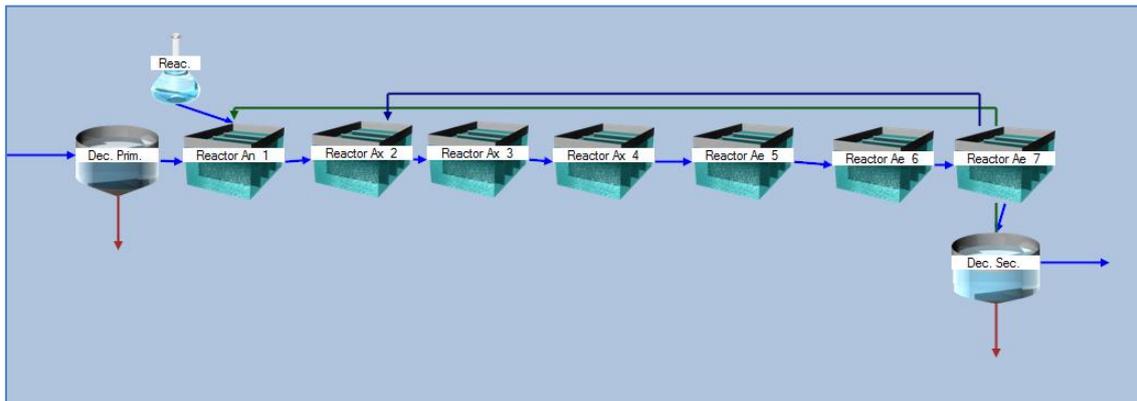
### 7.3. Alternativa 1: Eliminación química de fósforo

En primer lugar, se calcula la cantidad óptima de reactivo para conseguir:

- Cumplir con los límites de vertido

El reactivo más común para el caso de tratamiento de aguas residuales es el cloruro férrico. Para el cálculo se ha estimado de acuerdo con las características del producto comercial que este elemento presenta una concentración de 5000000 mg/l.

Para conocer la cantidad de reactivo necesario para cumplir con los objetivos especificados, se realizan una serie de simulaciones. Inicialmente estas simulaciones se llevan a cabo para la línea de agua, la cual queda reflejada a continuación.



**Figura 20.** Representación de la línea de agua con la adicción de reactivo

La siguiente tabla muestra las distintas simulaciones realizadas para conocer el caudal óptimo de reactivo.

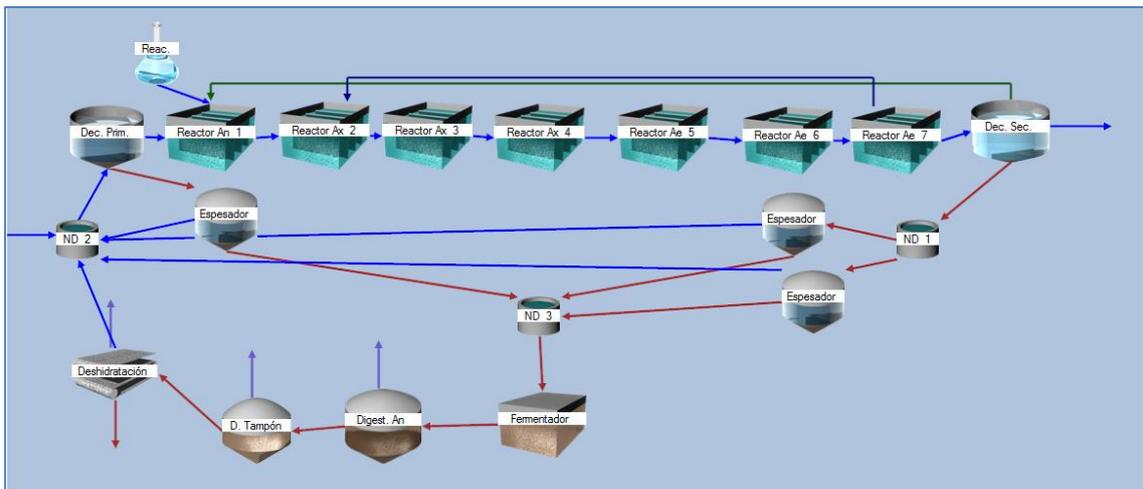
**Tabla 8.** Caudal óptimo de reactivo

Q Reactivo(m <sup>3</sup> /d)	Pt (mgP/l)	Nt (mgN/l)	SNH <sub>4</sub> (mgN/l)	SS (mg/l)	DQO (mgO <sub>2</sub> /l)
0.3	1.23	7.91	0.69	17.33	40.25
0.5	1.1	7.89	0.69	18.03	39.72
0.6	0.94	7.88	0.7	18.38	39.49
0.7	0.88	7.89	0.73	18.72	39.27
0.8	0.84	7.91	0.76	19.05	39.07

Con los resultados obtenidos, se observa que se necesita un caudal mínimo de reactivo de 0.6 m<sup>3</sup>/día.

Una vez simulada la línea de agua, se añade la línea de fango. Esta línea, como se ha mencionado anteriormente, consiste en dos espesadores de fango primario y dos flotadores de fangos biológicos procedentes del decantador secundario, también llamados fangos en exceso.

Posteriormente, se unen dichos fangos en una arqueta común, para ser llevados al digestor anaerobio y finalmente a la deshidratación. La figura 21 muestra el esquema de tratamiento simulado en DESASS.



**Figura 21.** Representación de la línea de agua y de fango

A continuación se detallan las características que presenta cada elemento simulado.

El decantador primario presenta un caudal de purga de  $863.65 \text{ m}^3/\text{d}$  y concentración de  $16530.25 \text{ mg/l}$  de sólidos suspendidos.

El reactor muestra las siguientes características:

- TRC 15 días
- Concentración de  $3826.30 \text{ mg/l}$  de SST
- Caudal de recirculación interna 2 veces el caudal de entrada ( $\text{m}^3/\text{d}$ ).
- Concentraciones de oxígeno disuelto en las zonas aerobias de (1,2 y 2 respectivamente).

La purga del decantador secundario tiene una concentración de SST de  $7624.71 \text{ mg/l}$ , con un caudal de  $1013.83 \text{ m}^3/\text{d}$ .

El caudal de entrada al digestor anaerobio es de 787.67 m<sup>3</sup>/d, con una concentración de SST en la entrada de 27879.54 mg/l y en la salida de 16820.03 mg/l. El porcentaje de la fracción volátil y biodegradable se muestra en la siguiente tabla.

**Tabla 9.** Porcentaje de las fracciones volátil y biodegradable

PARÁMETRO	ENTRADA	SALIDA
%SSV	72.8	53.6
%SSVB	67.2	17.4

El caudal de biogás en la digestión anaerobia es de 7139.17 m<sup>3</sup>/d, con una concentración de metano del 65.8%

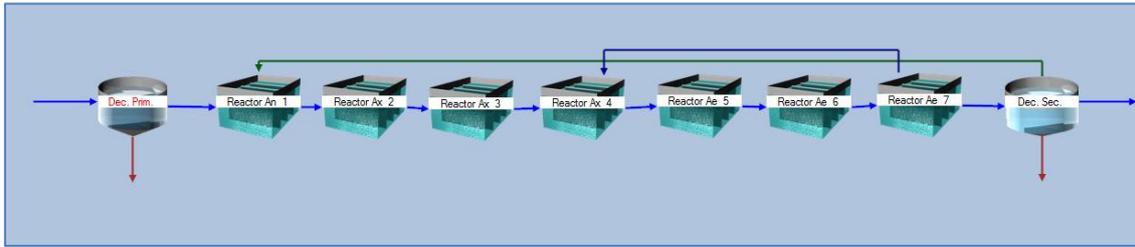
Con las modificaciones pertinentes, el agua efluente presenta las siguientes características, observándose que se cumplen los límites de vertido establecidos.

**Tabla 10.** Características del agua efluente

Elemento	Concentración	Unidades
DQO	43.96	(mgO <sub>2</sub> /l)
SST	15.37	(mg/l)
Nt	8.34	(mgN/l)
SNH <sub>4</sub>	0.46	(mgN/l)
SNO <sub>3</sub>	6.04	(mgN/l)
Pt	0.96	(mgP/l)
SPO <sub>4</sub>	0.44	(mgP/l)

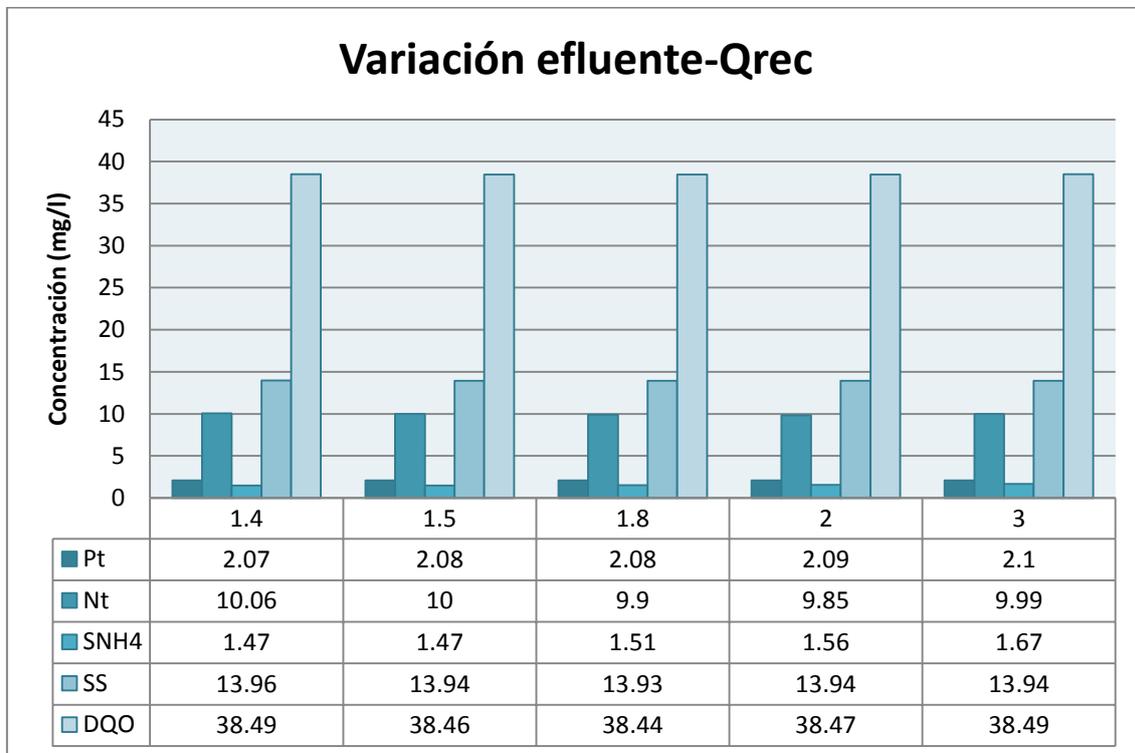
#### 7.4. Alternativa 2: Eliminación biológica de fósforo y su recuperación

Esta alternativa pretende eliminar sin necesidad de añadir reactivo, el fósforo del efluente. Para la eliminación de fósforo, como se ha mencionado anteriormente, es necesaria la alternancia de condiciones anaerobias-aerobias. Como la zona anaerobia disponible es muy pequeña, se modifica la recirculación interna al último anóxico, disponiendo de una zona anaerobia suficiente.



**Figura 22.** Representación de la línea de agua

Una vez establecida la recirculación al tercer anóxico, se modifican los parámetros del caudal de recirculación interna, desde 1.4 a 3 veces el caudal de entrada, mostrándose dichos resultados en el gráfico 9.



**Gráfico 9.** Variación del caudal de recirculación interno

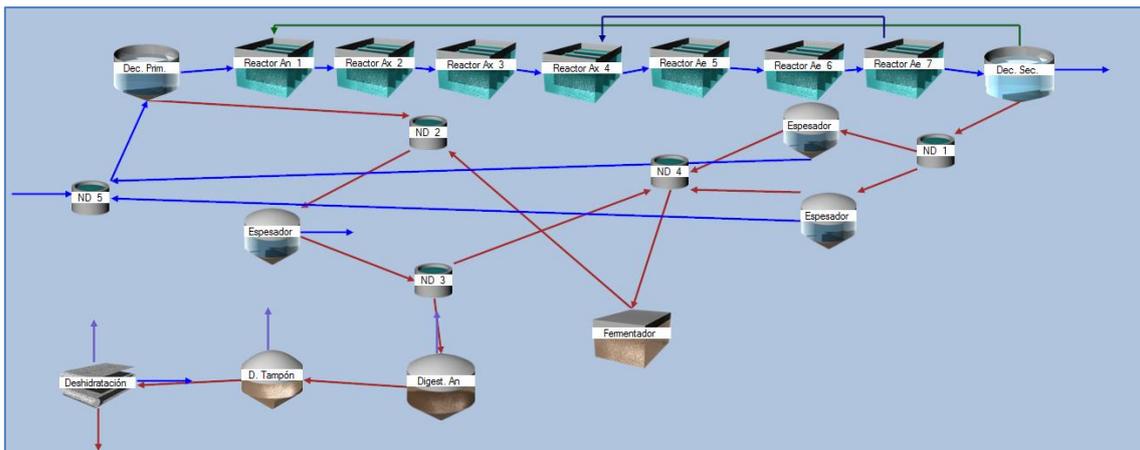
La recirculación interna de agua, se ha fijado en 2 veces el caudal de entrada. Se trata de una recirculación bastante baja, pero suficiente para eliminar la cantidad de nitratos requerida. Con una mayor recirculación interna, se aumentarían los costes económicos y afectaría de forma perjudicial a la eliminación biológica de fósforo.

En la línea de fango existen las bacterias PAOs, que tienen almacenado en su interior gran cantidad de fósforo en forma de polifosfatos. Cualquier metodología para extraer fósforo de los fangos pasa por extraerlo de la biomasa. Estas bacterias sueltan el

fósforo acumulado en su interior o bien en condiciones anaerobias o bien tras su muerte.

La extracción del fósforo se realiza poniendo en contacto el fango primario parcialmente fermentado y el fango secundario, pues es en este último donde se encuentran las bacterias PAO. Esto hace que las bacterias PAO al encontrarse en presencia de gran cantidad de ácidos grasos volátiles (AGV) suelten el polifosfato en forma de fosfato, para coger el ácido y formar PHA. El fosfato se libera en la cámara de mezcla.

Se propone la elutriación del fango mixto para recuperar el fósforo como fosfato en el sobrenadante del espesador de fango primario. A continuación, se muestra el esquema con la elutriación del fango mixto.



**Figura 23.** Representación del esquema de la EDAR de Crispijana con el sistema de elutriación mixto en la simulación del programa DESASS.

Para la construcción de la cámara de mezcla, es necesario un fango concentrado procedente de los flotadores, mejorando así la elutriación, y limitando el volumen de esta.

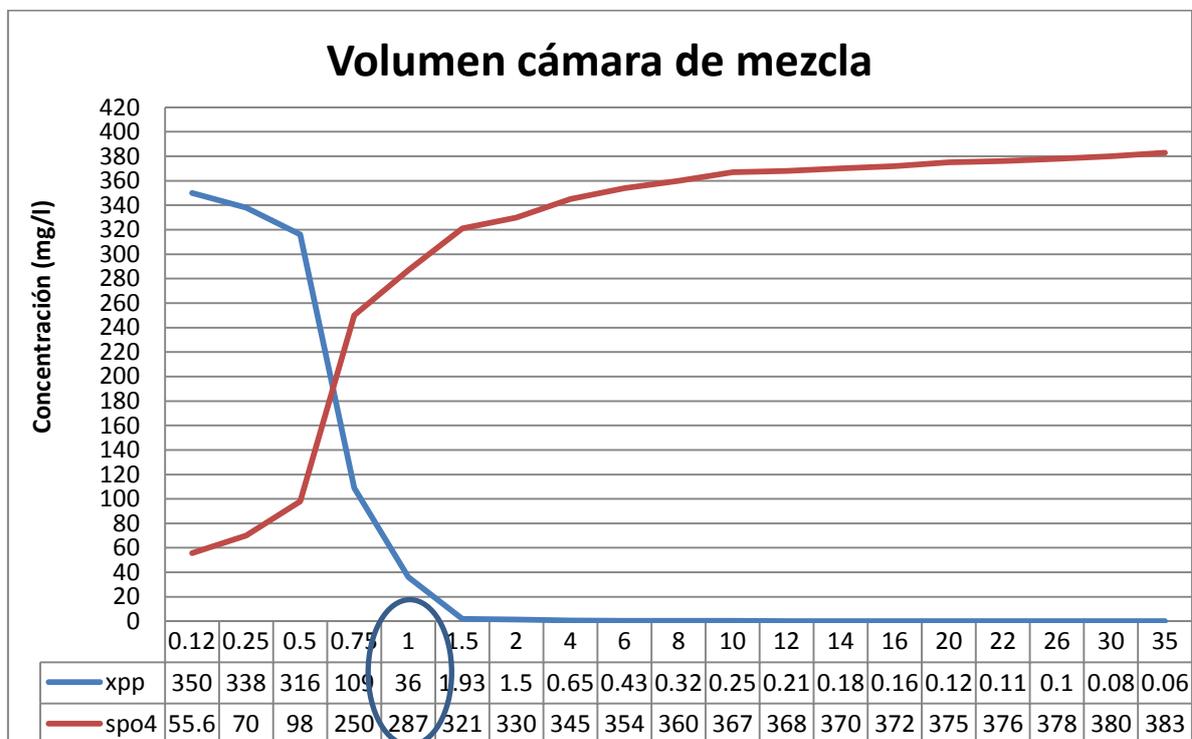
La concentración de SST a la salida de los flotadores 1 y 2, son 32015 mg/l y 31650 mg/l respectivamente. Esta concentración está dentro del intervalo típico de concentraciones que se alcanzan en un flotador.

La cámara de mezcla se diseña para que se cumplan los siguientes requisitos:

- Maximizar la suelta de polifosfato por parte de las PAOs.
- Conseguir una elevada concentración de fósforo en el efluente del espesador de fangos primarios para la posterior recuperación de los nutrientes.

Se realizan diversas simulaciones hasta conseguir una concentración baja de polifosfatos (Xpp) y una concentración alta de fosfatos (SPO<sub>4</sub>), consiguiendo así que estos últimos lleguen al sobrenadante del espesador, para su posterior recuperación.

A continuación se muestran la variación de las concentraciones de Xpp y SPO<sub>4</sub> en función del TRC (d).



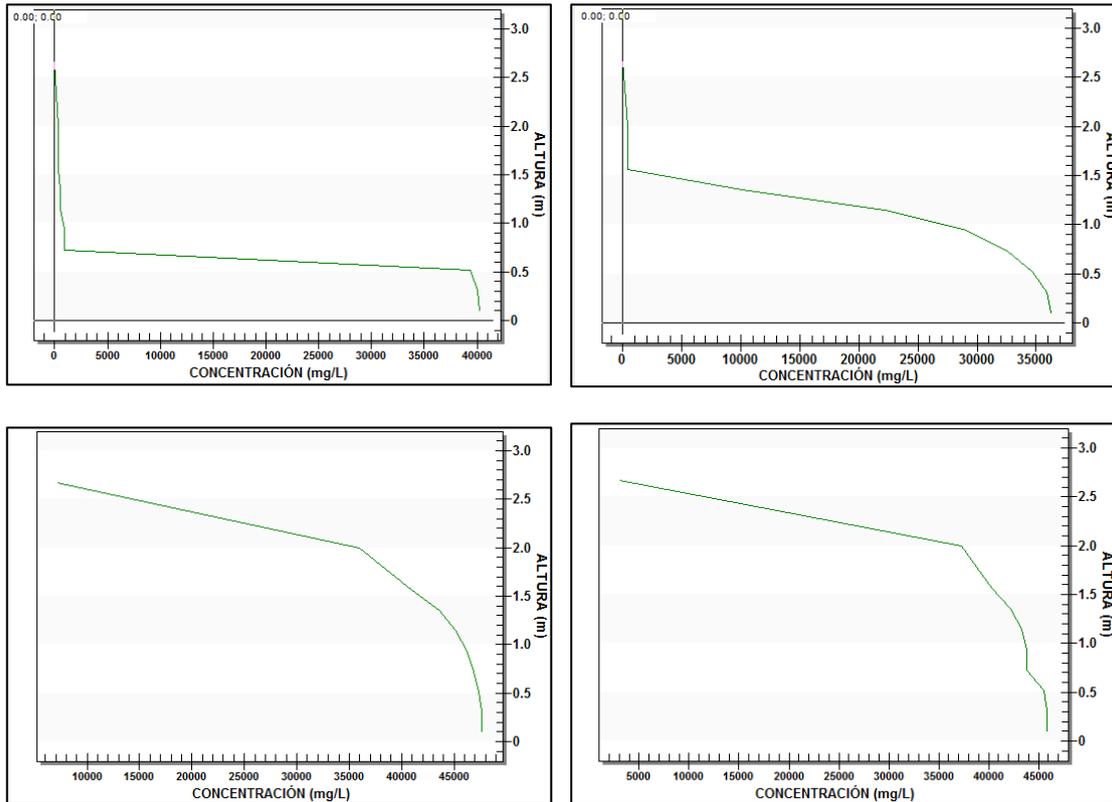
**Gráfico 10.** Volumen mínimo para la cámara de mezcla en función del TRC.

Se selecciona 1 día de TRC, correspondiendo a un volumen mínimo de la cámara de mezcla de 742 m<sup>3</sup>.

Fijando el volumen de la cámara de mezcla, debe tenerse en cuenta la relación de caudal extraído con respecto al de entrada en el espesador, para conseguir que no desborde. A continuación, se muestran los perfiles del espesador de fangos primarios, para los caudales de extracción de 0.4, 0.5, 0.6 y 0.7 ordenados de izquierda a derecha.

**Tabla 11.** Variación de los sólidos suspendidos en los espesadores de fangos primarios

Qextr/Qentr	Espesador 1	
	Xsst sobrenadante (mg/l)	Xsst fango (mg/l)
0.4	3.10	34268
0.5	3.16	40194
0.6	3077.72	45808
0.7	718045	46750



**Figura 24.** Perfiles de sólidos suspendidos para el espesador 1.

Como se observa para una relación  $Q_{extr}/Q_{entr}$  0.7 y 0.6, el espesador de fangos primarios desborda, con lo que se selecciona una relación de 0.55 para conseguir el diseño óptimo.

Asimismo, se realiza un reparto de caudal a la salida del espesador de fangos primarios. El caudal se dividirá entre el digestor anaerobio y la elutriación, obteniéndose el reparto óptimo. Para ello, se estudian los parámetros fundamentales que se ven afectados por las modificaciones, y que determinan el buen funcionamiento de la elutriación. Dichos parámetros son los siguientes:

- Sólidos suspendidos en el sobrenadante y perfil de sólidos suspendidos alcanzado en el espesador primario para evitar desbordamiento.
- Sólidos que llegan al digestor para asegurar una buena digestión del fango para un tiempo de retención hidráulica de 15-17 días.
- Fosfatos y polifosfatos que salen de la cámara de mezcla para no sobredimensionar dicho elemento.

En la tabla 12, se muestran diversas simulaciones para un reparto óptimo de caudal, consiguiendo un correcto funcionamiento de la elutriación.

**Tabla 12.** Simulación para conseguir un reparto de caudales óptimo

Digestor Anaerobio (%)	Elutriación (%)	DIGESTOR ANAEROBIO	CÁMARA DE MEZCLA		ESPESADOR 1
		Entrada Xsst (mg/l)	Xpp (mg/l)	Spo4 (mg/l)	Salida Xsst(mg/l)
55	45	32602.79	36.54	307.92	2.67
50	50	34413.73	28.4	310.8	2.8
48	52	35739.48	21.14	292.18	2.87
45	55	39232.92	5.87	291.28	2.97
40	60	41195.73	3.35	277.79	3.16
35	65	42527.13	3.03	269.43	3.34
30	70	44840.94	2.98	300.64	3779.96

Para un diseño adecuado, se considera un reparto de 45-55 % (digestor anaerobio-elutriación), consiguiendo una buena concentración de fangos en la entrada del digestor y una concentración de fosfatos adecuada para la posterior recuperación.

Una vez comprobado que se han seleccionado los parámetros óptimos para cada uno de los distintos elementos, y que las concentraciones en el efluente cumplen los límites de vertido, (Representadas en la tabla 13), se unirán los sobrenadantes del espesador de fangos primarios y de la deshidratación de fangos, para la posterior recuperación de nutrientes.

**Tabla 13.** Características del agua efluente

Elemento	Concentración	unidades
DQO	36.87	(mgO <sub>2</sub> /l)
SST	13.68	(mg/l)
Nt	9.89	(mgN/l)
SNH <sub>4</sub>	0.27	(mgN/l)
SNO <sub>3</sub>	8.04	(mgN/l)
Pt	0.95	(mgP/l)
Spo <sub>4</sub>	0.39	(mgP/l)

#### 7.4.1 Recuperación de fósforo por cristalización de estruvita

Como se ha mencionado anteriormente, se pretende minimizar el consumo de FeCl<sub>3</sub>, los problemas de precipitación durante la digestión anaerobia del fango y recuperar el fósforo en forma de fertilizante (estruvita  $MgNH_4PO_4 \cdot 6H_2O$ ), se ha planteado la reducción de la cantidad de fósforo y magnesio, por una parte en la corriente de fango que entra a la digestión anaerobia y por otra la corriente que sale de la deshidratación de fangos. De esta forma se obtiene una corriente con la mezcla de los sobrenadantes procedentes del espesador de fangos primarios y de la deshidratación. En la siguiente tabla se detallan las características de los sobrenadantes a tratar.

**Tabla 14** Composición de la corriente de sobrenadante

Elemento	Unidades	Espesador primario	Deshidratación	total
Q	m <sup>3</sup> /día	629.83	388.9	<b>1018.73</b>
NH <sub>4</sub>	(mgN/l)	82.46	1305.92	<b>549.51</b>
PO <sub>4</sub>	(mgP/l)	168.98	212	<b>185.40</b>
Mg	(mgMg/l)	105	29.54	<b>76.19</b>
Ca	(mgCa/l)	105.52	150	<b>122.50</b>
Alk	mg CaCO <sub>3</sub> /l	262	4307	<b>1806.17</b>
pH	-	6.25	6.5	<b>6.375</b>
Mg/P	mol Mg/mol P	0.8	0.17	<b>0.53</b>
N/P	mol N/mol P	1.2	13.86	<b>7.35</b>
Ca/P	mol Ca/mol P	0.48	0.54	<b>0.51</b>

El sobrenadante presenta iones de amonio, fósforo y magnesio, indicando su aptitud para la recuperación de fósforo.

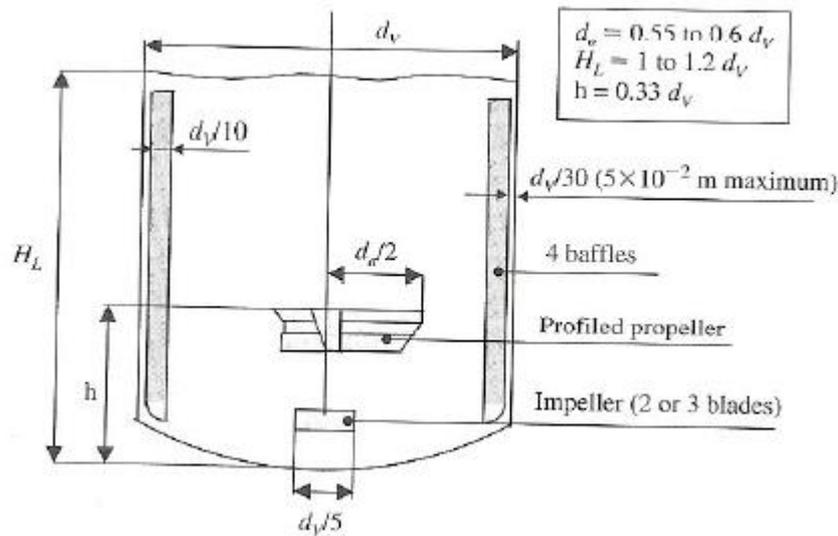
Como es habitual este tipo de corriente, presenta una relación molar amonio fósforo superior a 1, ( $N/P=7.35$ ), mientras que la relación molar magnesio fósforo, suele ser inferior a 1 ( $Mg/P=0.53$ ), siendo necesario incrementar esta última relación hasta valores de 1, maximizando la recuperación de fósforo en forma de estruvita. También cabe destacar que relación molar de  $Ca/P$  (0.51) es elevada, lo cual indica que se pueden producir precipitados de fosfato cálcico, pudiendo perjudicar la recuperación de fósforo en forma de estruvita. Para no tener problema de precipitación de fosfato cálcico, se incrementa la relación molar  $Mg/P$  a 1.2.

El cristalizador se diseña para un caudal de  $1018.73\text{m}^3/\text{día}$ . El diseño vendrá ligado a las siguientes hipótesis:

- Tiempo de retención hidráulico,  $TRH = 2$  h. Este tiempo se ha fijado en base a experiencias previas a nivel piloto con este tipo de reactor y sobrenadante procedente de la deshidratación de fangos biológicos. Este tiempo es el mínimo necesario para alcanzar la máxima eficiencia de cristalización de fósforo.
- pH de operación del cristalización,  $pH = 8.7$ . Este valor se ha fijado a partir de experiencias previas en planta piloto en las cuales se ha observado que por encima de dicho valor de pH no se observan incrementos en el rendimiento de precipitación del fósforo.
- Concentración de fósforo en el efluente =  $20\text{mg/l}$ . Este valor, al igual que para el caso del TRH y pH, se ha fijado en base a experiencias previas a escala piloto realizadas por el grupo de investigación CALAGUA.

Con estos datos, se obtiene un volumen total de cristalizador de  $85\text{m}^3$ . El cristalizador ha sido diseñado como un reactor de tanque agitado a partir de la experiencia del grupo CALAGUA con este tipo de reactores de cristalización. El cristalizador está constituido por dos zonas perfectamente diferenciadas:

- La primera de ellas es la zona de reacción que funciona como un reactor perfectamente agitado. Esta zona ha sido diseñada utilizando los criterios de diseño mostrados en la figura 25.
- La segunda de ellas consiste en la zona de sedimentación.



**Figura 25.** Diseño típico de un reactor de tanque agitado con un agitador de hélices. Fuente: CALAGUA

Entre la zona de reacción y de sedimentación se ha diseñado una zona de transición de dimensiones similares al volumen de reacción.

Para el diseño de la primera zona, uno de los aspectos más importante a tener en cuenta, es la correcta elección del tipo de agitador. En este caso se ha seleccionado un agitador de tipo flujo axial, permitiendo que el flujo sea dirigido hacia el fondo del cristizador. Este tipo de agitador genera bajas velocidades de cizalladura, incluso en las proximidades del agitador, mejorando el crecimiento de los cristales de la estruvita

En la siguiente tabla se muestran las dimensiones de la zona de reacción, para obtener un volumen de reacción correspondiente al 12% del volumen total del cristizador.

**Tabla 15.** Parámetros de diseño de la zona de reacción del cristizador

PARÁMETRO	UNIDADES	VALOR
$d_v$	m	2.21
$H_L$	m	2.65
$h$	m	0.73
$d_a$	m	1.21
$d_v/10$	m	0.22
$d_v/30$	m	0.07

La potencia de agitación para la zona de reacción es  $300 \text{ W/m}^3$  dado que el volumen de reacción total es  $10.18 \text{ m}^3$ , será necesario una potencia total de agitación de 3.05 kW.

La zona de sedimentación se diseña con objeto de conseguir la máxima superficie de sedimentación, fijando la pendiente de la parte cónica en  $45^\circ$ . El diámetro máximo seleccionado es de  $3.67\text{m}$ , obteniendo una superficie de  $42.26\text{m}^2$  Con esta superficie se alcanzan velocidades ascensionales de  $2.79\text{E-}4\text{m/s}$ .

Una vez conocida la velocidad ascensional, se evalúa la capacidad de retención de sólidos en esta zona, para ello se calcula la velocidad de sedimentación de las partículas de precipitado en función de su tamaño. Para ello se considera un régimen laminar ( $Re < 10$  que es la situación más desfavorable) y sedimentación de tipo discreta. Para el cálculo se utiliza la Ley de Stokes (véase ecuación 14):

$$U_{max} = \frac{g \cdot (p_s - p_f) \cdot d_p^2}{18\mu} \quad \text{Ecuación 14}$$

Dónde:

$g$ : aceleración de la gravedad =  $9.81 \text{ m/s}^2$

$p_s$ : densidad de la partícula sólida. Para el caso de la estruvita =  $1710 \text{ kg/m}^3$

$p_f$ : densidad del líquido =  $1000 \text{ kg/m}^3$

$d_p$ : diámetro de la partícula (m)

$\mu$ : viscosidad =  $10^{-3} \text{ kg/m/s}$

En la siguiente tabla se muestran las velocidades de sedimentación calculadas en función del diámetro de la estruvita. Se ha diseñado una superficie de sedimentación capaz de retener partículas de tamaño superior a  $27\mu\text{m}$ .

En base a experiencias previas, los tamaños de partículas a esperar estarán en torno a las  $50 \mu\text{m}$ , reteniéndose la gran mayoría de las partículas sólidas producidas.

**Tabla 16.** Velocidad de sedimentación discreta en función del tamaño de partícula.

$dp(\mu\text{m})$	$U_{\text{max}}(\text{m/s})$	$dp(\mu\text{m})$	$U_{\text{max}}(\text{m/s})$
1	3.87E-07	26	2.62E-04
2	1.55E-06	27	2.82E-04
3	3.48E-06	28	3.03E-04
4	6.19E-06	29	3.25E-04
5	9.67E-06	30	3.48E-04
6	1.39E-05	31	3.72E-04
7	1.90E-05	32	3.96E-04
8	2.48E-05	33	4.21E-04
9	3.13E-05	34	4.47E-04
10	3.87E-05	35	4.74E-04
11	4.68E-05	36	5.01E-04
12	5.57E-05	37	5.30E-04
13	6.54E-05	38	5.59E-04
14	7.58E-05	39	5.89E-04
15	8.71E-05	40	6.19E-04
16	9.91E-05	41	6.50E-04
17	1.12E-04	42	6.83E-04
18	1.25E-04	43	7.15E-04
19	1.40E-04	44	7.49E-04
20	1.55E-04	45	7.84E-04
21	1.71E-04	46	8.19E-04
22	1.87E-04	47	8.55E-04
23	2.05E-04	48	8.92E-04
24	2.23E-04	49	9.29E-04
25	2.42E-04	50	9.67E-04

A continuación se muestran las dimensiones del cristalizador seleccionado. En la zona de sedimentación se colocan unos deflectores para mejorar la hidrodinámica del sistema, a partir de la experiencia del grupo CALAGUA.

Con respecto a los materiales utilizados para la construcción del cristalizador, se recomienda utilizar materiales plásticos u otros materiales de mayor rugosidad, siempre y cuando estén recubiertos con una capa de material plástico. Estos materiales minimizan la acumulación estruvita sobre la superficie de todos los elementos en contacto con la disolución.

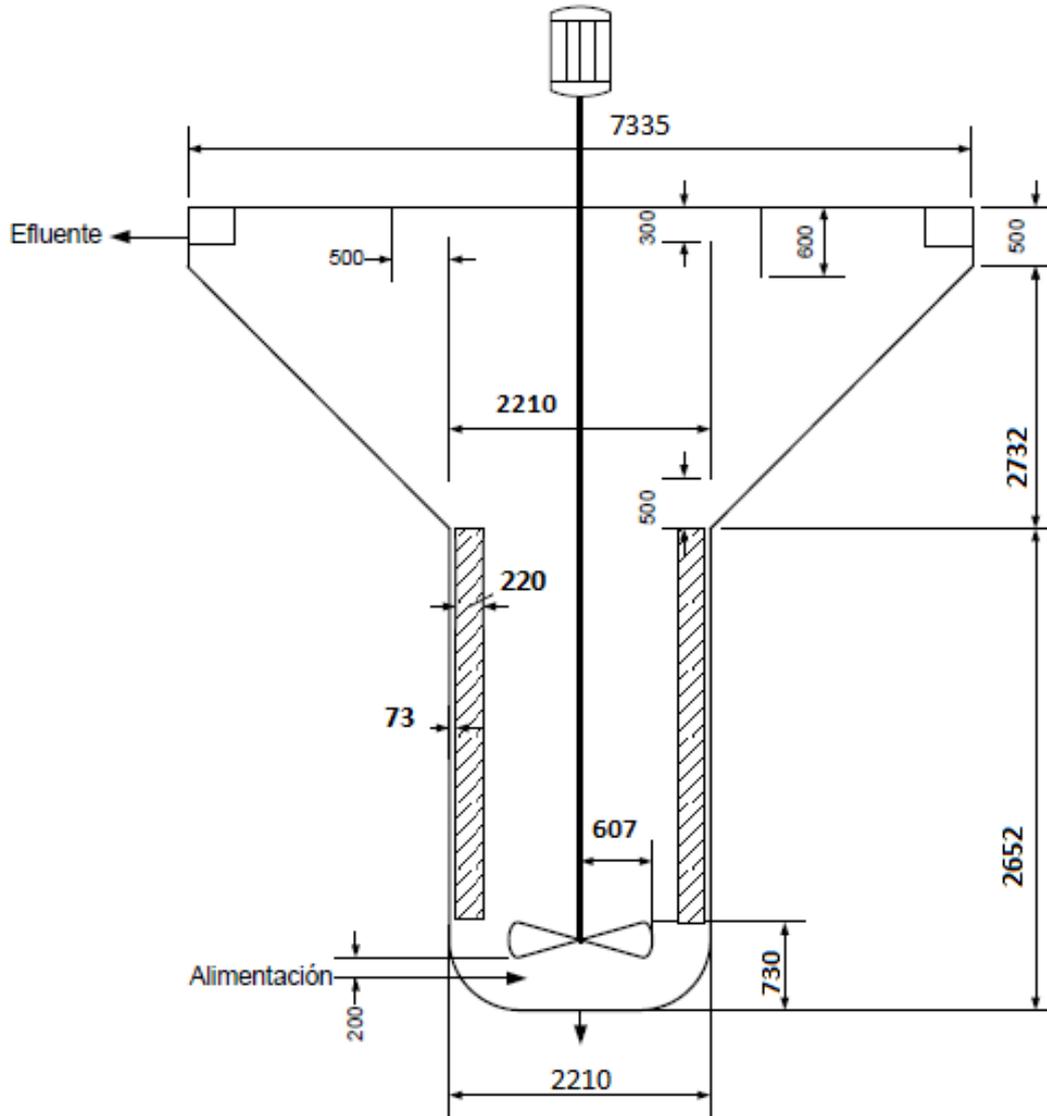


Figura 26. Dimensiones del cristalizador en mm

Como se ha mencionado anteriormente es necesaria la adición de una fuente externa de magnesio hasta llevar la relación molar Mg/P de 0.53-1.2. Se utiliza como fuente de magnesio el cloruro de magnesio ( $MgCl_2$ ). Se han realizado los cálculos obteniéndose unas necesidades de 175.64 kg Mg/d que corresponden a unas necesidades de 688.11 Kg  $MgCl_2$ /d. Con estos datos, es necesario obtener el volumen de depósito necesario para el almacenamiento de  $MgCl_2$ . Para estos cálculos se ha considerado el  $MgCl_2$  anhidro comercial con una pureza del 98% y que es llevado a una disolución con una pureza del 80'' sobre la solubilidad máxima del  $MgCl_2$  (solubilidad del  $MgCl_2$  a 20°C = 54g/100ml). Con lo expuesto es necesario añadir  $0.96 m^3 / d$  de dicha disolución.

Será necesario un volumen de almacenamiento de  $MgCl_2$ , fijando una capacidad de almacenamiento de 15 días, de  $14.3 m^3$ .

Además de la adicción de  $MgCl_2$ , en el cristalizador debe controlarse el valor de pH en valores próximos a 8.7 para garantizar un buen rendimiento de recuperación del fósforo. Teniendo en cuenta la reacción que tiene lugar en el cristalizador, asumiendo una concentración en el efluente de 15 ppm y que el pH del agua de entrada al cristalizador es de 6.37 y se debe incrementar hasta 8.7 se ha calculado que se deben añadir  $43.3 \text{ mol OH}^-/m^3$  de agua tratada en el cristalizador. Como el caudal de tratamiento son  $1018.7 m^3/\text{día}$  se deben adicionar  $44111.1 \text{ mol NaOH}/\text{día}$ . A partir del peso molecular (40 g/mol) y de la pureza (25%) y densidad ( $1274 \text{ Kg}/m^3$ ) del producto comercial se calcula que se deben añadir  $5.54 m^3/d$ . El depósito de almacenamiento de NaOH se diseña para que tenga capacidad de almacenar el reactivo a utilizar durante 15 días por lo que su volumen deberá ser de  $83.1 m^3$ .

Considerando las experiencias previas realizadas por el grupo CALAGUA, se estima una concentración de fósforo a la salida del cristalizador de 20 mg/l. En la siguiente tabla se muestra la producción de estruvita que se obtienen del proceso de cristalización.

**Tabla 17.** Producción de estruvita y concentración de fósforo del efluente

Elemento	Unidades	Efluente
PO <sub>4</sub>	mgP/l	20
Estruvita	Kg MgNH <sub>4</sub> PO <sub>4</sub> ·6H <sub>2</sub> O/d	1332.8



UNIVERSITAT  
POLITÈCNICA  
DE VALÈNCIA

máster en ingeniería  
hidráulica y medio ambiente  
**mihma**

## CAPÍTULO 8. VALORACIÓN ECONÓMICA DE LAS ALTERNATIVAS

Como se ha comentado anteriormente, para poder seleccionar una de las dos alternativas propuestas para el tratamiento, deben analizarse los costes, quedándonos con la opción que resulte más económica. Todos los costes (constructivos y de explotación) serán expuestos en periodos de un año, para poder ser comparables.

### **8.1. Alternativa 1. Eliminación química de fósforo**

#### **8.1.1 Costes constructivos**

Los costes constructivos para llevar a cabo esta alternativa son los siguientes:

- Depósito de reactivo
- Bomba

Para obtener el coste anual correspondiente a los costes de construcción, se considera un periodo de amortización de 20 años y un interés del 4.5%. Dicho cálculo se realiza utilizando el Sistema Francés, el cual viene definido por la siguiente expresión, manteniéndose constantes las cuotas.

$$\text{Cuota} = \text{Co} * \frac{i*(1+i)^n}{(1+i)^n - 1}$$

Ecuación 15

Dónde:

Co: importe total (€)

n: duración de la amortización, en este caso en años

i: tipo de interés

### ***8.1.1.1 Depósito para reactivo***

La necesidad de utilizar productos químicos para el tratamiento del agua, hace que este tipo de instalaciones prevean depósitos de almacenamiento, para garantizar su funcionamiento continuo. Estos productos industriales suelen ser corrosivos, desde su proceso de fabricación hasta la adición al proceso. Para ello los depósitos de almacenamiento deben cumplir ciertos requerimientos técnicos de resistencia química. Se utilizan para ello diversos materiales tales como el PRFV (poliéster reforzado con fibra de vidrio), PP, PEHD, PVC,...

En el caso del Cloruro Férrico, se coloca una barrera química por el interior del depósito de resina vinilester. Además, estos depósitos debe cumplir la instrucción técnica MIE APQ (almacenamiento de productos químicos), en la que se especifican los elementos que debe llevar: doble pared, conexiones por la parte superior del depósito (entrada, salida, venteos, etc.), sistemas de detección (normalmente digitales): máximo, mínimo, sobrellenado y detección en la doble pared.



**Figura 27.** Depósito de poliéster para el almacenamiento de productos químicos (EDAR Zuia)

Al igual que para la EDAR de Zuia ubicada en Álava, se requiere un depósito de poliéster para el almacenamiento del reactivo químico. Este depósito se diseña para un caudal de cloruro férrico de 0.6 m<sup>3</sup>/día, siendo necesario un volumen de 4.2 m<sup>3</sup>, para poder almacenarlo durante una semana.

Es necesario mencionar que dicho depósito, se obtiene en un plazo de 2 semanas, desde la solicitud del mismo. El Presupuesto de Ejecución Material (PEM) asciende a 2843 IVA incluido, tal y como viene detallado en el Anexo II.

El coste total de construcción del depósito de reactivos, mediante el modelo francés, especificado anteriormente es de 4371.18 €, suponiendo una cuota anual de 218.56 €, durante el periodo de 20 años.

#### ***8.1.1.2 Sistema de bombeo***

Para llevar a cabo la correcta adicción de reactivo, es necesario incluir un sistema de bombeo para un caudal máximo de 25l/h, tal y como se detalla en el Anexo II.

El coste total de construcción de esta alternativa, es 2436.98 €, suponiendo una cuota anual de 121.84 €, durante el periodo de 20 años.

Por tanto, el coste de construcción anual de esta alternativa es el siguiente:

**Tabla 18.** Costes constructivos. Alternativa 1: Eliminación Biológica de Fósforo

Costes constructivo	Coste anual
Depósito de reactivo	218.56 €
Sistema de bombeo	121.84 €
Total coste construcción	340.41 €

### 8.1.2 Costes de explotación

Los costes de explotación se dividen en costes de transporte, costes de personal, costes de operación y costes de mantenimiento.

Los costes de personal y mantenimiento de las instalaciones, así como los costes energéticos de los elementos ya existentes no se van a considerar, ya que no aportan una información decisiva, puesto que son comunes a ambas alternativas.

Los costes de explotación asociados a esta alternativa, son los asociados a:

- Reactivo (Cloruro férrico)
- Evacuación del fangos
- Costes energéticos de los elementos a implantar.

Por último, también se tendrá en cuenta los beneficios generados por la producción de biogás.

#### 8.1.2.1 Reactivo

Como se ha comentado en ocasiones anteriores el reactivo seleccionado es cloruro férrico. Ya que cuando este se disuelve en agua sufre hidrólisis y libera calor en una reacción exotérmica. De ello resulta una solución ácida y corrosiva.

El programa de simulación utilizado, permite obtener mediante un conjunto de simulaciones el caudal mínimo de reactivo que debe añadirse para cumplir con los límites de vertido establecidos.

Como se ha mencionado anteriormente el caudal necesario para cumplir con los límites de vertido es  $0.6 \text{ m}^3/\text{diarios}$ , lo que supone un total de  $218.4 \text{ m}^3/\text{anuales}$ .

El coste de reactivo se estima en  $211.75 \text{ €/tonelada}$  de cloruro férrico (IVA incluido), suponiendo un coste de explotación anual de  $46246.2\text{€}$ .

### ***8.1.2.2 Evacuación de fango***

En la deshidratación de fango se consigue disminuir el volumen siendo muy conveniente para su posterior transporte. Estos fangos deshidratados pasan a un silo existente en la planta desde donde serán enviados a su destino definitivo.

El caudal de fango deshidratado es de  $51 \text{ m}^3/\text{día}$  con una concentración de Xsst de  $250000\text{mg/l}$ . Lo cual suponen  $12.72$  toneladas de fango al día.

El coste de evacuación destinado para la agricultura es de  $5 \text{ €/tonelada}$ .

El coste anual de evacuación de fango es de  $23214 \text{ €/año}$ .

A este caudal de fango deshidratado se debe añadir polielectrolito, siendo necesario  $5\text{Kg/ tonelada}$  de fango.

La cantidad de polielectrolito necesaria para el caudal de  $12.72$  toneladas/día es de  $63.6 \text{ kg}$ . Asumiendo un coste de  $2855.6\text{€}$  por kg de polielectrolito añadido, se estima un coste de  $181616.16 \text{ €/año}$ .

Suponiendo un coste anual total de evacuación de fango de  $204830.16 \text{ €/año}$ .

### ***8.1. 2.3 Costes energéticos***

Dentro de los costes energéticos se tendrán en cuenta los siguientes apartados.

- Agitación
- Aireación
- Bombeos

### 8.1.2.3.1 Agitación

Como se ha comentado anteriormente, se dispone del mismo volumen de tanque anaerobio y anóxico para las dos alternativas, con lo cual no será necesario calcular la agitación para la línea de agua. En el caso de esta alternativa, como no se dispone de ningún nuevo elemento en la línea de fango no se considerará ningún coste de agitación.

### 8.1.2.3.2 Aireación

El programa de simulación utilizado, DESASS, dimensiona la aireación necesaria para se lleven a cabo los procesos biológicos necesarios para el cumplimiento de los límites de vertido, especialmente la eliminación de nitrógeno y fósforo.

		Soplantes	
Nº Soplantes		3	
Marca-Modelo		LIGP - 29.10	
Pmotor-Pads		475 - 375	
Potencia Instalada (Kw)		1425	
		Invierno	Verano
Pot. Máx. Utilizada (Kw)		750	750
Consumo Aprox. (Kwh/día)		10017.5	10017.5

**Figura 28.** Características de aireación, obtenido del programa de simulación DESASS 7.1.

Como se muestra en la figura 28, el consumo aproximado calculado por el programa DESASS es 10017.5 kWh/día suponiendo un total de 3656387.5 kWh/año. Asumiendo un coste de kWh de 0.13 €, el coste total de aireación al año es 475330.37 €.

### 8.1.2.3.3 Bombeos

Los costes de bombeos asociados al reactivo no se calcularán porque supondrán un coste muy reducido con respecto al resto de costes, con lo que se supondrá un valor aproximado de 100€/año.

#### 8.1.2.4 Generación de biogás

Hay una tendencia creciente en considerar las Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales (EDAR) como sistemas de recuperación de recursos, en lugar de únicamente instalaciones para la prevención de emisión de contaminantes al medio ambiente. La recuperación de productos con valor añadido y de energía maximiza el potencial económico y medioambiental de las instalaciones, permitiendo reducir los costes de explotación.

El biogás es el producto gaseoso de la digestión anaerobia de compuestos orgánicos. Su composición, que depende del sustrato digerido y del tipo de tecnología utilizada, puede ser la siguiente:

- 50-70% de metano (CH<sub>4</sub>).
- 30-40% de anhídrido carbónico (CO<sub>2</sub>).
- ≤ 5% de hidrógeno (H<sub>2</sub>), ácido sulfhídrico (H<sub>2</sub>S), y otros gases.

Debido a su alto contenido en metano, tiene un poder calorífico algo mayor que la mitad del poder calorífico del gas natural. El metano (CH<sub>4</sub>) se produce a la salida del digestor anaerobio. Para el cálculo del biogás producido se estima que el rendimiento en electricidad de la turbina es del 30%. Se considera que por cada m<sup>3</sup> de metano se produce 38000 KJ. La estimación de biogás producida se muestra en la tabla 19.

**Tabla 19.**Tabla estimación del biogás para la alternativa 1: Eliminación Química de Fósforo

	Digestor Anaerobio
Q biogás (m <sup>3</sup> /día)	7139
CH <sub>4</sub> (%)	65.81
CH <sub>4</sub> (m <sup>3</sup> /día)	4698
CH <sub>4</sub> Útil (m <sup>3</sup> /día)	1409
Producción (KJ/d)	53559205
Producción (KWh)	14877

Con lo expuesto el total de electricidad producida diariamente es de 14877 kWh y lo que supone 5430308.31 kWh anuales.

Tasando el precio del kWh en torno a 0.13€, se estima un beneficio diario de 1934.08 €, lo que supone 705940 € anuales.

Por tanto, los costes de explotación de la alternativa química de fósforo, son los siguientes:

**Tabla 20.** Costes de explotación. Alternativa 1: Eliminación Biológica de Fósforo

Costes de explotación	Coste anual
Reactivo	46246.20€
Evacuación del fango tratado	204830.16€
Bombeos	100€
Aireación	475330.37€
Generación del biogás	-705940.14€
Total costes de explotación	20566.73€

## 8.2. Alternativa 2. Eliminación biológica de fósforo y su recuperación

### 8.2.1 Costes constructivos

Los costes constructivos para llevar a cabo dicha alternativa son los siguientes:

- Cámara de mezcla.
- 4 nuevas conducciones:
  1. Tubería de entrada al espesador de fangos primarios 1 desde la cámara de mezcla
  2. Tubería de entrada al espesador de fangos primarios 2 desde la cámara de mezcla
  3. Tubería de entrada al digester anaerobio desde el espesador de fangos primario 1
  4. Tubería de entrada al digester anaerobio desde el espesador de fangos primario 2
- Cristalizador

Para obtener el coste anual correspondiente a los costes de construcción, se considera un periodo de amortización de 20 años y un interés del 4.5%. Dicho cálculo se realiza utilizando el Sistema Francés, el cual viene definido por la siguiente expresión, manteniéndose constantes las cuotas.

$$\text{Cuota} = \text{Co} * \frac{i*(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \quad \text{Ecuación 16}$$

Dónde:

Co: importe total (€)

n: duración de la amortización, en este caso en años

i: tipo de interés

### 8.2.1.1 Cámara de mezcla

Para la cámara de mezcla se necesita un volumen mínimo de 750m<sup>3</sup> correspondiendo a 1 día de tiempo de retención hidráulico obtenido del programa de simulación. Para ello se selecciona un depósito fabricado de hormigón con clase de exposición IV según la norma EHE08, de diámetro 15 m y altura de 4.5m, tal y como se especifica en la siguiente tabla.

**Tabla 21.** Catálogo de medidas y capacidades de Aquadiposits.

Ø	altura	m <sup>3</sup>
15	2	350
15	2,5	440
15	3	530
15	3,5	620
15	4	700
15	4,5	800
15	5	885
15	5,5	970
15	6	1.060



**Figura 29.** Fase construcción cámara de mezcla

El Presupuesto de Ejecución Material (PEM) asciende a 50212.82 IVA incluido, tal y como se detalla en el Anexo III.

El coste de construcción de la cámara de mezcla, es 77203.36 €, suponiendo una cuota anual de 3860.17 €, durante el periodo de 20 años.

### **8.2.1.2. Tuberías**

Antes de realizar con los cálculos hidráulicos se consideran una serie de hipótesis:

- Las conducciones están a presión, puesto que de ese modo las secciones que se necesitan son menores, siendo los cálculos realizados más precisos.
- Las velocidades usuales en las conducciones están comprendidas entre 0.5 y 2 m/s. Es conveniente que la velocidad no sea inferior a 0.5 m/s para que no se produzca sedimentación, ni superior a 2 m/s para evitar corrosiones. Para este caso se diseñara para que la velocidad sea de 1m/s.

- Se tendrá en cuenta que solo será necesario diseñar 4 nuevas tuberías para la elutriación las cuales unen la cámara de mezcla con los dos espesadores primarios y estos a su vez con el digestor anaerobio, ya que se considera que la tubería para la recirculación interna es la misma, ya que el caudal de recirculación interno es el mismo.

Con las hipótesis comentadas, se deberá seleccionar el material más adecuado. Actualmente, existen muchos materiales en el mercado, tales como: acero, hormigón armado y pretensado, policloruro de vinilo no plastificado, polietileno de alta densidad, poliéster reforzado con fibra, entre otros.

En este caso se decide utilizar tuberías de polietileno de alta densidad (HDPE), por ser el material más utilizado en las estaciones depuradoras de aguas residuales y el cual presenta varias ventajas, entre las que cabe destacar las siguientes:

- Capacidad resistente a los golpes de ariete
- Fácil adaptación al perfil del terreno gracias a su flexibilidad
- Posibilidad de instalarlas prácticamente sin accesorios
- Resistencia a la corrosión y al desgaste por abrasión.
- Gran durabilidad, periodo de 50 años como mínimo.
- Baja pérdida de carga debido a la superficie lisa de los tubos
- Capacidad como aislante y resistencia a la congelación.

Con lo mencionado se selecciona PE100, el cual es un tipo de HDPE, pero que presenta mejores propiedades que el tradicional. Es utilizado principalmente en canalizaciones de agua a presión.

A continuación, se va exponer el método de cálculo para determinar el diámetro de las tuberías. Una expresión que permite hallarlo, de forma directa, mediante el desarrollo de la ecuación de continuidad es la siguiente:

$$V = \frac{4Q}{\pi D^2}$$

Ecuación 17

Dónde:

Q: caudal de la conducción ( $m^3/s$ )

D: diámetro de la conducción (m)

Las tuberías necesarias son las que se especifican a continuación, teniendo en cuenta que son necesarias dos de cada, puesto que existen dos espesadores primarios.

**Tabla 22.** Detalle de los parámetros de las tuberías necesarias.

Tuberías	Caudal ( $m^3/d$ )	D diseño (mm)
Cámara de mezcla- Espesadores primarios	360	41.75
Espesadores primarios- Digestión anaerobia	212.5	31.57

Es importante señalar que para poder diseñar las conducciones, estas deben resistir dos tipos de presiones: presiones internas y presiones externas. Las presiones internas son las hidrostáticas, producidas directamente por el agua que transportan en su interior, como el fluido va por gravedad, dependen directamente de la profundidad a la que se encuentran, correspondiendo con una presión hidrostática de 4 m.c.a. Las presiones externas son producidas por el terreno, teniendo un efecto favorable ya que compensan las presiones interiores.

Por otra parte, cabe destacar que la presión nominal (PN) indica la máxima presión hidráulica interior a la que puede estar dicha tubería. La relación entre la presión hidráulica y la presión nominal depende del tipo de material y del coeficiente de seguridad aplicado.

Esta PN será superior a las presiones interiores y se exigirá trabajar con PN4.

Consultando el catálogo del material HDPE PE100, el diámetro seleccionado para cada tubería es el siguiente.

**Tabla 23.** Diámetro diseño y diámetro seleccionada para cada tubería.

Tuberías	D diseño(mm)	D seleccionado(mm)
Cámara de mezcla- Espesadores primarios	41.75	50
Espesadores primarios- Digestión anaerobia	31.57	40

Una vez obtenidas los diámetros mínimos, para una velocidad de 1m/s, se comprobará la velocidad real de cada conducción.

**Tabla 24.** Velocidad real de cada tubería con los diámetros seleccionados.

Tuberías	Q(m <sup>3</sup> /d)	D seleccionado(mm)	D interior(m)	Velocidad (m/s)
Cámara de mezcla- Espesadores primarios	360	50	0.0452	2.61
Espesadores primarios- Digestión anaerobia	212.5	40	0.036	2.42

Como se ha mencionado en la hipótesis, si la velocidad es superior a 2m/s se pueden producir corrosión, con lo cual es necesario seleccionar un diámetro superior para cada una de las tuberías y se confirma que ninguna conducción supera la velocidad de 2m/s.

**Tabla 25.** Velocidad real de cada tubería para los nuevos diámetros seleccionados.

Tuberías	Q(m <sup>3</sup> /d)	D seleccionado(mm)	D interior(m)	Velocidad (m/s)
Cámara de mezcla- Espesadores primarios	360	63	0.057	1.63
Espesadores primarios- Digestión anaerobia	212.5	50	0.0452	1.53

Se debe tener en cuenta que existen pérdidas en las conducciones. Estas pérdidas pueden ser de dos tipos: continuas o localizadas.

En primer lugar se detalla la expresión para el cálculo de las pérdidas continuas utilizándose la ecuación general de Darcy-Weisbach (Véase ecuación 18).

$$h_c = j * L = f * \frac{L}{D} * \frac{v^2}{2 * g} \quad \text{Ecuación 18}$$

Dónde:

L: longitud del tramo de la tubería

F: coeficiente de Colebrook-White

D: diámetro interior de la tubería

J: pérdidas de carga continuas unitarias (m.c.a/m)

V: velocidad del fluido dentro de la tubería (m/s)

G: aceleración de la gravedad (m/s<sup>2</sup>)

De esta expresión son conocidos todos de ellos, excepto el coeficiente f de Colebrook-White, la cual se calcula a partir de la siguiente ecuación:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 * \log \left( \frac{k/D}{3.7} + \frac{2.51}{Re * \sqrt{f}} \right) \quad \text{Ecuación 19}$$

Dónde:

k: rugosidad absoluta (m)

Re: número de Reynolds

D: diámetro interior de la conducción (m)

El único factor que no puede calcularse directamente es Re. Se supondrá un régimen turbulento, con lo que dicho factor será superior a 2000. (Véase Ecuación 20).

$$Re = \frac{v * D}{\vartheta} \quad \text{Ecuación 20}$$

V: velocidad del fluido (m/S)

D: diámetro interior de la conducción (m)

$\vartheta$ : viscosidad cinemática (m<sup>2</sup>/s).

Para poder comenzar con el cálculo de las pérdidas continuas, se detalla en la siguiente tabla las características físicas del agua.

**Tabla 26.** Características físicas del agua. Fuente: METCALF & EDDY, INC. Ingeniería de aguas residuales. Mc Graw Hill.

Factor	Valor
Rugosidad absoluta (k)	0.0015
Viscosidad cinética ( $\nu$ )	$1.125 \cdot 10^{-6}$ (a 15°C)

La rugosidad absoluta (k) depende del material seleccionado para la conducción (HDPE) y la viscosidad cinética depende de la temperatura del agua. Se selecciona para una temperatura de 12°C.

En primer lugar se calcula Re y el coeficiente f de Colebrook-White con las expresiones anteriores.

**Tabla 27.** Cálculo de Re y f

Tuberías	D interior(m)	Velocidad (m/s)	Re	f
Cámara de mezcla- Espesadores primarios	0.057	1.63	82734	0.0546
Espesadores primarios- Digestión anaerobia	0.0452	1.53	61585	0.0601

Las pérdidas continuas, se calculan a partir de los valores anteriores y la fórmula de Darcy comentada anteriormente, estimándose unas longitudes de 11 y 13m respectivamente.

**Tabla 28.** Cálculo pérdidas continuas

Tuberías	D interior(m)	V (m/s)	Longitud(m)	J (m.c.a/m)	hc (m.c.a)
Cámara de mezcla- Espesadores primarios	0.057	1.63	11	0.13	1.4
Espesadores primarios- Digestión anaerobia	0.0452	1.53	13	0.16	2.1

Una vez obtenidas las pérdidas continuas, se calculan las pérdidas localizadas. Estas pérdidas son debidas a fenómenos de turbulencia que se originan al paso de líquidos por puntos singulares de las tuberías, como cambios de dirección, codos, juntas, derivaciones, entre otros. Para su cálculo se utiliza la ecuación 21.

$$h_L = K_i * \frac{v^2}{2 * g}$$

Ecuación 21

Dónde:

K: El coeficiente K es adimensional y depende del tipo de singularidad y de la velocidad media en el interior de la tubería.

v: velocidad del fluido a través de la conducción (m/s)

g: aceleración de la gravedad ( $m^2/s$ )

En la práctica y para cálculos rápidos que no precisen de gran exactitud, se suelen adoptar los siguientes valores aproximados de K.

**Tabla 29.** Valores aproximados del coeficiente de resistencia de los accesorios. Fuente: Cátedra de Ingeniería Rural Escuela Universitaria de Ingeniería Técnica Agrícola de Ciudad Real

ELEMENTO	Coeficiente K
Embocadura	0.5
Desembocadura	1.5
Codo a 90º	0.45
Codo a 45º	0.22
Válvula abierta	0.3
Válvula semicerrada	2
Bifurcación	1.25
Unión en T a 90º	1.5
Unión en T a 60º	1.3

Las pérdidas de carga localizadas que presentan dichas tuberías no se conocen con certeza, suponiéndose que proceden de los diferentes tipos: embocadura, válvula semicerrada, tres codos de 90º y desembocadura.

**Tabla 30.** Cálculo pérdidas localizadas

Tuberías	K	Velocidad (m/s)	hl (m.c.a)
Cámara de mezcla- Espesadores primarios	5.35	1.63	0.73
Espesadores primarios- Digestión anaerobia	5.35	1.53	0.64

Por lo tanto, sumando dichas perdidas a las pérdidas de carga continuas, anteriormente calculadas, se obtienen las siguientes pérdidas totales.

**Tabla 31.** Cálculo pérdidas totales

Tuberías	ht (m.c.a)
Cámara de mezcla- Espesadores primarios	2.16
Espesadores primarios- Digestión anaerobia	2.72

El Presupuesto de Ejecución Material (PEM) asciende a 690.36 (IVA incluido) tal y como viene detallado en el Anexo III.

El coste total de construcción de las tuberías, es 1061.44 €, suponiendo una cuota anual de 53.10 €, durante el periodo de 20 años.

### **8.2.1.3. Sistema de bombeo**

Para la selección de la bomba más adecuada, se han tenido en cuenta las necesidades de rango de caudales a bombear, alturas geométricas a salvar, pérdidas de carga en función de las características de las tuberías, etc.

Inicialmente se tendrá en cuenta las siguientes hipótesis.

- Será necesario el diseño de un sistema de bombeo para la impulsión desde la cámara de mezcla a los espesadores primarios, así como un sistema de bombeo para la impulsión desde dichos espesadores a la digestión anaerobia. Considerando adecuado el sistema de bombeo actual desde los espesadores a la cámara de mezcla.
- Se considera que el sistema de bombeo implantado en la actualidad para la recirculación interna tiene la potencia suficiente, para el bombeo actual.

El procedimiento de cálculo de una instalación de bombeo de agua comienza por el cálculo de la altura manométrica (H) ganada por el fluido y que debe ser proporcionada por la bomba, representando la resistencia que debe vencer el fluido desde el lugar de aspiración hasta la impulsión (Véase ecuación 22). Es conocida también como la presión que debe dar la bomba.

$$H = H_g + (h_c + h_l)$$

Ecuación

22

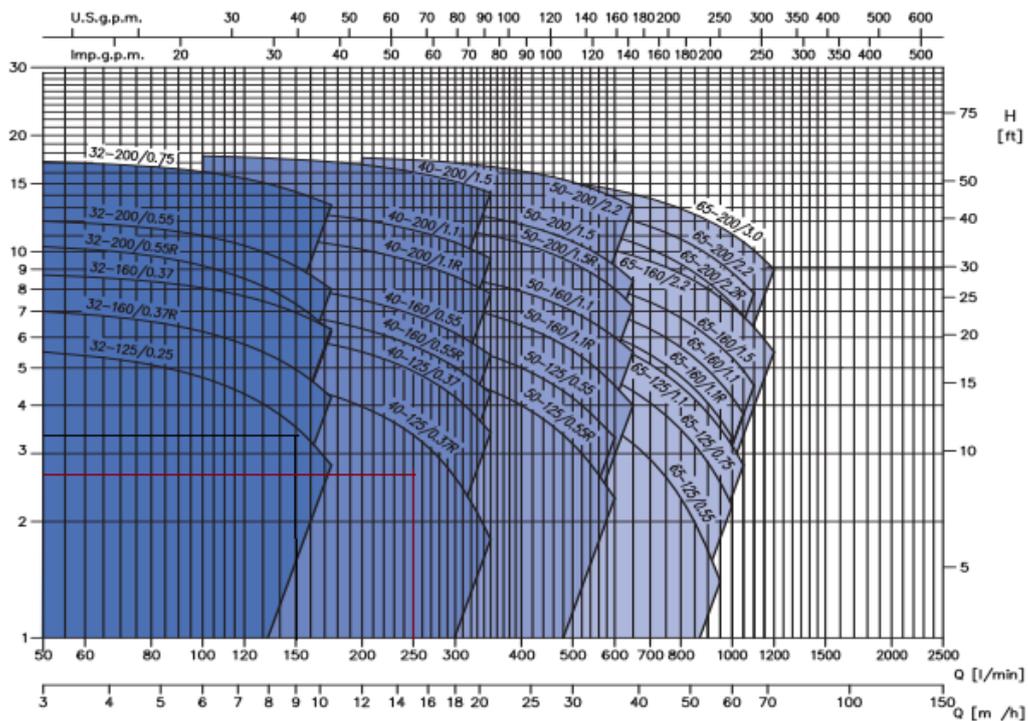
Se supone una altura geométrica de 0.6m.c.a para cada bomba, que junto con el cálculo de las pérdidas continuas y localizadas obtenidas anteriormente obtenemos la altura manométrica.

Tabla 32. Cálculo altura manométrica

Tuberías	ht (m)	H(m)
Cámara de mezcla- Espesadores primarios	2.16	2.76
Espesadores primarios- Digestión anaerobia	2.72	3.32

Se necesitan dos bombas para un caudal de 15 ( $m^3/h$ ), con una altura de 2.76m cada una y otro para de bombas para un caudal de 9 ( $m^3/h$ ), con una altura 3.32m cada una.

Se adjunta una tabla de selección tipo de bombas del fabricante Ebara, donde se indican, según la dimensión del rodete y la boca de descarga, las zonas donde presentan mejores rendimientos cada modelo de bomba.



**Figura 30.** Catálogo de bombas centrifugas monobloc y normalizadas según DIN 24255 de hierro fundido. Fuente: Ebara

Como se ha mostrado, la bomba seleccionada para la unión la cámara de mezcla a los espesadores primarios es 40-125/0.37R, y la seleccionada para la unión de los espesadores primarios hasta el digestor anaerobio es 32-125/0.25, mostrándose las características de cada una en la siguiente tabla.

**Tabla 33.** Características de potencia de las bombas seleccionadas. Fuente: Ebara

Modelo bomba	Potencia (Kw)	Potencia (CV)
40-125/0.37R	0.37	0.5
32-125/0.25	0.25	0.33

El Presupuesto de Ejecución Material (PEM) asciende a 7300 € (IVA incluido) tal y como viene detallado en el Anexo III.

El coste total de construcción del sistema de bombeo, es 11223.92 €, suponiendo una cuota anual de 561.20 €, durante el periodo de 20 años.

### **8.2.1.3. Cristalizador**

Para el diseño del cristalizador, como se ha mencionado anteriormente se utilizara materiales de baja rugosidad con objeto de minimizar la posible acumulación de estruvita sobre la superficie de todos aquellos elementos en contacto con la disolución. Por ello, utilizaremos materiales plásticos.

El volumen total del cristalizador, teniendo en cuenta las tres zonas en la que se divide, es de 85m<sup>3</sup>. El Presupuesto de Ejecución Material (PEM) asciende a 18965.8 € (IVA incluido) tal y como viene detallado en el Anexo III.

El coste total de construcción del cristalizador, es 29712.05 €, suponiendo una cuota anual de 1414.86 €, durante el periodo de 20 años.

En este coste de construcción se tendrán en cuenta los depósitos de almacenamiento de MgCl<sub>2</sub> y de NaOH, requeridos para dicha precipitación.

A continuación se enumeran los costes de construcción totales.

**Tabla 34.** Costes constructivos totales. Alternativa 2. Eliminación biológica de fósforo

Costes constructivo	Coste anual
Cámara de mezcla	218.56 €
Diseño tuberías	53.08€
Sistema de bombeo	561.20€
Cristalizador	1414.85
Total coste construcción	5889.29€

### 8.2.2 Costes de explotación

Los costes de explotación se dividen en costes de transporte, costes de personal, costes de operación y costes de mantenimiento, al igual que se ha mencionado anteriormente.

Los costes de personal y mantenimiento de las instalaciones, así como los costes energéticos de los elementos ya existentes no se van a considerar, ya que no aportan una información decisiva, puesto que son comunes a ambas alternativas.

A continuación se tendrán en cuenta los costes de evacuación del fango, la generación de biogás y los costes energéticos de los elementos a implementar.

Los costes de explotación que se deben tener en cuenta para esta alternativa son:

- Evacuación de fango
- Costes energéticos

Por último, al igual que para la alternativa anterior se tendrá en cuenta los siguientes beneficios:

- Generación de biogás.
- Recuperación de fósforo

### **9.2.2.1 Evacuación de fango**

En la deshidratación de fango se consigue disminuir el volumen siendo muy conveniente para su posterior transporte. Estos fangos deshidratados pasan a un silo existente en la planta desde donde serán enviados a su destino definitivo.

El caudal de fango deshidratado es de 41.23 m<sup>3</sup>/día con una concentración de Xsst de 250000mg/l. Lo cual suponen 10.31 toneladas/día.

El coste de evacuación destinado para la agricultura es de 5 €/tonelada.

El coste anual de evacuación de fango es de 18811.18 €/año

A este caudal de fango deshidratado se debe añadir polielectrolito, siendo necesario 5Kg/ tonelada de fango.

La cantidad de polielectrolito necesaria para el caudal de 10.31 toneladas/día es de 51.54.kg Suponiéndose un coste de 2855.6€ por kg de polielectrolito añadido, se estima un coste de 147170.48 €/año.

Suponiendo un coste anual total de evacuación de fango de 165981.68 €/año.

### **8.2.2.2 Costes energéticos**

Dentro de los costes energéticos se tendrá en cuenta los siguientes apartados.

- Agitación
- Aireación
- Bombeos

#### **8.2.2.2.1. Agitación**

Como se ha comentado anteriormente, se dispone del mismo volumen de tanque anaerobio y anóxico para las dos alternativas, con lo cual no será necesario calcular la agitación para la línea de agua.

En el caso de esta alternativa, como se dispone de una nueva cámara de mezcla, se debe tener en cuenta el coste de agitación de la misma, mientras que para el resto de elementos no se considera, puesto que es el mismo de la alternativa 1.

Del mismo modo, se tendrá en cuenta, la agitación necesaria para el cristalizador, consiguiendo bajas velocidades de cizalladura incluso en las proximidades del agitador, permitiendo el crecimiento de los cristales de estruvita.

Se consideran  $5w/m^3$  para conseguir una agitación adecuada en la línea de fango. En este caso, para un volumen total de  $884.9m^3$ , será necesaria una agitación continua de 24 horas los 365 días del año.

Asumiendo un coste de 0.13 kWh, el coste anual asciende a 5038.62€.

#### 8.2.2.2.2. Aireación

El programa de simulación utilizado, DESASS, dimensiona la aireación necesaria para se lleven a cabo los procesos biológicos necesarios para el cumplimiento de los límites de vertido, especialmente la eliminación de nitrógeno y fósforo.

		Soplantes	
Nº Soplantes		5	
Marca-Modelo		LIGP - 28.10	
Pmotor-Pads		250 - 192	
Potencia Instalada (Kw)		1250	
		Invierno	Verano
Pot. Máx. Utilizada (Kw)		768	768
Consumo Aprox.(Kwh/día)		10598.8	10598.8

**Figura 31.** Características de aireación obtenida del programa de simulación DESASS 7.1

Como se muestra en la figura 31, el consumo aproximado calculado por el programa DESASS es 10598.8 kwh/día, suponiendo 3868562 kWh/año. Asumiendo un coste de kWh de 0.13 €, el coste total de aireación al año es 502913.06 €.

### 8.2.2.2.3. Bombeos

Para calcular los costes asociados a los bombeos, se utiliza la siguiente expresión:

$$P_g \left( \frac{J}{s} \right) q_{imp} * \rho_{liquor} * g * \frac{\left\{ \left[ \left( \frac{(L+Leq)*f*V^2}{D*2*g} \right)_{asp.} + \left( \frac{(L+Leq)*f*V^2}{D*2*g} \right)_{imp.} \right] + [Z1 - Z2] \right\}}{\mu_{pump}} \quad \text{Ecuación 23}$$

Dónde  $P_g$  es la demanda de energía,  $q_{imp}$  ( $m^3/s$ ) es el caudal impulsado,  $\rho_{liquor}$  ( $Kg/m^3$ ) es la densidad de la mezcla impulsada,  $g$  ( $m/s$ ) es la aceleración de la gravedad,  $L$  ( $m$ ) es la longitud de la tubería (de impulsión y de aspiración),  $Leq$  ( $m$ ) es el valor de longitud equivalente mediante la cual se tienen en cuenta las pérdidas de carga puntuales en el sistema,  $V$  ( $m/s$ ) es la velocidad del flujo,  $f$  (adimensional) es el factor de fricción,  $d$  ( $m$ ) es el diámetro de las tuberías,  $[Z1 - Z2]$  ( $m$ ) es la diferencia de cota y  $\eta_{pump}$  es el rendimiento de la bomba.

Para el cálculo se consideran las siguientes hipótesis:

- Longitud de tubería desde espesador primario a digestor anaerobio 13m, considerando 3 m de longitud de aspiración y 10 m de longitud de impulsión.
- Longitud de tubería desde cámara de mezcla a espesador primario 11m, considerando 2 m de longitud de aspiración y 9 m de longitud de impulsión.
- Se considera un rendimiento de la bomba del 70%

En la tabla 35 se muestran los datos empleados para el cálculo de los costes de bombeo.

**Tabla 35.** Datos empleados para el cálculo de coste energético de bombeo.

	<b>Tubería de Espesadores primarios – Digestión anaerobia</b>	<b>Tubería de Cámara de mezcla – Espesadores primarios</b>
q <sub>imp</sub> (caudal entrada (m <sup>3</sup> /d))	212.5	360
q <sub>imp</sub> (caudal entrada (m <sup>3</sup> /s))	2.4595E-03	4.1667E-03
ρ <sub>liquor</sub> (densidad (Kg/m <sup>3</sup> ))	1000	1000
g (gravedad (m/s))	9.81	9.81
L (longitud tubería (m)) asp	3	2
Le <sub>q</sub> (longitud equivalente pérdidas (m)) asp	1.340844273	1.862273005
V (velocidad (m/s <sup>2</sup> )) asp	1.532820322	1.632908968
f (factor de fricción) asp	0.060116352	0.057594452
d (diámetro (m)) asp	0.0452	0.057
η <sub>pump</sub> (rendimiento bomba)	0.7	0.7
(z <sub>1</sub> -z <sub>2</sub> ) (diferencia de cota (m))	0.6	0.6
L (Longitud tubería (m)) imp	10	9
Le <sub>q</sub> (longitud equivalente pérdidas (m)) imp	0.052054453	0.082047309
f (factor de fricción) imp	0.060116352	0.057594452
V (velocidad (m/s <sup>2</sup> )) imp	1.532820322	1.632908968
d (diámetro (m)) imp	0.0452	0.057
P <sub>g</sub> (bomba impulsión (w))	47.37	71.92

Una vez calculada la demanda de energía y considerando un coste de 0.13€ por kWh. Los costes de bombeos totales para las dos tuberías que van desde los espesadores primarios a la digestión anaerobia supondrán un gasto conjunto anual de 110 €, mientras que los costes de bombeos totales asociados a las dos tuberías que van desde la cámara de mezcla a la digestión anaerobia supondrán un gasto conjunto anual 165 €. Suponiendo un coste total anual de 272€.

### **8.2.2.3 Generación de biogás**

Tal y como se ha mencionado para la alternativa 1, existe una tendencia creciente en considerar las E.D.A.R como sistemas de recuperación de recursos, en lugar de únicamente instalaciones para la prevención de emisión de contaminantes al medio ambiente. La recuperación de productos con valor añadido y de energía maximiza el potencial económico y medioambiental de las instalaciones, permitiendo reducir los costes de explotación.

El metano ( $\text{CH}_4$ ), para el caso de esta alternativa, también se produce a la salida del digestor anaerobio. Para el cálculo del biogás producido se estima que el rendimiento en electricidad de la turbina es del 30%. Se considera que por cada  $\text{m}^3$  de metano se produce 38000 KJ. La estimación de biogás producida se muestra en la tabla 36.

**Tabla 36.** Estimación del biogás para la alternativa 2, Eliminación biológica de fósforo

	Digestor anaerobio
Q ( $\text{m}^3/\text{día}$ )	7365
$\text{CH}_4$ (%)	60.31
$\text{CH}_4$ ( $\text{m}^3/\text{día}$ )	4441
$\text{CH}_4$ Útil ( $\text{m}^3/\text{día}$ )	1332
Producción (KJ/d)	50636879
Producción (KWh)	14066

Con lo expuesto el total de metano producido diariamente es de 14066 kWh y lo que supone 5134016.91 kWh anuales.

Tasando el precio del kWh en torno a 0.13€, se estima un beneficio diario de 1828.55 €, lo que supone 667422.20 € anuales.

#### **8.2.2.4 Recuperación de fósforo para fertilizante**

Para conseguir optimizar la recuperación de fósforo en forma de estruvita, tal y como se ha mencionado anteriormente, es necesario adicionar 688.11 kg  $\text{MgCl}_2$  /d y 1.1 kg NaOH /d.

Se asume un coste de 115 €/tonelada de  $\text{MgCl}_2$  y 270 €/tonelada de NaOH, estimándose un coste diario de 79.43€, suponiendo un coste anual de 28992.073 €.

La producción de estruvita se ha calculado en 1333 kg/día. Estimando un coste de venta para fertilizante de 250€/tonelada, se estima un beneficio diario de 333.24 €, lo que supone 121635.38 € anuales.

A continuación, se detallan los costes de explotación totales.

**Tabla 37.** Costes de explotación para la alternativa 2: Eliminación biológica de fósforo

Costes de explotación	Coste anual
Evacuación del fango tratado	165981.68€
Agitación	5038.62€
bombes	271.70€
aireación	502913.06€
Generación del biogás	-667422.19€
Recuperación de nutrientes	-92643.31€
Total costes de explotación	-85860.44€

### 8.3 Justificación de la solución seleccionada.

Una vez estudiados y valorados los costes de construcción y de explotación de cada una de las alternativas de tratamiento planteadas para la E.D.A.R de Crispijana, se selecciona la alternativa más económica en base a los resultados obtenidos.

A modo de resumen, se muestran los costes de cada una de las alternativas de tratamiento.

**Tabla 38.** Cuadro resumen de los costes totales anuales para las dos alternativas planteadas.

	ALTERNATIVA 1	ALTERNATIVA 2
<b>COSTES DE EXPLOTACIÓN</b>	20.566.65€/año	-85860.44€/año
<b>COSTES DE CONSTRUCCIÓN POR AÑO, (CONSIDERANDO AMORTIZACIÓN DE LA INVERSIÓN A LOS 20 AÑOS)</b>	340.41€/año	5889.29€/año
<b>TOTAL DE COSTES</b>	20907.06€/año	-79.971.15€/año

Teniendo en cuenta los resultados mostrados en la tabla anterior, se concluye que la alternativa 2: Eliminación Biológica de Fósforo y recuperación de nutrientes, siendo la más viable técnicamente, supone la solución más económica de las dos alternativas propuestas, generando beneficios por la venta de estruvita como fertilizante.



UNIVERSITAT  
POLITÈCNICA  
DE VALÈNCIA

máster en ingeniería  
hidráulica y medio ambiente  
**mihma**

---

## CONCLUSIONES

En el presente proyecto se han comprobado dos configuraciones diferentes para la eliminación de fósforo en la depuradora de Crispijana. Las configuraciones estudiadas son: eliminación de fósforo por precipitación química y eliminación biológica de fósforo con posterior recuperación en forma de estruvita. Tras las simulaciones realizadas, se han obtenido las mejores condiciones de funcionamiento de ambas alternativas para obtener una buena calidad en el efluente. Para ambas se cumple con la calidad fijada por la Directiva Europea 91/271/CEE.

Para el caso de la eliminación química del fósforo mediante la adición de cloruro férrico, con una dosis de  $0.6\text{m}^3/\text{día}$ , se ha obtenido un aumento en el coste de explotación de la EDAR, generando mayor producción de fango y no permitiendo la recuperación posterior de nutrientes.

La eliminación biológica del fósforo se ha conseguido mediante la modificación de las condiciones de la planta (tiempo de retención celular, caudal de recirculación, concentraciones de oxígeno disuelto y las relaciones del caudal de extracción en cada uno de los elementos). Se ha observado que modificando la recirculación interna, evitando que lleguen nitratos al inicio del reactor, se aumenta la zona anaeróbica, mejorándose así la eliminación de fósforo.

Se ha simulado y optimizado la elutriación del fango mixto, anterior al proceso de digestión, con el fin de que las bacterias PAOs suelten todo el fósforo acumulado en forma de fosfato y poder extraerlo en el sobrenadante del espesador de fangos primario. Este sobrenadante se une al sobrenadante de la deshidratación, consiguiendo unas concentraciones elevadas de fósforo, amonio y magnesio.

Cabe destacar qué se es necesario conseguir una relación molar de N/P, Mg/P de 1, para maximizar la recuperación de fósforo en forma de estruvita. En el caso de Ca/P, se obtiene una relación molar de 0.51, siendo muy elevada, lo cual indica que se pueden



producir precipitados de fosfato cálcico, pudiendo perjudicar la recuperación de fósforo en forma de estruvita. Para evitar este problema, se incrementa la relación molar Mg/P a 1.2.

Una vez precipitado el fósforo en forma de estruvita, ésta se utiliza como fertilizante, ya que realiza una liberación lenta, aporta nutrientes fundamentales y posee una baja concentración de metales pesados. Del mismo modo, evita la incrustación en las conducciones y reduce costes de manteniendo. Esta recuperación permite la gestión sostenible de un recurso natural no renovable y la mejora de la calidad de los ecosistemas acuáticos.

Tras la valoración económica, se ha concluido que la eliminación biológica de fósforo, no sólo presenta la alternativa más viable técnicamente, sino que presenta beneficios en la explotación, puesto que la venta de la estruvita como fertilizante supone un ingreso anual del orden de 80000€.

---

## REFERENCIAS

1. Castillo, P et al, (2005). Consideraciones de diseño para la eliminación biológica de fósforo empleando procesos biopelícula.
2. Castro, J et al (2011). Sistema de reducción de lodos en tratamientos de aguas residuales.
3. Centro de Estudios Ambientales (2011). Fichas metodológicas de los indicadores de la Agenda 21 de Vitoria-Gasteiz: Calidad del agua.
4. Dapena.J y Ronzano E. (1995). Tratamiento biológico de las aguas residuales
5. Escaler, I; Mujeriego, R (2001). Eliminación biológica de nutrientes (Nitrógeno y Fósforo) mediante un proceso discontinuo de fangos activados.
6. Ferrer.J et.al,(2005). DESASS: una herramienta informática para el diseño, simulación y optimización de EDARs. Tecnología del Agua. 258, 66-72.
7. Ferrer, J; Seco A. (2007). Tratamientos biológicos de aguas residuales. Editorial Universidad Politécnica de Valencia. 2ª Edición.
8. Ferrer, J; Seco A. (2008). Tratamientos biológicos de aguas residuales. Editorial Alfaomega.
9. Ferrer, J. (2011) Diseño y simulación de EDAR mediante el software DESASS. 1ª Ed. España: Servicios de publicaciones de la Universidad Politécnica de Valencia, 2011.
10. Flores,J et. al, (2011). Experiencias para la recuperación del fósforo de las aguas residuales en forma de estruvita en Canal de Isabel II
11. Giménez, MJ (2013). “Diseño del tratamiento secundario para la ampliación soterrada de la E.D.A.R. existente en Moraira (Alicante)”. Trabajo Final de Máster en Ingeniería Hidráulica y Medio Ambiente. Universidad Politécnica de Valencia.
12. Glen, T, et al. (2011). Biological wastewater treatment. IWA Publishing. 3ªEdición.

13. Hidalgo, D (2014). Gestión y tratamiento de los residuos. Waste Management & Treatment
14. Marco, P, (2014) "Estudio de alternativas de adecuación de la E.D.A.R. de Orihuela para la eliminación de nutrientes". Proyecto Final de Carrera. Ingeniero de Caminos Canales y Puertos. Universidad Politécnica de Valencia.
15. Markiegi, X; Rallo, A y Andía, A (1999). Protección de la calidad del agua en los embalses del sistema de Zadorra.
16. Martí, M (2014). "Modificación de la configuración de la EDAR de Calahorra para la recuperación de fósforo en la línea de fangos". Trabajo Final de Máster en Ingeniería Ambiental. Universidad Politécnica de Valencia y Universidad de Valencia.
17. Mayo, R (2010). "Optimización de la estación depuradora de aguas residuales Denia-Ondara-Pedreguer, mediante el uso de herramientas de simulación". Trabajo Final de Máster en Ingeniería Hidráulica y Medio Ambiente. Universidad Politécnica de Valencia.
18. Mendoza, J y Querol, S (2007). Depuración biológica de aguas residuales. Editorial de la Universidad Politécnica de Valencia (2007).
19. Pastor, L (2008) "Estudio de la precipitación y recuperación del fósforo presente en las aguas residuales en forma de estruvita". )" Tesis Doctoral. Departamento de Ingeniería Hidráulica y Medio Ambiente. Universidad Politécnica de Valencia
20. Ragsdale, D (2007). Advanced Wastewater Treatment to Achieve Low Concentration of Phosphorus. EPA Region 10.
21. Revuelta, Eugenia (2014). "Diseño de la estación depuradora de aguas residuales de Ramonete, T.M de Lorca (Murcia)" Trabajo Final de Máster en Ingeniería Hidráulica y Medio Ambiente. Universidad Politécnica de Valencia.
22. Rodrigo.MA, et al. (1999) Eliminación biológica de nutrientes en aguas residuales. Parte 2b. Procesos. Ingeniería Química. Octubre 1999, 359-365.
23. Seco et al, (2003). Design of nutrient removal activated sludge system. Water Science and Technology Water Science and Technology. 47 (11) 115-122

24. Seco et al., (2004) Biological Nutrient Removal Model No. 1. Water Science and Technology. 50 (6), 69-78
25. Serralta .J et.al, (2004). An extension of ASM2d including pH calculation. Water Research. 38 (19), 4029 – 4038.
26. Strom, P (2006). Technologies to Remove Phosphorus from Wastewater. Rutgers University
27. Suárez, J y Jácome. A (2007). “Eliminación de fósforo en los procesos de depuración de aguas residuales”. Universidade da Coruña.
28. Sumi, Y (1999). High-level Phosphorus Removal in a Small Municipal Wastewater Treatment Plant (WWTP).
29. Web del Ministerio de Agricultura, Alimentación y Medio Ambiente.  
[www.magrama.gob.es/](http://www.magrama.gob.es/)



UNIVERSITAT  
POLITÈCNICA  
DE VALÈNCIA

máster en ingeniería  
hidráulica y medio ambiente  
**mihma**

## ANEXO I. DESCRIPCIÓN DEL PROGRAMA DE SIMULACIÓN DESASS

El objetivo principal del presente anexo es ilustrar de forma superficial la utilización del programa de simulación utilizado y cada elemento que se utiliza explicando su funcionamiento y la información requerida para realizar la simulación.

### **A1.1 Introducción**

Se puede observar la barra de menú compuesta por las siguientes opciones: archivo, dimensionamiento, insertar esquema, utilidades, gráficos, idioma y ayuda. En la parte inferior encontramos la barra de botones, con los comandos principales: crear nuevo, abrir, guardar, comenzar con la simulación, pausar, parar, verificar simulación, introducir elementos, introducir líneas de unión y por último ver el nombre de los elementos.



**Figura 32.** Barra menú y línea de botones del programa

Para la introducción del diagrama de flujo de la planta es necesario que se utilicen los botones de introducir elementos e introducir líneas de unión.

En la figura 33 se observan los elementos de tratamiento disponibles: Decantador primario, Reactor de fangos, Decantador Secundario, Fermentador, Nudo, Espesador de Fangos, Digestor Anaerobio, Depósito Tampón, Digestor Aerobio, Deshidratación Mecánica, Añadir Reactivos, Soplante, Reactor BATCH, BioReactor de Membranas, Reactor Anaerobio de membranas, Reactor BABE y Reactor SHARON.



**Figura 33.** Menú principal para introducir elementos

En la siguiente figura aparece las diferentes uniones disponibles en el programa: Entrada de Agua, Línea de Agua, Línea de Fango, Línea de Aire, Línea de Gas, Recirculación de Fango, Recirculación de Agua, Salida de Agua, Salida de Fango y Salida de Gas. Para unir los elementos de tratamiento hay que seleccionar la línea deseada y activar el elemento de partida de dicha línea y el elemento de llegada (si es el caso).



**Figura 34.** Menú principal para introducir líneas de unión

## A1.2 Caracterización del agua influente

El agua de entrada es la corriente más importante para cualquier simulación, pues es lo que determina prácticamente las condiciones y resultado de todos los elementos, es necesario introducir la caracterización del agua residual influente más precisa que se tenga. Para poder caracterizar el agua residual de entrada de la planta, se debe definir la flecha de entrada, dicha flecha debe estar unida a cualquier elemento disponible, en este caso hemos colocado un decantador primario.

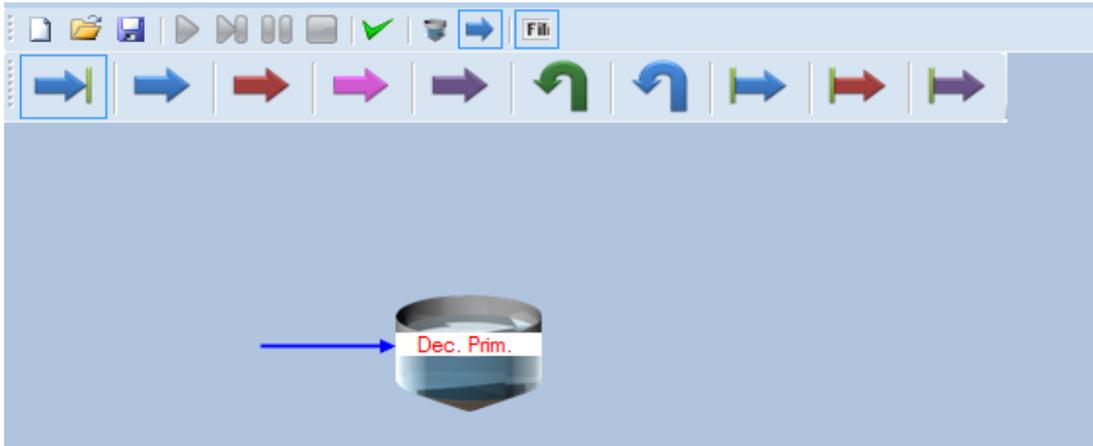


Figura 35. Línea de agua junto con un elemento de entrada (decantador primario)

Para introducir los datos del agua influente, seleccionaremos la flecha de entrada y nos aparecerá la siguiente ventana:

Entrada Decantador Primario

Dotaciones y Temperatura | Cargas | Sedimentabilidad | Precipitados

Aceptar  
Cancelar

Soluble (mg/l)			Suspendida (mg/l)		
Invierno	Verano		Invierno	Verano	
		mgDQO/l			mgDQO/l
		mgDQO/l			mgDQO/l
		mgDQO/l			mgDQO/l
		mgN/l			mgDQO/l
		mgN/l			mgDQO/l
		mgN/l			mgP/l
		mgP/l			mgDQO/l
		mgDQO/l			mgDQO/l
		mgCaCO3/l			mgDQO/l
		mgN/l			mgDQO/l
		mgDQO/l			mgDQO/l
		mgDQO/l			mgDQO/l
		mgDQO/l			mgDQO/l
		mmol C/l			mgDQO/l
		mg/l			mgDQO/l
		mg/l			mg/l
		mg/l			mg/l
		mg/l			mgDQO/l
		mg/l			mgDQO/l
		mg/l			mgDQO/l
		mgS/l			mg/l
		mgS/l			mg/l

Sin Curva de Datos

Agua Residual Doméstica

Con Datos Analíticos

Caracterización

Datos Curva Gráficos

Constantes Estequiométricas

Verano = Invierno

Figura 36. Ventana para introducir los datos de entrada

Como puede observarse en la parte superior, se encuentran cuatro pestañas, en la de “Dotaciones y Temperatura” introduciremos los datos de caudal, caudal punta, temperatura, pH y contaminación punta, tanto para épocas de verano como de invierno.

Para los casos en los que se desee realizar simulaciones de sistemas de tratamiento biológico desconociendo las características del influente, se ha incluido un agua influente típica que se establece accionando el botón Agua Residual Doméstica.

Cuando hemos introducido los datos disponibles y observamos que al simular no se asemejan a los datos que hemos introducido debemos modificar las constantes estequiometrias. Estos factores se utilizan en las ecuaciones de continuidad que se aplican en la matriz estequiométrica del BNRM1 ampliado. Por defecto se utilizan los parámetros sugeridos en el modelo, aunque estos valores se pueden cambiar dependiendo de las condiciones particulares que se tengan (factores de conversión).

Del mismo modo, en el programa DESASS se exponen una serie de relaciones que son útiles para dicha caracterización, puesto que en ocasiones no se poseen todos los datos necesarios:

**Tabla 39.** Relaciones para la caracterización del agua. Fuente: Desass 7.1

RELACIONES	
$DQO_{lim} - DQO = 0.75$	$DBO5 - P = 50.1$
$DBO5 - DBO_{lim} = 0.77$	$DQO - SSV = 3.98$
$DQO_{sol} - DQO = 0.45$	$SSV - SST = 0.79$
$DBO5 - DQO = 0.61$	$N_{tsol} - NT = 0.82$
$DBO5_{sol} - DBO5 = 0.5$	$NH4 - N_{tsol} = 0.88$
$DBO_{lim\ sol} - DBO_{lim} = 0.47$	$P_{tsol} - Pt = 0.64$
$DQO - N = 10.25$	$P - DQO\% = 1.45$
$DBO5 - N = 6.61$	$Sa - DQO = 0.12$

### A1.3 Elementos utilizados

En este apartado se describirán los elementos empleados para la realización de dicho proyecto siguiendo el orden de colocación utilizado.

### **A1.3.1 Decantador primario**

Este tipo de decantación primaria elimina gran parte de los sólidos suspendidos del influente. Unido a esta eliminación de sólidos suspendidos se produce la eliminación de la materia orgánica suspendida, con lo que se disminuye tanto los sólidos suspendidos (SS) como la DBO5 y la DQO en su efluente.

En los decantadores primarios, se produce fundamentalmente una decantación floculada, en la que las partículas de una suspensión diluida se van agregando.

Los criterios de diseño utilizados para dicho elemento son el tiempo de retención hidráulico y la carga superficial.

### **A1.3.2. Reactor de fangos activos**

Los procesos que se pretenden cumplir en los fangos activados es la eliminación de la materia orgánica del agua residual. Estos sistemas también se utilizan para la eliminación por vía biológica de los nutrientes (nitrógeno y fósforo) presentes en el agua residual.

En dicho programa el elemento reactor biológico simula un reactor de tipo mezcla completa, de modo que si se busca simular un reactor de tipo pistón se debe acudir a colocar varios reactores de mezcla completa en serie de longitudes muy pequeñas.

A partir de los datos calculados y de los otros criterios de diseño (relación de volumen, relaciones de recirculación interna, concentraciones de oxígeno disuelto, etc.) mediante el uso del modelo biológico se obtienen el resto de condiciones de operación (tiempo de retención celular, etc.) y las concentraciones en el reactor de los distintos componentes del modelo. Estos criterios de diseño dependen del tipo de reactor que se tenga, ya se anaerobio, anóxico o aerobio.

### **A1.3.3 Decantador secundario**

En este tipo de decantación se pretende realizar la separación de los sólidos suspendidos del licor mezcla con el fin de obtener un efluente con un bajo contenido en sólidos suspendidos. En este elemento tiene lugar una sedimentación de tipo retardada o zonal en la cual las partículas sedimentan en bloque.

Los criterios de diseño utilizados en el cálculo de los decantadores secundarios son la carga de sólidos, la carga hidráulica, el tiempo de retención y la carga sobre vertedero.

### **A1.3.4 Espesador**

El espesador es un elemento de la línea de fangos, tiene como objetivo el espesado de los fangos primarios y/o biológicos para aumentar la concentración de sólidos suspendidos en la corriente de entrada a los procesos de digestión y/o deshidratación. En estos elementos, tiene lugar una sedimentación de tipo retardada o zonal en la cual las partículas sedimentan en bloque, debido a la elevada concentración de sólidos existente que provoca que las partículas interaccionen entre sí tendiendo a estar en posiciones relativas fijas.

Los criterios de diseño utilizados en el cálculo de los espesadores son la carga de sólidos, la carga superficial y el tiempo de retención.

### **A1.3.5 Fermentador**

Este elemento consiste en un reactor continuo de tanque agitado el cual presenta una única entrada, ya sea de agua o de fango, y una única salida. Los fermentadores generalmente están en condiciones anaerobias ya que el único aporte de oxígeno que tienen es el que se produce por reaireación superficial. Por ese motivo, en este elemento suelen desarrollarse las bacterias acidogénicas que forman ácidos volátiles necesarios para la eliminación biológica de fósforo.

Los criterios de diseño utilizados son el tiempo de retención o volumen fijado, se suelen utilizar tiempos de retención suficientemente bajos para que no se desarrollen las bacterias metanogénicas que consumirían los ácidos volátiles formados.

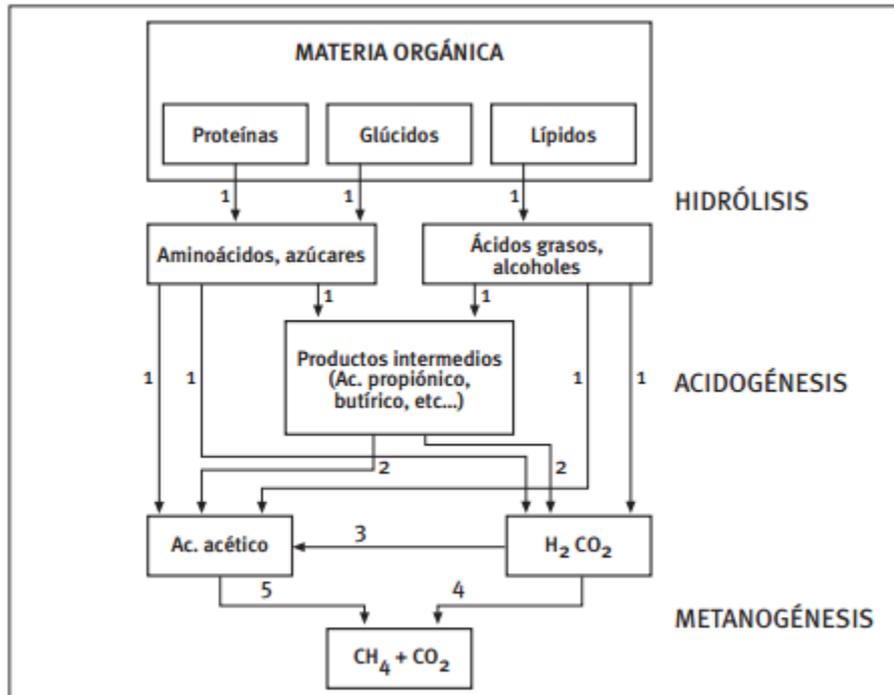
### **A1.3.6 Digestión anaerobia**

Este elemento se caracteriza por presentar una entrada de fango y dos salidas: una salida de fango y una salida de gas. En la flecha de salida de gas el programa muestra el caudal de gas y el porcentaje de cada uno de los gases en la corriente.

Los digestores anaerobios son tanques de mezcla completa y no presentan recirculación. En el proceso de digestión anaerobia la materia orgánica biodegradable de los fangos primarios junto con gran parte de la biomasa de los fangos secundarios son transformadas en metano y dióxido de carbono mediante la acción sucesiva de varios grupos de bacterias. Las bacterias acidogénicas hidrolizan la materia orgánica suspendida en soluble y realizan el proceso de fermentación generando ácidos volátiles. Las bacterias acetogénicas transforman los ácidos volátiles en ácido acético e hidrógeno. Las bacterias metanogénicas transforman el ácido acético y el hidrógeno en metano. Las bacterias sulfatoreductoras transforman el sulfato en sulfuro consumiendo para ello ácidos grasos volátiles e hidrógeno.

El criterio más habitual en el diseño de estos elementos es el tiempo de retención celular.

La digestión anaerobia está caracterizada por la existencia de varias fases consecutivas diferenciadas en el proceso de degradación del substrato (término genérico para designar, en general, el alimento de los microorganismos), interviniendo 5 grandes poblaciones de microorganismos, tal y como se muestra en la siguiente figura.



**Figura 37.** Fases de la fermentación anaerobia y poblaciones de microorganismos: 1) Bacterias hidrolíticas-acidogénicas; 2) Bacterias acetogénicas; 3) Bacterias homoacetogénicas; 4) Bacterias metanogénicas hidrogenófilas; 5) Bacterias metanogénicas acetoclásticas. Fuente: GIRO.

### A1.3.7 Deposito tampón

El depósito tampón (también llamado digester secundario) debe almacenar el fango digerido antes de llevarlo al tratamiento de deshidratación. El funcionamiento del depósito tampón es muy similar a un digester anaerobio con la única diferencia que se trabaja con un tiempo de retención celular más bajo y a temperatura ambiente.

### A1.3.8 Deshidratación mecánica

El elemento de deshidratación mecánica pretende simular las centrifugas o los espesadores mecánicos, de modo que para simularlos requieren de una entrada de fangos, así como una salida de biogas, de agua y de fango, procedentes de la separación. La deshidratación del fango una vez estabilizado reduce su contenido de humedad facilitando su manipulación, reduciendo los costes de transporte y reduciendo la producción de lixiviados. Los dispositivos de deshidratación utilizan

varias técnicas tales como la filtración, el prensado, la compactación centrífuga, etc. El elemento deshidratación mecánica permite eliminar el agua de una corriente de fango para poder simular la recirculación del sobrenadante a cabeza de planta.

#### **A1.3.9 Nudo**

El nudo es un elemento que sirve para unir distintas corrientes o para bifurcarlas. De un nudo pueden entrar y salir varias líneas.

El criterio de diseño del nudo es muy simple, sólo se deben fijar los porcentajes de caudal para cada una de las líneas de salida

#### **A1.3.10 Soplante**

Las soplantes son sistemas de aireación que están presentes en este programa de simulación para permitir calcular el sistema de aireación para los reactores de fangos activados y digestores aerobios.

Los reactores y digestores aerobios que sean aireados por el sistema de difusores deberán estar unidos a una soplante por medio de una línea de aire.





## ANEXO II. VALORACIÓN ECONÓMICA DE LA ALTERNATIVA 1: ELIMINACIÓN QUÍMICA DE FÓSFORO

El objetivo principal del presente anexo es mostrar una primera valoración de los costes de la alternativa 1. La información referente a la descripción y al precio unitario de cada unidad de obra se ha obtenido de la base de precios de la Edificación y Obra Civil en España (PREOC).

Cantidad	Precio	Importe
----------	--------	---------

### **CAPITULO 01 ADICCIÓN DE REACTIVO**

#### **1.1 ud Depósito capacidad 5 m<sup>3</sup> para el almacenamiento de cloruro férrico**

Depósito de poliéster para almacenamiento de cloruro férrico, con una barrera química en el interior del depósito de resina vinilester, para un funcionamiento continuo de una semana, con un volumen total de 5000 litros. Incluidos codos, parte proporcional de accesorios, uniones, válvulas y piezas especiales. Incluido transporte, suministro a pie de obra, montaje y prueba en obra.

1.00	2843	2843
------	------	------

	TOTAL	2843
--	-------	------

		135
--	--	-----



Cantidad Precio Importe

---

### 1.2 ud Bomba Reactivo

Bomba de instalación para la introducción del reactivo en el reactor, para un caudal máximo de 25 l/h y una altura máxima de descarga de 1m. Incluidos codos, parte proporcional de accesorios, uniones, válvulas y piezas especiales. Incluido transporte, suministro a pie de obra, montaje y prueba en obra.

1.00	1585	1585
	TOTAL	1585

## ANEXO III. VALORACIÓN ECONÓMICA DE LA ALTERNATIVA 2: ELIMINACIÓN BIOLÓGICA DE FÓSFORO Y RECUPERACIÓN DE NUTRIENTES

El objetivo principal del presente anexo es mostrar una primera valoración de los costes de la alternativa 2. La información referente a la descripción y al precio unitario de cada unidad de obra se ha obtenido de la base de precios de la Edificación y Obra Civil en España (PREOC).

Cantidad	Precio	Importe
----------	--------	---------

---

### **CAPITULO 01 ELUTRIACIÓN DE FANGO**

#### **1.1 ud Cámara de mezcla de hormigón para 800m<sup>3</sup>**

Depósito prefabricado de hormigón con clase de exposición IV según la norma EHE08, de diámetro 15m y altura de 4.5m, con cubierta. Incluidos codos, parte proporcional de accesorios, uniones, válvulas y piezas especiales. Incluido transporte, suministro a pie de obra, montaje y prueba en obra

1.00	50212.82	50212.82
	TOTAL	50212.82



Cantidad Precio Importe

### 1.2 m Tubería de HDPE PE100 PN4, 50mm

Tubería de polietileno de alta densidad (HDPE), PE 100 y clase de presión PN4, de 50 mm de diámetro. Incluidos codos, parte proporcional de accesorios, uniones, válvulas y piezas especiales. Incluido transporte, suministro a pie de obra, montaje y prueba en obra.

26.00	13.20	343.2
	TOTAL	343.2

### 1.3 m Tubería de HDPE PE100 PN4, 63mm

Tubería de polietileno de alta densidad (HDPE), PE 100 y clase de presión PN4, de 63 mm de diámetro. Incluidos codos, parte proporcional de accesorios, uniones, válvulas y piezas especiales. Incluido transporte, suministro a pie de obra, montaje y prueba en obra.

22.00	15.78	347.16
	TOTAL	347.16

### 1.4 ud Bomba Centrifuga Monobloc. 3D4 32-125/0.25

Bomba de para una caudal de 15 ( $m^3/h$ )de y una altura máxima de descarga de 3m Incluidos codos, parte proporcional de accesorios, uniones, válvulas y piezas especiales. Incluido transporte, suministro a pie de obra, montaje y prueba en obra.

2.00	888	1776
	TOTAL	1776



Cantidad Precio Importe

---

### 1.5 ud Bomba Centrífuga Monobloc. 3D4 40-125/0.37R

Bomba de para una caudal de 9 ( $m^3/h$ )de y una altura máxima de descarga de 4.5 m Incluidos codos, parte proporcional de accesorios, uniones, válvulas y piezas especiales. Incluido transporte, suministro a pie de obra, montaje y prueba en obra.

2.00	937	1874
	TOTAL	1874

## CAPITULO 02 RECUPERACIÓN DE NUTRIENTES

### 2.1 m<sup>3</sup> Cristalizador

Depósito prefabricado de material plástico, de volumen 85m<sup>3</sup> Incluidos codos, parte proporcional de accesorios, uniones, válvulas y piezas especiales. Incluido transporte, suministro a pie de obra, montaje y prueba en obra

1.00	18965.8	18965.8
	TOTAL	18968.8