

Trabajo Fin de Máster

Análisis de alternativas para la eliminación de nutrientes en la EDAR "La Poveda" (Rivas-Vaciamadrid, Madrid)

Intensificación: *TRATAMIENTOS DE AGUAS*

Autor:

VÍCTOR SUÁREZ OQUENDO

Tutor:

DR. JOAQUÍN SERRALTA SEVILLA

Cotutor:

DR. RAMÓN BARAT BAVIERA

MAYO, 2019



UNIVERSITAT
POLITÈCNICA
DE VALÈNCIA

máster en ingeniería
hidráulica y medio ambiente
mihma

Resumen del Trabajo de Fin de Máster

Datos del proyecto

Título del TFM en español: Análisis de alternativas para la eliminación de nutrientes en la EDAR "La Poveda" (Rivas-VaciaMadrid, Madrid)

Título del TFM en inglés: Analysis of alternatives for the elimination of nutrients in the WWTP "La Poveda" (Rivas-VaciaMadrid, Madrid)

Título del TFM en Valenciano: Anàlisi d'alternatives per a l'eliminació de nutrients en l'EDAR "La Poveda" (Rivas-VaciaMadrid, Madrid)

Alumno: Víctor Suárez Oquendo.

Tutor: Dr. Joaquín Serralta Sevilla

Cotutor: Dr. Ramón Barat Baviera

Fecha de Lectura: Mayo, 2019

Resumen

La creciente concentración de compuestos nocivos de nutrientes, especialmente nitrógeno y fósforo, en la descarga de la planta de tratamiento de aguas residuales municipales provoca la eutrofización cultural (enriquecimiento de nutrientes debido a actividades humanas) en las aguas superficiales en especial las zonas consideradas sensibles. Las floraciones de algas estivales son un ejemplo familiar de esta eutrofización, y pueden presentar problemas para los ecosistemas y las personas por igual: bajo nivel de oxígeno disuelto, muertes de peces, agua turbia y el agotamiento de la flora y fauna deseables.

Ante este problema la Directiva 91/271/CEE estableció los siguientes límites de nitrógeno total y fósforo total cuando el efluente se vierte en zonas sensibles:

- Nitrógeno ≤ 15 mg/l
- Fósforo ≤ 2 mg/l

De acuerdo con la legislación vigente el efluente de la EDAR "La Poveda" ubicada en el municipio de Rivas Vaciamadrid próximo al río Jarama, que es considerado una zona

sensible, no cumple con los límites de vertido expuestos anteriormente y se requiere un tratamiento más riguroso para eliminar fósforo total y nitrógeno total.

Esta depuradora cuenta con un tratamiento convencional de depuración biológica: pretratamiento, decantación primaria, reactor biológico, decantación secundaria para la línea de agua; espesamiento, digestión anaerobia y deshidratación para la línea de fangos

El objetivo de este Trabajo Fin de Máster consiste en analizar distintas alternativas para conseguir la eliminación de nitrógeno y fósforo en la EDAR “La Poveda” y seleccionar la alternativa más adecuada. Estas alternativas están enfocadas a modificaciones en el tratamiento biológico.

Las alternativas de las modificaciones de la planta se las ha realizado mediante el programa 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 el porcentaje de volumen de las zonas aerobias, anóxica y anaerobia del reactor biológico para cada uno de los elementos.

Se ha planteado cuatro alternativas de solución, en la primera se diseña un esquema Ludzack-Ettinger modificado para la eliminación biológica de nitrógeno, la segunda consiste en el proceso de nitrificación – desnitrificación simultánea. La tercera alternativa consiste en la eliminación de nitrógeno mediante un reactor de membranas. En todas estas alternativas la eliminación de fósforo se consigue mediante precipitación química.

La última alternativa consiste en la eliminación biológica de nitrógeno y fósforo simultáneamente, en este esquema la digestión anaerobia presenta un gran problema ya se dan las condiciones para la precipitación incontrolada de estruvita que ocasiona problemas como la obstrucción de las tuberías o la reducción del volumen útil del digester. Es por esta razón que se reconfiguró el esquema de la digestión con el diseño de un cristizador para la recuperar fósforo en forma de estruvita.

Los resultados de las alternativas se han alcanzado después de evaluar los diferentes parámetros de operación y diseño como son: el tiempo de retención celular, el caudal de

recirculación interna de nitratos, el porcentaje de volumen de las zonas aerobias, anóxica y anaerobias del reactor biológico, la concentración de oxígeno disuelto en los reactores aerobios y la dosis de cloruro férrico.

Para la selección de la alternativa más adecuada se ha comparado los resultados de la calidad del efluente así también como se ha realizado una valoración económica; esta valoración incluye los costes de construcción y de operación.

Luego de comparar las alternativas se ha obtenido como solución más adecuada la alternativa que corresponde al proceso de fangos activados convencional con eliminación biológica de fósforo y nitrógeno, con recuperación en forma de estruvita, que permite cumplir con los requisitos de vertido con el menor coste.

RESUME

La creixent concentració de compostos nocius de nutrients, especialment nitrogen i fòsfor, en la descàrrega de la planta de tractament d'aigües residuals municipals provoca l'eutrofització cultural (enriquiment de nutrients a causa d'activitats humanes) en les aigües superficials especialment les zones considerades sensibles. Les floracions d'algues estivals són un exemple familiar d'aquesta eutrofització, i poden presentar problemes per als ecosistemes i les persones per igual: baix nivell d'oxigen dissolt, morts de peixos, aigua tórbida i l'esgotament de la flora i fauna desitjables.

Davant aquest problema la Directiva 91/271/CEE va establir els següents límits de nitrogen total i fòsfor total quan l'efluent s'aboca en zones sensibles:

- Nitrogen ≤ 15 mg/l
- Fòsfor ≤ 2 mg/l

D'acord amb la legislació vigent l'efluent de la EDAR "La Poveda" situada en el municipi de Rivas Vaciamadrid pròxim al riu Jarama, que és considerat una zona sensible, no compleix amb els límits d'abocament exposats anteriorment i es requereix un tractament més rigorós per a eliminar fòsfor total i nitrogen total.

Aquesta depuradora compta amb un tractament convencional de depuració biològica: pretractament, decantació primària, reactor biològic, decantació secundària per a la línia d'aigua; digestió anaeròbia i deshidratació per a la línia de fangs

L'objectiu d'aquest Treball Fi de Màster consisteix a analitzar diferents alternatives per a aconseguir l'eliminació de nitrogen i fòsfor en la EDAR "La Poveda" i seleccionar l'alternativa més adequada. Aquestes alternatives estan enfocades a modificacions en el tractament biològic.

Les alternatives de les modificacions de la planta li les realitza mitjançant el programa de simulació DESASS (Design and Simulation of Activated Sludge Systems), Amb aquesta eina 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 el percentatge de volum de les zones aeròbies, anòxica i anaeròbia del reactor biològic per a cadascun dels elements.

Es plantege quatre alternatives de solució, en la primera es dissenya un esquema Ludzack-Ettinger modificat per a l'eliminació biològica de nitrogen, la segona consisteix en el procés de nitrificació – desnitrificació simultània. La tercera alternativa consisteix en l'eliminació de nitrogen mitjançant un reactor de membranes. En totes aquestes alternatives l'eliminació de fòsfor s'aconsegueix mitjançant precipitació química.

L'última alternativa consisteix en l'eliminació biològica de nitrogen i fòsfor simultàniament, en aquest esquema la digestió anaeròbia presenta un gran problema ja es donen les condicions per a la precipitació incontrolada de estruvita que ocasionant problemes com l'obstrucció de les canonades o la reducció del volum útil del digestor. És per aquesta raó que es va reconfigurar l'esquema de la digestió amb el disseny d'un cristallitzador per a la recuperar fòsfor en forma de estruvita.

Els resultats de les alternatives s'han aconseguit després d'avaluar els efectes en els diferents paràmetres d'operació i disseny com són: el temps de retenció cel·lular, el cabal

de recirculació interna de nitrats, el percentatge de volum de les zones aeròbiques, anòxica i anaeròbiques del reactor biològic, la concentració d'oxigen dissolt en els reactors aerobis i la dosi de clorur fèrric.

Per a la selecció de l'alternativa més adequada s'ha comparat els resultats de la qualitat de l'efluent així també com s'ha realitzat una valoració econòmica. Aquesta valoració inclou els costos de construcció i d'operació. Després de comparar les alternatives s'ha obtingut com a solució més adequada l'alternativa que correspon al procés de fangs activats convencional amb eliminació biològica de fòsfor i nitrogen, amb recuperació en forma de estruvita, que permet complir amb els requisits d'abocament amb el menor cost.

SUMMARY

The increasing concentration of harmful nutrient compounds, especially nitrogen and phosphorus, in the discharge from the municipal wastewater treatment plant leads to cultural eutrophication (nutrient enrichment due to human activities) in surface waters especially in areas considered sensitive. Summer algal blooms are a familiar example of this eutrophication and can present problems for ecosystems and people alike: low dissolved oxygen, fish deaths, cloudy water, and depletion of desirable flora and fauna.

Faced with this problem, Directive 91/271/EEC established the following limits for total nitrogen and total phosphorus when the effluent is discharged into sensitive areas:

- Nitrogen ≤ 15 mg/l
- Phosphorus ≤ 2 mg/l

In accordance with current legislation, the effluent from the "La Poveda" WWTP located in the municipality of Rivas Vaciamadrid near the Jarama River, which is considered a sensitive area, does not comply with the previously exposed discharge limits and more stringent treatment is required to eliminate total phosphorus and total nitrogen.

This treatment plant has conventional biological treatment: pre-treatment, primary decanting, biological reactor, secondary decanting for the water line; thickening, anaerobic digestion and dehydration for the sludge line.

The main objective of this Master's Thesis is to analyze different alternatives to achieve the elimination of nitrogen and phosphorus in the WWTP "La Poveda" and select the most appropriate alternative. These alternatives are focused on modifications in the biological treatment.

The alternatives of the plant modifications are carried out by means of the DESASS simulation program (Design and Simulation of Activated Sludge Systems). With this tool the parameters are obtained that allow to obtain an adequate performance of the process and a correct dimensioning of the elements. In order to achieve this, the optimum conditions of cell retention time, internal recirculation flow, dissolved oxygen concentration and the volume percentage of the aerobic, anoxic and anaerobic zones of the biological reactor for each of the elements are considered.

Four alternative solutions were proposed, in the first a modified Ludzack-Ettinger scheme is designed for the biological elimination of nitrogen, the second consists of the process of nitrification - simultaneous denitrification. The third alternative consists of the elimination of nitrogen by means of a membrane reactor. In all these alternatives, phosphorus removal is achieved by chemical precipitation.

The last alternative consists in the biological elimination of nitrogen and phosphorus simultaneously, in this scheme the anaerobic digestion presents a big problem since the conditions for the uncontrolled precipitation of struvite are already present causing problems such as the obstruction of the pipes or the reduction of the useful volume of the digester. It is for this reason that the digestion scheme was reconfigured with the design of a crystallizer to recover phosphorus in the form of struvite.

The results of the alternatives have been achieved after evaluating the effects on the different operation and design parameters such as: cell retention time, internal nitrate recirculation flow, the volume percentage of the aerobic, anoxic and anaerobic zones of the biological reactor, the concentration of dissolved oxygen in the aerobic reactors and the dose of ferric chloride.

For the selection of the most suitable alternative, the results of the effluent quality were compared, as well as an economic evaluation. This assessment includes construction and

operating costs. After comparing the alternatives, the most suitable solution was the alternative that corresponds to the conventional activated sludge process with biological elimination of phosphorus and nitrogen, with recovery in the form of struvite, which allows the discharge requirements to be met at the lowest cost.

Palabras clave: Nutrientes, DESASS, Eliminación, Recuperación, Estruvita

Paraules Claus: Nutrients, DESASS, Eliminació, Recuperació, Estruvita

Key words: Nutrients, DESASS, Elimination, Recovery, Struvite

INDICE

1. INTRODUCCIÓN.....	15
1.1. Línea de agua	16
1.1.1. Pretratamiento	16
1.1.2. Tratamiento primario	16
1.1.3. Tratamiento secundario	17
1.2. Línea de fangos	19
1.2.1. Espesamiento de fangos.....	19
1.2.2. Estabilización	19
1.2.3. Deshidratación de fangos.....	20
1.3. Reactor biológico de membranas	20
1.4. Eliminación de nutrientes	23
1.4.1. Eliminación de Nitrógeno	23
1.4.2. Eliminación de fósforo.....	24
1.4.2.1. Precipitación química	25
1.4.2.2. Eliminación biológica de fósforo	26
1.5. Esquemas de eliminación de nutrientes	27
1.5.1. Esquemas de eliminación de nitrógeno	27
1.5.2. Esquema de eliminación de fósforo	28
1.5.3. Esquemas de eliminación conjunta de nutrientes	29
1.6. Recuperación de fósforo	31
1.6.1. Cristalización de estruvita	31
1.6.2. Factores que inciden en la formación de estruvita	32
2. OBJETIVOS.....	34
3. MARCO LEGISLATIVO	35

4.	DESCRIPCION DE LA EDAR “LA POVEDA”	37
4.1.	Ubicación de la EDAR	37
4.2.	Situación actual de la EDAR	37
4.2.1.	Línea de agua.....	39
4.2.2.	Línea de fango	39
4.3.	Caracterización del influente	40
4.3.1.	Caudales	40
4.3.2.	Componentes solubles	41
4.3.3.	Componentes particulados	42
4.3.4.	Constantes estequiométricas	43
4.3.5.	Requisitos de vertido.....	45
5.	PLANTEAMIENTO DE ALTERNATIVAS.....	46
5.1.	Alternativa 1: Proceso convencional con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo. Esquema Ludzack-Ettinger modificado	46
5.2.	Alternativa 2: Proceso convencional con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo, esquema nitrificación – desnitrificación simultanea..	47
5.3.	Alternativa 3: Proceso convencional con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo en un reactor biológico de membranas	48
5.4.	Alternativa 4: Eliminación biológica de fósforo y nitrógeno, con recuperación en forma de estruvita.....	48
6.	SIMULACIÓN Y RESULTADOS DE LA ALTERNATIVAS	50
6.1.	Resultados alternativa 1 Esquema Ludzack-Ettinger modificado.....	50
6.2.	Resultados alternativa 2: Esquema nitrificación – desnitrificación simultanea	52
6.3.	Resultados alternativa 3. Reactor Biológico de membranas	55
6.4.	Resultados alternativa 4: Eliminación biológica de fósforo y nitrógeno, con recuperación en forma de estruvita	58
6.5.	Comparación de las alternativas simuladas.....	68
7.	VALORACIÓN ECONÓMICA DE LAS ALTERNATIVAS	70
7.1.	Coste de construcción.....	70
7.1.1.	Difusores de membrana de burbuja fina	70
7.1.2.	Soplantes	71

7.1.3.	Bombas	71
7.1.4.	Agitadores mecánicos sumergidos	73
7.2.	Costes de Explotación	75
7.2.1.	Costes energéticos.....	76
7.2.2.	Generación de biogás	78
7.3.	Selección de la alternativa óptima	82
8.	CONCLUSIONES	84
9.	BIBLIOGRAFÍA.....	85

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Esquema de una EDAR	16
Figura 2 Esquema de Fangos Activados	18
Figura 3. Rangos típicos de operación de un RBM.....	21
Figura 4. Membrana de flujo tangencial	22
Figura 5. Membrana sumergida	23
Figura 6. Proceso de eliminación de nitrógeno	24
Figura 7. Posibles puntos de alimentación de reactivos para la eliminación química de fosforo..	26
Figura 8. Proceso de eliminación biológica de fósforo.	27
Figura 9. Proceso de Ludzack-Ettinger modificado.....	27
Figura 10. Esquema Nitrificación-Desnitrificación simultanea	28
Figura 11. Esquema A/O.....	29
Figura 12. Esquema A ² O.....	29
Figura 13. Esquema Bardenpho modificado.	30
Figura 14. Esquema UCT.	30
Figura 15. Esquema Johannesburgo.	31
Figura 16. Cristales de estruvita.....	32
Figura 17. Ubicación de Rivas-Vaciamadrid dentro de la Comunidad de Madrid	37
Figura 18. Ubicación de la EDAR "La Poveda"	37
Figura 19. Plano de las instalaciones de la EDAR.....	38
Figura 20. Alternativa 1: esquema Ludzack-Ettinger modificado	47
Figura 21. Alternativa 2 nitrificación-desnitrificación simultanea	47
Figura 22. Alternativa 3 Reactor biológico de membranas.....	48
Figura 23. Alternativa 4: Eliminación biológica de fósforo y su recuperación.....	49
Figura 24. Perfil de sólidos decantador secundario Alternativa 1	52
Figura 25. Perfil de sólidos decantador secundario, alternativa 2	55
Figura 26. Perfil de sólidos decantador secundario alternativa 4	60
Figura 27. Volumen mínimo de la cámara de mezcla	61
Figura 28. Diseño típico de un cristalizador propuesto por el grupo CALAGUA.....	64
Figura 29. Dimensiones cristalizador	67

Figura 30. Porcentajes de eliminación para cada alternativa	69
Figura 31. Resumen cuotas anuales de los costos de construcción	75
Figura 32. Resumen de los costes energéticos	79
Figura 33. Resumen coste de reactivos.....	82

INDICE DE TABLAS

Tabla 1. Requisitos para los vertidos procedentes de instalaciones de Depuración de Aguas Residuales Urbanas mediante tratamiento secundario (Directiva 91/271/CEE)	35
Tabla 2. Requisitos de calidad de vertidos de N y P total (Directiva 91/271/CEE).	36
Tabla 3. Zonas Sensibles en el Embalse del Rey - Comunidad de Madrid (BOE 180).....	36
Tabla 4. Parámetros de diseño de la EDAR "La Poveda"	38
Tabla 5. Datos del agua influente.....	40
Tabla 6. Valores de caudales del influente	40
Tabla 7. Fracciones solubles y particuladas de los componentes del modelo	44
Tabla 8. Factores de conversión del Nitrógeno, Fósforo y sólidos	44
Tabla 9. Requisitos de vertidos. Decreto 91/271/CEE	45
Tabla 10. Parámetros de operación alternativa 1.....	50
Tabla 11. Calidad del efluente alternativa 1	51
Tabla 12. Características fango deshidratado alternativa 1	51
Tabla 13. Parámetros de operación alternativa 2.....	53
Tabla 14. Calidad del efluente alternativa 2	54
Tabla 15. Características fango deshidratado alternativa 2	54
Tabla 16. Dimensiones de los modelos de membranas.....	56
Tabla 17. Número de módulos de membrana	56
Tabla 18. Parámetros operacionales alternativa 3	56
Tabla 19. Calidad del efluente alternativa 3	57
Tabla 20. Características fango deshidratado alternativa 3	58
Tabla 21. Parámetros operacionales alternativa 4	58
Tabla 22. Calidad el fuente alternativa 4	59
Tabla 23. Características fango deshidratado alternativa 4	59
Tabla 24. Caudal de elutriación.....	62
Tabla 25. Características de la corriente de entrada la cristalizador	63
Tabla 26. Parámetros de diseño de la zona de reacción.....	64
Tabla 27. Dimensiones del cristalizador	66
Tabla 28. Resultados de recuperación de fósforo tras el cristalizador	68
Tabla 29. Comparación de alternativas.....	69

Tabla 30. Costes de difusores.....	70
Tabla 31. Resumen de soplantes requeridas	71
Tabla 32. Coste de bombas	72
Tabla 33. Agitadores mecánicos sumergidos necesarios.....	73
Tabla 34. Resumen costos modificaciones puntales alternativas 3 y 4.....	73
Tabla 35. Costos totales de construcción.....	74
Tabla 36. Coste energético anual del sistema de agitación (€/año)	76
Tabla 37. Resumen costo energético de la aireación	77
Tabla 38. Resumen del coste energético anual de las bombas (€/año)	77
Tabla 39. Coste total de generación de biogás	78
Tabla 40. Costes de Cloruro Férrico (€/año)	80
Tabla 41. Coste de deshidratación fango (€/año).....	80
Tabla 42. Costos de reactivos para limpieza de membranas.....	81
Tabla 43. Coste de producción de estruvita (€/año).....	81
Tabla 44. Resumen costes de explotación	82
Tabla 45. Costes Totales.....	83

1. INTRODUCCIÓN

Se denominan aguas residuales a las que han sido utilizadas en las viviendas, en la industria, en la agricultura y en los servicios, pudiéndose incluir también las que proceden de lluvia.

A continuación, se enlista algunos de los efectos que se produce sobre un cauce cuando llega un vertido de agua residual sin tratar:

- Acumulación de sólidos en suspensión sedimentables en fondo y orillas del cauce, tales como arenas y materia orgánica.
- Consumo del oxígeno disuelto que tiene el cauce por descomposición de la materia orgánica y compuestos amoniacales del agua residual.
- Formación de malos olores por agotamiento del oxígeno disuelto del cauce que no es capaz de recuperarse.
- Contaminación por compuestos químicos tóxicos o inhibidores de otros seres vivos.
- Posible eutrofización al portar grandes cantidades de fósforo y nitrógeno.

El tratamiento de aguas residuales es un proceso que se utiliza para convertirlas en un efluente que puede devolverse al ciclo del agua con un impacto mínimo en el medio ambiente o reutilizarse directamente. Este último se llama recuperación de agua porque las aguas residuales tratadas pueden utilizarse para otros fines. El proceso de tratamiento se lleva a cabo en una planta de tratamiento de aguas residuales (EDAR). (Orozco 2014).

Los objetivos de una EDAR son:

- Eliminación de residuos, aceites, grasas, flotantes o arenas y evacuación a punto de destino final adecuado.
- Eliminación de materias decantables orgánicos y/o inorgánicos.
- Eliminación de compuestos amoniacales y que contengan fósforo.
- Transformar los residuos retenidos en fangos estables y que éstos sean correctamente dispuestos.

Una EDAR tiene dos líneas principales de trabajo, estas son la línea de agua y la línea de fangos, en la figura 1 se incluye un esquema con las principales partes de una EDAR.

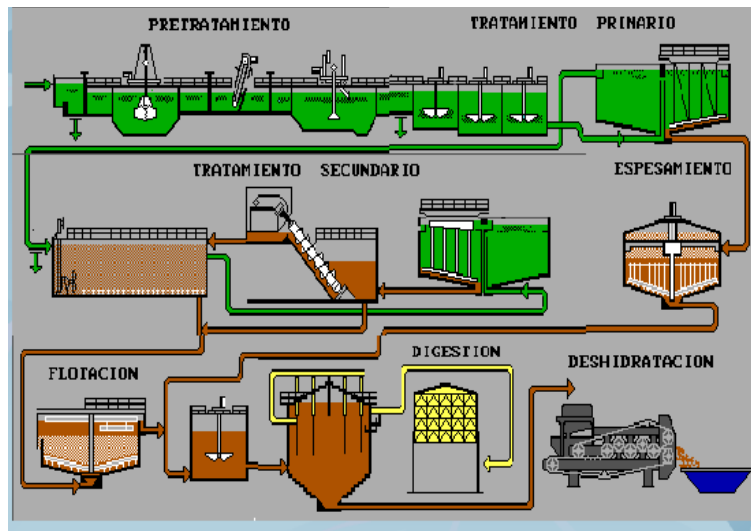


Figura 1. Esquema de una EDAR. Fuente: Orozco (2014)

1.1. Línea de agua

1.1.1. Pretratamiento

Es el proceso de eliminación por medios físicos de los constituyentes de las aguas residuales cuya presencia pueda provocar problemas de mantenimiento y funcionamiento de los diferentes procesos, operaciones y sistemas auxiliares. Sirve para proteger el equipo de bombeo y facilitar los procesos subsecuentes del tratamiento. Se emplean comúnmente los siguientes dispositivos:

- **Rejas de barras o tamices**, para la eliminación de los sólidos gruesos y trapos.
- **Desmenuzadores**, ya sea molinos, cortadoras o trituradoras.
- **Sistemas de flotación**, para la eliminación de grasas y aceites.
- **Desarenadores**, para la eliminación de la materia en suspensión gruesa que pueda causar obstrucciones en los equipos y un desgaste excesivo de los mismos.

1.1.2. Tratamiento primario

Tiene como objetivo la eliminación por medios físicos de las partículas en suspensión no retenidas en el pretratamiento.

El principal proceso dentro del tratamiento primario es la sedimentación. Es un proceso físico de separación por gravedad que hace que una partícula más densa que el agua tenga una

trayectoria descendente, depositándose en el fondo del sedimentador. Está en función de la densidad del líquido, del tamaño, del peso específico y de la morfología de las partículas.

Entre las formas de sedimentadores encontramos las siguientes:

- **Circulares:** En ellos el flujo de agua suele ser radial desde el centro hacia el exterior, por lo que la velocidad de desplazamiento del agua disminuye al alejarnos del centro del sedimentador.
- **Lamelares:** Consisten en tanques de poca profundidad que contienen paquetes de placas (lamelas) o tubos inclinados respecto a la base, y por cuyo interior se hace fluir el agua de manera ascendente. En la superficie inferior se van acumulando las partículas, desplazándose de forma descendente y recogiendo en el fondo del sedimentador.

1.1.3. Tratamiento secundario

Es un proceso biológico de eliminación de la materia orgánica soluble y coloidal restante de la sedimentación primaria a través de la acción de un grupo diverso de microorganismos y en la separación del agua de los fangos mediante sedimentación. Estos microorganismos desarrollan los procesos de catabolismo (obtención de energía) y anabolismo (síntesis celular).

Una manera de clasificar a los tratamientos biológicos es en función de la disposición de la biomasa, se distinguen de este modo:

Procesos de Cultivo en Suspensión (Fangos Activos): Se mantiene un cultivo biológico formado por los microorganismos suspendidos en el agua residual formando flóculos. Consta de un reactor agitado y aireado, en el que se desarrollan la biomasa que metaboliza la materia orgánica. Debido al crecimiento de los microorganismos existe un espesamiento de la biomasa por lo que es necesario extraer la biomasa en exceso para mantener la concentración de microorganismos adecuada en el reactor. La extracción del exceso se realiza en el decantador secundario. En la figura 2 se muestra un esquema del proceso de fangos activados. (Valdez y Vázquez 2003).

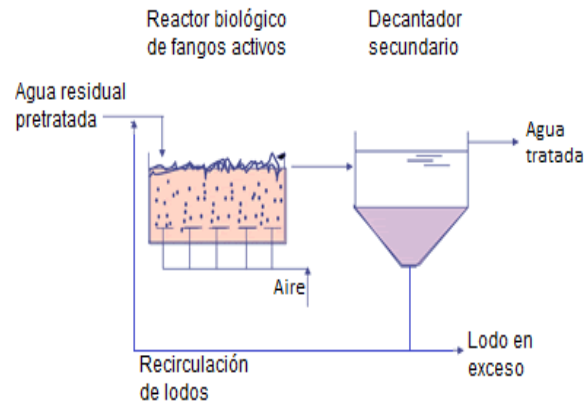


Figura 2 Esquema de Fangos Activados. Fuente Valdez y Vázquez (2003)

Procesos de Cultivo Fijo: son aquellos que contienen microorganismos que están adheridos a un soporte sólido y no existe un transporte de ellos, ejemplo de este proceso son los biodiscos, que consisten en una serie de discos parcialmente inmersos en el agua residual. Estos discos van girando, de manera que entran y salen del reactor poniendo así en contacto los microorganismos con el agua residual a tratar y aérea el reactor.

Una manera de clasificar a los reactores biológicos es en función del tipo de reactor, así se encuentran fundamentalmente dos tipos:

- **Reactores de mezcla completa:** las características del agua son las mismas en cada punto del reactor y que corresponde con las características del agua de salida. De modo que, para la materia orgánica por ejemplo a un tiempo determinado, la concentración dentro del reactor es igual en todos los puntos e igual a la concentración de salida.

- **Reactores de tipo flujo pistón:** Las características del agua evoluciona constantemente a lo largo de la longitud del reactor de modo que, tomando el ejemplo anterior, la materia orgánica tendría mayor concentración a la entrada, iría disminuyendo conforme aumenta la distancia a esta hasta llegar a la salida, donde la concentración es mínima. (Valdez y Vázquez 2003).

Puede haber variantes del proceso de depuración de fangos activos convencional, como por ejemplo un reactor biológico de membranas (RBM), donde no existe un decantador secundario, sino que el agua se filtra a través de una membrana que puede estar en el interior o en el exterior del reactor, formando una capa de biomasa. Esta variante se la estudiará con mayor detalle más adelante.

1.2. Línea de fangos

Los fangos que se generan tanto en los decantadores primarios y secundarios, se caracterizan tener un alto contenido de sólidos, materia orgánica y agua ocupando grandes volúmenes. Por ello es necesario estabilizar la materia orgánica del fango y de reducir el volumen. Esto se logra mediante distintas operaciones físicas, químicas y biológicas, agrupadas en varias unidades de tratamiento que se describen a continuación

1.2.1. Espesamiento de fangos

Consiste en eliminar parte del agua retenida en el fango reduciendo así su volumen. A continuación, se describe las operaciones físicas que suelen utilizarse:

- **Espesamiento por gravedad:** Sigue los mismos principios que la decantación. Se emplean espesadores estáticos o dinámicos, según tengan o no rasquetas.
- **Flotación:** Se introduce burbujas en los flóculos de los fangos biológicos reduciendo su densidad lo que hace que floten a la superficie, desde donde se retiran
- **Centrifugación:** alternativa válida para cualquier tipo de fango, aunque está más indicada para concentrar fangos muy diluidos. (Orozco 2014).

1.2.2. Estabilización

Incluye todas las operaciones para reducir el porcentaje de sólidos suspendidos volátiles y eliminar organismos patógenos del fango. Para ello pueden utilizarse operaciones químicas de oxidación o inertización con cal, operaciones físicas como la incineración o más comúnmente mediante procesos biológicos de digestión aerobia o anaerobia.

La digestión aerobia consiste en la inyección de oxígeno (aire) en el interior del digestor. El proceso funciona en respiración endógena. Se produce una reducción de la materia volátil y, por consiguiente, de la materia seca producida por la EDAR.

La digestión anaerobia consiste en mantener condiciones anaerobias en los fangos y mediante diferentes fases (hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis) reducir la materia orgánica y obtener biogás con una proporción de metano (CH_4) en torno al 70 %. (Orozco 2014).

El fango a ser estabilizado contiene las diferentes bacterias presentes en el proceso de depuración biológica, de modo que, si existe eliminación biológica de fósforo, estarán presentes las bacterias que la realizan.

Al morir estas bacterias sueltan el fósforo acumulado en su interior en forma de fosfatos que precipitan de manera incontrolada con otros compuestos químicos presentes en la línea de fangos como el amonio, el calcio o el magnesio, uno de estos precipitados es la estruvita que al asentarse que genera problemas como la obstrucción de las tuberías o la reducción del volumen útil del digestor.

1.2.3. Deshidratación de fangos

Para finalizar, la disposición de fangos resulta mucho más sencilla cuando se manejan volúmenes reducidos y consistencias sólidas. Por ello la última operación de la línea de fangos suele incluir operaciones de deshidratación, basadas en tratamientos físicos como centrifugas, filtros banda o secado térmico. En algunas ocasiones el fango estabilizado con consistencia fluida es directamente aplicado en agricultura sin ningún tratamiento adicional de deshidratación.

1.3. Reactor biológico de membranas

Un reactor biológico de membranas (RBM) se describe como la combinación de dos procesos, degradación biológica y separación, donde los sólidos en suspensión y los microorganismos responsables de la degradación son separados del agua tratada mediante la unidad de filtración por membrana. (Ferrer y Seco. 2003).

El ciclo de filtrado se alterna con otro ciclo corto de contralavado en el que se invierte el sentido del flujo para forzar el paso del agua filtrada desde el interior al exterior de la membrana para limpiarla. Además, se deben realizar periódicamente, en función del grado de ensuciamiento, limpiezas químicas en profundidad de las membranas mediante su inmersión en una solución de limpieza.

El diámetro de poro de la membrana permite retener las moléculas o partículas con un tamaño superior a él y supone además uno de los criterios para diferenciar los diferentes tipos de procesos que tienen como fuerza impulsora la presión: microfiltración (MF), ultrafiltración

(UF) u ósmosis inversa (OI). La figura 3 muestra los rangos típicos de operación de estas tecnologías de separación.

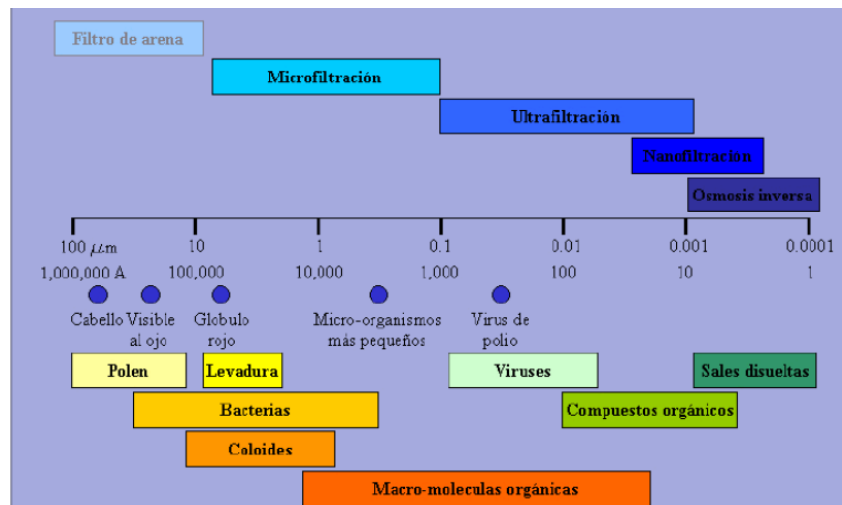


Figura 3. Rangos típicos de operación de un RBM. Fuente: Giménez (2014).

Una clasificación de las membranas en base a la configuración del módulo es la siguiente:

- **Módulos tubulares.** En este sistema la membrana está en el interior de un tubo y el agua a presión circula por el interior del tubo. Presentan un ensamblado sencillo, con carcasas de PVC o acero inoxidable. Su principal inconveniente es que presentan una baja relación superficie/volumen.
- **Módulos de arrollamiento en espiral:** Se trata de dos capas de membrana separadas por un tejido poroso con los extremos cerrados por tres de sus lados y enrollado en el extremo abierto alrededor de un tubo central y se coloca en un recipiente que soporta la presión a la que se somete el agua a tratar. La principal desventaja que tiene es la dificultad en manejar materiales viscosos o aquellos que tengan gran cantidad de concentraciones de sólidos, debido a la poca luz de paso existente al estar enrollada la membrana.
- **Módulos de fibra hueca** En esta configuración, las membranas se disponen en forma de haces o paquetes constituidos por un número variables de fibras, que oscila entre algunas decenas o varios millares, dependiendo de su diámetro y del tamaño del cartucho que las contiene. Los cartuchos se sellan por sus extremos donde se enlazan las fibras. Son de fácil accesibilidad, tanto para la sustitución como para la limpieza. Presenta una alta relación superficie/volumen.

- **Módulos de placa plana** Consisten en una serie de membranas dispuestas en capas horizontales y separadas por unos espaciadores permeables que actúan como canales que dirigen el flujo. La relación superficie/volumen depende de la eficacia del material que actúa como espaciador. El conjunto de placas y marcos que constituye el módulo puede disponerse en serie o en paralelo, lo cual permite diseños con superficies de filtrado elevadas. Tienen la ventaja de ser compactos y presentar la mayor la relación superficie/volumen. Son de fácil accesibilidad tanto para la sustitución como para la limpieza de cualquier membrana.

Los reactores biológicos de membranas se pueden clasificar en función de la disposición de las membranas en RBM de flujo tangencial y RBM sumergidos (internos o externos).

Flujo tangencial consisten en reactores conectados con un sistema externo de membranas de flujo tangencial como se muestra en la figura 4. La separación por flujo tangencial va asociada a elevadas velocidades de flujo a través de las membranas, cuyo objetivo es reducir la acumulación de sólidos sobre la superficie de la membrana. Estas velocidades de flujo se consiguen con elevados caudales de circulación sobre la superficie de las membranas, lo cual conlleva un gran consumo energético.

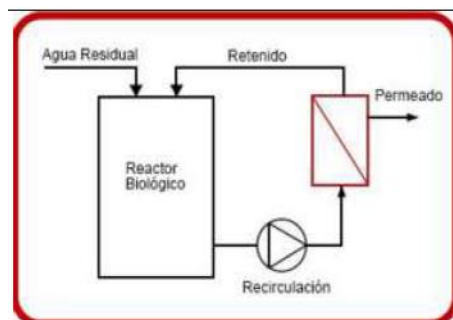


Figura 4. Membrana de flujo tangencial. Fuente: Puga. (2016)

Membrana Sumergidos consisten en tanques donde las membranas se encuentran inmersas en el licor mezcla como se muestra en la figura 5 y donde una bomba, proveen la fuerza impulsora necesaria para hacer pasar el permeado a través de la membrana. Se coloca un difusor de aire justo debajo del módulo de la membrana para homogenizar el licor mezcla y evitar la formación de biopelícula. La concentración de oxígeno disuelto puede oscilar entre 4 – 6 mg O₂/l (Calderón, 2012)

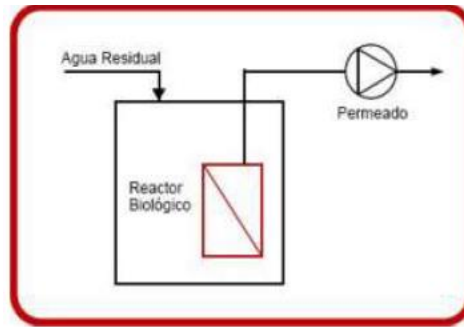


Figura 5. Membrana sumergida. Fuente: Puga. (2016)

1.4. Eliminación de nutrientes

Debido al incremento en la frecuencia de eventos de eutrofización de ríos, lagos y costas, el interés en la eliminación de nitrógeno y fósforo de las aguas residuales municipales se ha incrementado drásticamente en los años recientes. A la fecha, se ha desarrollado una gran diversidad de configuraciones de plantas de fangos activados para la eliminación biológica de nutrientes de manera individual o simultánea

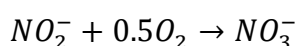
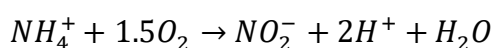
1.4.1. Eliminación de Nitrógeno

La eliminación de nitrógeno de las aguas residuales se lleva a cabo en las estaciones depuradoras mediante los procesos biológicos de nitrificación y desnitrificación.

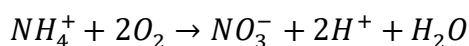
Nitrificación

El proceso de nitrificación comprende dos fases. En la primera el nitrógeno amoniacal (proveniente de la hidrólisis del nitrógeno orgánico) es oxidado a nitrito por la acción de las bacterias amonio-oxidantes. Estas bacterias son sensibles a pH excesivamente alto, a bajas temperaturas y a bajas concentraciones de oxígeno disuelto. La segunda consiste en la oxidación del nitrito generado a nitrato por acción de las bacterias nitrito-oxidantes.

Las reacciones de estas oxidaciones son las siguientes:



La reacción global del proceso de nitrificación se suele escribir de la siguiente forma

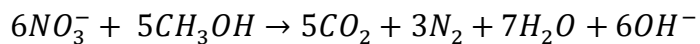


Desnitrificación

La desnitrificación se lleva a cabo mediante la acción de bacterias heterótrofas facultativas. Estas bacterias utilizan el carbono de la materia orgánica para la síntesis celular y fuente de energía, y en ausencia de oxígeno utilizan el nitrato como aceptor de electrones convirtiéndolo en nitrógeno gas que se escapa a la atmósfera.

Para que se lleve a cabo el proceso de desnitrificación se deben dar condiciones anóxicas, es decir, ausencia de oxígeno y presencia de nitratos. De esta manera, los microorganismos heterótrofos utilizan el nitrato como aceptor de electrones para la oxidación de la materia orgánica.

La reacción de desnitrificación se expresa de la siguiente manera:



En la figura 6 se muestra un esquema del proceso global de eliminación de nitrógeno

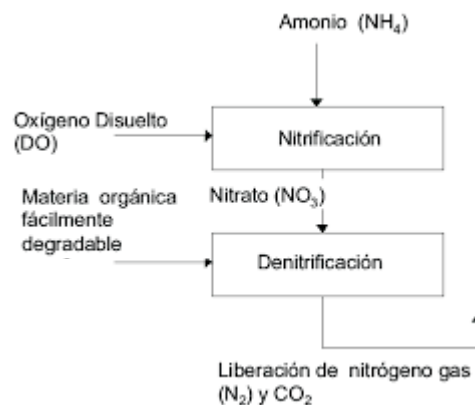


Figura 6. Proceso de eliminación de nitrógeno.

Estos procesos incorporan zonas aeróbicas para la nitrificación, zonas anóxicas para la desnitrificación y recirculación de licor mixto para transferir el nitrato generado en la zona aeróbica a la zona anóxica. Son posibles muchas configuraciones, lo que resulta en una amplia variedad de capacidades de rendimiento y características operativas.

1.4.2. Eliminación de fósforo

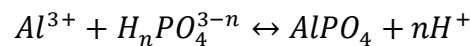
El control del fósforo descargado de las plantas de tratamiento de aguas residuales municipales e industriales es un factor clave para prevenir la eutrofización de las aguas superficiales. La precipitación química con sales de hierro y de aluminio se ha empleado

frecuentemente para la eliminación del fósforo. Sin embargo, existen métodos para la eliminación del fosforo de forma biológica, cuyo fundamento se basa en la alternancia de condiciones anaerobias (ausencia de oxígeno y nitratos) y aerobias

1.4.2.1. Precipitación química

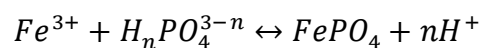
La precipitación química se utiliza para eliminar las formas inorgánicas de fosfato mediante la adición de sales metálicas, sin embargo el uso de estas sales conlleva a un incremento en la producción fangos. Entre los iones metálicos más comúnmente utilizando se encuentran los siguientes:

Aluminio: el alumbre o el sulfato de aluminio hidratado se utilizan ampliamente para precipitar fosfatos y fosfatos de aluminio ($AlPO_4$). La reacción básica es:



La tasa de dosificación requerida es una función de la eliminación de fósforo requerida. La eficiencia de la coagulación disminuye a medida que disminuye la concentración de fósforo. En la práctica, se alcanza una tasa de eliminación del 80-90% a dosis de coagulante entre 50 y 200 mg/l.

Hierro: El cloruro o sulfato férrico y el sulfato ferroso, se usan ampliamente para la eliminación de fósforo. La reacción básica es:



Los iones férricos se combinan para formar fosfato férrico. Reaccionan lentamente con la alcalinidad natural y, por lo tanto, normalmente se agrega una ayuda coagulante, como la cal, para aumentar el pH y aumentar la coagulación.

Los reactivos químicos se pueden añadir antes de la decantación primaria (figura 7a), previo o posterior al tratamiento secundario (figura 7b) o posterior al decantador secundario (figura 7c).

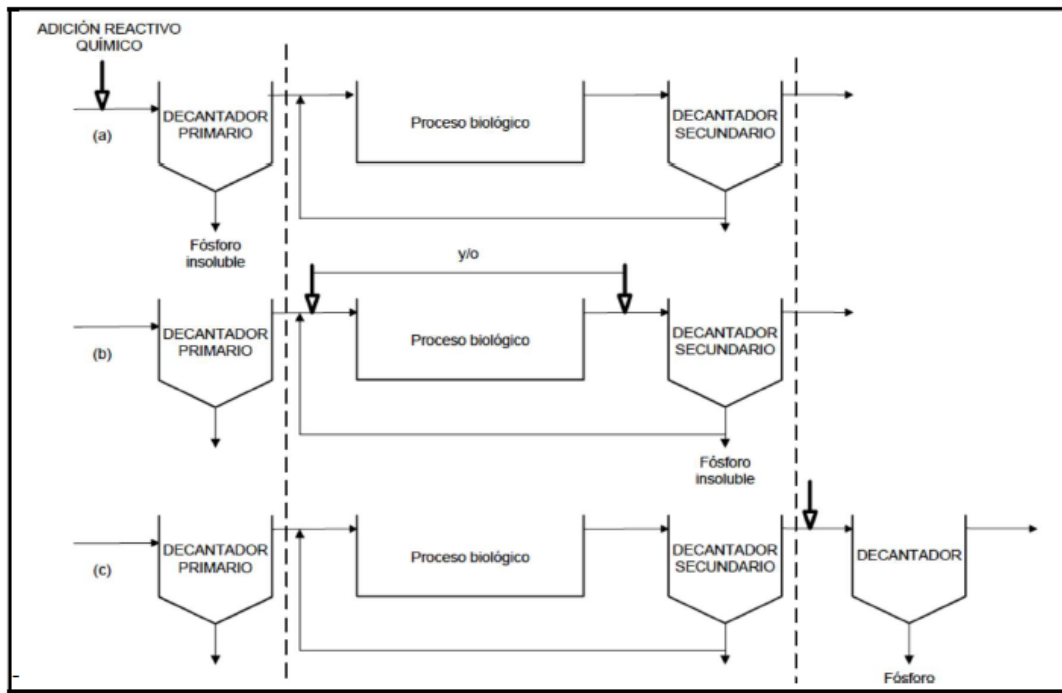


Figura 7. Posibles puntos de alimentación de reactivos para la eliminación química de fósforo. Fuente: Metcalf y Eddy (1995).

1.4.2.2. Eliminación biológica de fósforo

El tratamiento biológico convencional produce una eliminación parcial del fósforo (entre 20 a 30%), debido a que los microorganismos utilizan fósforo para la síntesis celular y el transporte de energía. Sin embargo, bajo ciertas condiciones de operación se ha observado que determinados tipos de bacterias conocidas como PAO (Poliphosphate Accumulating Organisms) toman más fósforo del necesario, realizándose la eliminación del mismo al retirar las células que lo contienen en exceso.

En condiciones anaerobias, las bacterias PAOs asimilan ácidos grasos volátiles (AGV) y los almacenan en forma de polihidroxialcanotatos (PHA). Usando la energía disponible de los polifosfatos almacenados, las PAOs asimila el acetato y produce productos de almacenamiento de polihidroxibutirato (PHB) intracelular.

Simultáneamente a la captación de acetato se encuentran la liberación de ortofosfatos, así como los cationes de magnesio, potasio y calcio. El contenido de PHB en la PAO aumenta a medida que disminuye el polifosfato.

En la zona aeróbica la energía se produce por la oxidación de los productos de almacenamiento y aumenta el almacenamiento de polifosfato dentro de la célula. El PHB

almacenado se metaboliza, proporcionando energía de la oxidación y carbono para el crecimiento de nuevas células. La energía liberada por la oxidación de PHB se utiliza para formar enlaces de polifosfato en el almacenamiento celular. El ortofosfato soluble se elimina de la solución y se incorpora a los polifosfatos dentro de la célula bacteriana.

La utilización de PHB también mejora el crecimiento celular y esta nueva biomasa con alto contenido de polifosfato representa la eliminación de fósforo. A medida que se desperdicia una parte de la biomasa, el fósforo almacenado se elimina del reactor de tratamiento biológico para su eliminación definitiva con el lodo residual, en la figura 8 se muestra un esquema con el proceso descrito anteriormente

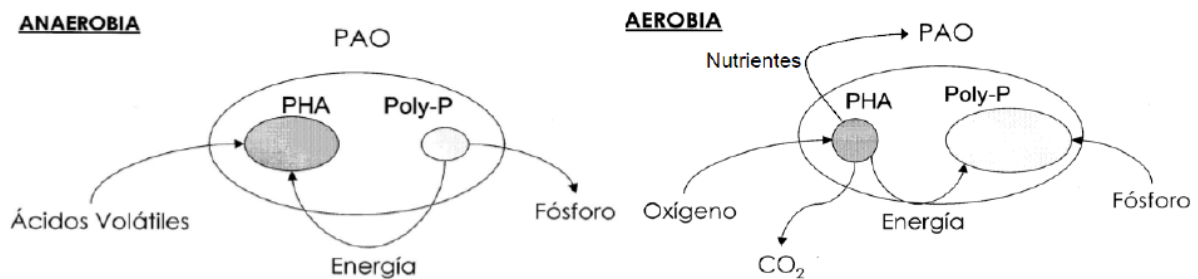


Figura 8. Proceso de eliminación biológica de fósforo.

1.5. Esquemas de eliminación de nutrientes

1.5.1. Esquemas de eliminación de nitrógeno

- Esquema Ludzack-Ettinger modificado

En este proceso la zona anóxica está antes de la aerobia para que el sustrato en el influente se utilice en la desnitrificación y se emplea una recirculación interna para incrementarla. Los caudales de recirculación interna suelen oscilar entre una y cuatro veces el caudal de afluente. El esquema puede apreciarse en la Figura 9.



Figura 9. Proceso de Ludzack-Ettinger modificado. Fuente Metcalf y Eddy (1995).

- **Nitrificación - desnitrificación simultánea**

En este proceso la nitrificación y desnitrificación ocurren al mismo tiempo dentro de un único reactor. Existen dos mecanismos en los que se puede llevar a cabo este proceso, uno físico y otro biológico. El mecanismo físico se basa en los gradientes de concentración de oxígeno disuelto dentro de los flóculos del proceso de fangos activados o dentro de las biopelículas debido a la dificultad para su difusión a través del flóculo. A causa del gradiente de oxígeno disuelto en el flóculo se consigue nitrificación en el exterior del floculo y desnitrificación en el interior de este. En la Figura 10 se encuentra representada la configuración del reactor.

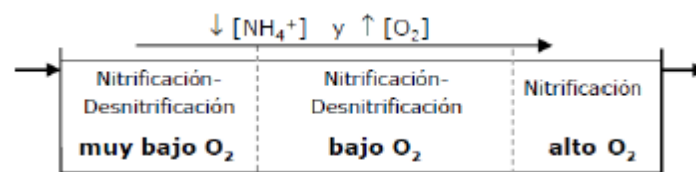


Figura 10. Esquema Nitrificación-Desnitrificación simultánea

El mecanismo biológico responde a los procesos de oxidación de amonio por parte de microorganismos heterótrofos nitrificantes, y las reducciones de nitritos y de nitratos por parte de organismos desnitrificantes en condiciones aerobias. (Lloret, 2014)

Uno de los factores importantes en el rendimiento del proceso de nitrificación-desnitrificación simultánea es la concentración de oxígeno, en zonas bajas de oxígeno disuelto, la desnitrificación es favorecida y en zonas contrarias se ve favorecido la nitrificación. Es importante que el nivel de nitratos en el efluente no supere valores de 10 mg NO³⁻/l y evitar así una posible flotación de fangos por desnitrificación en el fondo del decantador secundario.

1.5.2. Esquema de eliminación de fósforo

- **A/O**

La configuración anaeróbica/óxico (A/O) se desarrolló originalmente como el sistema Pharedox en Sudáfrica en 1974 y posteriormente se patentó en los Estados Unidos con el nombre de A / O. Este sistema es similar a un proceso de lodo activado convencional con una zona anaeróbica al inicio del reactor biológico. En la figura 11 se muestra esta configuración.

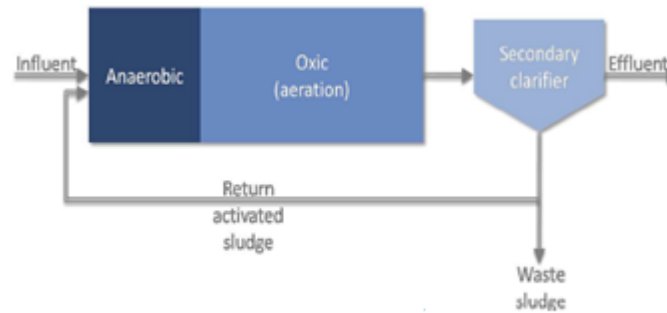


Figura 11. Esquema A/O. Fuente: Minnesota Pollution Control Agency (2010)

1.5.3. Esquemas de eliminación conjunta de nutrientes

- **A²O:**

Una variante de la configuración A/O es el proceso anaeróbico/anóxico/óxico (A²O) donde una zona anóxica está situada entre las zonas anaeróbica y aeróbica. El licor mixto rico en nitratos se devuelve desde el final de la zona aeróbica a la zona anóxica para la desnitrificación antes de que el fango se devuelva a la zona anaeróbica, en la figura 12 se detalla esta configuración

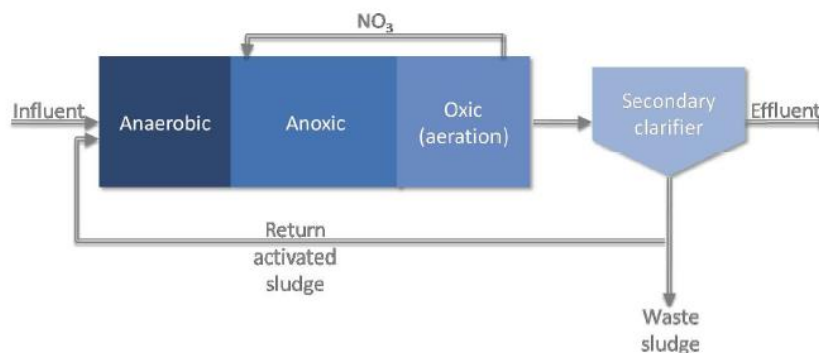


Figura 12. Esquema A²O. Fuente: Minnesota Pollution Control Agency (2010)

- **Bardenpho modificado:**

Es una modificación del proceso A²O con zonas anóxicas y aeróbicas adicionales situadas al final del reactor biológico. Esto se desarrolló para la eliminación adicional de nitrógeno y, por consiguiente, un retorno mínimo de nitrato a la zona anaeróbica, en la figura 13 se muestra un esquema de esta configuración.

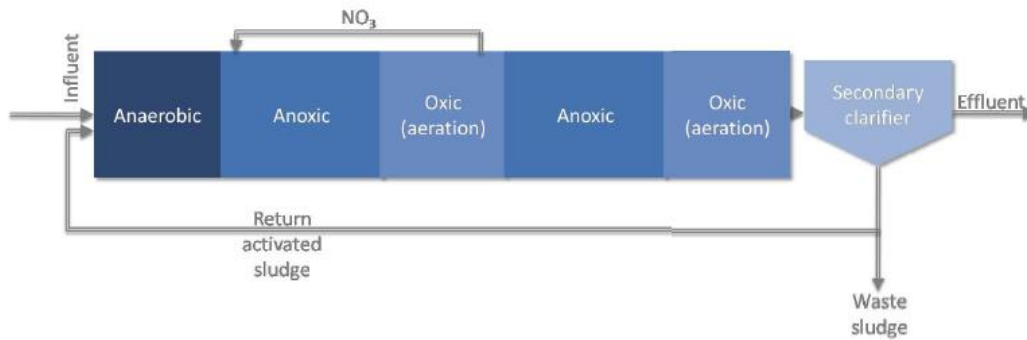


Figura 13. Esquema Bardenpho modificado. Fuente: Minnesota Pollution Control Agency (2010)

- **UCT:**

Otra modificación del proceso A²O es la configuración de la Universidad de Ciudad del Cabo (UCT). Este proceso devuelve tanto el licor mixto rico en nitratos desde el final de la zona aeróbica como el fango desde el clarificador secundario hasta la cabecera de la zona anóxica para la desnitrificación. El licor mixto del final de la zona anóxica se devuelve a la cabeza de la zona anaeróbica. El objetivo es minimizar el retorno de nitrato a la zona anaeróbica. La configuración UCT modificada utiliza una segunda zona anóxica que recibe el retorno de licor rico en nitratos desde el final de la zona aeróbica. La figura 14 se muestra un esquema de esta configuración

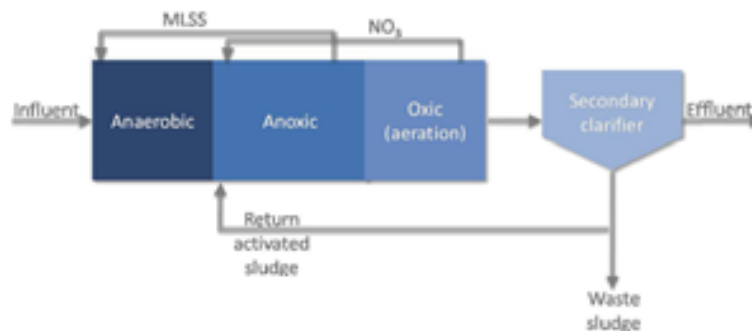


Figura 14. Esquema UCT. Fuente: Minnesota Pollution Control Agency (2010)

- **Johannesburgo:**

En la figura 15 se muestra la configuración de Johannesburgo (JHB) que tiene una zona anóxica separada en la línea fango para la desnitrificación antes de regresar a la zona anaeróbica.

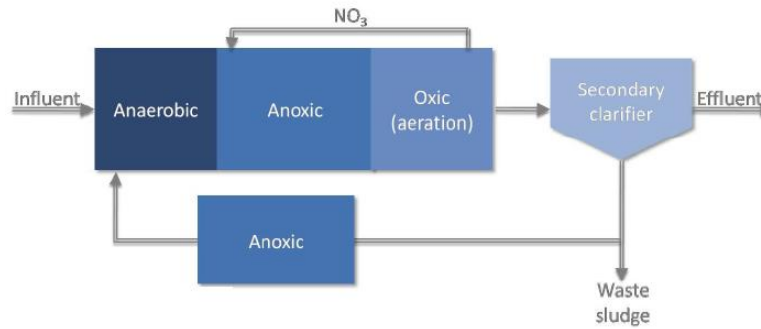


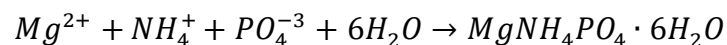
Figura 15. Esquema Johannesburgo. Fuente: Minnesota Pollution Control Agency (2010)

1.6. Recuperación de fósforo

Actualmente, el 82% del fósforo extraído se usa en la agricultura, mientras que el 7% se usa para la producción de alimento animal. El 11% restante del fósforo extraído se utiliza en la industria y la medicina para la producción de productos farmacéuticos, aceites, detergentes o incluso textiles. La demanda de alimentos aumenta con el crecimiento de la población, lo que hace que el consumo de fósforo aumente más y más rápido. Por este motivo, según el International Water Management Institute, en 2050 la producción de fósforo crecerá en un 70% en general e incluso en hasta un 100% en los países en desarrollo, para satisfacer la creciente demanda de fósforo. (Cieslik y Konieczka 2016)

1.6.1. Cristalización de estruvita

La estruvita es una sustancia blanca y cristalina compuesta por cantidades molares iguales de magnesio amonio y fosfato, así también por seis moléculas de agua de hidratación. La reacción de formación de estruvita ocurre de la siguiente forma



El cristal de estruvita tiene una forma ortorrómbica y su estructura interna consiste en tetraedros de PO_4^{3-} , octaedros de $Mg(H_2O)_6^{2+}$ y grupos de NH_4^+ unidos a través de enlaces de hidrógeno. En la figura 16 se muestra la forma de los cristales de estruvita. (Pastor 2008)

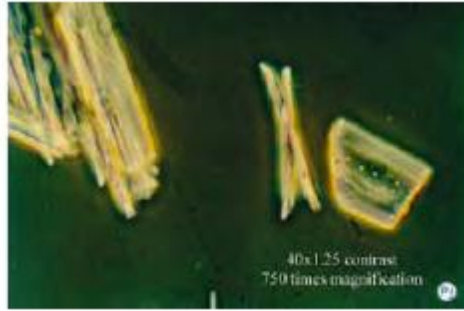


Figura 16. Cristales de estruvita. Fuente: Pastor (2008)

La estruvita aparece de forma espontánea, como incrustaciones, en algunas áreas de las estaciones depuradoras de aguas residuales (EDAR). En las EDAR se han empleado diferentes técnicas para prevenir o eliminar tales incrustaciones con efluentes de la instalación, como son: acción preventiva por dosificación de sales de hierro o adición de inhibidores químicos.

Sin embargo, el éxito de tales esquemas no está solamente determinado por la eliminación de la estruvita sino también por el costo asociado a estas soluciones. Considerando, sin embargo, las propiedades de la estruvita como un buen fertilizante y su producción como un procedimiento para la eliminación de nitrógeno y de fósforo, la idea de su cristalización en un reactor específico para prevenir su formación espontánea ha sido ampliamente investigada

La precipitación de estruvita generalmente se inicia con la adición de una fuente de Mg, ya que la mayoría de las aguas residuales municipales contienen más N y P que Mg, sin embargo, algunas corrientes pueden requerir adiciones de fosfato donde el contenido de P es bajo. La fuente de Mg utilizada puede contribuir hasta el 75% de los costos totales de producción de estruvita, sin embargo, si se acumula fósforo utilizando Eliminación biológica de fósforo, el Mg puede ser el único requisito químico en el proceso de la EDAR. La fuente más común de Mg adicional es $MgCl_2$ o MgO .

1.6.2. Factores que inciden en la formación de estruvita

Las condiciones para la formación de la estruvita se producen cuando la concentración de nutrientes excede el límite de saturación estable. La precipitación de los cristales de estruvita está marcadamente influenciada por cinco factores fundamentales:

pH: La reacción de precipitación de la estruvita es altamente dependiente del pH. Debido a que el pH de las aguas residuales urbanas se encuentra cerca de la neutralidad, el pH se debe

ajustar adicionando una base o mediante aireación para eliminar el CO_2 por arrastre. El valor óptimo para maximizar la producción del precipitado cristalino de estruvita está entre 8,0-9,0.

Relación molar: La concentración de magnesio es casi siempre limitante y es por ello que este ion debe ser adicionado en la proporción adecuada para que se produzca la formación y precipitación de la estruvita. De acuerdo con la reacción de precipitación, se requieren en teoría cantidades equimolares de Mg^{2+} ; NH_4^+ y de PO_4^{3-} . Sin embargo, debido al efecto iónico común, otras especies químicas forman compuestos estos iones. Este efecto implica que sea necesario aumentar la dosis de Mg^{2+} , o incluso de NH_4^+ .

Temperatura El efecto de la temperatura sobre la precipitación de estruvita no ha sido muy estudiado. Normalmente, los trabajos se han realizado a temperatura ambiente, próxima a la temperatura a la que normalmente operan los sistemas de tratamiento de aguas residuales. Se ha observado que el producto de solubilidad de la estruvita era ligeramente inferior a 25°C que a 30°C.

Presencia de calcio La concentración de calcio tiene un efecto importante sobre la producción de estruvita ya que influye sobre la dosis de Mg^{2+} a aplicar. La relación molar $\text{Mg}^{2+}:\text{Ca}^{2+}$ debería ser mayor de 0,6 para obtener solamente el precipitado cristalizado de estruvita. La presencia de iones de calcio en solución tiene una influencia negativa en la cristalización de estruvita en términos de medida, forma y pureza del producto recobrado. Un incremento en la concentración de calcio reduce el tamaño de los cristales, inhibe su crecimiento o afecta la formación de cristales, provocando la formación de sustancias amorfas más que estruvita cristalina.

Tiempo de retención hidráulico valores de tiempo de retención hidráulico de hasta 30 minutos, en los que se logra la reacción de formación de la estruvita. Se han hecho estudios de 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 variaron entre 11,1 y 2,1 horas eficiencias que variaron entre 70,4 y 71,4. (Pastor 2008)

2. OBJETIVOS

El objetivo principal de este Trabajo de Fin de Máster es analizar distintas alternativas para conseguir la eliminación de nutrientes (nitrógeno y fósforo) y su posible recuperación, en la EDAR “La Poveda” ubicada al sur de la ciudad De Rivas-Vaciamadrid, próximo al municipio de Arganda del Rey y seleccionar la mejor alternativa desde un punto de vista técnico y económico.

Para alcanzar este objetivo se establecerán los siguientes objetivos secundarios:

- Analizar la situación actual de la EDAR, tanto sus instalaciones, el caudal y las características del agua influente.
- Plantear alternativas para que la planta cuente con un proceso de eliminación de nutrientes
- Simular las alternativas en el programa de simulación DESASS
- Realizar una valoración económica de las alternativas considerando los costes de construcción y operación.
- Comparar las alternativas y seleccionar la más adecuada.

3. MARCO LEGISLATIVO

La Unión Europea aprobó la Directiva 91/271/CEE, del Consejo del 21 de mayo, donde establece 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.

De una forma resumida, la Directiva 91/271/CEE, establece dos obligaciones claramente diferenciadas, en primer lugar, las “aglomeraciones urbanas” deberán disponer de sistemas de colectores para la recogida y conducción de las aguas residuales, y, en segundo lugar, se prevén distintos tratamientos a los que deberán someterse dichas aguas antes de su vertido a las aguas continentales o marinas.

En la determinación de los tratamientos a que deberán someterse las aguas residuales antes de su vertido, se tiene en cuenta las características del emplazamiento donde se producen. De acuerdo con esto, los tratamientos serán más o menos rigurosos, según se efectúen en zonas calificadas como “sensibles”, “menos sensibles” o “normales”.

Se consideran como zonas sensibles aquellas zonas consideradas como eutróficas o que podrían llegar a ser eutróficas en un futuro próximo si no se adoptan medidas de protección necesarias.

Los requisitos que deben cumplir los vertidos procedentes de las estaciones depuradoras de aguas residuales que posean tratamiento secundario o equivalente, deben cumplir los requisitos de vertido detallados en la tabla 1, cumpliéndose el valor de la concentración o el porcentaje de reducción.

Tabla 1. Requisitos para los vertidos procedentes de instalaciones de Depuración de Aguas Residuales Urbanas mediante tratamiento secundario (Directiva 91/271/CEE)

Parámetros	Concentración	% Min. de Reducción
Sólidos Suspendidos	35 mg/l	90%
DBO₅	25 mg/l	70-90%
DQO	125 mg/l	75%

Para el caso de vertidos de instalaciones de tratamiento de aguas residuales urbanas realizados en zonas sensibles cuyas aguas sean eutróficas o propensas a eutrofización en un futuro próximo, deberán cumplir los requisitos expuestos en la tabla 2.

Tabla 2. Requisitos de calidad de vertidos de N y P total (Directiva 91/271/CEE).

Parámetros	Concentración		% mínimo de Reducción
	10.000 -100.000 h.e.	> 100.000 h.e.	
Fósforo Total	2 mg/l P	1 mg/l P	80%
Nitrógeno Total (1)	15 mg/l N	10 mg/l N	70-80 %
(1) Nitrógeno Total equivale a la suma de nitrógeno Kjeldahl total (Nitrógeno orgánico y amoniacal), nitrógeno en forma de nitrato y en forma de nitrito			

En la tabla 3 se detalla las zonas afectadas por la Declaración de zonas sensibles efectuada por el Ministerio de Medio Ambiente (Anexo de la Resolución de 30 de junio de 2011, del ministerio de Medio Ambiente, y Medio Rural y Marino, BOE núm. 180, de 28 de julio).

Tabla 3. Zonas Sensibles en el Embalse del Rey - Comunidad de Madrid (BOE 180)

Zona Sensible	Municipios afectados
Embalse del Rey.	Alcalá de Henares /Meco.
	Algete.
	Arganda del Rey/ Campo Real.
	Fresno/Ribatejada.
	Molar (El)/Vellón (El).
	Rivas-Vaciamadrid.

Como la EDAR “La Poveda” tiene menos de 100.000 h.e los límites de vertido de nutrientes son los siguientes:

- Nitrógeno \leq 15 mg/l
- Fósforo \leq 2 mg/l

4. DESCRIPCIÓN DE LA EDAR “LA POVEDA”

4.1. Ubicación de la EDAR

La Estación Depuradora de Aguas Residuales “La Poveda” está ubicada en el municipio de Rivas Vaciamadrid en la provincia y Comunidad de Madrid, España. Se sitúa entre el ferrocarril de Madrid a Colmenar de Oreja y próximo al río Jarama. Las coordenadas geográficas de la EDAR “La Poveda” son: 40°19'21"N 3°29'2"W. En la figura 17 se muestra la ubicación geográfica de Rivas Vaciamadrid dentro de la provincia de Madrid y en la figura 18 se muestra la ubicación de la EDAR “La Poveda”



Figura 17. Ubicación de Rivas-Vaciamadrid dentro de la Comunidad de Madrid. Fuente Wikipedia (2019)



Figura 18. Ubicación de la EDAR "La Poveda" Fuente Wikipedia (2019)

4.2. Situación actual de la EDAR

La EDAR “La Poveda” es explotada actualmente por la empresa Canal Isabel II. En la tabla 4 se muestra los parámetros de diseño de la depuradora.

Tabla 4. Parámetros de diseño de la EDAR "La Poveda"

Parámetro	Valor	Unidades
Caudal medio diario	13000	m ³ /día
Caudal medio horario	545	m ³ /h
Caudal punta	26016	m ³ /día
Caudal máximo de diseño	52032	m ³ /día

El Canal de Isabel II llevó a cabo en el año 2012 una ampliación del pretratamiento, la construcción de dos nuevos decantadores secundarios y nuevas instalaciones de digestión anaerobia de fangos, deshidratación y almacenamiento de fangos.

Aun con esta ampliación la planta de tratamiento incumple con la calidad de vertido exigida por la legislación y es por este motivo que se requiere de un tratamiento más riguroso para eliminar los nutrientes (Nitrógeno y Fósforo) y cumplir con los requisitos de vertido. En la figura 19 se muestra un plano con las instalaciones actuales de la EDAR

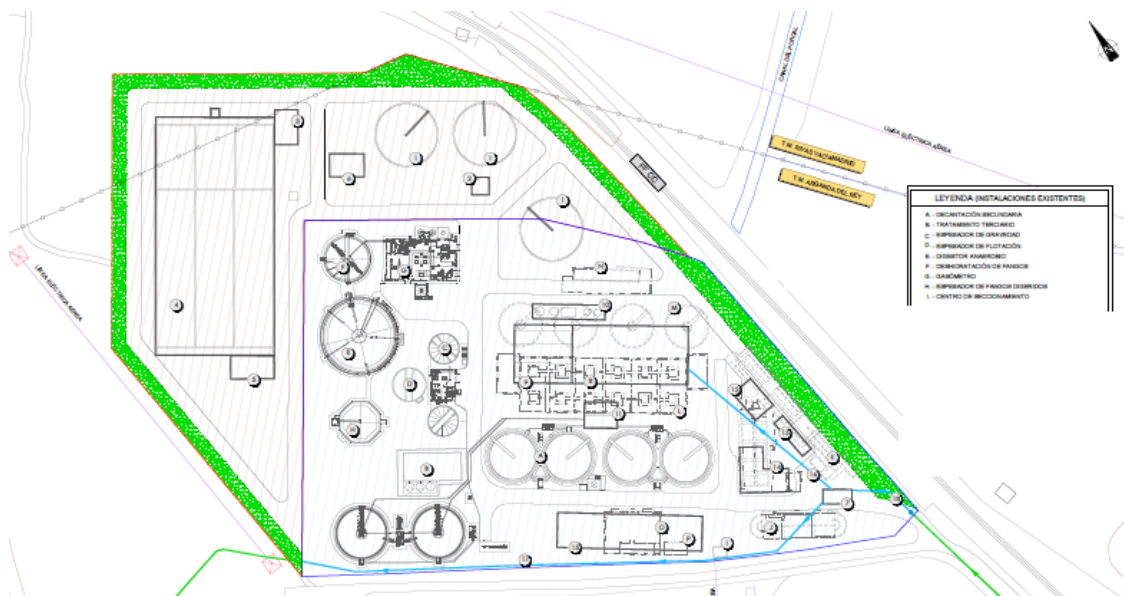


Figura 19. Plano de las instalaciones de la EDAR. Fuente: Flores et. al, (2011).

Esta depuradora cuenta con un tratamiento convencional de depuración biológica: pretratamiento, decantación primaria, reactor biológico, decantación secundaria para la línea de agua; espesamiento, digestión anaerobia y deshidratación para la línea de fangos. Se detalla a continuación los elementos para cada una de las líneas

4.2.1. Línea de agua

- Pozo de Gruesos: con un volumen de 9.03 m^3 y tiempo de retención de 15 segundos.
- Desbaste de gruesos: manual con una luz de reja manual de 200 mm
- Desbaste de finos: 3 canales con una luz de reja: 10 mm
- Desarenador: 4 unidades de volumen unitario de 48 m^3 y tiempo de Retención de 10.64 minutos
- Balsa de Homogenización con un volumen de 1584 m^3
- Decantadores Primarios: 4 unidades de tipo circular, volumen de 3396 m^3 . Sus dimensiones son altura de 2.5 m diámetro: 13.7 m
- Tratamiento secundario: Fangos activos dos líneas con un volumen unitario de 1930 m^3 . Dimensiones unitarias: 3 balsas de $18.4 \times 9.2 \times 3.8 \text{ m}$.
- Decantadores Secundarios: 4 unidades circulares sus dimensiones son altura: 2.4m y un diámetro: 17.3 m.

4.2.2. Línea de fango

- Espesamiento de Fangos: 3 unidades (2 de gravedad y uno de flotación), con una altura de 3m y un diámetro de 10m.
- Cámara de mezcla con un volumen de 19.8 m^3 y tiempo de retención de 2.05 horas.
- Digestor de fangos anaerobio con un volumen de 5200 m^3 y para el almacenamiento de gas la planta cuenta con un gasómetro de 1350 m^3 .
- Depósito Tampón con un volumen de 357 m^3 y tiempo de Retención: 31.92 horas.
- Deshidratación de fangos por medio de 2 centrifugas con un caudal unitario de $32.7 \text{ m}^3/\text{h}$.

4.3. Caracterización del influente

En la tabla 5 se muestran los datos que han sido recogidos de la depuradora del año 2017.

Tabla 5. Datos del agua influente

Parámetro	Valor	Unidades
DBO ₅	413	mg/l
DQO	783	mg/l
SS	377	mg/l
PT	9	mg/l
NT	61	mg/l
Caudal	9495	m ³ /día

4.3.1. Caudales

Para calcular el caudal punta y el factor punta; como se observa el caudal medio es de 9495 m³/día, el caudal punta se lo calcula mediante las siguientes expresiones

$$F = 1.15 + \frac{2.575}{Q_{med}^{1/4}} \quad \text{Ecuación 1}$$

$$Q_p = F * Q_{med} \quad \text{Ecuación 2}$$

Donde:

F: Factor punta

Q_p: Caudal punta (m³/día)

Q_{med}: Caudal medio (m³/h)

El resultado de los cálculos de los caudales se resume en la tabla 6

Tabla 6. Valores de caudales del influente

Parámetro	Valor	Unidades
Q _{medio}	9495	m ³ /día
Q _{medio}	396	m ³ /hora
Q _{punta}	16400	m ³ /día
F	1.727	

Para realizar las simulaciones de las alternativas se utiliza el programa DESASS, éste necesita una caracterización más detallada que la analítica anterior, para solucionar esto se realiza una serie de hipótesis válidas basadas en un agua residual urbana típica y así completar todos los componentes que el programa necesita. A continuación se describe estas hipótesis:

- La $DQO_{soluble}$ es del 38% de la DQO.
- La DBO_5 es el 65 % DBO_{limite}
- El porcentaje de la DBO_{limite} soluble es del 42%
- El porcentaje de nitrógeno total soluble es 75%.
- El amonio es el 80 % del nitrógeno total soluble
- El porcentaje de fósforo total soluble es del 70%
- El fósforo es el 80% del fósforo total soluble.
- El porcentaje de sólidos suspendidos volátiles es del 75%

Se trabaja con una temperatura de 15°C para simular la condición más desfavorable en invierno, la descripción y cálculos de la concentración de los componentes de entrada más importantes en DESASS se indican a continuación:

4.3.2. Componentes solubles

- **S_I (mg DQO/l):** materia orgánica inerte. La principal característica de este elemento es que no puede ser degradado y se asume que es parte del influente. Se calcula con la siguiente expresión:

$$S_I = DQO_{sol} - DBO_{lim_sol} \quad \text{Ecuación 3}$$

- **S_A (mg DQO/l):** Acetato + Ácido Acético. Es el principal producto de la fermentación. Se ha fijado una concentración de AGV de 30 mg DQO/l.
- **S_F (mg DQO/l):** Es la fracción de la DQO soluble que está disponible directamente para la degradación por los organismos heterótrofos. Se asume que puede servir como sustrato para el proceso de fermentación, se calcula con la expresión:

$$S_F = DQO_{sol} - SI - SA$$

Ecuación 4

- **S_{PRO} (mg DQO/l):** Productos de la fermentación excluyendo el ácido acético. Se incluyen en este componente los ácidos grasos volátiles que se generan en el proceso de fermentación y que no pueden ser transformados directamente en metano (propiónico, butírico, valérico, etc.). Se ha fijado una concentración de 0 en el influente.
- **S_{NH4}: (mg N-NH₄/l):** amonio más nitrógeno amoniacal. Para el balance de las cargas eléctricas, se asume que el S_{NH4} es solamente NH₄.
- **S_{NO3} (mg N-NO₃/l):** Concentración de Nitrato. Se asume una concentración de 0 en el influente
- **S_{NO2} (mg N-NO₂/l):** Concentración de Nitrito.
- **S_{PO4} (mg P-PO₄/l):** fósforo soluble inorgánico, principalmente ortofosfatos
- **S_{ALK} (mg CaCO₃/l):** Alcalinidad del agua residual.

4.3.3. Componentes particulados

- **X_I (mg DQO/l):** material orgánico inerte, no se puede degradar. Puede ser una fracción del influente o puede producirse dentro del proceso de lisis. Se calcula mediante la siguiente expresión:

$$X_I = DQO_{susp} - DBO_{lim_susp}$$

Ecuación 5

- **X_S (mg DQO/l):** sustrato lentamente biodegradable que necesita ser hidrolizado antes de estar disponible para la degradación. Se calcula con la siguiente expresión:

$$X_S = DQO_{susp} - X_I$$

Ecuación 6

- **X_{TSS} (mg SST/l):** Sólidos suspendidos totales. Incluye todos los sólidos biológicos como los precipitados químicos de fósforo generados.
- **X_{SSV} (mg SST/l):** Concentración de sólidos suspendidos volátiles. La ecuación 7 permite calcular su concentración

$$X_{SSV} = X_{TSS} * \%SSV \quad \text{Ecuación 7}$$

- **X_{SSNV} (mg SST/l):** Concentración de sólidos suspendidos no volátiles, se calcula con la siguiente expresión:

$$X_{SSNV} = X_{SST} * (1 - \%SSV) \quad \text{Ecuación 8}$$

4.3.4. Constantes estequiométricas

También, se requiere de una calibración de las constantes estequiométricas del nitrógeno, fósforo (soluble, suspendido y total) y los sólidos suspendidos totales mediante un balance de materia de los componentes involucrados y de una serie de condiciones que se especifica a continuación:

- **Nitrógeno**

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

$$Nt_{susp} = X_S * inxs + X_I * inxi \quad \text{Ecuación 10}$$

Condición: $inxs \geq insf$

- **Fósforo**

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

$$Pt_{susp} = X_S * ipxs + X_I * ipxi \quad \text{Ecuación 12}$$

Condición: $ipxs \geq ipsf$

- **Sólidos**

$$SS_t = X_{SSNV} + X_S * isstxs + X_I * isstxi$$

Ecuación 13

Condición: $isstxs = isstxi$

En la tabla 7 se resume los resultados de los parámetros y en la tabla 8 se detalla Factores de conversión del Nitrógeno, Fósforo y sólidos para ingresarlos a programa DESASS

Tabla 7. Fracciones solubles y particuladas de los componentes del modelo

SOLUBLES		PARTICULADOS	
Componente	Valor	Componente	Valor
S _A	30.00	X _S	368.52
S _{PRO}	0.00	X _I	116.94
S _{NH4}	36.60	X _{NV}	75.40
S _{NO3}	0.00	X _{SST}	377.00
S _{PO4}	5.04	%SSVB	75.91%
S _I	30.68		
S _F	236.86		

Tabla 8. Factores de conversión del Nitrógeno, Fósforo y sólidos

Cte. Estequiométrica	ISF	ISI	IXS	IXI
Nitrógeno	0.03656	0.01000	0.04000	0.00435
Fósforo	0.00532	0.00000	0.00681	0.00162
S. Suspendidos	-	-	0.62127	0.62127

4.3.5. Requisitos de vertido

De acuerdo con lo expuesto en la directiva 91/271/CEE, los límites de vertido para la EDAR “La Poveda” se muestran en la tabla 9.

Tabla 9. Requisitos de vertidos. Decreto 91/271/CEE

Parámetro	Valor	Unidades
DQO	125	mg O ₂ /l
DBO₅	25	mg O ₂ /l
SS	35	mg /l
NT	15	mg N/l
PT	2	mg P/l

5. PLANTEAMIENTO DE ALTERNATIVAS

Como se mencionó anteriormente las alternativas propuestas están enfocadas a modificaciones al reactor biológico cuyo volumen es de 3860 m³ en todas las alternativas se mantiene constante este volumen para adecuar las soluciones al espacio físico disponible en la EDAR.

Se ha planteado cuatro alternativas de solución, en la primera se diseña un esquema Ludzack-Ettinger modificado para la eliminación biológica de nitrógeno, la segunda consiste en el proceso de nitrificación – desnitrificación simultánea. La tercera alternativa consiste en la eliminación de nitrógeno mediante un reactor de membranas. En todas estas alternativas la eliminación de fósforo se consigue mediante precipitación química.

La última alternativa consiste en la eliminación biológica de nitrógeno y fósforo simultáneamente, en esta alternativa se dan las condiciones necesarias para la precipitación incontrolada de estruvita en la digestión anaerobia, por lo que se reconfigura la línea de fangos con el diseño de un cristalizador para la recuperar fósforo en forma de estruvita.

Se incluye en cada alternativa un una figura con la configuración simulada en el programa DESASS, los esquemas planteados se simulan como un reactor tipo flujo pistón, poniendo varios reactores en serie.

5.1. Alternativa 1: Proceso convencional con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo. Esquema Ludzack-Ettinger modificado

La primera alternativa consiste en plantear un esquema Ludzack-Ettinger modificado dividiendo el reactor biológico en dos zonas la primera anóxica para la desnitrificación y la zona aerobia para la nitrificación con una recirculación interna para llevar nitratos a la zona anóxica. Para la eliminación de fósforo se plantea la adición de cloruro férrico durante el proceso biológico para asegurar una mezcla completa y que el fósforo precipitado se extraiga mediante la purga de fangos secundarios. El esquema se muestra en la figura 20.

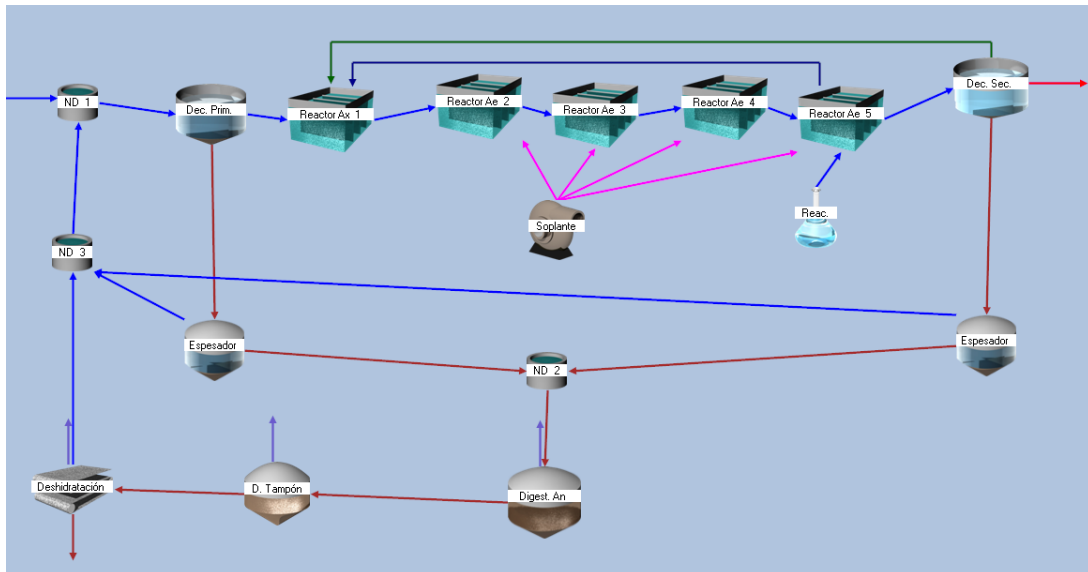


Figura 20. Alternativa 1: esquema Ludzack-Ettinger modificado

5.2. Alternativa 2: Proceso convencional con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo, esquema nitrificación – desnitrificación simultanea

La segunda alternativa consiste en un esquema de nitrificación – desnitrificación simultanea para la eliminación de nitrógeno y precipitación química para la eliminación de fósforo. En este esquema el reactor aerobio es dividido en 4 zonas aerobias con distintas concentraciones de oxígeno disuelto y son reguladas por las válvulas de las parrillas de difusores. No existe recirculación interna. En la figura 21 se muestra el esquema de esta configuración.

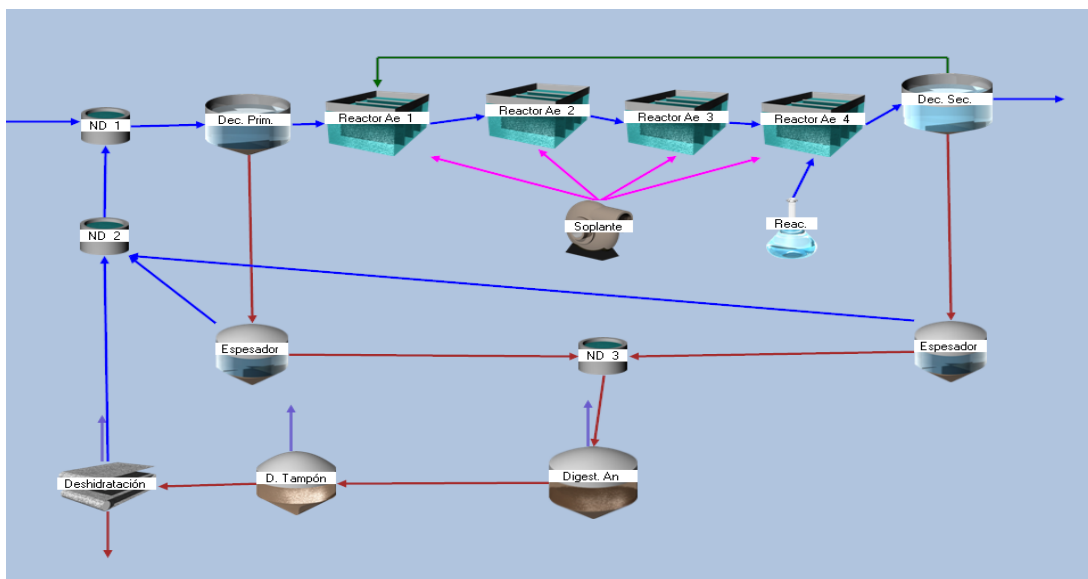


Figura 21. Alternativa 2 nitrificación-desnitrificación simultanea

5.3. Alternativa 3: Proceso convencional con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo en un reactor biológico de membranas

La tercera alternativa consiste en la sustitución de la decantación secundaria existente y en su lugar aprovechar el espacio para instalar un reactor biológico de membranas colocando los distintos módulos de membranas en los decantadores secundarios. El reactor biológico se divide en dos zonas (anóxica y aerobia) para la eliminación de nitrógeno y se elimina el fósforo mediante la adición de cloruro férrico. En la figura 22 se muestra el esquema de esta alternativa.

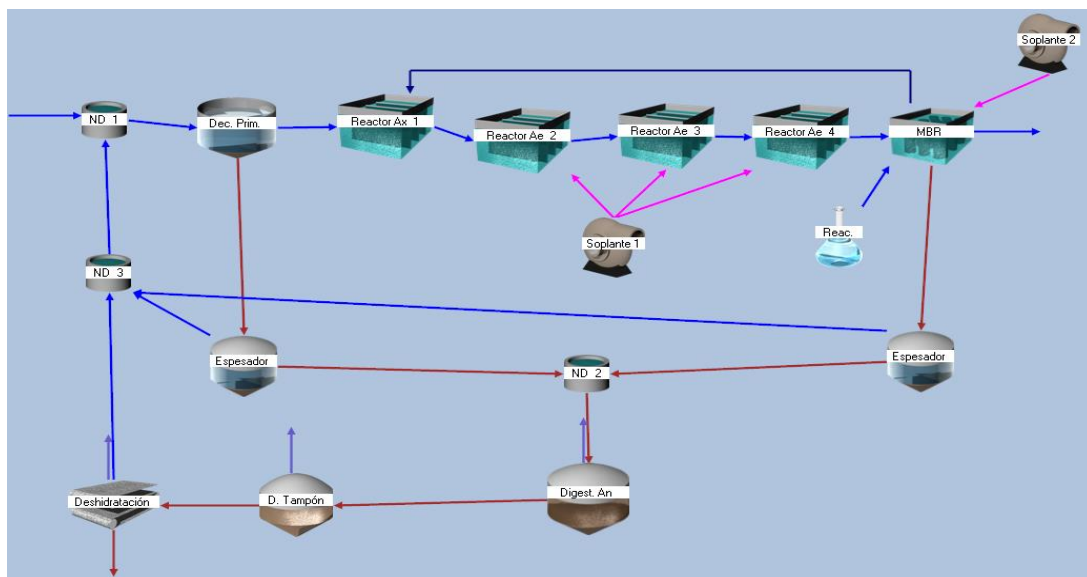


Figura 22. Alternativa 3 Reactor biológico de membranas

5.4. Alternativa 4: Eliminación biológica de fósforo y nitrógeno, con recuperación en forma de estruvita

La última alternativa consiste en la división del reactor biológico en 3 zonas: anaerobia, anóxica y aerobia para la eliminación de nutrientes. Al someter a las bacterias PAOs a la alternancia de condiciones anaerobias y aerobias acumulan fósforo en sus interior en forma de polifosfatos. En la digestión anaerobia este polifosfato se libera y ocurre una precipitación incontrolada de estruvita.

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) sueltan 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, en la figura 23 se muestra el esquema con la elutriación del fango mixto.

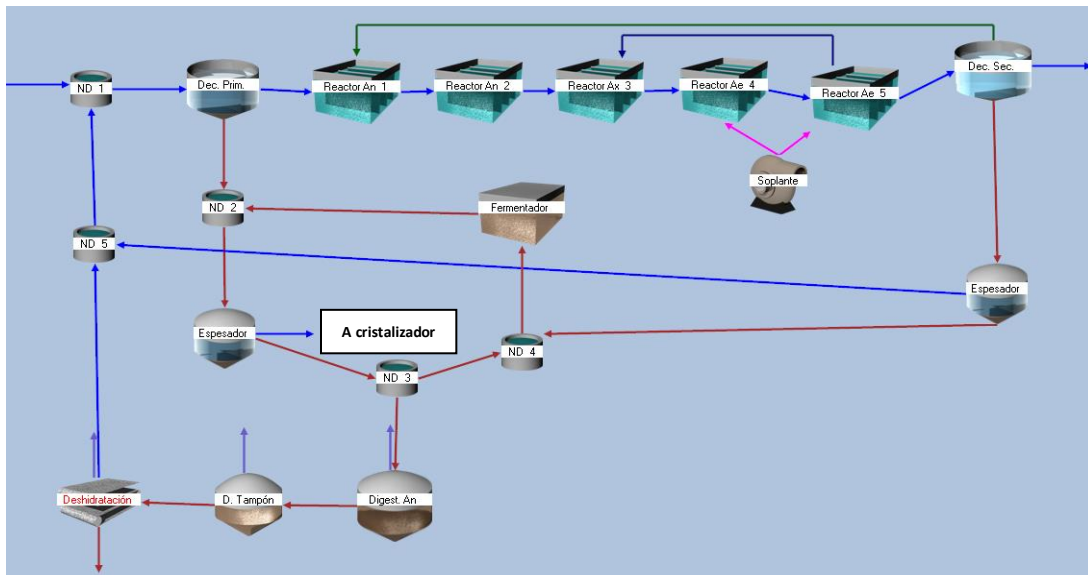


Figura 23. Alternativa 4: Eliminación biológica de fósforo y su recuperación.

6. SIMULACIÓN Y RESULTADOS DE LA ALTERNATIVAS

En este apartado se presentan los resultados de las simulaciones realizadas de las alternativas propuestas. Los resultados mostrados se han obtenido después de evaluar el efecto de los diferentes parámetros de operación y diseño como son: el tiempo de retención celular, el caudal de recirculación interna de nitratos, el porcentaje del caudal de recirculación de fangos, la concentración de oxígeno en los reactores aerobios y el consumo necesario de cloruro férrico.

6.1. Resultados alternativa 1. Esquema Ludzack-Ettinger modificado

Se simuló diferentes configuraciones variando los porcentajes de volumen de los reactores anóxico y aerobio para optimizar la eliminación biológica de nitrógeno. También se varió el caudal de recirculación interna que tiene la función aportar nitratos a la zona anóxica. Para el cálculo del cloruro férrico necesario para la precipitación química se utilizó un producto comercial de concentración 500000 mg/l. En la tabla 10 se muestra los principales parámetros de operación de esta alterativa

Tabla 10. Parámetros de operación alternativa 1

Parámetro	Valor	Unidades
%Volumen reactor aerobio	80%	-
%Volumen reactor anóxico	20%	-
Carga másica	0.19	d ⁻¹
XSST reactor	3098	mg SST/l
TRC	8	días
Recirculación Interna	3	-
% Caudal recirculación de fangos	94.94%	-
Conc. oxigeno Reactores Aerobio	2	mg O ₂ /l
Cloruro férrico necesario	350	Kg/d

Se elige trabajar con un porcentaje de 20% para la zona anóxica y 80% para la aerobia, al aumentar el porcentaje de la zona anóxica, perjudica mucho al proceso de nitrificación y como

consecuencia se tiene un valor alto de amonio en el efluente. El TRC se ha fijado en 7 días para conseguir un buen rendimiento en la eliminación de nitrógeno, valores más altos no reflejan mayor porcentaje de eliminación. La recirculación interna se fija en 3, ya que aumentando a 4 no casi no tiene efecto en la desnitrificación.

Los resultados de la calidad del efluente se muestra en la tabla 11.

Tabla 11. Calidad del efluente alternativa 1

Parámetro	Valor	Unidades
NH₄⁺	0.56	mg N/l
NO₃⁻	10.59	mg N/l
NT	12.61	mg N/l
PT	1.83	mg P/l
DQO	59.25	mg DQO/l
SS	12.95	mg SST/l
pH	7.2	

En la tabla 12 se muestran los principales parámetros de los fangos tras la deshidratación

Tabla 12. Características fango deshidratado alternativa 1

Parámetro	Valor	Unidades
%Sequedad	25	
Producción fangos	8.28	m ³ /día
	2070	kg/día
%SSVB	8.9	

El perfil de sólidos del decantador secundario se muestra en la figura 24. La altura en la zona de compresión está en torno a 0,8 m y la concentración de sólidos en la purga de los decantadores secundarios es de 6400 mg /l.

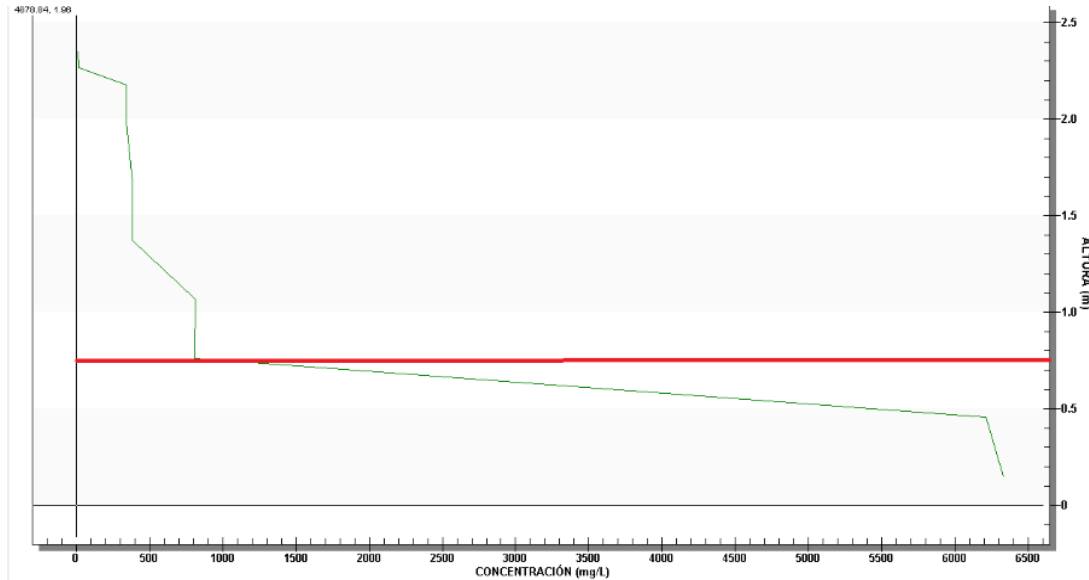


Figura 24. Perfil de sólidos decantador secundario Alternativa 1

6.2. Resultados alternativa 2. Esquema nitrificación – desnitrificación simultanea

Se realiza simulaciones variando el TRC y la concentración de oxígeno en los reactores aerobios. La concentración de oxígeno en los reactores aerobios influye directamente en el proceso de nitrificación, si se reduce el valor de este parámetro se genera una menor producción de nitratos y un incremento en la concentración del amonio.

Para conseguir la nitrificación sin inhibir la desnitrificación se debe regular la concentración de oxígeno en los reactores aerobios. En la tabla 13 se muestra los parámetros de operación de esta alternativa

Tabla 13. Parámetros de operación alternativa 2

Parámetro		Valor	Unidades
XSST reactor		4215	mg SST/l
Concentración de O₂ en los reactores Aerobios	Reactor 1	0.5	mg O ₂ /l
	Reactor 2	0.2	mg O ₂ /l
	Reactor 3	1.0	mg O ₂ /l
	Reactor 4	2.0	mg O ₂ /l
Carga másica		0.14	d ⁻¹
% Caudal recirculación de fangos		143.2%	
Cloruro férrico necesario		360	Kg/d

En este esquema se trabaja con TRC de 12 días como mínimo para favorecer la nitrificación, con tiempos menores no se logra cumplir con el requisito de vertido.

El porcentaje del caudal de extracción de fangos se establece en un 145.5% el caudal de entrada para que exista mayor cantidad de nitratos en los reactores con poco oxígeno y así favorecer la desnitrificación. Se necesita de 360 kg de cloruro férrico para lograr cumplir los límites de vertido.

En la tabla 14 se muestra la calidad del efluente de esta alternativa y en la tabla 15 se muestra las características del fango deshidratado

Tabla 14. Calidad del efluente alternativa 2

Parámetro	Valor	Unidades
NH₄⁺	0.6	mg N/l
NO₃⁻	12.93	mg N/l
NT	14.25	mg N/l
PT	1.88	mg P/l
DQO	60.68	mg DQO/l
SS	16.1	mg SST/l
pH	7.23	

Tabla 15. Características fango deshidratado alternativa 2

Parámetro	Valor	Unidades
%Sequedad	25	
producción	8.4	m ³ /día
fangos	2100	kg/día
%SSVB	8.6	

En la figura 25 se muestra el perfil de sólidos del decantador secundario, la zona de compresión esta alrededor de 1.8 m y la concentración de sólidos es de 7200 mg/l.

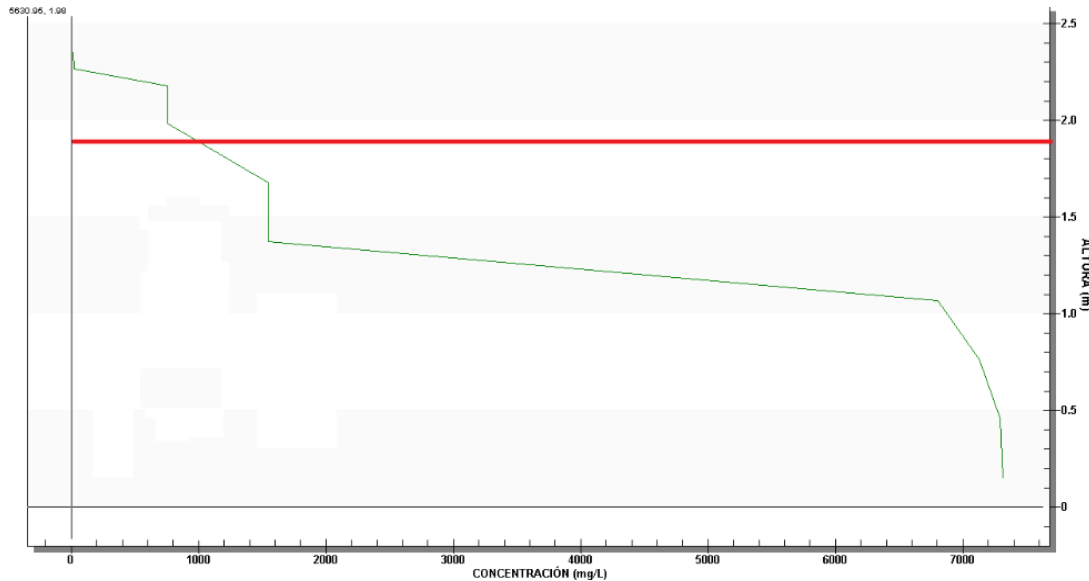


Figura 25. Perfil de sólidos decantador secundario, alternativa 2

Como se puede observar en esta alternativa el manto de fangos está demasiado alto, por lo que se corre el riesgo de un desbordamiento en el decantador secundario, por lo que esta alternativa resulta inviable técnicamente.

6.3. Resultados alternativa 3. Reactor Biológico de membranas

En esta alternativa se sustituye la decantación secundaria por un reactor biológico de membranas. En primer lugar, se necesita calcular cuántos módulos independientes se instalarán en función de las dimensiones que tienen para ello se tomará como punto de partida un flujo de membrana de 15 l/m².h y el caudal medio diario de 9494.4 m³/h.

Con estos datos se obtiene la superficie de membranas necesaria:

$$9494.4 \frac{\text{m}^3}{\text{dia}} * \frac{\text{m}^2 \text{ h}}{15 \text{ l}} * \frac{1000 \text{ l}}{1 \text{ m}^3} * \frac{1 \text{ dia}}{24 \text{ h}} = 31648 \text{ m}^2$$

De acuerdo con el catálogo de la marca comercial Koch-Puron existen tres modelos con diferentes dimensiones, que se muestran en la tabla 16.

Tabla 16. Dimensiones de los modelos de membranas

MODELO	LARGO (mm)	ANCHO (mm)	ALTURA (mm)	SUPERFICIE FILTRANTE (m ²)
PSH 250	906	35.16	93.82	250
PSH 500	1662	35.16	95.35	500
PSH 1500	2244	69.10	99.61	1500

El número de módulos se calcula dividiendo la superficie total de membranas para la superficie filtrante de cada modelo, en la tabla 17 se resume los resultados

Tabla 17. Número de módulos de membrana

MODELO	ÁREA FILTRACIÓN	UNIDADES
PSH 1500	1500	22
PSH 500	500	64
PSH 250	250	128

Se elige el modelo PSH 1500 porque al requerir menos unidades se pueden adaptar mejor al espacio de los decantadores secundarios.

Una vez calculado el número de módulos se realizan simulaciones variando el TRC y el % del volumen de los reactores anóxico y aerobio en la tabla 19 se muestran los parámetros de operación de esta alternativa

Tabla 18. Parámetros operacionales alternativa 3

Parámetro	Valor	Unidades
%Volumen reactor aerobio	75%	
%Volumen reactor anóxico	25%	
Carga másica	0.19	d ⁻¹
XSST reactor	8255	mg SST/l

TRC	8	días
Recirculación Interna	4	
Conc. O₂ Reactores Aerobios	2	mg O ₂ /l
Conc. O₂ MBR	6	mg O ₂ /l
Cloruro férrico necesario	340	Kg/d

El tiempo de retención celular se ha fijado en 8 días, al incrementarse más el TRC no se consigue mayor eliminación de nitrógeno. De igual manera se ha establecido los porcentajes de los reactores anóxico ya aerobio en 25% y 75% respectivamente, para que la concentración de amonio en le efluente sea menor a 1 mg N/l.

La concentración de oxígeno disuelto en el MBR es elevada en torno a 6 mg O₂/l para asegurar una limpieza continua de las membranas. El caudal de recirculación desde el RBM hasta el reactor anóxico se ha fijado en 4 veces el caudal de entrada para llevar la mayor cantidad de nitratos y así asegurar la desnitrificación. Se requiere de 340 kg/d de cloruro férrico para cumplir límites de vertido. En la tabla 19 se muestra la calidad del efluente de esta alternativa

Tabla 19. Calidad del efluente alternativa 3

Parámetro	Valor	Unidades
NH₄⁺	0.84	mg N/l
NO₃⁻	8.95	mg N/l
NT	10.54	mg N/l
PT	1.78	mg P/l
DQO	53.16	mg DQO/l
SS	MLD	mg SST/l
pH	7.26	

Las características del fango deshidratado para esta alternativas se muestra en la tabla 20 .

Tabla 20. Características fango deshidratado alternativa 3

Parámetro	Valor	Unidades
%Sequedad	25	
producción fangos	8.23	m ³ /día
	2057.5	kg/día
%SSVB	9.4	

6.4. Resultados alternativa 4: Eliminación biológica de fósforo y nitrógeno, con recuperación en forma de estruvita

Se realizó simulaciones variando los porcentajes de volumen de las zonas anaerobia, anóxica y aerobia, el tiempo de retención celular, la recirculación interna. Los parámetros de operación de esta alternativa se muestran en la tabla 21.

Tabla 21. Parámetros operacionales alternativa 4

Parámetro	Valor	Unidades
%Volumen reactor aerobio	45%	
%Volumen reactor anóxico	10%	
%Volumen reactor anaerobio	45%	
Carga másica	0.13	d ⁻¹
XSST reactor	4630	mg SST/l
TRC	14	días
Recirculación interna	3	
% Caudal recirculación de fangos	97.46%	

Con un tiempo de retención celular de 12 días es suficiente para cumplir los requisitos de vertido, pero se ha incrementado a 14 días para que la concentración de amonio en el influente sea menor 1 mg N/l. Se trabaja con porcentaje del reactor anaerobio del 45% para cumplir límites de vertido. La calidad del efluente se muestra en la tabla 22.

Tabla 22. Calidad el fuente alternativa 4

Parámetro	Valor	Unidades
NH₄⁺	0.77	mg N/l
NO₃⁻	9.43	mg N/l
NT	11.61	mg N/l
PT	1.17	mg P/l
DQO	66.34	mg DQO/l
SS	12.04	mg SST/l

En la tabla 23 se muestra las características del fango deshidratado

Tabla 23. Características fango deshidratado alternativa 4

Parámetro	Valor	Unidades
%Sequedad	25	
producción fangos	6.7	m ³ /día
	1675	kg/día
%SSVB	3	

En la figura 31 se muestra el perfil de sólidos del decantador secundario, la zona de compresión esta alrededor de 0.8 m y la concentración de sólidos es de 8000 mg/l.

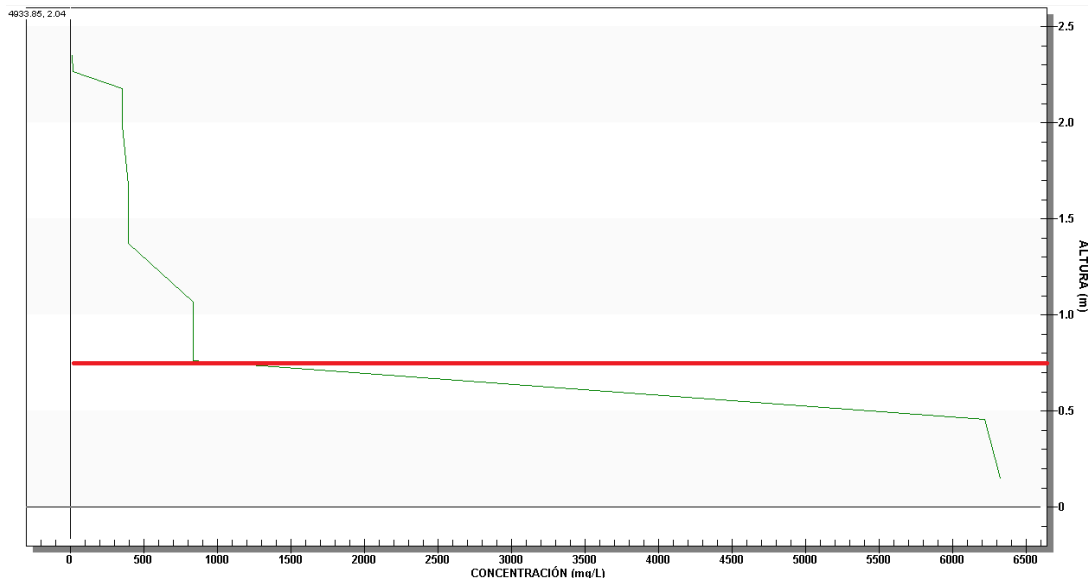


Figura 26. Perfil de sólidos decantador secundario alternativa 4

Optimizada la línea de agua para la eliminación de nutrientes se trabaja con la línea de fango para la recuperación fósforo en forma de estruvita. Como se explicó anteriormente es necesario elutriación previa a la entrada de fangos al digestor, con el objetivo de enriquecer el efluente de fósforo.

El fango saliente de los decantadores primario y secundario va hasta los espesadores. Tras pasar por los espesadores, el fango secundario pasa a la cámara de mezcla, después el fango homogeneizado se dirige a la entrada del espesador primario.

Desde aquí, el fango primario espesado no pasa completamente a la cámara de mezcla si no que una parte se dirige hacia la cámara de mezcla y la otra parte va a la digestión anaerobia .

Con esta configuración se obtiene un enriquecimiento de fósforo del efluente que, tras la recirculación entre espesador primario y cámara de mezcla, se recoge del espesador primario y se lleva a cristalización.

Se debe entonces estudiar el comportamiento del volumen de la cámara de mezcla de fangos primarios y secundarios tras el espesado para comprobar cuanto aumenta la producción de fosfato en el sobrenadante, al aumentar el volumen de la cámara de mezcla.

De esta forma se evalúa si compensa constructivamente realizar una ampliación de la cámara de mezcla o no. En la actualidad, en la EDAR existe una cámara de mezcla con un volumen 20

m³, se realiza simulaciones aumentando el volumen de la cámara de mezcla, los resultados se observan en la figura 27.

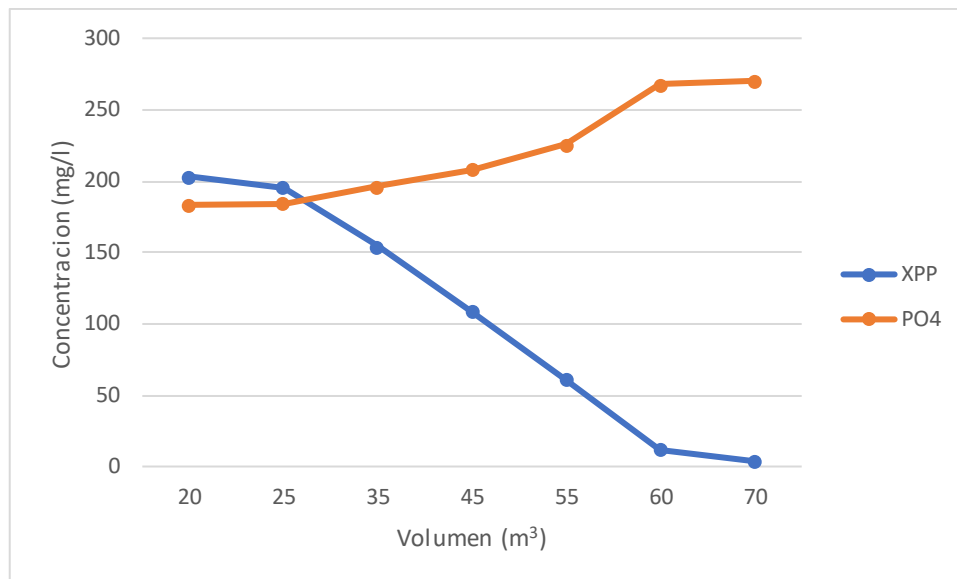


Figura 27. Volumen mínimo de la cámara de mezcla

Como puede observarse el volumen óptimo de la cámara de mezcla es de 60 m³, con un volumen mayor no se consigue mayor concentración de fosfato en el sobrenadante del espesador primario

El siguiente parámetro a optimizar es el caudal de elutriación, para ello se realiza simulaciones teniendo en cuenta los siguientes parámetros:

- En el sobrenadante del espesador primario: el caudal, la concentración de fosfato y la concentración de sólidos para evitar el desbordamiento del espesador
- Los lodos que van a digestión: la concentración de fosfatos y la concentración de sólidos que llegan al digestor para asegurar una buena digestión del fango.

En la tabla 24, se muestran los resultados de simulaciones modificando el caudal de elutriación.

Tabla 24. Caudal de elutriación

ELUTRIACION	SOBRENADANTE ESPESADOR		NUDO A DIGESTIÓN	
	Q (m ³ /d)	PO ₄ (mg/l)	SS (mg/l)	PO ₄ (mg/l)
64.2	278.91	2.91	323.84	40148
66.9	287.01	3	319.31	41302.68
69.84	295.07	3.1	314.32	42644.49
73.05	297.5	3.22	314.17	44227
76.56	298.46	3.36	315.59	46135.13
80.44	299.78	3.52	317.27	48468.81
84.72	301.25	3.73	319.2	51379.8
89.49	303.03	3.99	321.4	55116.81
94.83	305.19	4.34	323.97	60076.14

Se opta por tomar un caudal de elutriación de 80.44 m³/día ya que es el máximo caudal que se obtiene para los sólidos de la corriente de que va a la digestión no sobrepase de los 50000 mg SST/l y así asegurar una buena digestión de los fangos.

Como se mencionó anteriormente se intenta la recuperación fósforo en forma de estruvita para evitar los problemas de precipitación durante la digestión anaerobia del fango, al reducir la cantidad de fósforo y magnesio que entra al proceso, además de eliminar los costes relacionados con el cloruro férrico utilizado en la precipitación química de fósforo

Las características de la corriente de entrada al cristalizador, es decir le sobrenadante del espesador primario se detallan en la tabla 25

Tabla 25. Características de la corriente de entrada la cristalizador

Parámetro	Valor	Unidades
Q	81.53	m ³ /d
PO₄⁻	299.77	mg P/l
NH₄⁺	140.52	mg N/l
Mg²⁺	136	mg/l
Ca²⁺	108.65	mg/l
pH	6.02	
Alcalinidad	187.6	mg CaCO ₃ /l
Mg/P	0.58	mol Mg/mol P
N/P	1.04	mol N/mol P
Ca/P	0.28	mol Ca/mol P

Para la formación de estruvita es necesario obtener una relación molar de amonio/fósforo y de magnesio/fósforo superior a 1. También es importante que las relaciones molares calcio/fósforo sean bajas, para que no se formen precipitados de fosfato cálcico.

Dado que la relación molar de magnesio/fósforo es inferior a 1 se tendrá que aportar magnesio de una fuente externa en forma de MgCl₂, también se observa que la relación molar de calcio/fósforo es baja por lo que no se tendrá problemas con la precipitación de carbonatos.

Para el dimensionamiento del cristalizador se tiene en cuenta las siguientes consideraciones:

- El tiempo de retención hidráulico en la zona de reacción será fijado en 2 horas. Este tiempo es el mínimo necesario para alcanzar la máxima eficiencia de cristalización de fósforo.
- El pH del proceso de cristalización se fijará en 8,7 valores por encima de dicho valor de pH no se observan incrementos en el rendimiento de precipitación del fósforo
- Se estima un rendimiento de recuperación de fósforo del 95 %.

El cristalizador es un tanque agitado formado por dos zonas diferenciadas, la primera de reacción, que funciona como un reactor perfectamente agitado, y la segunda de sedimentación. Entre la zona de reacción y la de sedimentación existe una zona de transición que tiene el mismo volumen que la primera zona. Para la zona de mezcla completa se han utilizado los criterios de diseño mostrados en la figura 28.

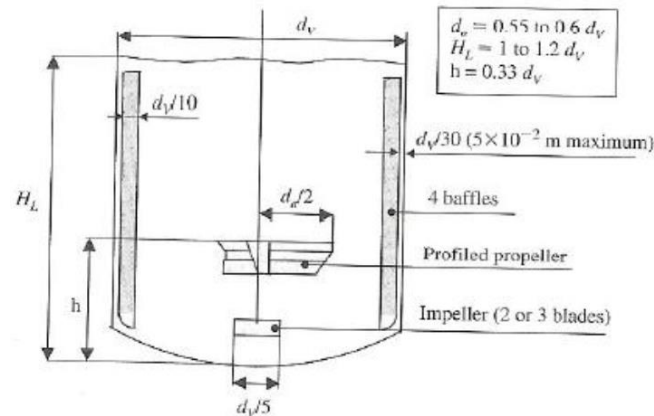


Figura 28. Diseño típico de un cristalizador. Fuente (CALAGUA)

Con el tiempo de retención hidráulico fijado anteriormente y el caudal se obtiene un volumen de la zona de reacción del cristalizador de 6.8 m^3 . Se considera que la zona de reacción representa el 27% del total del cristalizador con lo cual el volumen de éste es de 12.6 m^3 . Conocidos estos volúmenes, el volumen de sedimentación resultante es de 5.8 m^3 . El tiempo total de retención de cristalizador es de 7.4 horas.

En la tabla 26 se muestran las dimensiones de la zona de reacción, en base a los cálculos anteriores

Tabla 26. Parámetros de diseño de la zona de reacción

Parámetro	Valor	Unidades
Volumen de Reacción	6.80	m^3
Diámetro (dv)	2.05	m
Altura (Hl)	2.05	m
Longitud agitador (da)	1.13	m

Altura del Agitador desde el suelo del reactor(h)	0.68	m
Espesor de los baffles	0.21	m
Radio hélice agitador	0.41	m
Separación entre baffles y pared del reactor	0.07	m
Área	3.31	m ²

Las corrientes de sobrenadante y de los aditivos necesarios para la correcta reacción de estruvita se introducirán en la zona de reacción, 20 cm por debajo del agitador. La zona de transición tendrá las mismas dimensiones que la de reacción.

Un aspecto importante en el diseño de la primera zona es la 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 lo que genera bajas velocidades de cizalladura y permitiendo así el crecimiento de los cristales de estruvita

La zona de sedimentación se ha diseñado para conseguir la máxima superficie de sedimentación fijando la pendiente del cono de sedimentación en 45°. Para el diseño de esta zona se utiliza la Ley de Stokes:

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

Ecuación 14

Donde

g: aceleración de la gravedad=9.81 m/s²

ps: densidad de la partícula sólida. Para el caso de la estruvita =1710 kg/m³

pF: densidad del líquido =1000 kg/m³

dP: diámetro de la partícula (m)

μ : viscosidad = 10^{-3} kg/m/s

En base a experiencias previas, los tamaños de partículas a esperar estarán en torno a las 30 μ m, y por ello, la velocidad máxima estimada de partículas, para que puedan ser recogidas serán, como máximo $U_{\max}=0,000348$ m/s

La velocidad ascensional viene dada por la siguiente expresión:

$$v_{asc} = \frac{Q}{A}$$

Ecuación 15

Donde

V_{asc} : es la velocidad ascensional (m/s)

Q: caudal de tratamiento (m^3/h)

A: área de sedimentación (m^2)

Tomando como dato de partida el caudal de paso por el cristalizador e igualando la velocidad ascensional a la velocidad de sedimentación definida por la ley de Stokes, se obtiene el área mínima que debe tener el cristalizador en su zona superior. De esta manera el área mínima es de 2.71 m^2 . Para el cálculo de las dimensiones de la zona de sedimentación se hace interacciones para que la velocidad ascensional sea menor a la velocidad de sedimentación.

En la tabla 27 se resume las dimensiones que de las tres zonas del cristalizador

Tabla 27. Dimensiones del cristalizador

	Zona Reacción	Zona Transición	Zona Sedimentación
Volumen (m^3)	3.40	3.40	5.80
Diámetro (m)	2.05	2.05	3.5
Altura (m)	2.05	2.05	0.90

En la construcción de los cristalizadores es recomendable que los materiales tengan una baja rugosidad para minimizar la acumulación de estruvita sobre la superficie de todos aquellos

elementos en contacto con la disolución. Por lo general se utiliza materiales plásticos u otros materiales de mayor rugosidad siempre que estos estén recubiertos con una capa de material plástico como puede ser el poliéster reforzado con fibra de vidrio.

En la Figura 29 se muestra las dimensiones del cristalizador, en la zona de sedimentación se colocará unos deflectores que permitan mejorar la hidrodinámica del sistema

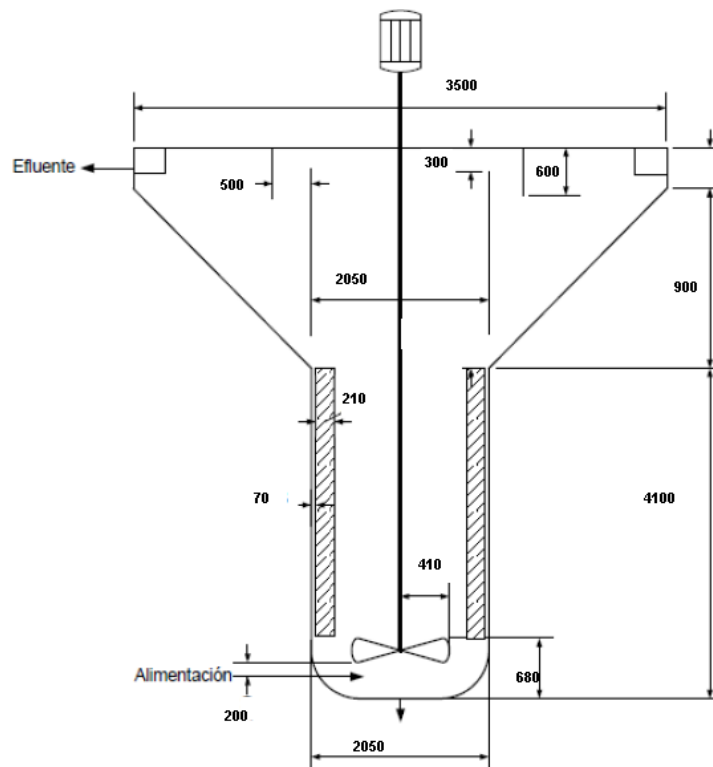


Figura 29. Dimensiones cristalizador

Como menciono anteriormente es necesaria la adición de una fuente externa de magnesio hasta llevar la relación molar Mg/P de 0.58 a 1.2. Se utiliza como fuente de magnesio el cloruro de magnesio ($MgCl_2$). Se han realizado los cálculos obteniéndose unas necesidades de 8.1 kg Mg/d que corresponden a unas necesidades de 35.27 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 90% y que es llevado a una disolución con una pureza del 80% sobre la solubilidad máxima del $MgCl_2$ (solubilidad del $MgCl_2$ a $20^\circ C = 54g/100ml$).

Con lo expuesto es necesario añadir $0.08 \text{ m}^3/\text{día}$ de dicha disolución. Será necesario un volumen de almacenamiento de MgCl_2 , fijando una capacidad de almacenamiento de 15 días, de 1.2 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. El pH del agua de entrada al cristalizador es de 6.03, se ha calculado que se deben añadir $30 \text{ mol OH}^-/\text{m}^3$ de agua tratada en el cristalizador.

Como el caudal de tratamiento son $81.53 \text{ m}^3/\text{día}$ se deben adicionar $2444.63 \text{ mol NaOH}/\text{día}$. A partir del peso molecular (40 g/mol) y de la pureza (25%) y densidad ($1274 \text{ Kg}/\text{m}^3$) del producto comercial se calcula que se deben añadir $0.13 \text{ m}^3/\text{d}$. 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 2 m^3 .

En tabla 28 se muestra un resumen de la producción de estruvita que se obtienen del proceso de cristalización.

Tabla 28. Resultados de recuperación de fósforo tras el cristalizador

Parámetro	Valor	Unidades
Fósforo disponible al principio del proceso	299.77	mg/l
Rendimiento de recuperación	95 %	
Fósforo en el efluente	15	mg/l
Producción de estruvita	183.88	Kg/día

6.5. Comparación de las alternativas simuladas

Las alternativas desarrolladas cumplen con los requisitos de vertido. En la tabla 29 se resume los resultados de las alternativas simuladas

Tabla 29. Comparación de alternativas

	NH ₄ ⁺ (mg N/l)	NO ₃ ⁻ (mg N/l)	NT (mg N/l)	PT (mg P/l)	DQO (mg DQO/l)	SS (mg /l)
Influyente	36.6	0	61	9	783	377
Alternativa 1	0.56	10.59	12.61	1.83	59.25	12.95
Alternativa 2	0.6	12.93	14.25	1.88	60.68	16.1
Alternativa 3	0.84	8.95	10.54	1.78	53.16	5
Alternativa 4	0.77	9.43	11.61	1.17	66.34	12.04

En la figura 30 se muestra los porcentajes de reducción de amonio, nitrógeno total, fósforo total, DQO y sólidos suspendidos para cada una de las alternativas

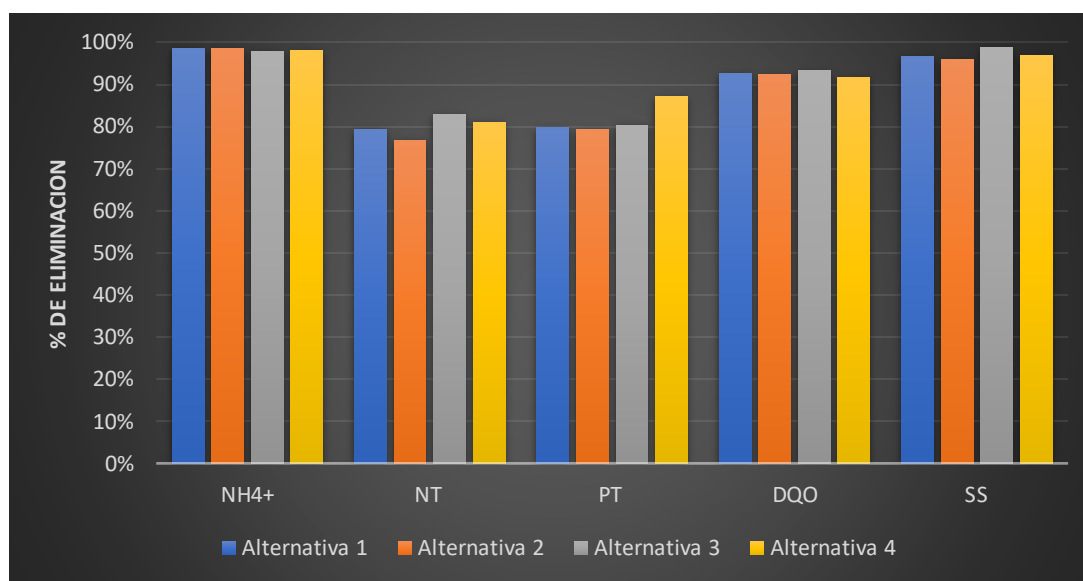


Figura 30. Porcentajes de eliminación para cada alternativa

De manera general todas las alternativas tienen porcentajes similares de reducción de DQO, amonio, nitrógeno y fósforo total, pero en la alternativa 2 el reactor biológico tiene una elevada cantidad de sólidos suspendidos, y el manto de fangos del decantador secundario es muy alto lo que provoca que exista riesgo de desbordamiento lo cual la hace inviable técnicamente.

7. VALORACIÓN ECONÓMICA DE LAS ALTERNATIVAS

La selección de la alternativa más adecuada se realizará mediante una valoración económica de cada una de ellas que incluirá el coste de construcción y el coste de explotación. Estos costes serán expuestos en periodos de un año, para poder ser comparables.

7.1. Coste de construcción

El coste de construcción es debido a los todos los gastos relacionados con la adquisición de los equipos y materiales faltantes para realizar las modificaciones en cada alternativa. Entre estos tenemos la adquisición de difusores de membrana fina y soplantes para el cambio del sistema de aireación, soplantes, bombas y costes relacionados con modificaciones específicas para las alternativas 3 y 4 que se detallan a continuación.

7.1.1. Difusores de membrana de burbuja fina

El sistema actual de aeración de la EDAR es a través de turbinas, lo cual es obsoleto e ineficiente, por lo que se implementará un sistema de membranas de burbujas finas. En la tabla 30 se muestra un resumen de los difusores mínimos requeridos por cada una de las alternativas, los cuales se han obtenido con la simulación en DESASS. Las características de los difusores son los siguientes:

- Marca = FLYGT
- Modelo = Membrana
- Diámetro = 23 cm

Tabla 30. Costes de difusores

	Alternativa 1	Alternativa 2	Alternativa 3	Alternativa 4
Difusores	1062	1344	1000	702
Coste Total (€)	31,860.00	40,320.00	30,000.00	21,060.00

7.1.2. Soplantes

Como se mencionó en el punto anterior para el reemplazo del sistema de aireación también se necesita la adquisición de soplantes que se detallan en la tabla 31

Tabla 31. Resumen de soplantes requeridas

	Alternativa 1	Alternativa 2	Alternativa 3	Alternativa 4
Unidades	3+1	3+1	3+1	3+1
Marca modelo	LIGP-29.20	LIGP-29.10	LIGP-26.20	LIGP-28.20
Pot. Motor	376	256	122	147
Coste Unitario (€)	3000	2750	2500	2500
Coste (€)	12,000.00	11,000.00	10,000.00	10,000.00

7.1.3. Bombas

Para seleccionar un tipo de bomba se necesita conocer la presión y el caudal unitario a la que debe trabajar la bomba. El caudal de bombeo es obtenido de la simulación en DESASS y la potencia requerida es obtenida con la siguiente expresión:

$$P_g \left(\frac{J}{s} \right) = q_{imp} * \rho_{liquor} * g * \frac{\left\{ \left[\left(\frac{L+L_{eq} * f * v^2}{D * 2 * g} \right)_{asp} + \left(\frac{L+L_{eq} * f * v^2}{D * 2 * g} \right)_{imp} \right] + [z_1 - z_2] \right\}}{\mu_{pump}} \quad \text{Ecuación 16}$$

Donde:

P_g , es la potencia requerida en J/s

ρ_{liquor} , es la densidad del licor en kg/m³

q_{imp} , es el caudal volumétrico de impulsión en m³/s

g , es la gravedad igual a 9,81 m/s²

μ_{pump} , es la eficiencia de la bomba que se ha tomado igual a 0,80.

L , es la longitud de la tubería en m.

D, es el diámetro en m

v, es la velocidad en m/s

f, es el factor de fricción (adimensional)

L_{eq} , es la longitud de tubería equivalente de las caídas de presión puntuales en m.

Al no conocer la topografía del terreno se va a suponer una pérdida de carga para los diferentes tramos. En la Tabla 32 se muestran los datos del número de bombas y las características mínimas para la adecuada selección como son: la potencia del motor, la pérdida de carga y el caudal de impulsión.

Tabla 32. Coste de bombas

	Alternativa 1		Alternativa 2	Alternativa 3	Alternativa 4		
	Rec. Fango	Rec. Interna	Rec. Fango	Permeado	Rec. Interna	Esp. a Fermentador	Esp.a Digestión
Qimp (m3/dia)	7462.08	28902.87	14059.48	27918.25	28561.59	26.39	61.58
Unidades	2	2	2	2	2	2	2
Pot. Motor (Kw)	1.73	4.92	3.26	4.85	4.86	0.50	0.50
Coste (€/unidad)	1000	3500	3500	3500	3500	1000	1000
Coste Total	9,000.00		7,000.00	7,000.00	11,000.00		

7.1.4. Agitadores mecánicos sumergidos

Los agitadores mecánicos son requeridos en los reactores anóxicos, anaerobios y para el fermentador. En la tabla 33 se muestra un resumen del número de agitadores y su coste para cada uno de los reactores de las diferentes alternativas

Tabla 33. Agitadores mecánicos sumergidos necesarios

	Alternativa 1	Alternativa 2	Alternativa 3	Alternativa 4
Reactor Anóxico	2	-	2	2
Reactor Anaerobio	-	-	-	2
Fermentador	-	-	-	2
Coste (€)	1,400.00		1,400.00	4,200.00

Adicionalmente en la tabla 34 se presenta los costes asociados a modificaciones puntuales de las alternativas 3 y 4. En la alternativa 3 se necesita la incorporación de los módulos de membrana y en la alternativa 4 se requiere de la ampliación de la cámara de mezcla de los fangos espesados para la elutriación y además la construcción del cristalizador.

Tabla 34. Resumen costos modificaciones puntuales alternativas 3 y 4

Alternativa 3		Alternativa 4			
Membranas		Cristalizador		Fermentador	
Área total (m²)	31648.00	Volumen	6.80	Volumen	62.08
Costo (€/m²)	40	Costo (€/m ³)	10000	Costo (€/m ³)	150
Costo (€)	1265920.00	68000.00		9312.72	
Costo total (€)	1,265,920.00	77,312.72			

Los costos totales de construcción se obtienen al sumar los diferentes costos calculados anteriormente. En la tabla 35 se muestra el resumen de estos costos.

Tabla 35. Costos totales de construcción

	Alternativa 1	Alternativa 2	Alternativa 3	Alternativa 4
Bombas	9,000.00	7,000.00	7,000.00	11,000.00
Soplantes	12,000.00	11,000.00	12,000.00	10,000.00
Difusores	31,860.00	40,320.00	30,000.00	21,060.00
Agitadores	1,400.00	-	1,400.00	4,200.00
Costes Específicos			1,265,920.00	77,312.72
Total	54,260.00	58,320.00	1,316,320.00	123,572.72

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%. Dicho cálculo se realiza utilizando el Sistema Francés, el cual viene definido por la siguiente expresión, manteniéndose constantes las cuotas

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

Ecuación 17

Dónde:

Co: importe total (€)

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

i: tipo de interés

En la figura 31 se muestra el resumen de las cuotas anuales calculadas para cada alternativa. Como se puede ver la alternativa 3 es la más cara debido al alto costo de las membranas. Las alternativas 1 y 4 tienen valores similares y la que presente menos coste de construcción es la alternativa 2.

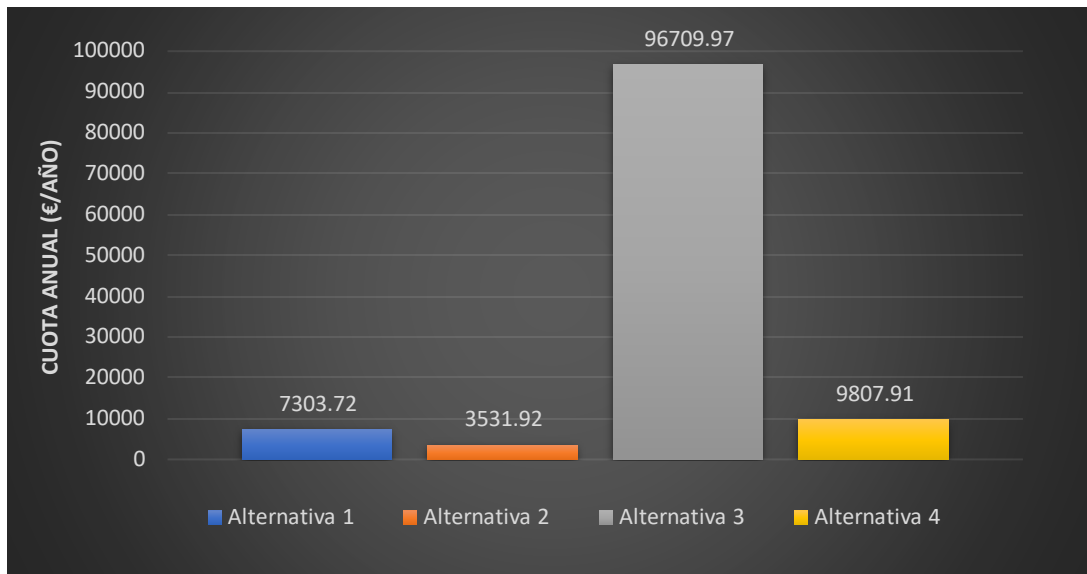


Figura 31. Resumen cuotas anuales de los costos de construcción

7.2. Costes de Explotación

Dentro de los costes de explotación se encuentran los gastos fijos y variables. Los gastos fijos no dependen del caudal a tratar mientras que los variables sí.

Entre los gastos fijos se encuentran:

- Gastos de mantenimiento y conservación.
- Gastos de personal.
- Gastos varios.

Los gastos variables se refieren a:

- Costes energéticos
- Generación de biogás
- Consumo de reactivos.

Los gastos fijos no difieren significativamente entre las distintas alternativas, por lo cual su cálculo no se tendrá en cuenta para la valoración económica.

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

7.2.1. Costes energéticos

El coste energético ha sido fijado según la fuente bibliográfica en 0.148011 €/ kWh (IBERDROLA, s.f.). El consumo eléctrico es debido a la demanda energética de los siguientes apartados:

- Agitación
- Aireación
- Bombeos

Agitación

La potencia adsorbida por los agitadores sumergidos en los reactores anóxicos y anaerobios ha sido fijada en 10 W/m³. La potencia de los agitadores del fermentador se ha fijado 5 W/m³. En la Tabla 36 se muestran los consumos diarios de energía (kWh/d) y su respectivo coste anual (€/año).

Tabla 36. Coste energético anual del sistema de agitación (€/año)

	Alternativa 1	Alternativa 2	Alternativa 3	Alternativa 4
V.R. Anóxico (m³)	772	-	375	386
V.R. Anaerobio (m³)	-	-	-	1737
V. Fermentador (m³)	-	-	-	59
Pot. Absorbida (KW)	7.72	-	3.75	21.52
Consumo (KWh/día)	185.28	-	90.00	516.59
Coste (€/año)	10,009.57	-	4,862.16	27,908.16

Aireación

El consumo energético por las soplantes que generan el aire requerido en los tanques aerobios es obtenido del programa de simulación utilizado DESASS. En la Tabla 37 se muestran los consumos diarios de energía (kWh/d) y su respectivo coste anual (€/año).

Tabla 37. Resumen costo energético de la aireación

	Alternativa 1	Alternativa 2	Alternativa 3	Alternativa 4
Pot. Max utilizada KW	153	162.3	138.6	126.3
Consumo (Kwh/dia)	1779.00	1930	1655	1308.7
Coste (€/año)	96,108.72	104,266.35	89,409.74	70,701.23

Bombeo

La potencia adsorbida por las bombas es calculada aplicando la ecuación (Ec.16). Las bombas utilizadas en el tratamiento biológico son las siguientes: bomba de recirculación de fangos del decantador secundario, bomba de recirculación interna, bomba de permeado, bomba de fangos digeridos, bomba de fangos espesados. El consumo energético de las bombas dosificadoras de cloruro férrico es mínimo, por ello no es considerado en los cálculos. Los resultados del consumo energético diario (kWh/d) y del coste anual (€/año) son mostrados en la Tabla 38

Tabla 38. Resumen del coste energético anual de las bombas (€/año)

	Alternativa 1		Alternativa 2	Alternativa 3	Alternativa 4		
	Rec. Fango	Rec. Interna	Rec. Fango	Permeado	Rec. Interna	Fango a Fermentador	Fango a Digestión
Q_{imp} (m³/dia)	7462.08	28902.87	14059.48	27918.25	28561.59	26.39	61.58
ρ_{liquor} (Kg/m³)	1020	1000	1020	1020	1000	1020	1020
g (m/s²)	9.81	9.81	9.81	9.81	9.81	9.81	9.81
Perdida de carga (m)	1.5	0.5	1.5	1.5	0.5	1.5	4
Pg (Kw)	1.30	1.64	2.44	4.85	1.62	0.50	0.50
Consumo	31.11	39.38	58.62	116.40	38.92	12.00	12.00
Consumo total (KWh/dia)	70.49		58.62	116.40	62.92		
Coste (€/año)	3,808.23		3,166.75	6,288.30	3,398.93		

7.2.2. Generación de biogás

Existe una tendencia creciente en considerar las 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, como por ejemplo el metano (CH_4) que se produce a la salida del digester 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^3 de metano se produce 38000 KJ. La estimación de biogás producida se muestra en la tabla 39.

Tabla 39. Coste total de generación de biogás

	Alternativa 1	Alternativa 2	Alternativa 3	Alternativa 4
Q ($\text{m}^3/\text{día}$)	1611.6	1249.2	1367.62	1571.58
CH₄ (%)	63.59%	71.27%	71.73%	65.49%
CH₄ ($\text{m}^3/\text{día}$)	1024.82	890.30	980.99	1029.23
Energía Generada KW	135.22	117.47	129.44	135.80
Producción (KWh/d)	3245.25	2819.30	3106.48	3259.22
Beneficio (€/año)	175,321.55	152,309.83	167,824.55	176,076.21

En la figura 32 se muestra el resumen del cote energético de las alternativas estudiadas

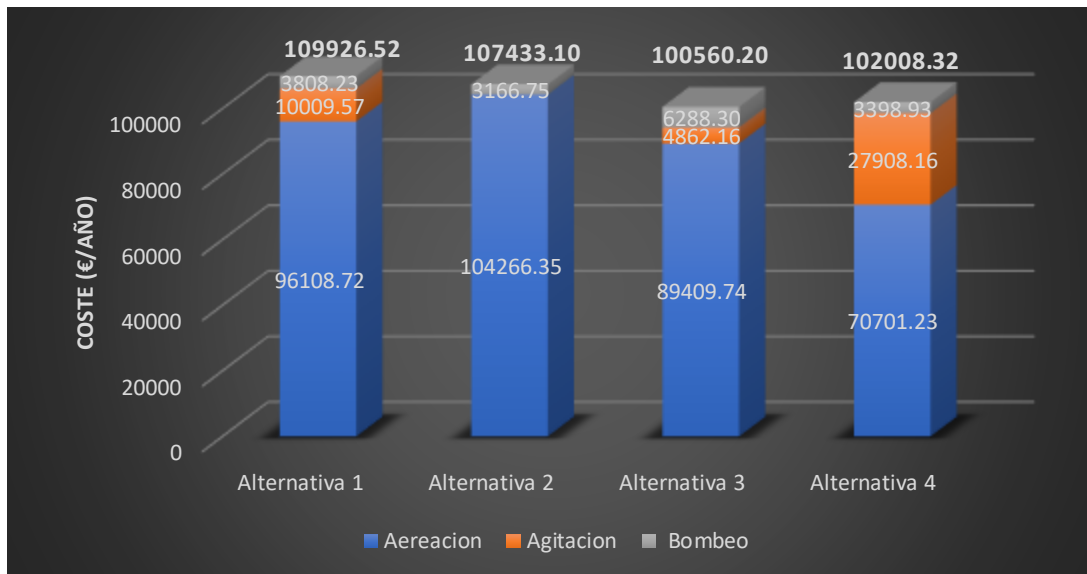


Figura 32. Resumen de los costes energéticos

Consumo de reactivos

Los reactivos químicos requeridos por la EDAR están incluidos en los siguientes procesos

- Precipitación química de fósforo
- Deshidratación de fangos
- Limpieza química de membranas.
- Recuperación de fósforo.

Precipitación química de fósforo

Para la precipitación química se ha utilizado como reactivo el cloruro férrico (FeCl_3), el reactivo se introducirá en el reactor biológico y con esto se conseguirá asegurar la mezcla completa del reactivo, gracias a la turbulencia que genera el sistema de aireación, además el fósforo precipitado saldrá con el fango en la purga del decantador secundario.

Para el cálculo se estimó un coste de reactivo de 200 €/Ton. En la tabla 40 se resume los costes de este reactivo

Tabla 40. Costes de Cloruro Férrico (€/año)

	Alternativa 1	Alternativa 2	Alternativa 3	Alternativa 4
Caudal (m³/día)	0.7	0.72	0.68	-
Cantidad (Ton/día)	0.35	0.36	0.34	-
Coste (€/año)	25,550.00	26,280.00	24,820.00	-

Deshidratación de fangos

El polielectrolito se utiliza para poder romper la estabilidad coloidal y aumentar el tamaño de los flóculos, de esta forma se elimina el agua libre presente en un fango mediante equipos mecánicos. A continuación, se presenta en la tabla 41 el resumen del coste anual de polielectrolito para las distintas alternativas, teniendo en cuenta un consumo de 5 kg/Ton de fango y a un coste de 2300 €/Ton.

Tabla 41. Coste de deshidratación fango (€/año)

	Alternativa 1	Alternativa 2	Alternativa 3	Alternativa 4
Producción Fango (Ton/día)	2.07	2.10	2.06	1.68
Consumo de Polielectrolito (Kg/día)	10.35	10.50	10.29	8.38
Coste (€/año)	8,688.83	8,814.75	8,636.36	7,030.81

Limpieza de las membranas

Para limpieza periódica de las membranas se llena el tanque con ácido cítrico con una concentración de 2000 mg/l y posteriormente con hipoclorito sódico (concentración 500 mg/l). El coste de los reactivos es 760 €/ton para el ácido cítrico y 250 €/ton para el hipoclorito. Con el volumen del tanque de las membranas, la cantidad de módulos de membrana y

suponiendo 2 limpiezas al año se calcula la cantidad de ácido cítrico e hipoclorito sódico necesario, en la tabla 42 se resume los costos de estos reactivos

Tabla 42. Costos de reactivos para limpieza de membranas

	Concentración (mg/l)	Consumo Reactivo (Kg/año)	Costo Reactivo (€/Ton)	Coste (€/año)
Ácido Cítrico	2000	868.99	760	660.43
Hipoclorito Sódico	500	217.25	170	36.93
Coste Total (€/año)				697.36

Recuperación de fósforo

Para conseguir optimizar la recuperación de fósforo en forma de estruvita, tal y como se ha mencionado anteriormente, se requiere de cloruro de magnesio e hidróxido de sodio.

Se asume un coste de 330 €/ton de $MgCl_2$ y 217 €/ton de NaOH. La producción de estruvita se ha calculado en 183.3 kg/día y un coste de venta para fertilizante de 400€/ton. En la tabla 43 se resume los costes de estos reactivos

Tabla 43. Coste de producción de estruvita (€/año)

	Producción/Consumo (kg/día)	Coste (€/Ton)	Coste Total (€/año)
Estruvita	183.88	400	-26,846.90
$MgCl_2$	35.22	330	4,242.36
NaOH	171.12	217	13,553.92

El coste total anual de los reactivos químicos (€/año) en cada una de las alternativas es representado en la Figura 33

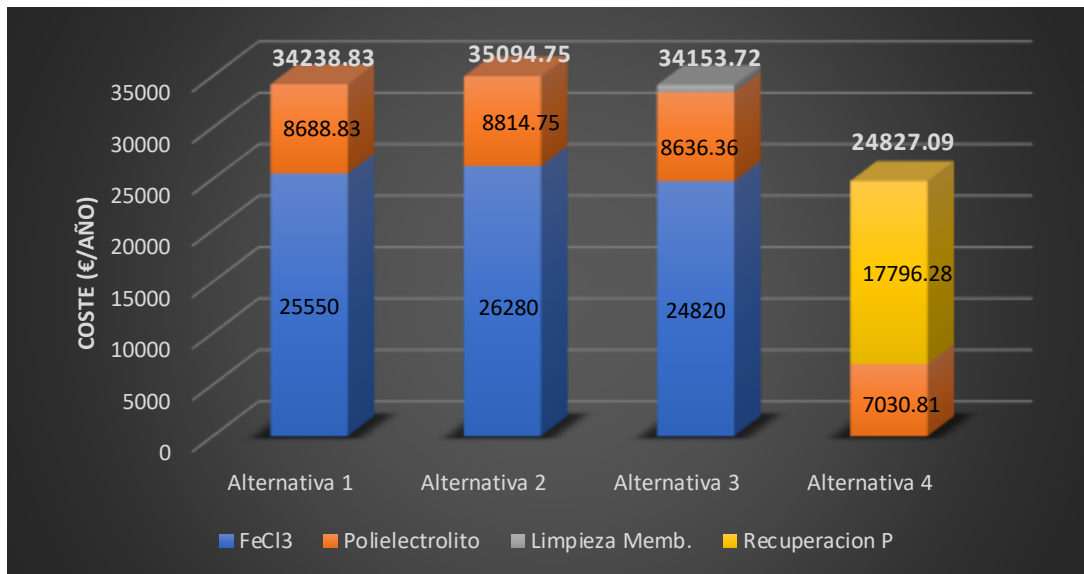


Figura 33. Resumen coste de reactivos

En la tabla 44 se resume el total de los costes de explotación para cada una de las alternativas

Tabla 44. Resumen costes de explotación

	Alternativa 1	Alternativa 2	Alternativa 3	Alternativa 4
Costo energético	109,926.52	107,433.10	100,560.20	102,008.32
Costo Reactivos	34,238.83	35,094.75	34,153.72	24,827.09
Generación biogás	- 170,741.37	- 150,521.69	- 170,973.65	- 173,841.56
Producción Estruvita				- 26,846.90
Total (€/año)	-26,576.02	- 7,993.84	-36,259.73	- 73,853.06

7.3. Selección de la alternativa óptima

Como se explicó anteriormente para la selección de la alternativa óptima nos centraremos en la evaluación de los costes de explotación y los costes de construcción. En la tabla 45 se muestra el resumen de los costes para cada una de las alternativas.

Tabla 45. Costes Totales

	Alternativa 1	Alternativa 2	Alternativa 3	Alternativa 4
Construcción	3,992.55	4,291.29	96,857.13	9,092.70
Explotación	- 26,576.02	- 7,993.84	- 36,259.73	- 73,853.06
Coste Total	- 22,583.48	- 3,702.55	60,597.40	- 64,760.36

Como se puede observar en la tabla anterior todas las alternativas hay una reducción en los costes de explotación gracias a la coproducción de biogás producido en la digestión anaerobia, pero la alternativa 3 en cual se incluye las membranas tiene un alto coste de construcción por lo que no supone una alternativa viable. Por otra parte, la alternativa 4: Eliminación biológica de fósforo y nitrógeno, con recuperación en forma de estruvita genera además un producto con valor agregado adicional por la venta de estruvita como fertilizante, resultando esta alternativa la más rentable económica y técnicamente

Por tanto, se ha escogido a esta alternativa como la solución para la eliminación de nutrientes en la EDAR "La Poveda" puesto que también se consigue una elevada eliminación de nutrientes (en torno al 81% en NT y 87% en PT).

8. CONCLUSIONES

- El tratamiento actual en la “La Poveda” incumple los límites de vertido del agua residual urbana establecido por la Directiva 98/15/CE, que consideró los límites en nutrientes para los vertidos realizados en zonas sensibles propensas a eutrofización.
- Las características del agua influente (Caudal, DQO, DBO₅, N_T, P_T, SS,) correspondiente al año 2017 fueron proporcionados por la empresa explotadora de la EDAR.
- En las alternativas planteadas para la eliminación de nutrientes se modificó la configuración del reactor biológico, no se ha contemplado la expansión de la EDAR con el fin de adaptar las soluciones a la infraestructura existente en la EDAR.
- Los parámetros optimizados en las alternativas planteadas fueron: el tiempo de retención celular (TRC), los porcentajes de los volumen de las zonas aerobio, anóxica y anaerobia, la recirculación interna (RI), el caudal de reactivo en la precipitación química
- Todas las alternativas planteadas cumplieron con los límites de vertido en la calidad del efluente. La alternativa 3: Reactor Biológico de membranas tiene un alto coste de construcción, por lo que la hace inviable frente a las demás. En la alternativa 2: Nitrificación- Desnitrificación simultánea la concentración de fangos en el reactor biológico es demasiado alta, además el manto de fangos en el decantador secundario es muy alto por lo que hay un gran riesgo de desbordamiento lo que impide que esta alternativa sea técnicamente factible.
- Se ha seleccionado la alternativa 4 que corresponde al proceso de fangos activados convencional con eliminación biológica de fósforo y nitrógeno, con recuperación en forma de estruvita el cual da como resultado una elevada eliminación de nutrientes (en torno al 81% en NT y 87% en PT). Esta alternativa es la mejor desde el punto de vista económico puesto que supone un ahorro de € 42.000 frente a la alternativa 1: Esquema Ludzack-Ettinger modificado

9. BIBLIOGRAFÍA

1. Calderón, K. (2012). Estudio de la microbiota involucrada en los procesos depuradores para el tratamiento de aguas residuales urbanas mediante reactores de membrana (MBR) y Reactores de biopelícula (MBBR). Tesis Doctoral. Granada: Universidad de Granada.
2. Ciešlik, P., y Konieczka, P. (2016). "A review of phosphorus recovery methods at various steps of wastewater treatment and sewage sludge management. The concept of "no solid waste generation" and analytical methods" en Journal of Cleaner Production, 142 (2017) 1728-1740 <<https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2016.11.116>> [Consulta: 23 de Enero 2019]
3. Flores, J. et. al, (2011). Experiencias para la recuperación del fósforo de las aguas residuales en forma de estruvita en Canal de Isabel II <<http://www.madrid.org/bvirtual/BVCM018018.pdf>> [Consulta: 20 de febrero de 2019]
4. Giménez, M. (2014). "Diseño del tratamiento secundario para la ampliación soterrada de la B.A.R. existente en Moraira Alicante". Trabajo Final de Máster. Valencia: Universitat Politècnica de València.
5. IBERDROLA. <<https://www.iberdrola.es/negocios/luz/plan-noche>> [Consulta: 10 de febrero de 2019]
6. 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. Valencia: Universitat Politècnica de València.
7. Metcalf, & Eddy. (1995). Ingeniería de Aguas Residuales (Tercera ed.). Madrid, España: McGraw-Hill
8. Ministerio de Agricultura, Alimentación y Medio Ambiente. <http://www.magrama.gob.es/es/agua/publicaciones/03_Manual_Directiva_91_271_CEE_tcm7-28959.pdf>. [Consulta: 15 de Octubre de 2018]

9. Minnesota Pollution Control Agency. Biological Nutrient Removal manual. <<https://www.pca.state.mn.us/sites/default/files/wq-wwtp8-21.pdf>>. [Consulta: 15 de Octubre de 2018]
10. Orozco A. (2014) “Bioingeniería de aguas residuales teoría y diseño”. Medellín, Colombia: ACODAL
11. Pastor, L (2008) “Estudio de la precipitación y recuperación del fósforo presente en las aguas residuales en forma de estruvita”. Tesis Doctoral. Valencia: Universitat Politècnica de València.
12. Puga, E. (2016). “Evaluación técnica económica de alternativas para eliminación de los nutrientes fósforo y nitrógeno, de la estación depuradora de aguas residuales (EDAR) Camp de Turia II Comunidad Valenciana”. Trabajo Final de Máster. Valencia: Universitat Politècnica de València.
13. Seco, A., & Ferrer, J. (2012). Tratamientos Biológicos de Aguas residuales (Segunda ed.). Valencia, España: Universitat Politècnica de València.
14. Secretaría de Estado de Medio Rural y Agua. BOE 180. <<https://www.boe.es/boe/dias/2011/07/28/pdfs/BOE-A-2011-13028.pdf>> [Consulta: 18 de Octubre de 2018]
15. Valdez, E., Vázquez, A. (2003). Ingeniería de los Sistemas de Tratamiento y Disposición de Aguas Residuales. México, México: Fundación ICA, A.C.
16. Wikipedia. <<https://es.wikipedia.org/wiki/Rivas-Vaciamadrid>> [Consulta: 20 de Enero de 2019]