

Trabajo Fin de Máster

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

Intensificación: *TRATAMIENTO DE AGUAS*

Autor:

ELBER VÍCTOR PUGA USUCACHI

Director:

DR. JOAQUIN SERRALTA SEVILLA

MAYO, 2016



UNIVERSITAT
POLITÈCNICA
DE VALÈNCIA

máster en ingeniería
hidráulica y medio ambiente
mihmma

Resumen del Trabajo de Fin de Máster

Datos del proyecto

Título del TFM en español: 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

Título del TFM en inglés: TECHNICAL - ECONOMIC EVALUATION ALTERNATIVES FOR NUTRIENT REMOVAL PHOSPHORUS AND NITROGEN THE WASTEWATER TREATMENT PLANT (WWTP) - CAMP DE TURIA II – VALENCIAN COMMUNITY

Título del TFM en Valenciano: AVALUACIÓ TÈCNICA - ECONÒMICA D'ALTERNATIVES PER A ELIMINACIÓ DELS NUTRIENTS FÒSFOR I NITROGEN, DE L'ESTACIÓ DEPURADORA D'AIGÜES RESIDUALS (EDAR) CAMP DE TÚRIA II - COMUNITAT VALENCIANA

Alumno: Elber Víctor Puga Usucachi

Director: Dr. Joaquín Serralta Sevilla

Fecha de lectura: Junio, 2016

Resumen

La estación depuradora de agua residual urbana (ARU) – Camp de Turia II, ubicada en la Comarca que lleva su mismo nombre, brinda servicios de depuración en 5 Municipios, como son Riba-roja de Túria, San Antonio de Benagéber, Vilamarxant, L'Eliana y La Pobla de Vallbona, siendo el total de habitantes equivalentes que trata la EDAR igual a 46.170 he.

El tratamiento actual de la EDAR en estudio consiste de un sistema de fangos activados convencional que elimina materia orgánica, amonio y sólidos suspendidos. La capacidad de depuración durante el año 2014 fue de 10.200 m³/d. Los fangos generados son estabilizados mediante un proceso de digestión aerobia antes de ser deshidratados.

La problemática actual radica en que estas aguas depuradas presentan elevados contenidos de nutrientes principalmente nitrógeno y fósforo, que al ser vertidas al río Turia originan alteraciones como la eutrofización de cuerpos de agua provocando una reducción drástica de oxígeno disuelto en el ecosistema acuático. Es por ello que el tramo del Río Turia donde se produce el vertido de la EDAR se considera como zona sensible de acuerdo a la Legislación de Aguas Residuales Urbanas en España.

La Directiva 98/15/CE de la comisión de 1998, estableció valores límites de los parámetros nitrógeno y fósforo total que se deben tomar en cuenta a la hora de verter el efluente resultante en cuerpos de agua eutróficas o propensas a la eutrofización. De acuerdo a estos requisitos exigidos, el efluente de la EDAR Camp de Turia II incumple con la calidad de vertido y requiere de un tratamiento más riguroso para eliminar los nutrientes hasta cumplir con los requisitos de vertido.

El objetivo principal de este Trabajo Fin de Máster consiste en analizar distintas alternativas para implantar la eliminación de nitrógeno y fósforo en la EDAR de Camp de Turia II y seleccionar la alternativa más adecuada. Por ello se ha realizado la evaluación del funcionamiento actual de la EDAR donde se han identificado los elementos de tratamiento y sus dimensiones para contemplar la adaptación de la infraestructura existente en la EDAR con las alternativas planteadas.

El planteamiento de estas alternativas se ha clasificado en 4 grupos. El primero consta de 2 alternativas basadas en un proceso de fangos activados convencional más digestión aerobia con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo y está conformado por: Alternativa 1. Esquema Ludzack Ettinger Modificado y Alternativa 2. Esquema Nitrificación - Desnitrificación simultánea. El segundo grupo consta de 3 alternativas basadas en un proceso de oxidación total con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo y está conformado por: Alternativa 3. Esquema Ludzack Ettinger Modificado utilizando los decantadores primarios como zona anóxica, Alternativa 4. Esquema Ludzack Ettinger Modificado utilizando la balsa de homogenización como zona anóxica y Alternativa 5. Esquema Nitrificación - Desnitrificación simultánea utilizando la balsa de homogenización como reactor anóxico. El tercer grupo consiste en un proceso de oxidación total con eliminación biológica de nitrógeno y fósforo, conformado por la Alternativa 6. Esquema Nitrificación - Desnitrificación simultánea utilizando la balsa de homogenización, 2 decantadores primarios y 1 reactor biológico como zona anaerobia y el cuarto grupo consiste en un proceso de oxidación total en un MBR con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo y está conformado por la Alternativa 7. Esquema MBR con zona anóxica utilizando un decantador secundario como bioreactor de membrana sumergido.

La herramienta de simulación DESASS 7.1 se ha utilizado para reproducir el funcionamiento del tratamiento biológico actual y predecir el comportamiento de las alternativas planteadas. Los resultados de los esquemas planteados como alternativas se han logrado después de evaluar los efectos en 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 disuelto en los reactores aerobios y la dosis de cloruro férrico.

Para la selección de la alternativa más adecuada se ha realizado la valoración económica de las alternativas técnicamente viables. Esta valoración incluye los costes de construcción y de operación. Tras comparar las alternativas se ha obtenido como solución más adecuada la alternativa 2 que permite cumplir con los requisitos de vertido con el menor coste.

Resume

L'estació depuradora d'aigua residual urbana (ARU) - Camp de Túria II, situada a la Comarca que porta el seu mateix nom, ofereix serveis de depuració en 5 municipis, com són Ribarroja de Túria, Sant Antoni de Benagéber, Vilamarxant, L'Eliana i la Pobla de Vallbona, sent el total d'habitants equivalents que tracta l'EDAR igual a 46.170 he. El tractament actual de l'EDAR en estudi consisteix d'un sistema de fangs activats convencional que elimina matèria orgànica, amoni i sòlids suspesos. La capacitat de depuració a l'any 2014 va ser de 10.200 m³ / d. Els fangs generats són estabilitzats mitjançant un procés de digestió aeròbia abans de ser deshidratats. La problemàtica actual radica que aquestes aigües depurades presenten elevats continguts de nutrients principalment nitrogen i fòsfor, que en ser abocades al Riu Túria originen alteracions com l'eutrofització de cossos d'aigua provocant una reducció dràstica d'oxigen dissolt en l'ecosistema aquàtic. És per això que el tram del Riu Túria on es produeix l'abocament de l'EDAR es considera com a zona sensible d'acord amb la Legislació d'Aigües Residuals Urbanes a Espanya.

La Directiva 98/15 / CE de la comissió de 1998, va establir valors límit dels paràmetres nitrogen i fòsfor total que s'han de prendre en compte a l'hora d'abocar l'efluent resultant en cossos d'aigua eutròfiques o propenses a l'eutrofització. D'acord a aquests requisits exigits, l'efluent de l'EDAR Camp de Túria II incompleix amb la qualitat d'abocament i

requereix d'un tractament més rigorós per eliminar els nutrients fins a complir amb els requisits d'abocament.

L'objectiu principal d'aquest Treball Fi de Màster consisteix a analitzar diferents alternatives per implantar l'eliminació de nitrogen i fòsfor en l'EDAR de Camp de Túria II i seleccionar l'alternativa més adequada. Per això s'ha realitzat l'avaluació del funcionament actual de l'EDAR on s'han identificat els elements de tractament i les seves dimensions per contemplar l'adaptació de la infraestructura existent a l'EDAR amb les alternatives plantejades.

El plantejament d'aquestes alternatives s'ha classificat en 4 grups. El primer consta de 2 alternatives basades en un procés de fangs activats convencional més digestió aeròbia amb eliminació biològica de nitrogen i precipitació química de fòsfor i està conformat per: Alternativa 1. Esquema Ludzack Ettinger modificat i Alternativa 2. Esquema Nitrificació - Desnitrificació simultània. El segon grup consta de 3 alternatives basades en un procés d'oxidació total amb eliminació biològica de nitrogen i precipitació química de fòsfor i està conformat per: Alternativa 3. Esquema Ludzack Ettinger modificat utilitzant els decantadors primaris com a zona anòxica, Alternativa 4. Esquema Ludzack Ettinger modificat utilitzant la bassa d'homogeneïtzació com a zona anòxica i Alternativa 5. Esquema Nitrificació - Desnitrificació simultània utilitzant la bassa d'homogeneïtzació com reactor anòxic. El tercer grup consisteix en un procés d'oxidació total amb eliminació biològica de nitrogen i fòsfor, conformat per l'Alternativa 6. Esquema Nitrificació - Desnitrificació simultània utilitzant la bassa d'homogeneïtzació, 2 decantadors primaris i 1 reactor biològic com a zona anaeròbia i el quart grup consisteix en un procés d'oxidació total en un MBR amb eliminació biològica de nitrogen i precipitació química de fòsfor i està conformat per l'Alternativa 7. Esquema MBR amb zona anòxica utilitzant un decantador secundari com bioreactor de membrana submergit.

L'eina de simulació DESASS 7.1 s'ha utilitzat per reproduir el funcionament del tractament biològic actual i predir el comportament de les alternatives plantejades. Els resultats dels esquemes plantejats com 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 caudal de recirculació interna de nitrats, el percentatge del caudal de recirculació de fangs, 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 realitzat la valoració econòmica de les alternatives tècnicament viables. 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 2 que permet complir amb els requisits d'abocament amb el menor cost.

Summary

The wastewater treatment of urban wastewater (WWU) - Camp de Turia II, located in the region that bears the same name, provides services of debugging in 5 municipalities, such as Riba - roja de Túria, San Antonio de Benagéber, Vilamarxant, L 'Eliana and La Pobla de Vallbona, being the total number of inhabitants equivalent that treats the EDAR equal to 46.170 he.

The current treatment of the WWTP under study consists of a conventional activated sludge system that removes organic matter, ammonia and suspended solids. The treatment capacity during 2014 was 10,200 m³/d. The sludge generated are stabilized by an aerobic digestion process before being dehydrated.

The current problem lies in the fact that these treated waters presents high contents of nutrients mainly nitrogen and phosphorus, which to be dumped in the River Turia originate alterations such as the eutrophication of water bodies causing a drastic reduction of dissolved oxygen in the aquatic ecosystem. That is why the stretch of the Turia River where occurs the discharge of the EDAR is considered as a sensitive area according to the Legislation of Urban Wastewater in Spain.

The Directive 98/15/EC Commission 1998, established limit values of the parameters for nitrogen and total phosphorus that must be taken into account at the time of pour the effluent resulting in bodies of water eutrophic or prone to eutrophication.

According to these requirements, the effluent of the WWTP Camp de Turia II fails to comply with the quality of discharge and requires more rigorous treatment to remove nutrients to meet the requirements of discharge.

The main objective of this Master's Thesis consists in analyzing different alternatives to implement the elimination of nitrogen and phosphorus in the wastewater treatment plant of Camp de Turia II and select the most suitable alternative. Therefore the assessment has been carried out of the current operation of the wastewater treatment plant where has

been identified the elements and dimensions to contemplate the adaptation of the existing infrastructure in the WWTP with the alternatives proposed.

The approach of these alternatives has been classified into 4 groups. The first consists of 2 alternatives based on a conventional activated sludge process more aerobic digestion with biological removal of nitrogen and chemical precipitation of phosphorus is formed by: Alternative 1. Modified Scheme Ludzack Ettinger and Alternative 2. Scheme nitrification - denitrification simultaneously. The second group consists of 3 alternatives based on a process of total oxidation with biological removal of nitrogen and phosphorus chemical precipitation is formed by Alternative 3. Modified Scheme Ludzack Ettinger using the primary clarifiers as anoxic zone, Alternative 4. Scheme Ludzack Ettinger modified using the raft of homogenization as anoxic zone and Alternative Scheme 5. Nitrification - denitrification using the raft simultaneous homogenization as anoxic reactor. The third group consists in a process of a total oxidation with biological removal of nitrogen and phosphorus, formed by Alternative 6. Nitrification - denitrification using the raft simultaneous homogenization, 2 primary decanters and one biological reactor as anaerobic zone and the fourth group consists in a process of complete oxidation in a MBR with biological nitrogen removal and chemical precipitation of phosphorus and it is formed by Alternative Scheme 7. MBR scheme with anoxic zone using a secondary clarifier as submerged membrane bioreactor.

The simulation tool DESASS 7.1 has been used to reproduce the operation of the current biological treatment and predict the behavior of the alternatives raised. The results of the schemas proposed as alternatives have been achieved after evaluating the effects on different design and operation parameters such as: cell retention time, the rate of internal recirculation of nitrates, the percentage of the recirculation flow of sludge, dissolved oxygen concentration in the aerobic reactors, and the dose of ferric chloride.

For the selection of the most suitable alternative has been made the economic assessment of the alternatives that are technically viable. This assessment includes the costs of construction and operation. After comparing the alternatives it has been obtained as the most appropriate solution alternative 2 enabling meet discharge requirements at the lowest cost.

Palabras clave: Nitrificación, Desnitrificación, Convencional, DESASS, EDAR.

Paraules Claus: Nitrificació, Desnitrificació, Convencional, DESASS, EDAR.

Key words: Nitrification, Denitrification, Conventional, DESASS, EDAR.

AGRADECIMIENTO

En primer lugar quiero agradecer a Dios por haber permitido que llegue a un pa3s muy acogedor y por haber puesto en mi camino personas de gran coraz3n, gracias por cuidar de m3 y de mi familia que sin ello no hubiese logrado alcanzar mis sueos y objetivos.

Agradezco infinitamente a mis padres Luzmila y Herminio, a mi hermana Luz Pamela y a mi novia Fiorella por todo el apoyo incondicional que he recibido de ustedes y por formar parte de mi gran motivaci3n para seguir adelante y sumar un logro m3s en mi vida profesional.

Agradezco de manera muy especial al Director de mi Tesina Joaqu3n Serralta Sevilla por el gran apoyo que me brind3 con el aporte de sus conocimientos y de su tiempo brindado durante la elaboraci3n del presente proyecto.

Finalmente agradezco a la Universidad Politècnica de Valencia por acogerme durante estos 2 aros de estancia en su gran casa de estudio y de la cual ahora formar3 parte de ella.

ÍNDICE

1	INTRODUCCIÓN	16
1.1	Contaminantes en el agua residual urbana (ARU)	16
1.1.1	Problemática de los nutrientes en el cuerpo receptor.....	18
1.2	Depuración de aguas residuales.....	19
1.2.1	Línea de aguas.....	20
1.2.2	Línea de Fangos	22
1.3	Procesos biológicos de cultivos en suspensión	23
1.3.1	Proceso de fangos activados.....	23
1.3.2	Bioreactores de Membrana (MBR).....	25
1.4	Eliminación de Nutrientes	30
1.4.1	Eliminación biológica del nitrógeno.....	31
1.4.2	Eliminación de fósforo	40
1.4.3	Esquemas de eliminación de nutrientes.....	44
1.5	Marco Legislativo	50
2	OBJETIVO	53
3	DESCRIPCIÓN DE LA EDAR CAMP DE TURIA II	54
3.1	Ubicación Geográfica.....	54
3.2	Situación actual de la Estación Depuradora.....	55
3.3	Datos de entrada.....	60
3.3.1	Caudal diario	60
3.3.2	Componentes del agua de entrada	61
3.4	Diagrama de flujo del sistema actual	64
4	PLANTEAMIENTO DE LAS ALTERNATIVAS	65
4.1	Alternativa 1: Proceso convencional con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo. Esquema Ludzack – Ettinger modificado	65
4.2	Alternativa 2: Proceso convencional con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química del fósforo. Esquema Nitrificación - Desnitrificación Simultánea.....	67
4.3	Alternativa 3: Proceso de oxidación total con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo. Esquema Ludzack – Ettinger modificado utilizando los decantadores primarios como zona anóxica.....	68
4.4	Alternativa 4: Proceso de oxidación total con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo. Esquema Ludzack – Ettinger modificado utilizando la balsa de homogenización como zona anóxica.	70

4.5	Alternativa 5: Proceso de oxidación total con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo. Esquema Nitrificación - Desnitrificación Simultánea utilizando la balsa de homogenización como zona anóxica.	71
4.6	Alternativa 6: Proceso de oxidación total con eliminación biológica de nitrógeno y fósforo. Esquema Nitrificación - Desnitrificación Simultánea utilizando la balsa de homogenización, decantadores primarios y un reactor biológico como zona anaerobia.	73
4.7	Alternativa 7: Proceso de oxidación total en un Bioreactor de Membrana con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo.....	75
5	SIMULACIÓN Y RESULTADO DE LAS ALTERNATIVAS	77
5.1	Descripción del SOFTWARE DESASS.....	77
5.2	Caracterización del agua residual.....	77
5.3	Análisis del funcionamiento actual de la EDAR.....	83
5.4	Simulación de las alternativas propuestas	85
5.4.1	Resultados alternativa 1: Proceso convencional con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo. Esquema Ludzack – Ettinger modificado	87
5.4.2	Resultados alternativa 2: Proceso convencional con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo. Esquema Nitrificación - Desnitrificación Simultánea	89
5.4.3	Resultados alternativa 3: Proceso de oxidación total con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo. Esquema Ludzack – Ettinger modificado utilizando los decantadores primarios como zona anóxica	92
5.4.4	Resultados alternativa 4: Proceso de oxidación total con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo. Esquema Ludzack – Ettinger modificado utilizando la balsa de homogenización como zona anóxica.	94
5.4.5	Resultados alternativa 5: Proceso de oxidación total con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo. Esquema Nitrificación - Desnitrificación Simultánea utilizando la balsa de homogenización como zona anóxica.	96
5.4.6	Resultados alternativa 6: Proceso de oxidación total con eliminación biológica de nitrógeno y fósforo. Esquema Nitrificación - Desnitrificación Simultánea utilizando la balsa de homogenización, decantadores primarios y un reactor biológico como zona anaerobia.	99
5.4.7	Resultados alternativa 7: Proceso de oxidación total en un Bioreactor de Membrana con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo.....	102
6	COMPARACIÓN Y SIMULACIÓN DE LAS ALTERNATIVAS SIMULADAS	105
6.1	Análisis técnico de las alternativas.....	105
6.2	Requerimiento de equipos y materiales	106
6.2.1	Características de los equipos y materiales para el tratamiento biológico.....	106
6.2.2	Características de los equipos y materiales para el sistema de almacenamiento y dosificación del cloruro férrico.....	112
6.3	Valoración económica de las alternativas.....	113
6.3.1	Coste de Construcción	114
6.3.2	Coste de Explotación	115

6.4	Selección de la alternativa óptima	122
7	CONCLUSIONES	124
8	BIBLIOGRAFÍA	126

Índice de figuras

Figura 1. Esquema general de tratamiento en una EDAR	20
Figura 2. Evolución de los MBR en España. Capacidad y Nº de plantas.....	25
Figura 3. Comparación entre el proceso de fangos activados y MBR	25
Figura 4. Configuraciones de membranas en los procesos MBR	26
Figura 5. Membrana sumergida	26
Figura 6. Membrana de flujo tangencial	26
Figura 7. Membrana Fibra hueca	27
Figura 8. Aireación de la membrana en el rango de [4-6] mg O ₂ /l.....	28
Figura 9. Nutriente mínimo de N y P por carga orgánica de DQO en el reactor vs edad de fango, T = 20º C.....	31
Figura 10. Transformación del nitrógeno.....	32
Figura 11. Metabolismo bacteriano autótrofo quimiosintético.....	33
Figura 12. Efecto de la temperatura en el TRC y la velocidad de crecimiento de las bacterias autótrofas	35
Figura 13. Evolución del crecimiento de bacterias autótrofas en función del OD y la Temperatura.....	36
Figura 14. Factor de corrección en función del pH	37
Figura 15. Esquema del metabolismo de las bacterias acumuladoras de fósforo (PAO).....	41
Figura 16. Evolución de componentes en el metabolismo interno y externo de las bacterias PAO.....	42
Figura 17. Posibles puntos de alimentación de reactivos para la eliminación química de fosforo. (a) Previo a la decantación primaria. (b) Previo o posterior al tratamiento secundario. (c) Posterior al decantador secundario.	43
Figura 18. Solubilidad de los fosfatos en un rango de pH.....	44
Figura 19. Esquemas de eliminación biológica de nitrógeno con zona anóxica separada.....	45
Figura 20. Esquema Nitrificación Desnitrificación Simultánea (SND)	46
Figura 21. Esquema del perfil de dos flóculos microbianos donde se indica la diferenciación entre la zona aerobia y la zona anóxica.	46
Figura 22. Esquema de Eliminación Biológica de Fósforo A/O.....	47
Figura 23. Esquemas de eliminación conjunta de nutrientes N y P	48
Figura 24. Diagrama de flujo de un MBR sumergido y con eliminación biológica de nitrógeno	50
Figura 25. Ubicación de la EDAR CAMP DE TURIA II.....	54
Figura 26. EDAR CAMP DE TURIA II.....	55
Figura 27. Diagrama de bloques del proceso	55
Figura 28. Vista Superior de la EDAR CAMP DE TURIA II.....	57
Figura 29. Evolución del caudal diario entrante - Año 2014	61
Figura 30. Evolución de los parámetros DBO ₅ , DQO y SS en el año 2014	62
Figura 31. Evolución del pH, Nitrógeno y Fósforo total en el año 2014.....	63
Figura 32. Alternativa 1: Proceso Convencional con EBN y Precipitación Química. Esquema Ludzack - Ettinger modificado	66
Figura 33. Alternativa 2: Proceso convencional con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo. Esquema Nitrificación - Desnitrificación Simultánea.....	67
Figura 34. Alternativa 3: Proceso convencional con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo. Esquema Nitrificación - Desnitrificación Simultánea.....	69
Figura 35. Alternativa 4: Proceso de oxidación total con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo. Esquema Ludzack – Ettinger modificado utilizando la balsa de homogenización como zona anóxica.	70
Figura 36. Alternativa 5: Proceso de oxidación total con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo. Esquema Nitrificación - Desnitrificación Simultánea utilizando la balsa de homogenización como zona anóxica.....	72
Figura 37. Alternativa 6: Proceso de oxidación total con eliminación biológica de nitrógeno y fósforo. Esquema Nitrificación - Desnitrificación Simultánea utilizando la balsa de homogenización, decantadores primarios y un reactor biológico como zona anaerobia.	74

Figura 38. Alternativa 7: Proceso de oxidación total en un Bioreactor de Membrana con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo.....	75
Figura 39. Componentes del agua residual de entrada en el programa DESASS.....	81
Figura 40. Tabla de coeficientes estequiométricos calibrados	82
Figura 41. Resultado de los valores de Nitrógeno, Fósforo y Sólidos suspendidos totales luego de la calibración	83
Figura 42. Esquema del tratamiento actual del agua residual en la EDAR CAMP de TURIA II	84
Figura 43. Esquema de simulación en DESASS de la alternativa 1.....	87
Figura 44. Perfil de sólidos suspendidos totales del decantador secundario – Alternativa 1.....	89
Figura 45. Esquema de simulación en DESASS de la alternativa 2.....	90
Figura 46. Perfil de sólidos suspendidos totales del decantador secundario – Alternativa 2.....	92
Figura 47. Esquema de simulación en DESASS de la alternativa 3.....	92
Figura 48. Esquema de simulación en DESASS de la alternativa 4.....	94
Figura 49. Perfil de sólidos suspendidos totales del decantador secundario – Alternativa 4.....	96
Figura 50. Esquema de simulación en DESASS de la alternativa 5.....	97
Figura 51. Perfil de sólidos suspendidos totales del decantador secundario – Alternativa 5.....	99
Figura 52. Esquema de simulación en DESASS de la alternativa 6.....	100
Figura 53. Perfil de sólidos suspendidos totales del decantador secundario – Alternativa 6.....	102
Figura 54. Esquema de simulación en DESASS de la alternativa 7.....	103
Figura 55. Módulos de membrana de la marca KOCH-PURON	106
Figura 56. Configuración de los módulos PSH1500 en el interior del decantador secundario de diámetro de 24 m.	108
Figura 57. Ábaco de preselección modelo de soplantes.....	109
Figura 58. Soplante Modelo 25.20.....	110
Figura 59. Tanque de almacenamiento de cloruro férrico.....	113
Figura 60. Comparativo del coste energético total anual.....	119
Figura 61. Comparativo de coste total anual de reactivos químicos (€/año)	122
Figura 62. Comparativo de los costes variables y coste total anual de explotación (€/año).....	123

Índice de tablas

Tabla 1. Contaminantes frecuentes en el Agua Residual Urbana y las alternativas para su eliminación	17
Tabla 2. Toxicidad de compuestos nitrogenados	18
Tabla 3. Tratamientos en la línea de aguas.....	20
Tabla 4. Tratamientos en la línea de fangos	23
Tabla 5. Valores medios de los parámetros de operación en los procesos convencional y oxidación total.....	24
Tabla 6. Características de las membranas sumergidas y de flujo tangencial	27
Tabla 7. Temperatura requerida para la Nitrificación	36
Tabla 8. Constantes de productos de solubilidad para precipitación de fosfatos	43
Tabla 9. Requisitos para los vertidos procedentes de instalaciones de Depuración de Aguas Residuales Urbanas mediante tratamiento secundario (Directiva 91/271/CEE).	51
Tabla 10. Requisitos de calidad de vertidos de N y P total (Directiva 91/271/CEE).....	51
Tabla 11. Dimensiones de la balsa de homogenización.....	57
Tabla 12. Dimensiones del decantador primario	58
Tabla 13. Dimensiones del reactor aerobio	58
Tabla 14. Dimensiones del decantador secundario	59
Tabla 15. Dimensiones de los digestores aerobios	59
Tabla 16. Dimensionamiento del espesador.....	60
Tabla 17. Caudal medio diario	61
Tabla 18. Datos de los parámetros de calidad en el agua de entrada a la EDAR.....	62
Tabla 19. Componentes del agua de entrada a la EDAR.....	63
Tabla 20. Datos de caudal medio y caudal punta	78
Tabla 21. Composición de los componentes solubles, suspendidos y totales	79
Tabla 22. Condiciones de operación del actual tratamiento en la EDAR CAMP de TURIA II	83
Tabla 23. Resultados de la calidad del agua vertida al Río Turia.....	84
Tabla 24. Producción de fangos en la deshidratación (Kg/d).....	85
Tabla 25. Condiciones de operación para la EBN+PQ – Alternativa 1.....	87
Tabla 26. Resultados de la Calidad del agua de salida y su % eliminación – Alternativa 1	88
Tabla 27. Producción de fangos en la deshidratación (Kg/d) - Alternativa 1	88
Tabla 28. Condiciones de operación para la EBN+PQ – Alternativa 2.....	90
Tabla 29. Resultados de la calidad del agua de salida y su %eliminación – Alternativa 2	91
Tabla 30. Producción de fangos en la deshidratación (Kg/d) - Alternativa 2	91
Tabla 31. Condiciones de operación para la EBN+PQ – Alternativa 3.....	93
Tabla 32. Resumen de la calidad del agua de salida y su %eliminación – Alternativa 3	93
Tabla 33. Condiciones de operación para la EBN+PQ – Alternativa 4.....	94
Tabla 34. Resultados de la calidad del agua de salida y su %eliminación – Alternativa 4	95
Tabla 35. Producción de fangos en la deshidratación (Kg/d) - Alternativa 4	95
Tabla 36. Condiciones de operación para la EBN+ PQ – Alternativa 5.....	97
Tabla 37. Resultados de la calidad del agua de salida y su %eliminación – Alternativa 5	98
Tabla 38. Producción de fangos en la deshidratación (Kg/d) - Alternativa 5	98
Tabla 39. Condiciones de operación para la EBN, EBP + PQ – Alternativa 6.....	100
Tabla 40. Resultados de la calidad del agua de salida y su %eliminación – Alternativa 6	101
Tabla 41. Producción de fangos en la deshidratación (Kg/d) - Alternativa 6	101
Tabla 42. Condiciones de operación para la EBN + PQ – Alternativa 7	103
Tabla 43. Resultados de la calidad del agua de salida y su %eliminación – Alternativa 7	104
Tabla 44. Producción de fangos en la deshidratación (Kg/d) - Alternativa 7	104
Tabla 45. Resumen de los resultados de la calidad del efluente	105
Tabla 46. Dimensiones de los módulos de membranas.....	107
Tabla 47. Número de módulos según el modelo a utilizar.....	107
Tabla 48. Coste de las soplantes - Grupo completo.....	109
Tabla 49. Resumen de los difusores requeridos en cada alternativa.....	110

Tabla 50. Características principales de las bombas de impulsión requeridas.	112
Tabla 51. Resumen de los agitadores requeridos por las alternativas 1, 6 y 7	112
Tabla 52. Clasificación de los Costes de Explotación	113
Tabla 53. Coste de equipos y materiales requeridos para las modificaciones del tratamiento biológico (€)	114
Tabla 54. Costes de equipos y materiales requeridos para la precipitación química (€)	115
Tabla 55. Coste total de Construcción en cada propuesta (€)	115
Tabla 56. Resumen del consumo energético diario (kWh/d) y coste energético anual de los agitadores (€/año)	116
Tabla 57. Resumen del consumo energético diario (kWh/d) y coste energético anual de las bombas (€/año). 117	
Tabla 58. Resumen del consumo energético diario (kWh/d) y coste energético anual de las soplantes (€/año)	118
Tabla 59. Producción diaria de fangos (Kg/d) y el coste anual en su gestión (€/año)	120
Tabla 60. Consumo diario de cloruro férrico (TN/d) y su coste anual (€/año).....	120
Tabla 61. Consumo diario de polielectrolito (Kg/d) y su coste anual (€/año).....	121
Tabla 62. Coste anual de reactivos para limpieza química de membranas (€/año)	121

1 INTRODUCCIÓN

El incremento de la población en nuestra sociedad viene causando un impacto negativo sobre el medio ambiente hasta un punto en el que se ha hecho insostenible. Este resultado es debido a la contaminación generada por las actividades que realiza el hombre en los diferentes sectores (Urbana, Industrial, Agricultura). Parte de esta contaminación es causada por el vertido directo del agua residual al medio (ríos, lagos, acuíferos), imposibilitando de esta manera su posterior utilización.

Es por ello que para recuperar y conservar los recursos hídricos, todo tipo de agua residual que genere un impacto significativo al cuerpo receptor, requiere un tratamiento adecuado antes de ser vertida. En el caso específico del agua residual urbana (ARU) debe seguir un tratamiento en las estaciones depuradoras de agua residual (EDAR) para actuar sobre los contaminantes presentes y eliminarlos o al menos reducir el nivel de concentración presente en el ARU, de tal forma que al llegar al medio receptor garantice que su nivel de contaminantes no sea perjudicial.

En los primeros años el tratamiento de aguas residuales tenía como principal objetivo reducir la demanda química y biológica de oxígeno (DQO y DBO) y los sólidos en suspensión, pero en los últimos años con la aparición de nuevos problemas medioambientales como la eutrofización de ríos, lagos y costas (Metcalf & Eddy, 1995) causados en parte por la presencia de nutrientes, principalmente nitrógeno y fósforo, ha llevado a modificar los objetivos de tratamiento con la finalidad de cumplir la calidad que exige la legislación.

1.1 Contaminantes en el agua residual urbana (ARU)

Las aguas residuales urbanas que no son tratadas antes de su descarga al cuerpo receptor, causan graves efectos negativos en la salud humana como en el medio ambiente, tales como la generación de olores, agotamiento del oxígeno disuelto, liberación de contaminantes tóxicos, patógenos y nutrientes (Henze, Van Loosdrecht, Ekama, & Brdjanovic, 2011).

Los contaminantes que se encuentran en las aguas residuales urbanas se mencionan en la **Tabla 1**, siendo los más frecuentes: Materia orgánica, Patógenos, Sólidos Suspendidos y **Nutrientes** (Nitrógeno y Fósforo). Con el interés de eliminar estos contaminantes, en los

últimos años se han desarrollado nuevas tecnologías capaces de eliminarlos eficazmente. Dichas tecnologías también se detallan en la **Tabla 1**.

Tabla 1. Contaminantes frecuentes en el Agua Residual Urbana y las alternativas para su eliminación (Martí, 2014).

Contaminante del agua	Operación de tratamiento
Sólidos en suspensión	<ul style="list-style-type: none"> - Sedimentación - Desbaste y aireación - Variaciones de filtración - Flotación - Adición de polímeros o reactivos químicos - Coagulación y sedimentación - Sistemas por evacuación al terreno
Materia orgánica biodegradable	<ul style="list-style-type: none"> - Variaciones de fangos activados - Película fija: filtros percoladores - Película fija: discos biológicos - Variaciones del lagunaje - Filtración intermitente en arena - Sistemas de tratamiento por evacuación al terreno - Sistemas fisico-químicos
Patógenos	<ul style="list-style-type: none"> - Cloración - Hipocloración - Ozonización - Sistemas de tratamiento por evacuación al terreno
Nutrientes: Nitrógeno	<ul style="list-style-type: none"> - Variaciones de sistema de cultivo-suspendido con nitrificación y desnitrificación - Variaciones del sistema d película fija con nitrificación y desnitrificación - Arrastre de amoníaco (stripping) - Intercambio de iones - Cloración en el punto crítico - Sistemas de tratamiento por evacuación al terreno
Fósforo	<ul style="list-style-type: none"> - Adición de sales metálicas - Coagulación y sedimentación con cal - Eliminación biológica y/o química del fósforo - Sistemas de tratamiento por evacuación al terreno
Materia orgánica refractaria	<ul style="list-style-type: none"> - Adsorción en carbón - Ozonización terciaria - Sistemas de tratamiento por evacuación al terreno
Metales pesados	<ul style="list-style-type: none"> - Precipitación química - Intercambio de iones - Sistemas de tratamiento por evacuación al terreno
Sólidos inorgánicos disueltos	<ul style="list-style-type: none"> - Intercambio de iones - Ósmosis inversa - Electrodiálisis

1.1.1 Problemática de los nutrientes en el cuerpo receptor

Los componentes más comunes del nitrógeno están en su forma orgánica como: urea, proteínas, azúcares aminados y en su forma inorgánica como: amoniaco, nitritos y nitratos. El fósforo es usual encontrarlo en forma de polifosfatos, ortofosfatos y fósforo orgánico.

La importancia de eliminar estos nutrientes consiste en reducir el potencial efecto negativo que causan luego de ser vertidos en lagos, ríos o cuerpos de agua sensible, acelerando el proceso de eutrofización. Un exceso de nutrientes favorece la aparición y proliferación de algas tóxicas y otros organismos, por lo que se produce una disminución drástica del contenido de oxígeno en el agua y de la transparencia del agua pudiendo provocar la desaparición de la vegetación del fondo. De esta forma, la masa de agua pierde su calidad y las aguas dejan de ser aptas para la vida.

Otro de los problemas medioambientales que aparecen en los sistemas acuáticos se debe a la toxicidad directa de los compuestos nitrogenados para los animales acuáticos. En la **Tabla 2** se describen algunos efectos generados por la acción tóxica de elevadas concentraciones de amonio, nitrito y nitrato sobre los organismos en el medio.

Tabla 2. Toxicidad de compuestos nitrogenados (Jiménez, 2010).

Amoniaco	Nitrito	Nitrato
<p>El NH_3 es mucho más tóxico que el NH_4^+ para los animales acuáticos. Las siguientes causas son:</p> <ul style="list-style-type: none"> • Destrucción del epitelio branquial. • Inhibición de la producción de ATP. • Disrupción del sistema inmunológico. 	<p>En ecosistemas acuáticos, la concentración de NO_2^- suele ser mayor que los HNO_2. La acción tóxica de esto provoca la conversión de los pigmentos respiratorios en formas que son incapaces de liberar y transportar oxígeno, causando asfixia.</p>	<p>La acción tóxica del nitrato causa asfixia al igual que en los nitritos pero el nitrato presenta una menor toxicidad que el nitrito y el amoniaco, esto es como resultado de su baja permeabilidad branquial, lo cual hace que su absorción a través de branquias sea limitada.</p>

Con el interés de reducir el impacto del nitrito, nitrato, amonio y ortofosfato, numerosos investigadores han logrado el desarrollo de nuevas tecnologías capaces de eliminar simultáneamente ambos nutrientes, y están siendo adecuadas a las antiguas estaciones depuradoras que se limitaban a eliminar materia orgánica y sólidos en suspensión.

1.2 Depuración de aguas residuales

Una instalación de depuración de aguas residuales tiene como objetivo reducir los contaminantes presentes en el agua hasta cumplir con los límites de vertido que dicta la legislación vigente de la zona donde está instalada la depuradora. Se puede lograr la eliminación de los contaminantes presentes en el agua residual utilizando determinados procesos que se clasifican en:

- **Procesos físicos**

Las operaciones físicas son aquellas en las que predomina la aplicación de fuerzas físicas para modificar las características y propiedades del agua. Las operaciones más comunes que se utilizan en el tratamiento de agua residual urbana, incluyen: Medición de caudales, desbaste, homogenización de caudales, sedimentación primaria y secundaria, floculación, filtración.

- **Procesos químicos**

Los procesos químicos son aquellos en los que se logra la transformación o eliminación de contaminantes mediante reacciones químicas, este objetivo se logra con uso de aditivos químicos, como los coagulantes (sales de hierro) para lograr la precipitación de fosfatos o desinfectantes como el cloro para lograr la eliminación de patógenos.

- **Procesos biológicos**

En aguas residuales son procesos asociados a los microorganismos que se desarrollan en el medio, alimentándose de los contaminantes presentes en el agua. Los contaminantes como la materia orgánica, nutrientes N y P, son de preferencia para los microorganismos y son utilizados como fuentes de carbono y de energía, es por eso que se utiliza fundamentalmente para tratar sustancias biodegradables.

Otro de los objetivos de la estación depuradora es tratar los fangos generados en el tratamiento de las aguas residuales. Por lo tanto toda depuradora se divide en una línea de tratamiento de aguas y una línea de tratamiento de fangos y están compuestas por los procesos que se indican en la **Tabla 3** y en la **Tabla 4**.

Los residuos recogidos del pretratamiento contienen sólidos gruesos inertes (arenas) y son gestionados como residuos sólidos urbanos (RSU) para que posteriormente sean enviados al

vertedero. La representación del esquema general del tratamiento de agua residual en una estación depuradora puede verse en la **Figura 1**.

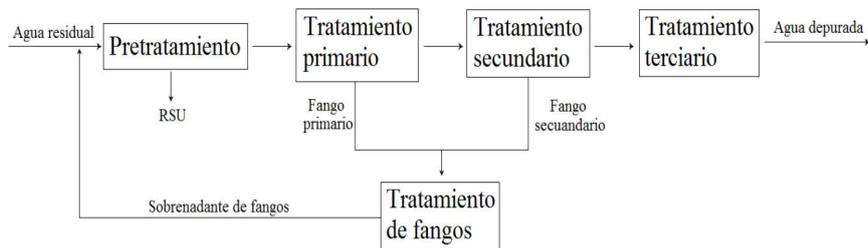


Figura 1. Esquema general de tratamiento en una EDAR (Martí, 2014)

1.2.1 Línea de aguas

La línea de aguas está compuesta principalmente por las siguientes etapas: pretratamiento, tratamiento primario, tratamiento secundario y tratamiento terciario. Cada una de estas etapas contiene varias alternativas de tratamiento que son mostradas en la **Tabla 3** y dependerá de las características del agua y de la calidad del efluente que se quiera obtener.

Tabla 3. Tratamientos en la línea de aguas (Martí, 2014)

Pretratamiento	<ul style="list-style-type: none"> - Desbaste - Desarenado-desengrasado - Homogeneización y regulación de caudales - Preaireación 		
Tratamientos primarios	<ul style="list-style-type: none"> - Decantación primaria - Flotación - Tratamiento Físico químico - Fosas sépticas y decantadores-digestores 		
Tratamientos secundarios	- Aerobios	Fangos activados	<ul style="list-style-type: none"> - Alta carga - Media carga (el convencional) - Aireación prolongada - Contacto- Estabilización - Doble etapa - Sistemas secuenciales - Bioreactores con membranas
		Procesos de película fija	<ul style="list-style-type: none"> - Lechos bacterianos - Biodiscos - Biofiltros aireados - Lechos aireados sumergidos - Sistemas de biomasa fija sobre lecho móvil
	- Procesos no convencionales	Lagunaje	<ul style="list-style-type: none"> - Lagunas anaerobias - Lagunas aerobias - Lagunas facultativas - Lagunas aireadas
		Infiltración-percalación Lechos de Turba Humedales artificiales Filtros verdes	
	- Procesos anaerobios		
Tratamientos secundarios con eliminación de nutrientes	<ul style="list-style-type: none"> - Tratamientos con eliminación de nitrógeno - Tratamientos con eliminación de fósforo - Tratamientos con eliminación de nitrógeno y fósforo 		

Tratamientos terciarios	- Reducción de DBO5	Tratamiento físico-químico Filtración Micro filtración Ultrafiltración
	- Desinfección	Cloro gas Hipoclorito sódico Dióxido de cloro Ozono Rayos ultravioleta
	- Reducción de sales	Ósmosis inversa Electrodialisis reversible Intercambio iónico

1.2.1.1 Pretratamiento

El pretratamiento tiene como objetivo la reducción o eliminación de características no favorables del agua que de otro modo puedan impedir la operación o aumentar excesivamente el mantenimiento de los procesos intermedios y de los equipos. En esta etapa de separación de restos voluminosos se utilizan las rejillas y las cribas.

1.2.1.2 Tratamiento Primario

El tratamiento primario consiste principalmente en una etapa de sedimentación donde se elimina gran parte de los sólidos suspendidos y en algunos casos se complementa con una etapa previa de coagulación – floculación. Esta etapa consiste en aplicar coagulantes y polímeros para desestabilizar coloides de carga negativa, aglomerarlos y aumentar la eficacia del proceso de sedimentación.

1.2.1.3 Tratamiento Secundario

El tratamiento secundario consiste en un tratamiento biológico para la eliminación de materia orgánica a través de la acción de los microorganismos que desarrollan dos procesos conocidos como catabolismo o proceso de obtención de energía y anabolismo o proceso de síntesis celular. En el caso de las bacterias heterótrofas, en el catabolismo una fracción del sustrato es utilizado para generar energía, mientras que en el anabolismo el resto del sustrato es utilizado para el crecimiento de biomasa.

Los tratamientos biológicos en depuración de aguas están clasificados en función de la disposición de la biomasa como **procesos de cultivo en suspensión** (Procesos en medio líquido) y **procesos de cultivo fijo o también llamados de soporte sólido** (Procesos de película fija), estos últimos son aquellos que contienen microorganismos que están adheridos a los

sólidos y no existe un transporte de ellos, ejemplo de esto tenemos los filtros percoladores, biodiscos.

Los más comunes en los cultivos en suspensión son: el proceso de fangos activados y los bioreactores de membrana.

1.2.1.4 Tratamiento Terciario

El tratamiento terciario va más allá del nivel de tratamiento secundario convencional para eliminar cantidades significativas de N, P, metales pesados, compuestos orgánicos biodegradables, bacterias y virus. Además de los procesos biológicos de eliminación de nutrientes, las unidades de operación usadas frecuentemente para este propósito incluyen la coagulación química y floculación, seguido por la filtración. También es usual la desinfección del efluente para la eliminación de agentes infecciosos. Sistemas menos frecuentemente utilizados incluyen procesos de intercambio iónico y ósmosis inversa para la eliminación de iones específicos o para la reducción de los sólidos disueltos (Jiménez, 2010).

1.2.2 Línea de Fangos

La línea de fangos está compuesta por el tratamiento de lodos de la purga del decantador primario y del decantador secundario conocidos como fangos primarios y fangos secundarios respectivamente. Estos lodos se caracterizan por un elevado contenido de agua (entre 0,2 y 3,0% de materia seca) ocupando grandes volúmenes, por ello es necesario una serie de tratamientos para modificar sus características y permitir unas condiciones tales que su evacuación y disposición final se puedan gestionar eficazmente. Las alternativas de tratamientos en la línea de fangos que se pueden considerar aparecen en la **Tabla 4**.

Tabla 4. Tratamientos en la línea de fangos (Martí, 2014)

Espesamiento de fangos	<ul style="list-style-type: none"> - Espesamiento por gravedad - Flotación - Tambores rotativos - Mesas espesadoras - Centrífugas 	
Estabilización de fangos	- Digestión anaerobia	Mesófila Termófila
	- Estabilización aerobia	Mesófila Termófila
	- Estabilización química (cal)	
Acondicionamiento del fango	<ul style="list-style-type: none"> - Química - Térmica - Ultrasonidos 	
Deshidratación de fangos	<ul style="list-style-type: none"> - Centrífugas - Filtros banda - Filtros prensa - Eras de secado - Secado solar 	
Secado	- Secado térmico	
Tratamientos termoquímicos	<ul style="list-style-type: none"> - Incineración (combustión completa) - Gasificación - Oxidación húmeda - Hidrólisis térmica 	
Disposición final del fango	<ul style="list-style-type: none"> - Vertedero - Uso agrícola directo - Compostaje - Vertido al mar - Utilización en el sector de la construcción 	

1.3 Procesos biológicos de cultivos en suspensión

Los procesos biológicos de cultivo en suspensión se pueden distinguir en cuatro grandes grupos: Fangos activados, Lagunas aireadas, Eliminación biológica de nutrientes y tratamientos de fangos (Seco & Ferrer, 2012). En este apartado nos enfocaremos en el proceso de fangos activados y los bioreactores de membranas; la eliminación de nutrientes se detallará posteriormente en otro apartado.

1.3.1 Proceso de fangos activados

Se trata de un proceso aerobio con decantación posterior para recircular los fangos sedimentados a los reactores biológicos. Estos pueden clasificarse en función de la carga másica en tres tipos de procesos como son: Alta Carga, Convencional y Oxidación Total.

El proceso de alta carga no permite obtener el agua efluente con una calidad de vertido exigible a una estación depuradora, por lo que no es utilizable en estos casos.

El proceso convencional es aplicado en plantas grandes, y opera con decantadores primarios y decantadores secundarios para clarificar y separar los fangos por sedimentación que son recirculados al reactor aerobio. Los fangos obtenidos en la purga no están estabilizados por lo que necesitan posteriormente una digestión.

Este sistema trabaja con tiempos de retención celular relativamente bajos en un rango de 5 a 15 días. La concentración de sólidos suspendidos totales en los reactores supone trabajar en un rango de 2.500 – 4.500 mg SST/l, y la producción de sólidos suspendidos totales es mayor que en procesos de oxidación total, caso contrario sucede con el consumo de oxígeno en este tipo de sistema que resulta menor.

El proceso de Oxidación Total es similar al proceso convencional excepto en que este funciona en la fase de respiración endógena de la curva de crecimiento (Metcalf & Eddy, 1995) y opera a tiempos de retención celular elevados en un rango de 20 a 30 días. Esto implica trabajar con cargas másicas bajas al tratarse de una situación altamente competitiva por el alimento, utilizar grandes volúmenes o altos tiempos de retención hidráulico (≈ 24 horas) para mantener una concentración de sólidos suspendidos totales (SST) razonables (Seco & Ferrer, 2012).

Los sistemas de oxidación total no incluyen al decantador primario, y frecuentemente son utilizados en plantas pequeñas (Seco & Ferrer, 2012) o donde se traten caudales menores a 10.000 m³/d. La ventaja de este proceso radica en la obtención de una menor producción de fangos que en un proceso convencional, además de eso, se obtienen fangos estabilizados (SSVB < 35%) por lo tanto no será necesario incluir digestores en la línea de fangos y solo necesitará de un espesador y de un deshidratador para retirar la humedad del fango, facilitando de esta manera la complejidad de la explotación.

Los valores medios de los parámetros de operación en los procesos: convencional de mezcla completa y oxidación total son mencionados en la **Tabla 5**.

Tabla 5. Valores medios de los parámetros de operación en los procesos convencional y oxidación total (Seco & Ferrer, 2012).

Proceso	θ_c (d)	$C_m \left(\frac{Kg\ DBO_5}{Kg\ SSLM.d} \right)$ ($T < 20\ ^\circ C$)	X_{SST} (g/l)	θ (h)	r_{fangos}
Convencional	5-15	0,15-0,40	2,5-4,5	3-9	0,25-1,0
Oxidación Total	20-30	$\leq 0,07$	3-6	18-36	0,75-1,5

1.3.2 Bioreactores de Membrana (MBR)

En España el uso de MBR para el tratamiento de aguas residuales urbanas se han expandido significativamente en los últimos años como se muestra en la **Figura 2**. Este tipo de instalaciones son una modificación del proceso de fangos activados que reemplazan los decantadores secundarios por procesos de separación con membrana (**Figura 3**) y se han implantado en la mayoría de los casos que vierten en zonas de alta sensibilidad y con limitación de espacio.



Figura 2. Evolución de los MBR en España. Capacidad y Nº de plantas (CEDEX, 2016)

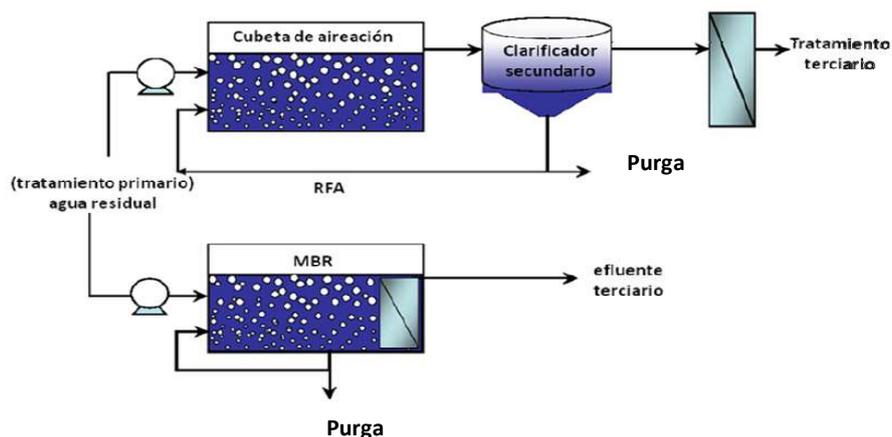


Figura 3. Comparación entre el proceso de fangos activados y MBR (Calderón, 2012).

Un bioreactor de membrana se puede describir como la combinación de dos procesos, degradación biológica y la separación por membranas, donde los sólidos en suspensión y los microorganismos responsables de la biodegradación son separados del agua tratada mediante la unidad de filtración por membrana (Seco & Ferrer, 2012). Los tipos de membrana que se

utilizan en los MBR son de Ultrafiltración y de Microfiltración de baja presión, siguiendo una configuración que permita la turbulencia y una facilidad en la limpieza periódica. Los más utilizados en estos sistemas son las membranas de tipo tubular, placas planas y fibra hueca, representados en la **Figura 4**.



Figura 4. Configuraciones de membranas en los procesos MBR. (CEDEX, 2016)

Las membranas pueden acoplarse al sistema biológico y de esta manera la filtración en el MBR puede ser mediante membrana sumergida (**Figura 5**) o membrana de flujo tangencial (**Figura 6**). La membrana sumergida puede colocarse en el propio reactor o externamente, mientras que la de flujo tangencial es netamente externa. Las características de ambas membranas se describen en la **Tabla 6**.

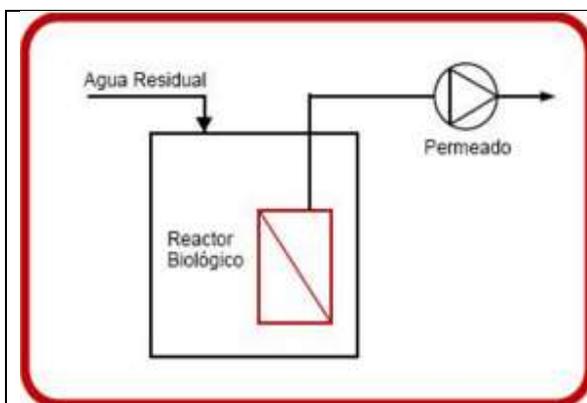


Figura 5. Membrana sumergida (TOTAGUA, s.f.)

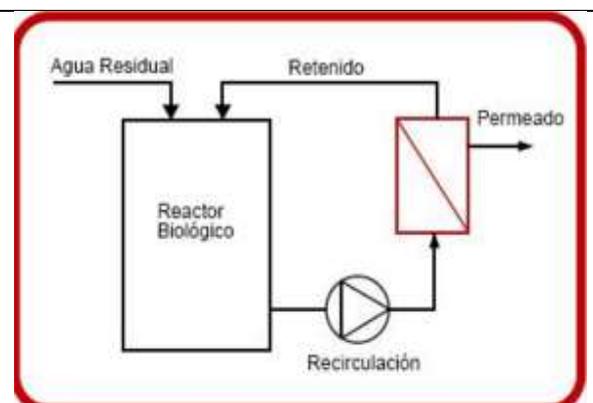


Figura 6. Membrana de flujo tangencial (TOTAGUA, s.f.)

Tabla 6. Características de las membranas sumergidas y de flujo tangencial

<u>Características: Membrana sumergida</u>	<u>Características: Membrana flujo tangencial</u>
<ul style="list-style-type: none"> • Membrana inmersa en el reactor biológico. • Se coloca un difusor de aire justo debajo del módulo de la membrana para homogenizar el licor mezcla y evitar la formación de biopelícula (Calderón, 2012). La concentración de oxígeno disuelto puede oscilar entre 4 – 6 mg [O₂]/l (Figura 8). • La bomba ejerce una succión y el agua del reactor pasa a través de la membrana. • Se utilizan membranas de placas planas y de fibra hueca. 	<ul style="list-style-type: none"> • Membrana se encuentra fuera del reactor biológico. • El licor mezcla recircula desde el bioreactor hasta el módulo de la membrana por medio de una bomba capaz de generar cierta presión, aproximadamente 30 KPa (Calderón, 2012). • Limitado por el ensuciamiento de la membrana. • Se utilizan membranas de configuración tubular. • Mayor consumo energético.

Los MBR aerobios que trabajan con flujo tangencial son procesos más costosos en su operación debido al consumo de energía que demanda para alcanzar la presión de trabajo. Por ello un gran número de instalaciones utilizan los MBRs con membranas sumergidas y para esto se emplean las de tipo fibra hueca (Figura 7), trabajando con una configuración Fuera-Dentro. De esta manera se minimiza la colmatación y oclusión de las membranas, los sólidos suspendidos permanecen en el exterior de la membrana y el permeado deriva al interior de la fibra.

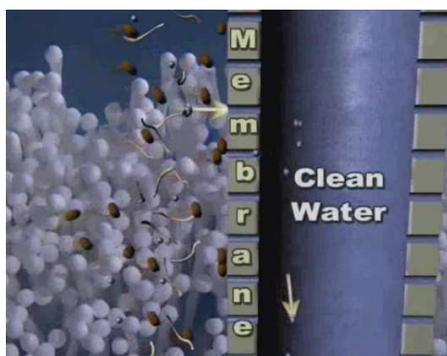


Figura 7. Membrana Fibra hueca

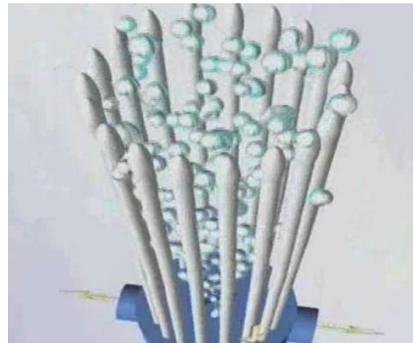


Figura 8. Aireación de la membrana en el rango de [6-7] mg O₂/l

Las ventajas de utilizar la tecnología de bioreactores de membrana son los siguientes (Seco & Ferrer, 2012):

- ✓ Elimina problemas de bulking y espumas de origen filamentoso.
- ✓ Desinfección, debido a que en la filtración se retienen microorganismos como hongos, bacterias.
- ✓ Mínima producción de fangos, debido a que el MBR permite trabajar con bajas cargas másicas y tiempo de retención celular altos.
- ✓ Tamaño compacto de la planta, supone un ahorro importante de espacio.
- ✓ La calidad del efluente obtenido es alta, debido a que posee una pequeña cantidad de sólidos suspendidos.

El ensuciamiento de las membranas consiste en la acumulación de sólidos sobre la superficie y la penetración de las partículas en los poros de las membranas y sucede por las operaciones realizadas para separar la materia en suspensión. Este ensuciamiento manifiesta una disminución del flujo de permeado y está directamente influenciado por las características del licor mezcla y de las condiciones hidrodinámicas del sistema.

A partir de 12 g/l en concentración de sólidos en el licor mezcla, aumentará excesivamente la viscosidad, dificultando el proceso de filtración. Una viscosidad elevada produce una reducción de la eficiencia de transferencia de oxígeno, es por ello que se ha fijado un límite de trabajo de concentración de sólidos suspendidos entre 8 y 12 g/l. Para reducir el ensuciamiento y en consecuencia recuperar el flujo de permeado en las membranas se debe

realizar una serie de diferentes tipos de limpieza que son clasificados como limpieza física y química.

- **Limpieza física**

Consiste en la realización de contralavados periódicos en membranas de fibra hueca. Este proceso elimina la mayor parte del ensuciamiento reversible de los poros. La técnica de contralavado afecta a los costes de operación, pues se requiere energía para que se alcance la presión necesaria para que el flujo circule en sentido contrario, además se pierde entre el 5 y 20% del permeado, utilizado en este proceso, disminuyendo la producción del permeado neto.

- **Limpieza química**

Esta limpieza consiste en tratar las membranas con disoluciones químicas para eliminar las sustancias que se hayan adherido a las membranas tanto interna como externamente. En el caso de un ensuciamiento orgánico se debe utilizar el hipoclorito sódico como disolución básica.

Las concentraciones de los agentes de limpieza química se incrementan a medida que el proceso de limpieza es más severo. Para **limpiezas diarias y/o de mantenimiento** es suficiente con lavados con **NaOCl al 0,01% en peso**, mientras que para **limpiezas intensivas** se requieren concentraciones altas en torno al **0,1 – 0,5% en peso de NaOCl y 0,2% de ácido acético**.

Habitualmente, se realizan **tres tipos de limpieza química**: retrolavado acompañado de reactivos químicos (frecuencia diaria a bajas concentraciones de reactivos); limpieza de mantenimiento (frecuencia semanal con una alta concentración de los reactivos químicos) y limpieza química intensiva o de recuperación (frecuencia anual).

Los parámetros comúnmente utilizados en procesos con tecnologías de membranas se muestran a continuación.

- **Flujo de Permeado**

El flujo de permeado o carga hidráulica (J_P) se define como el caudal que atraviesa 1 m² de la superficie de membrana porosa.

$$J_P = \frac{Q_P}{S_{Membrana}} \quad Ec. 1$$

Donde:

Q_p : Caudal del permeado

$S_{Membrana}$: Área de la membrana

J_p : Flujo de Permeado ($\frac{l}{m^2 \cdot h}$)

- **Flujo de permeado neto**

La expresión “flujo de permeado neto” es utilizada en operación, debido a la reducción del flujo de permeado por los contralavados periódicos que se realizan durante la limpieza y mantenimiento.

$$J_{net} = \frac{J_p \cdot t_p - J_b \cdot \tau_p}{t_p + \tau_p} \quad Ec. 2$$

Donde:

t_p : Tiempo de operación o tiempo entre limpiezas físicas (contralavado)

τ_p : Tiempo de duración del contralavado

J_b : Carga hidráulica del contralavado

J_{net} : Flujo de permeado neto ($\frac{l}{m^2 \cdot h}$)

1.4 Eliminación de Nutrientes

Los nutrientes principalmente Nitrógeno y Fósforo son considerados contaminantes frecuentes en aguas residuales urbanas y existen varias alternativas para lograr la separación del medio que los contiene. En esta memoria nos enfocaremos en la eliminación biológica de los nutrientes por ser un método de coste relativamente bajo. La experiencia ha podido demostrar que los procesos biológicos constituyen un medio fiable y efectivo de eliminar el nitrógeno y fósforo (Metcalf & Eddy, 1995).

En procesos de fangos activados, los requerimientos de N y P disminuyen cuando la edad del fango aumenta. Generalmente para edades del fango mayores a 10 días, la eliminación del nitrógeno en aguas residuales atribuibles a una producción neta de fangos es menor a 0,025 mg N/mg DQO, y en aguas residuales domésticas contienen ratios de 0,07 – 0,13 en NKT/DQO (**Figura 9**). Una eliminación adicional del nitrógeno se obtiene por la transferencia del

nitrógeno soluble en fase líquida a la fase gaseosa por la desnitrificación heterótrofa (Henze, Van Loosdrecht, Ekama, & Brdjanovic, 2011).

Asimismo, el fósforo eliminado por la incorporación biológica en los fangos biológicos está sobre los 0,004 - 0,006 mg P/mg DQO. La eficiencia de eliminación del fósforo total es sobre el 20 a 25% para aguas residuales domésticas. Para incrementar la eliminación del fósforo de la fase líquida puede conseguirse de dos maneras, químicamente y/o biológicamente (Henze, Van Loosdrecht, Ekama, & Brdjanovic, 2011).

La eliminación química de los ortofosfatos se puede lograr adicionando sales de hierro como el cloruro férrico y por consecuencia convirtiendo el fósforo a su forma sólida como un compuesto estable. La eliminación biológica se consigue gracias a un grupo de bacterias heterótrofas conocidas como organismos acumuladores de polifosfatos (PAOs).

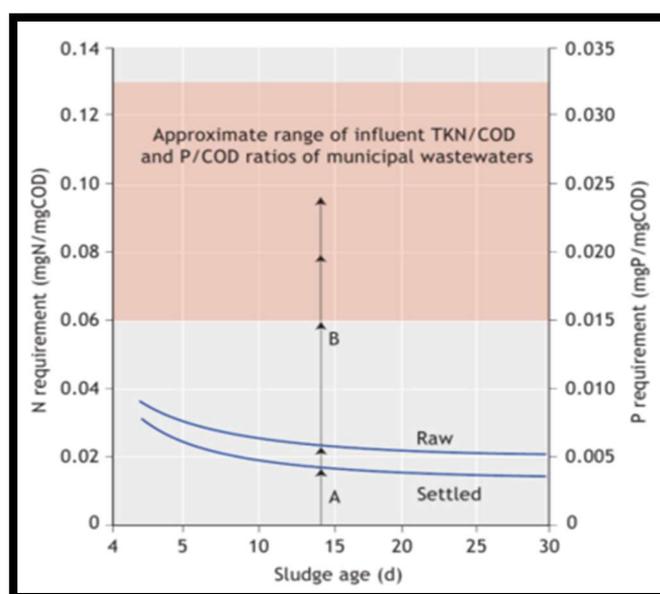


Figura 9. Nutriente mínimo de N y P por carga orgánica de DQO en el reactor vs edad de fango, $T = 20^{\circ}C$ (Henze, Van Loosdrecht, Ekama, & Brdjanovic, 2011).

1.4.1 Eliminación biológica del nitrógeno

El compuesto orgánico con más nitrógeno es la urea, la cual es fácilmente hidrolizada por la enzima ureasa a amoníaco y anhídrido carbónico, por lo tanto la liberación del amoníaco se produce muchas veces antes de llegar las aguas residuales a la EDAR (Catalán, 1997).

Cuando un organismo muere se transforma el nitrógeno orgánico de los aminoácidos en amoníaco mediante el proceso de amonificación (Avendaño, 2011).



Este proceso reintroduce el nitrógeno amoniacal a la naturaleza para completar el ciclo del nitrito y del nitrato, representado en la **Figura 10**.

La eliminación biológica del nitrógeno se produce por la sinergia de los microorganismos autótrofos y heterótrofos desnitrificantes que se desarrollan en el agua residual, gracias a las condiciones óptimas requeridas como pH, temperatura y tiempo de retención celular. Esta eliminación es el proceso conjunto de oxidación seguida de una reducción desde la transformación del nitrógeno orgánico y amoniacal hasta el nitrógeno gas. En el desarrollo de este fenómeno se llevarán a cabo las reacciones bioquímicas manifestadas en las etapas de nitrificación parcial/total y la desnitrificación biológica.

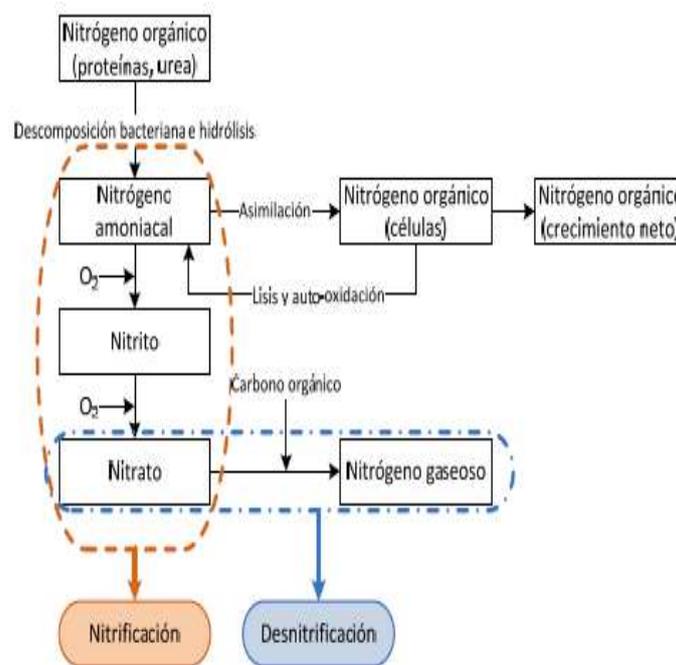


Figura 10. Transformación del nitrógeno (Jiménez, 2010)

1.4.1.1 Nitrificación biológica

El término nitrificación describe el proceso en el cual, el nitrógeno amoniacal es oxidado aerobiamente a nitrito y posteriormente a nitrato, catalizado por los organismos procariontas quimiolitótrofos denominados bacterias autótrofas amonioxidantes (AMM) y nitritooxidantes (NIT).

a. Bacterias AMM y NIT

En la mayoría de EDAR, el amonio es oxidado a nitrito por las bacterias AMM del género Nitrosomonas y el nitrito es oxidado a nitratos por las bacterias NIT del género Nitrospira o Nitrobacter (Avendaño, 2011).

La bacteria del género Nitrospira es de crecimiento lento y forma agregados esféricos o irregulares. Existe presencia del género Nitrobacter en reactores con elevadas concentraciones de nitritos como por ejemplo en reactores Batch con altas concentraciones de sólidos. Estas bacterias prosperan en aguas con altas concentraciones de oxígeno y de nitritos, sucediendo lo contrario en el caso de las Nitrospira, que se adaptan mejor a bajas concentraciones de nitritos y de oxígeno disuelto (Avendaño, 2011). El metabolismo de las bacterias autótrofas es representado con el esquema de la **Figura 11**.

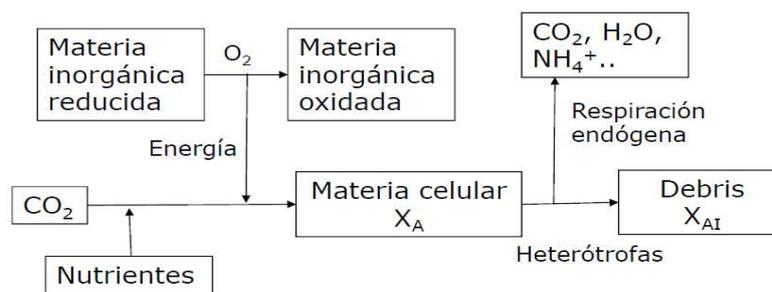
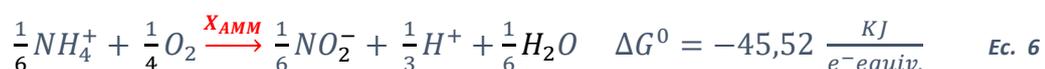
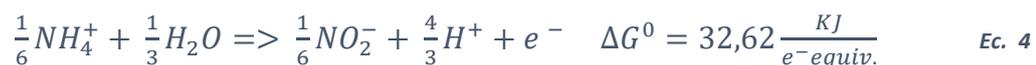


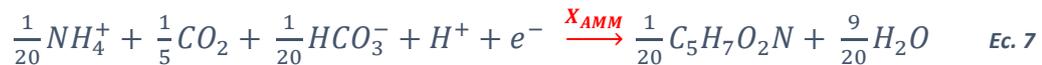
Figura 11. Metabolismo bacteriano autótrofo quimiosintético

Las reacciones del metabolismo bacteriano autótrofo que se desarrollan en un reactor aerobio, suponiendo que la composición química de los microorganismos es $C_5H_7O_2N$, son detalladas a continuación (Henze, Van Loosdrecht, Ekama, & Brdjanovic, 2011):

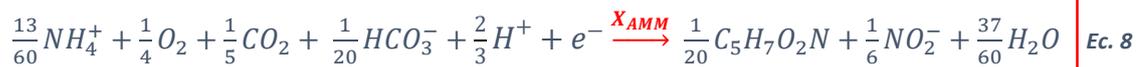
- **Reacción de oxidación autótrofa - catabolismo (Bacterias AMM)**



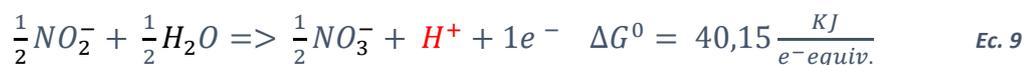
- **Reacción de síntesis celular - anabolismo (Bacterias AMM)**



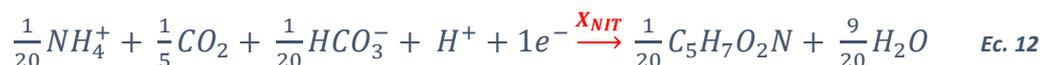
- **Reacción global del metabolismo de las bacterias AMM (Catabolismo + Anabolismo)**



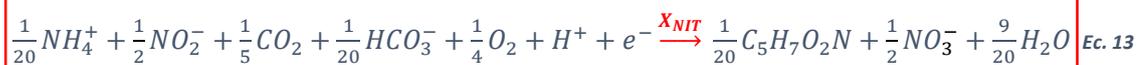
- **Reacción de oxidación autótrofa - catabolismo (Bacterias NIT)**



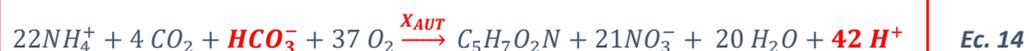
- **Reacción de síntesis celular - anabolismo (Bacterias NIT)**



- **Reacción global del metabolismo de las bacterias NIT (Catabolismo + Anabolismo)**



En plantas de tratamiento de agua residual urbana con temperatura ambiente entre 15 - 22°C, ocurre que la velocidad de crecimiento de las bacterias nitrooxidantes es considerablemente mayor que la de las bacterias amonioxidantes (**Figura 12**); por lo tanto, la velocidad del proceso de nitrificación será modelado utilizando la conversión de amonio a nitrato en fase única (Seco & Ferrer, 2012), y la reacción global de síntesis para las bacterias nitrificantes es:



De la **Ec. 14** podemos concluir que por cada mol de amonio oxidado se consumirán 1,68 moles de oxígeno, y una cierta cantidad de alcalinidad; además se generarán 0,95 moles de nitrato, crecimiento de microorganismos y una acidificación del agua debido a los protones liberados.

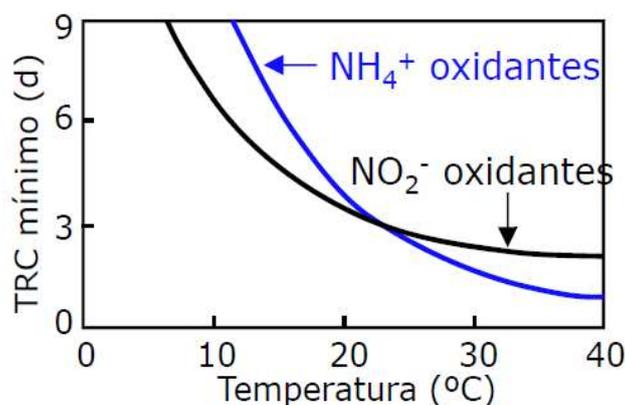


Figura 12. Efecto de la temperatura en el TRC y la velocidad de crecimiento de las bacterias autótrofas

b. Factores que influyen en la nitrificación

El proceso de nitrificación es un paso crítico en la depuración de agua, debido a la baja tasa de crecimiento de las bacterias autótrofas nitrificantes, a la extremada sensibilidad frente a los cambios del sistema y a sustancias inhibidoras que limitan su crecimiento y su actividad. A continuación, los principales factores de los que depende la nitrificación (Avendaño, 2011).

- ✓ Temperatura
- ✓ Oxígeno disuelto
- ✓ pH y alcalinidad

• **Temperatura:**

La temperatura tiene un efecto directo con la velocidad de crecimiento de las bacterias nitrificantes, la cual aumenta considerablemente con el incremento de temperatura sobre el rango de 8 a 30 °C. Además existe un efecto de inhibición por temperaturas frías, el cual es mayor en las Nitrobacter que en las Nitrosomonas. El efecto de la temperatura sobre la velocidad de nitrificación es detallado en la **Tabla 7**.

Tabla 7. Temperatura requerida para la Nitrificación (Gerardi, 2002)

Temperatura	Efecto sobre la nitrificación
> 45 °C	La nitrificación se detiene
28 – 32 °C	Rango de temperatura óptimo
16 °C	Aproximadamente el 50% de la velocidad óptima
10 °C	Reducción significativa de la velocidad de nitrificación. 20% de la velocidad óptima
< 5 °C	La nitrificación se detiene

El efecto de la reducción de temperatura en el sistema puede ser minimizado con el incremento del tiempo de retención celular (TRC).

- **Oxígeno disuelto**

La concentración óptima de OD para lograr la nitrificación se encuentra entre 2 y 3 mg/l. Los factores responsables de la limitada cantidad de OD para la nitrificación son la falta de difusión de oxígeno a través de los flóculos y la competencia por el oxígeno por parte de otros organismos aerobios (Gerardi, 2002).

La concentración de oxígeno disuelto entre 2 y 3 mg/l evaluadas a distintas temperaturas, no influye significativamente en el incremento de la velocidad de crecimiento de las bacterias autótrofas, de acuerdo a la **Figura 13**.

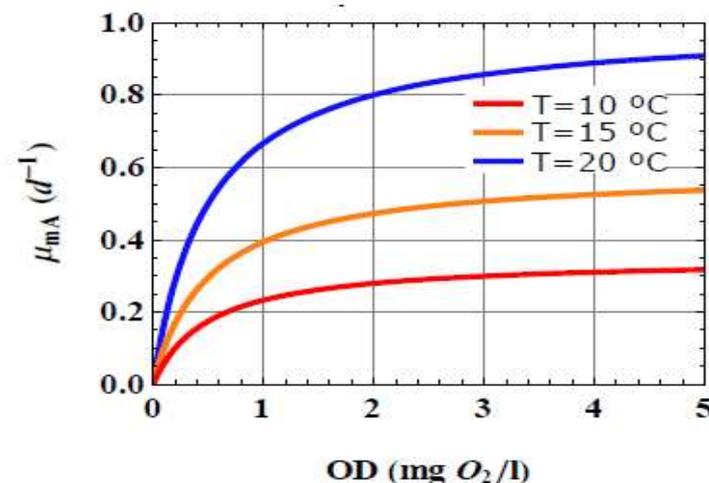


Figura 13. Evolución del crecimiento de bacterias autótrofas en función del OD y la Temperatura (Asensi, 2015)

- **pH y alcalinidad**

En el proceso de nitrificación se generan iones nitrato y liberación de iones hidronio, lo que provoca una acidificación local en el reactor de fangos activados. El consumo del dióxido de carbono como fuente de carbono inorgánico generará una reducción en la alcalinidad del sistema, por lo que es necesario mantener una cantidad suficiente de alcalinidad en el sistema para contrarrestar la reducción del pH y garantizar la disponibilidad de carbono para las bacterias autótrofas.

Se debe considerar que por 1 mg de $N-NH_4^+$ /l oxidado a nitratos se consume 7,14 mg $CaCO_3$ /l, además se recomienda trabajar en un pH óptimo entre 7,2 y 8,5 (**Figura 14**) para poder mantener la velocidad de crecimiento de las bacterias autótrofas.

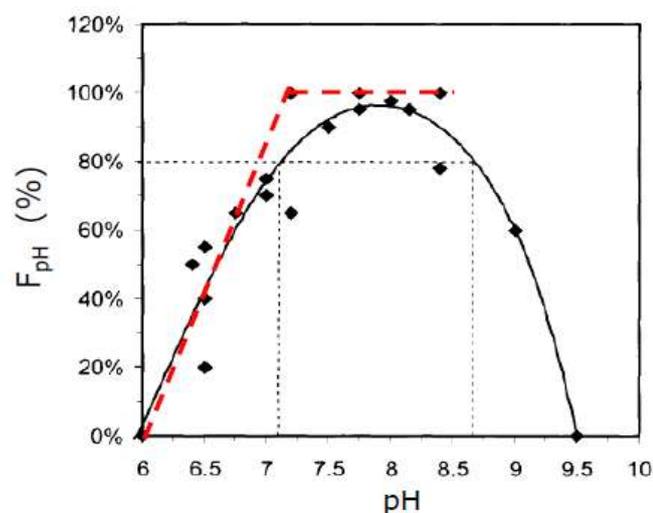


Figura 14. Factor de corrección en función del pH (Asensi, 2015)

Cuando el pH se encuentra por debajo de 7,2 se deberá corregir la velocidad de crecimiento multiplicando por un factor de corrección que dependerá del pH. Del gráfico anterior para un pH igual a 7, le corresponde un factor de corrección igual a 0,7.

1.4.1.2 Desnitrificación biológica

La desnitrificación biológica es el proceso en el que nitratos y nitritos son reducidos a nitrógeno molecular. Este proceso es llevado a cabo por las bacterias heterótrofas

desnitrificantes y su crecimiento se ve favorecido en medios con ausencia o con bajas concentraciones de oxígeno disuelto.

Existe una variedad muy alta de microorganismos involucrados en las reacciones de desnitrificación, lo que les proporciona el potencial de ubicuidad en la mayoría de ambientes naturales. Esta abundancia es debida al hecho que la mayoría de especies desnitrificantes son facultativas, con posibilidad de emplear oxígeno, nitrito o nitrato como aceptor de electrones. El uso de los aceptores de electrones está condicionado a los cambios metabólicos ocurridos en la bacteria, a nivel de síntesis enzimática (Lloret, 2014).

La energía obtenida en el catabolismo y requerida para la síntesis celular, se obtiene de las semireacciones (Ec 13, Ec 14), según el tipo de aceptor de electrones (Henze, Van Loosdrecht, Ekama, & Brdjanovic, 2011).

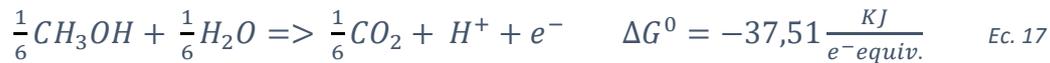
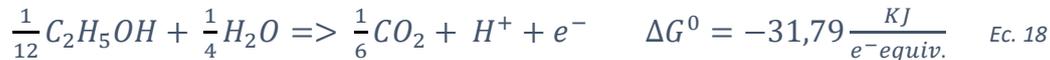
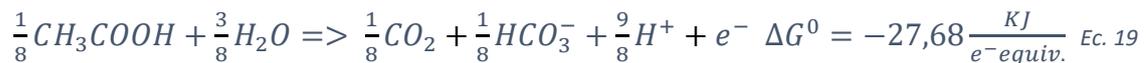
Semireacciones de reducción



La producción de energía en el catabolismo depende de los químicos de oxidación y reducción disponibles para los microorganismos. En estas reacciones el dador de electrones es oxidado, mientras que el aceptor de electrones es reducido. El cambio en la energía Gibbs (ΔG^0) es una propiedad termodinámica de las reacciones que caracterizan la máxima cantidad de energía obtenida por las reacciones dadas.

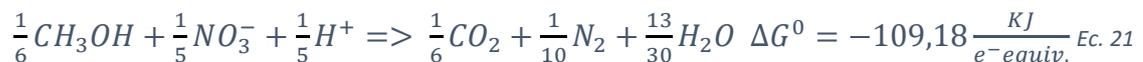
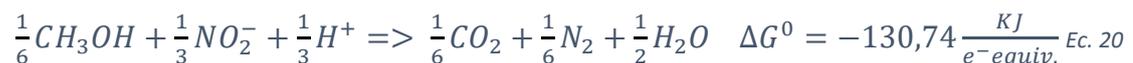
Las fuentes de carbono orgánico utilizadas como sustrato para el proceso de desnitrificación de aguas residuales incluyen compuestos orgánicos presentes en las aguas residuales urbanas e industriales, o compuestos adicionados durante la etapa anóxica como metanol (CH_3OH), etanol (C_2H_5OH) y ácido acético (CH_3-COOH), entre otros (Lloret, 2014).

Las semireacciones de oxidación de materia orgánica más utilizadas son:

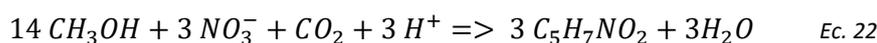
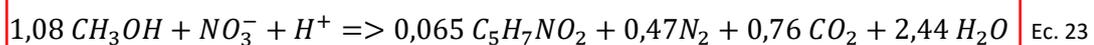
Metanol:

Etanol:

Ácido Acético:


La selección de la fuente de carbono orgánico dependerá principalmente de la disponibilidad local y el coste económico (Lloret, 2014). Usualmente cuando existe un déficit de materia orgánica en la desnitrificación se opta por el uso del metanol por su bajo costo, por su elevado contenido de carbono y mayor generación de energía como se muestra en la ecuación **Ec. 17**.

Considerando el metanol como fuente de materia orgánica (dador de electrones) y los nitritos y nitratos como aceptores de electrones, obtenemos las reacciones en el catabolismo. De las ecuaciones **Ec. 15**, **Ec. 16** y **Ec. 17** (Henze, Van Loosdrecht, Ekama, & Brdjanovic, 2011) obtenemos las siguientes ecuaciones:

Reacciones de oxidación (Catabolismo)


La reacción de síntesis empírica, para describir la reacción global de eliminación fue propuesta por Mc Carty es (Seco & Ferrer, 2012):

Reacción de síntesis (Anabolismo)

Reacción Global (Catabolismo + Anabolismo)


1.4.2 Eliminación de fósforo

La eliminación de fósforo por la vía química se ha logrado durante muchos años con la adición de sales metálicas como el cloruro férrico, sin embargo, investigaciones desarrolladas han logrado la eliminación del fósforo por la vía biológica, logrando reducir el consumo de reactivos químicos.

1.4.2.1 Eliminación biológica de fósforo (EBP)

En todas las plantas depuradoras con tratamientos biológicos se elimina entre un 10 a 30% del fósforo afluente debido a que los microorganismos que utilizan el fósforo para la síntesis celular y el transporte de energía. Bajo ciertas condiciones de operación se ha observado que determinados tipos de bacterias toman más fósforo del necesario, realizándose la eliminación del mismo al retirar las células que lo contienen en exceso. El fundamento para la eliminación de fósforo en los sistemas biológicos se basa en la alternancia de condiciones anaerobias (ausencia de oxígeno y nitratos) y aerobias.

El almacenamiento de fósforo intracelular en forma de gránulos de polifosfatos se da en las bacterias acumuladoras de polifosfatos (PAO). El metabolismo de estas bacterias es representado en la **Figura 15**.

En condiciones anaerobias, la materia orgánica fácilmente biodegradable es asimilada por las bacterias acidogénicas y descompuesta a ácidos grasos de cadena corta. Los ácidos grasos de cadena corta como el ácido acético son adsorbidos por las bacterias PAO y almacenados intracelularmente como poli-hidroxi-butirato (PHB) y poli-hidroxi-alcanoatos (PHAs) (Seco & Ferrer, 2012). Para lograr el almacenamiento intracelular de los ácidos, las bacterias PAO necesitan de energía, que puede ser obtenida de la descomposición de los polifosfatos o de la descomposición del glucógeno, generando en el medio una descarga de fosfatos. En conclusión, las bacterias PAO en condiciones anaerobias logran el almacenamiento interno de materia orgánica en forma de PHA.

En condiciones aerobias, las bacterias PAO utilizan como fuente de carbono la materia orgánica almacenada (PHA) para lograr la síntesis celular (crecimiento de las PAO) y la generación de energía. Esto se logra con la oxidación del PHA almacenado, generando una liberación de CO₂ y H₂O en condiciones aerobias y N₂ en condiciones anóxicas. Parte de esta energía es utilizada para la síntesis celular, otra fracción para el almacenamiento de glucógeno

y la otra fracción es utilizada para lograr el almacenamiento interno de fosfatos en forma de polifosfatos, de esta manera aseguran sus reservas de energía para la etapa anaerobia. Finalmente el fósforo se retira del agua con la purga de fango rico en polifosfatos que se realiza tras la etapa aerobia.

Este proceso permite un incremento en la eliminación neta de fósforo (del orden de 3 a 4 veces) mayor que el producido por la sola síntesis celular de las bacterias heterótrofas no acumuladoras de polifosfatos (Seco & Ferrer, 2012).

En las condiciones anaerobias es fundamental evitar la presencia de nitratos y oxígeno (aceptores de electrones) debido a que las bacterias heterótrofas no acumuladoras de polifosfatos tomarían del medio los ácidos grasos volátiles disponibles para las bacterias PAO con lo cual afectaría su desarrollo. Esto se ve reflejado en la disminución de la eliminación de fósforo.

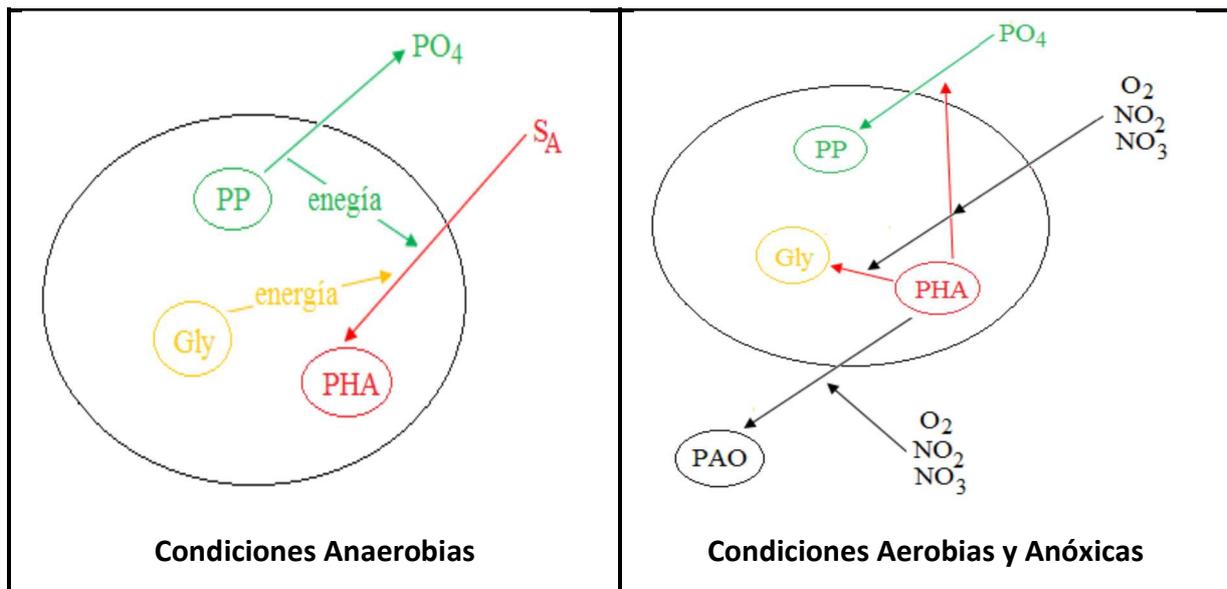


Figura 15. Esquema del metabolismo de las bacterias acumuladoras de fósforo (PAO) (Martí, 2014)

La evolución en el tiempo de los componentes que intervienen en las dos condiciones de trabajo son representados en la Figura 16.

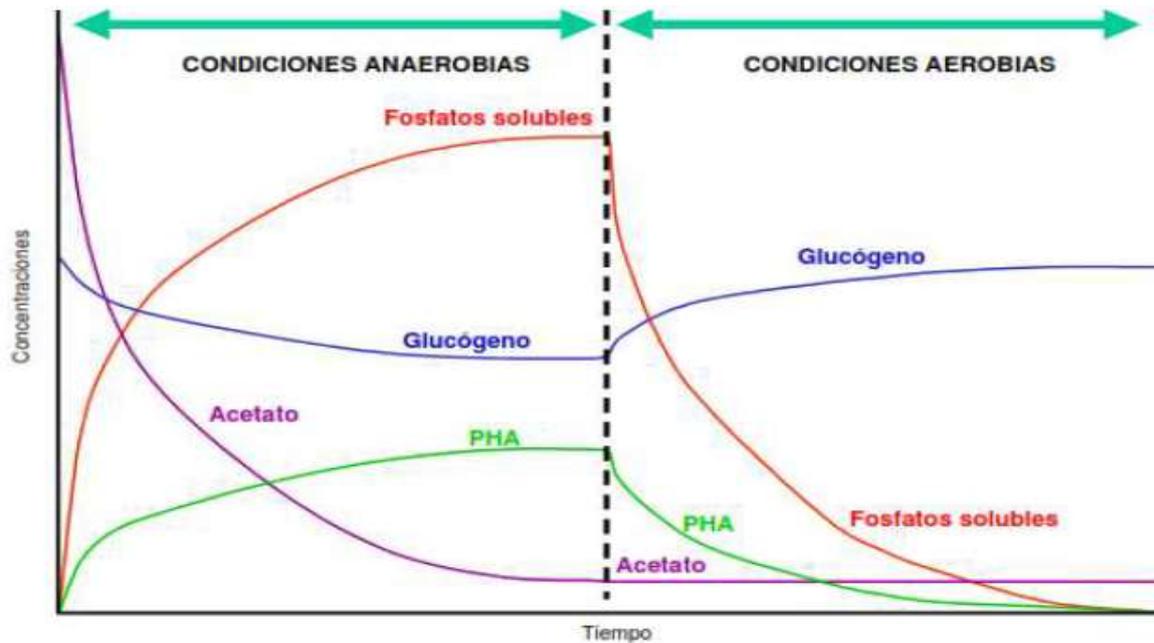


Figura 16. Evolución de componentes en el metabolismo interno y externo de las bacterias PAO (Martí, 2014)

1.4.2.2 Precipitación química del fósforo

La precipitación química del fósforo se logra con la adición de reactivos como son el Cloruro Férrico, Policloruro de Aluminio, Sulfato Férrico y Sulfato de Aluminio. El fósforo en las aguas residuales urbanas se encuentra en su forma soluble como ortofosfatos y al reaccionar con las cargas catiónicas del hierro (Fe^{+3}) genera un precipitado estable y de baja solubilidad en el agua. Los reactivos químicos se pueden añadir antes de la decantación primaria o en el tratamiento secundario previo a la decantación secundaria (**Figura 17**). El fósforo se elimina de la fase líquida debido a los mecanismos de precipitación, adsorción, intercambio y aglomeración y se elimina del proceso con el fango secundario. El uso de estas sales en este método de eliminación conlleva a un incremento en la producción fangos.

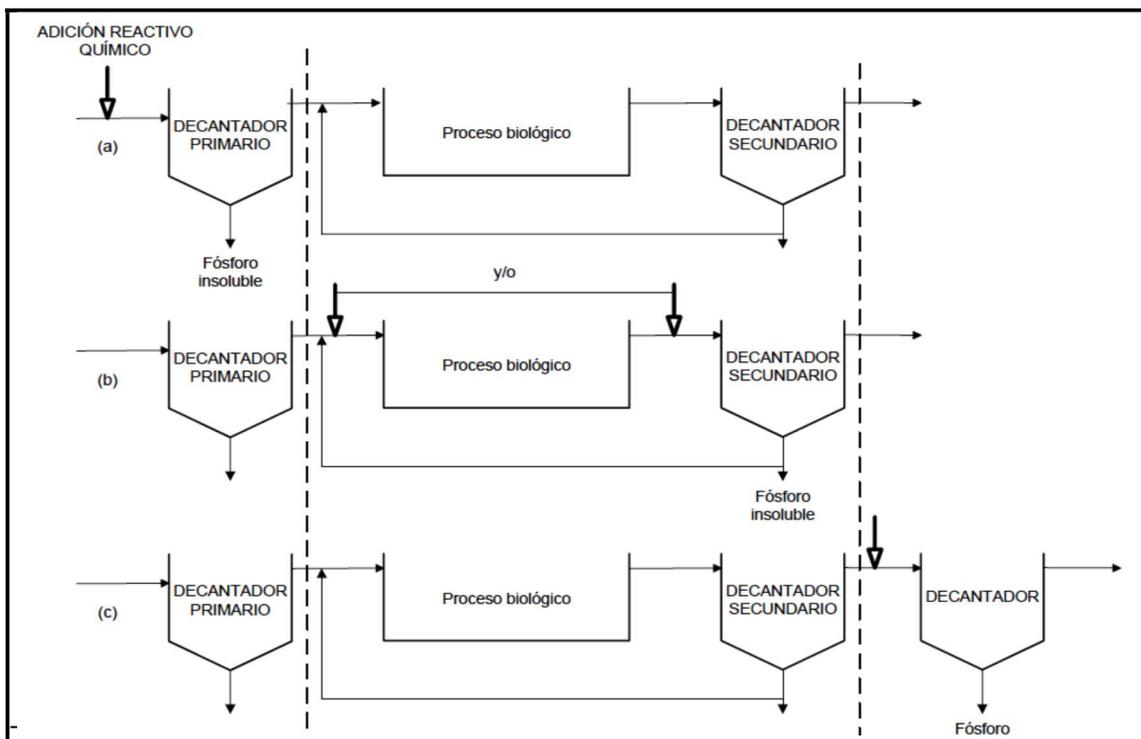


Figura 17. Posibles puntos de alimentación de reactivos para la eliminación química de fósforo. (a) Previo a la decantación primaria. (b) Previo o posterior al tratamiento secundario. (c) Posterior al decantador secundario (Metcalf & Eddy, 1995).

Un producto de precipitación que tiene un producto de solubilidad (K_{ps}) más bajo, significa que la sustancia es la más insoluble. El producto de solubilidad de los precipitados de fósforo se enumera en la **Tabla 8**.

Tabla 8. Constantes de productos de solubilidad para precipitación de fosfatos (P. Sincero & A. Sincero, 2003)

Precipitation Product	Solubility Product, K_{sp} at 25°C
$Ca_5(PO_3)_3(OH)_{(s)}$	$(10^{-55.9})$
$Ca_3(PO_4)_2$	(10^{-25})
$AlPO_{4(s)}$	(10^{-21})
$FePO_4$	$(10^{-21.9})$

Las sales de hierro como el cloruro férrico reaccionan con los ortofosfatos y con la alcalinidad del agua (bicarbonatos), tal como se detalla en las siguientes reacciones:



Las sales de hierro (Fe^{+3}) logran precipitar con los ortofosfatos cuando los valores de pH son bajos ($\text{pH} < 5$) (**Figura 18**) y a valores de pH altos ($\text{pH} > 7$) los ortofosfatos pierden competencia con los hidróxidos y el hierro precipita como hidróxidos férricos ($\text{Fe}(\text{OH})_3$).

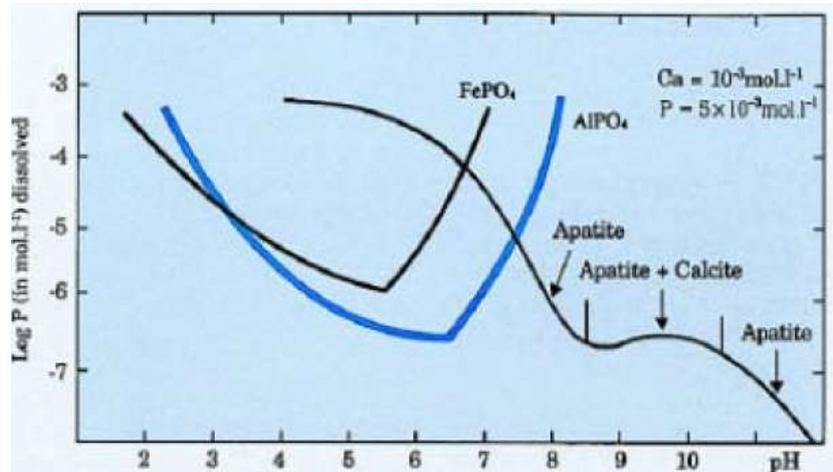


Figura 18. Solubilidad de los fosfatos en un rango de pH

1.4.3 Esquemas de eliminación de nutrientes

Los esquemas de los procesos de eliminación de nutrientes están enfocados en la eliminación simultánea de materia orgánica y de los nutrientes. Entre los esquemas existentes se encuentran los que están destinados a la eliminación de un solo nutriente (Nitrógeno o Fósforo) o la eliminación de ambos.

Los procesos de eliminación de nutrientes son más complejos que los procesos de eliminación de materia orgánica, siendo necesario combinar al menos dos etapas: aerobia - anóxica para el caso del nitrógeno y aerobia - anaerobia para el caso del fósforo. En procesos de eliminación conjunta de ambos nutrientes se requieren de al menos tres etapas: anaerobia - anóxica - aerobia.

1.4.3.1 Esquemas de eliminación de nitrógeno

En sistemas de fangos activados los procesos de nitrificación - desnitrificación los podemos clasificar como sistemas de pre - desnitrificación y post - desnitrificación. En nuestro caso nos centraremos en los procesos de pre - desnitrificación por ser los más comúnmente utilizados.

Existen diversos esquemas de tratamiento: Con zona anóxica separada como se muestra en la **Figura 19** y Sin zona anóxica separada mostrado en la **Figura 20**.

Esquemas con Zona Anóxica Separada

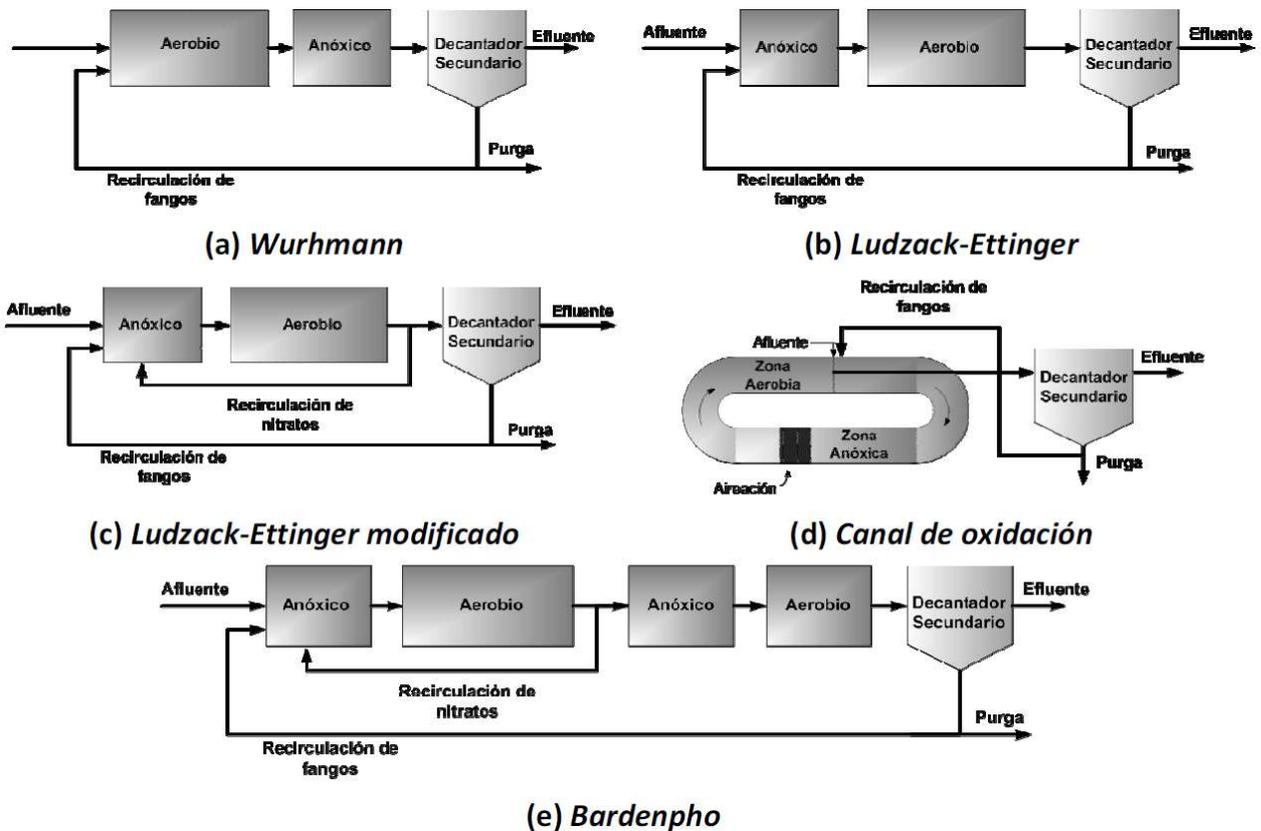


Figura 19. Esquemas de eliminación biológica de nitrógeno con zona anóxica separada (Jiménez, 2010)

- **Esquema Ludzack - Ettinger (b) y Ludzack - Ettinger modificado (c)**

Ambos esquemas representados corresponden al proceso de predesnitrificación y se diferencian por la recirculación interna de nitratos al reactor anóxico que presenta el esquema Ludzack – Ettinger modificado, mejorando de esta manera la eficiencia de eliminación de nitrógeno.

- **Esquema Bardenpho (e)**

Este esquema representa una variación del esquema Ludzack – Ettinger modificado, donde se añaden 2 etapas más al proceso. Uno de ellos es un reactor anóxico utilizado como etapa de postdesnitrificación donde la materia orgánica proviene de la respiración endógena, la otra etapa es un reactor aerobio y es utilizado para eliminar el nitrógeno gas formado durante la desnitrificación, esto evitará la flotación de fangos en el decantador secundario.

Esquemas sin Zona Anóxica Separada

Dentro de la clasificación de los esquemas sin zona anóxica separada se encuentran la aireación intermitente y nitrificación desnitrificación simultánea (SND). En este apartado nos centraremos en el esquema SND por su operación en continuo (**Figura 20**).

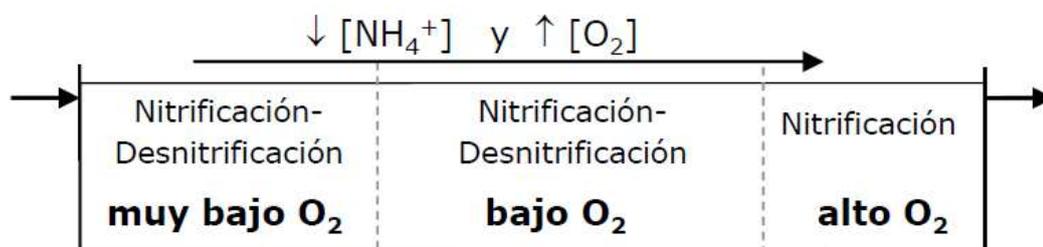


Figura 20. Esquema Nitrificación Desnitrificación Simultánea (SND)

- **Esquema Nitrificación Desnitrificación Simultánea (SND)**

Este proceso es de mayor interés para eliminar nitrógeno amoniacal y nitratos, ambos mecanismos de eliminación se lleva a cabo dentro del mismo reactor.

El mecanismo físico se encuentra gobernado por los gradientes de concentración de oxígeno disuelto (OD) dentro de los flóculos del proceso de fangos activados. El tamaño del flóculo influye en la difusión del oxígeno a través de él, lo que condiciona la existencia de zonas aerobias y anóxicas dentro del mismo flóculo. Las bacterias autótrofas se encuentran en la periferia del flóculo donde las concentraciones se encuentran por encima de 1 – 2 mg O_2/l , mientras que las bacterias desnitrificantes se ubican en el interior del flóculo donde la concentración de oxígeno es muy baja (Lloret, 2014), representados en la **Figura 21**.

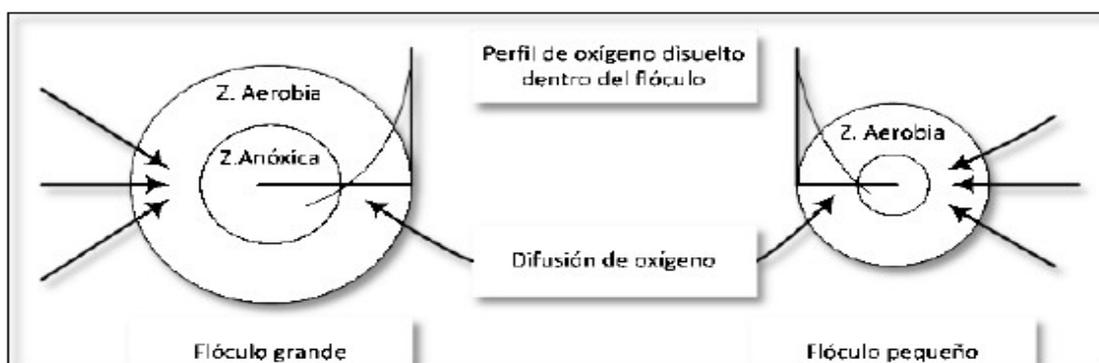


Figura 21. Esquema del perfil de dos flóculos microbianos donde se indica la diferenciación entre la zona aerobia y la zona anóxica. (Lloret, 2014)

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 SND 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 $10 \text{ mg NO}_3^-/\text{l}$ y evitar así una posible flotación de fangos por desnitrificación en el fondo del decantador secundario.

1.4.3.2 Esquema de eliminación de fósforo

El esquema A/O utilizado en la eliminación biológica de fósforo (EBP) (**Figura 22**) requiere de una alternancia de condiciones anaerobia y aerobia. En la etapa anaerobia habrá una liberación de fósforo y en la etapa aerobia una captura de fósforo por las bacterias PAO debido a su crecimiento. Este proceso tiene la desventaja de recircular fangos con presencia de nitratos, generados en el reactor aerobio, causando una reducción en la eliminación de fósforo por presencia de bacterias heterótrofas en el reactor anaerobio.

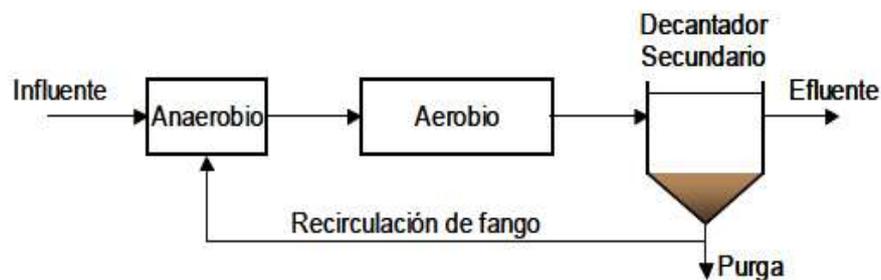


Figura 22. Esquema de Eliminación Biológica de Fósforo A/O

1.4.3.3 Esquemas de eliminación conjunta de nitrógeno y fósforo

El objetivo en los esquemas desarrollados es obtener una alta eficacia en la eliminación conjunta de ambos nutrientes (N y P). Los esquemas más utilizados son: A²/O, UCT, Johannesbourg (JHB) y Phoredox y son mostrados en la **Figura 23**.

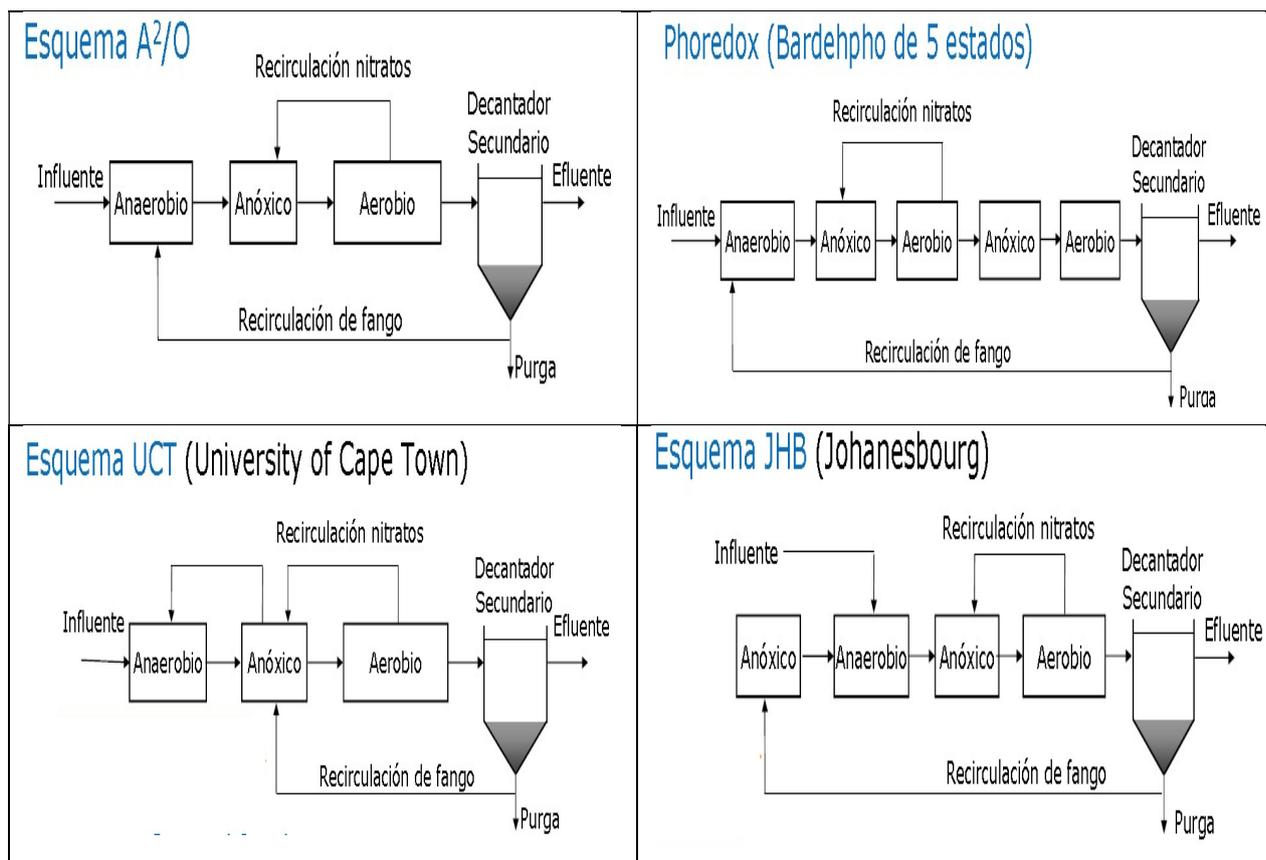


Figura 23. Esquemas de eliminación conjunta de nutrientes N y P

- **Esquema A²/O**

El esquema A²/O es uno de los procesos para eliminar biológicamente el fósforo a través de una etapa anaerobia seguida de una etapa anóxica y aerobia, en el cual se desarrollan las bacterias PAO y capturan el ortofosfato del agua. El fósforo es eliminado del sistema con la purga de microorganismos que lo contienen.

En la etapa anóxica se produce la desnitrificación debido a la recirculación interna de nitratos desde la etapa aerobia. Por otra parte, la recirculación de fangos desde el decantador secundario ingresa a la etapa anaerobia llevando una menor concentración de nitratos.

- **Esquema UCT**

El esquema UCT (University of Cape Town) tiene el mismo principio de una etapa anaerobia seguida de una etapa anóxica y una etapa aerobia, pero en este caso el reactor anóxico recibe corrientes de la recirculación de fangos y de la recirculación interna de nitratos que provienen del reactor aerobio. Esta propuesta se desarrolló con la finalidad de evitar la presencia de nitratos en la recirculación de fangos al reactor

anaerobio. La desventaja de este esquema se aprecia en el coste de energía requerida para el bombeo de la recirculación interna del licor mezcla desde la salida del reactor anóxico (exento de nitratos) hasta el reactor anaerobio.

- **Esquema Johannesbourg (JHB)**

El esquema JHB es una modificación del esquema A²/O, con la diferencia que en este esquema se adiciona un reactor anóxico que recibe la corriente de fangos recirculados para lograr desnitrificación por respiración endógena. Esta corriente desnitrificada exenta de nitratos ingresa finalmente al reactor anaerobio que se mezcla con el influente.

- **Esquema Phoredox**

El esquema Phoredox es una modificación del esquema A²/O donde se incluye un reactor anóxico adicional a la salida del reactor aerobio para desnitrificar los nitratos presentes en el licor mezcla y es seguido de un reactor aerobio para eliminar las burbujas de gas nitrógeno y evitar problemas de flotación de fangos en el decantador secundario.

1.4.3.4 Eliminación biológica de nitrógeno con Bioreactor de membrana sumergido

El esquema mostrado en la **Figura 24** corresponde al proceso de eliminación biológica de nitrógeno con un MBR sumergido. Para alcanzar la eliminación necesaria de nitrógeno y materia orgánica la corriente de rechazo conlleva un alto contenido de nitratos, siendo esta recirculada a la zona anóxica del reactor biológico. Se recomienda trabajar con una concentración de sólidos suspendidos totales en el licor mezcla en el rango de 8 – 12 g/l.

La eliminación de fósforo en estos sistemas está limitada al trabajar con elevados tiempos de retención celular (TRC), dado que un incremento del valor de este parámetro genera una liberación de fosfatos al medio por la muerte de bacterias PAO, disminuyendo la eficiencia de eliminación de fósforo.

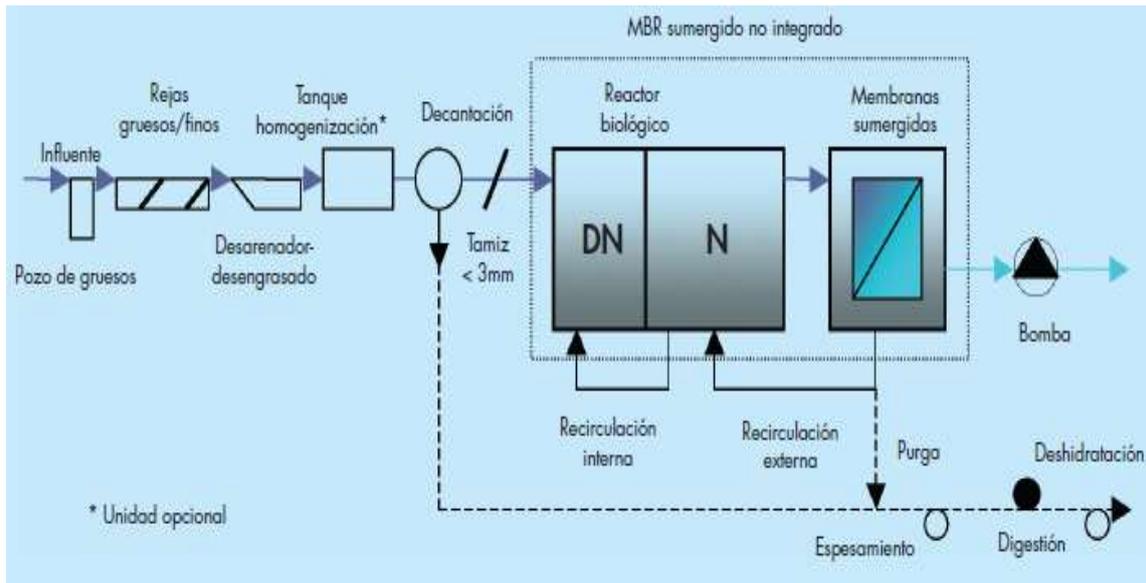


Figura 24. Diagrama de flujo de un MBR sumergido y con eliminación biológica de nitrógeno (CEDEX, 2016)

1.5 Marco Legislativo

El incremento de la demanda hídrica y la escasez del recurso han obligado a ver la manera de mejorar la calidad del cuerpo receptor para su reutilización y optimizar el consumo de agua.

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.

En España, el Real Decreto-Ley 11/1995, del 28 de diciembre, establece las Normas Aplicables al Tratamiento de las Aguas Residuales Urbanas donde incorpora al ordenamiento jurídico interno los preceptos de la Directiva 91/271/CEE, con el fin de proteger la calidad de las aguas continentales y marítimas de los efectos negativos de los vertidos de las aguas residuales urbanas (Ministerio de Agricultura, Alimentación y Medio Ambiente, s.f.).

El Real Decreto 509/1996, complementa las normas sobre recogida, depuración y vertido de dichas aguas, y la aplicación de distintos tratamientos antes de su vertido a las aguas continentales o marítimas. En la determinación de estos tratamientos 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” y corresponde a las Comunidades Autónomas establecer tal calificación (Ministerio de Agricultura, Alimentación y Medio Ambiente, s.f.).

La Directiva 98/15/CE de la Comisión del 27 de febrero de 1998, modifica la Directiva 91/271/CEE en relación con ciertos requisitos que fueron establecidos para los vertidos procedentes de instalaciones de tratamiento de aguas residuales urbanas realizados en zonas sensibles propensas a eutrofización (Ministerio de Agricultura, Alimentación y Medio Ambiente, s.f.).

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 siguiente tabla, cumpliéndose el valor de la concentración o el porcentaje de reducción. (Ministerio de Agricultura, Alimentación y Medio Ambiente, s.f.)

Tabla 9. Requisitos para los vertidos procedentes de instalaciones de Depuración de Aguas Residuales Urbanas mediante tratamiento secundario (Directiva 91/271/CEE).

Parámetros	Concentración	% Mínimo 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 siguientes requisitos (Ministerio de Hacienda y Administraciones Públicas, s.f.).

Tabla 10. 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.

Cada vez está aumentando el número de zonas sensibles y eso obliga a implantar procesos de eliminación de nutrientes en las nuevas EDAR y a remodelar gran parte de las plantas existentes como el caso de la EDAR CAMP DE TURIA II cuyo estudio es el objetivo de este trabajo.

2 OBJETIVO

El objetivo principal de este Trabajo Fin de Máster consiste en analizar distintas alternativas para implantar la eliminación de nitrógeno y fósforo en la EDAR de Camp de Turia II y seleccionar la alternativa más adecuada.

Este planteamiento se logrará con el desarrollo de los siguientes objetivos específicos:

- ❖ Evaluación actual de la EDAR, identificando los elementos de tratamiento en la EDAR CAMP DE TURIA II.
- ❖ Contemplar la adaptación de la infraestructura existente en la EDAR para el planteamiento y desarrollo de alternativas (Eliminación biológica de nitrógeno y fosforo y/o precipitación química) con ayuda de la herramienta de simulación DESASS.
- ❖ Establecer las condiciones óptimas de funcionamiento en los esquemas planteados como alternativas.
- ❖ Establecer las modificaciones a realizar en la EDAR para la implantación de cada una de las alternativas.
- ❖ Realizar una valoración económica de las alternativas considerando los costes de construcción y operación.
- ❖ Comparar las alternativas y seleccionar la más adecuada.

3 DESCRIPCIÓN DE LA EDAR CAMP DE TURIA II

3.1 Ubicación Geográfica

La estación depuradora de agua residual urbana – CAMP DE TURIA II, limita con el Bosque La Vallesa (Franja amarilla) y con un tramo del río Turia (**Figura 25**). La EDAR se encuentra ubicada en la Comarca que lleva por nombre, brindando servicios de depuración en 5 Municipios, como son Riba-roja de Túria, San Antonio de Benagéber, Vilamarxant, L’Eliana y La Pobla de Vallbona, siendo el total de habitantes equivalentes que trata la EDAR igual a 46.170 he.

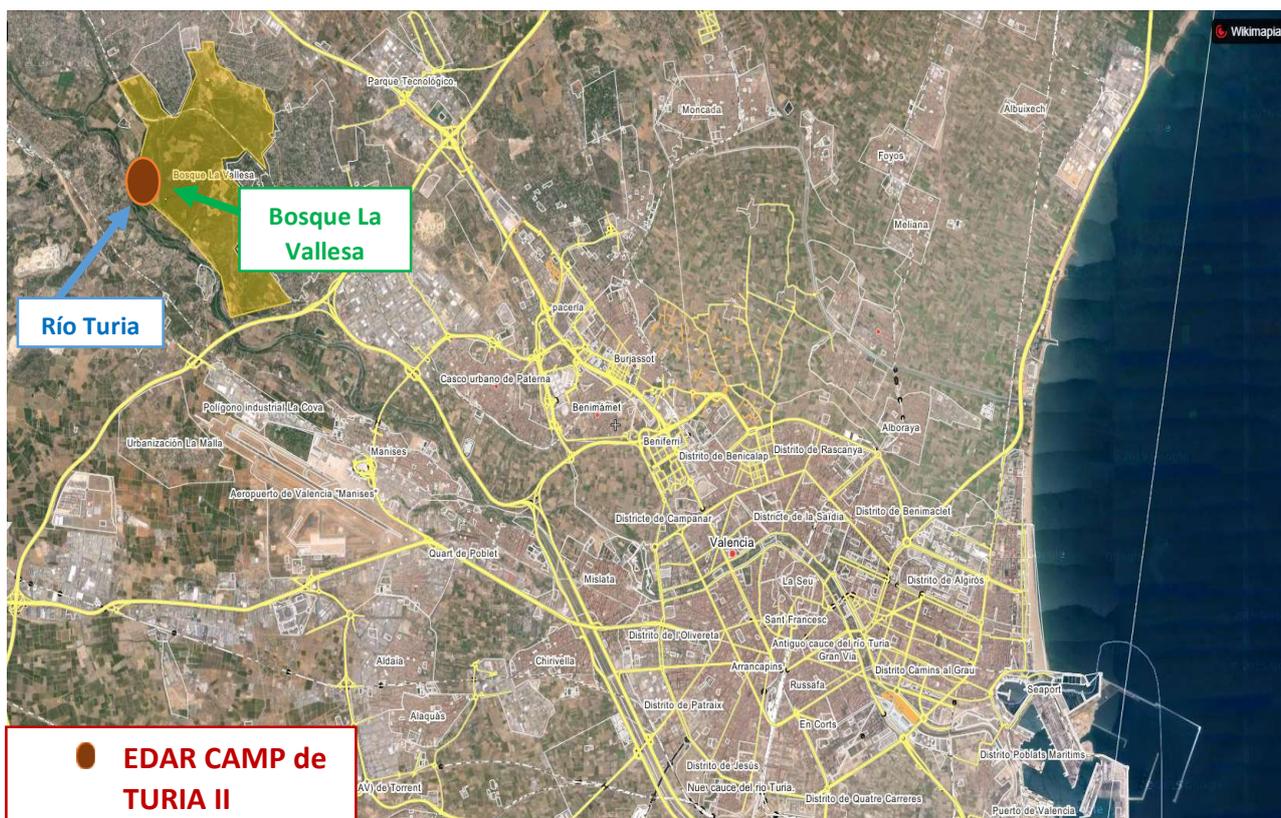


Figura 25. Ubicación de la EDAR CAMP DE TURIA II (Wikimapia, 2016)

Geográficamente la EDAR CAMP de TURIA II se encuentra localizada de la siguiente manera:

Coordenadas UTM (ETR 89 huso 30)

X: 712907

Y: 4378943

Z: 63

3.2 Situación actual de la Estación Depuradora

La EDAR CAMP DE TURIA II es explotada por la Empresa UTE SAV-DAM y cuenta con la asistencia técnica de INTERCONTROL LEVANTE S.A. El tratamiento actual consiste en un sistema convencional que elimina materia orgánica, amonio y sólidos suspendidos. La capacidad de depuración de aguas residuales durante el año 2014 fue de **10.200 m³/día** y se puede apreciar en la **Figura 26** que estas son vertidas al Río Turia, el cual ha sido considerada zona sensible de acuerdo a la Legislación de Aguas Residuales Urbanas en España. Este sistema de tratamiento incumple con la calidad de vertido exigida por esta legislación y es por ello que requiere de un tratamiento más riguroso para eliminar los nutrientes (Nitrógeno y Fósforo) y cumplir con los requisitos de vertido. La potencia total instalada en la EDAR es 1.320 KW.



Figura 26. EDAR CAMP DE TURIA II (Wikimapia, 2016)

La EDAR CAMP de TURIA II está constituida por 2 líneas de tratamientos (1 línea de agua y 1 línea de fangos) como se indica en la **Figura 27**.

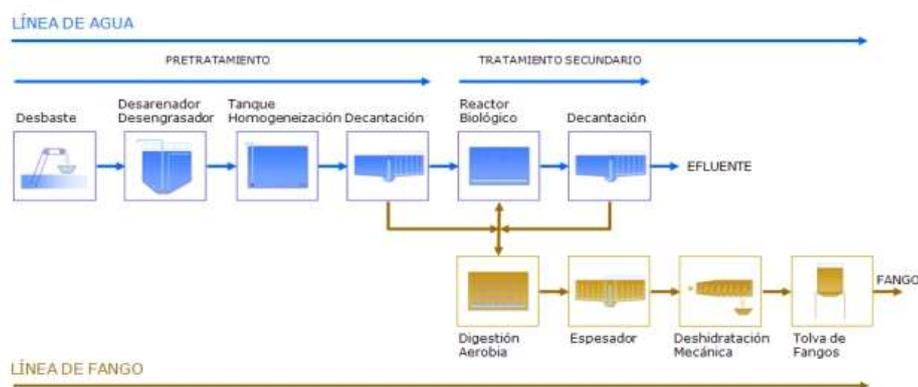


Figura 27. Diagrama de bloques del proceso (Entidad de Saneamiento de Aguas, s.f.)

La línea de agua consiste en un pretratamiento, un tratamiento primario, un tratamiento secundario y un tratamiento terciario donde se incluye la desinfección. Cada línea de tratamiento está conformada por las siguientes unidades.

- **Línea de agua**
 1. Desbaste de gruesos y finos
 2. Desarenador/Desengrasador
 3. Balsa de homogenización
 4. Decantadores primarios (2)
 5. Reactores biológicos aerobios (2)
 6. Decantadores secundarios (2)

- **Línea de fangos**
 7. Poza de fangos primarios
 8. Poza de bombeo de fangos biológicos
 9. Digestores aerobios (2)
 10. Espesador de gravedad
 11. Deshidratador (2 Centrífugas)

- **Servicios Auxiliares**
 12. Desodorización
 13. Preparación de electrolitos
 14. Sistema de aireación
 15. Zona de Cloración

En la **Figura 28**, desde una vista superior se encuentran identificadas todas las unidades mencionadas en las líneas de tratamientos.



Figura 28. Vista Superior de la EDAR CAMP DE TURIA II (Elaboración propia)

El dimensionamiento de las principales instalaciones existentes fue brindado por la Empresa explotadora de la Depuradora y es detallado a continuación:

- **Balsa de Homogenización**

Codificada como la unidad 3 (Figura 28), es un tanque rectangular que permite homogenizar el caudal de tratamiento y las concentraciones de los contaminantes. En su interior tiene instalado 2 agitadores con hélice. Las dimensiones de la unidad se enumeran en la Tabla 11.

Tabla 11. Dimensiones de la balsa de homogenización (Elaboración propia)

Longitud (m)	36,4
Ancho (m)	16,2
Calado (m)	4,60
Altura (m)	5,10
Volumen útil (m³)	2720
Nro. de unidades	1
Volumen Total (m³)	2720

- **Decantador Primario**

Codificada como la unidad 4 (**Figura 28**), consta de 2 decantadores circulares primarios y fueron diseñados para retener el 60% de los sólidos en suspensión. De esta manera se consigue separar de la línea de agua una fracción de la DQO y de la DBO particulada. Las dimensiones de las unidades se enumeran en la **Tabla 12**.

Tabla 12. Dimensiones del decantador primario (Elaboración propia)

Área (m ²)	253,6
Diámetro (m)	18,0
Calado (m)	2,5
Altura (m)	3,0
Volumen útil (m ³)	634
Nro. de unidades	2
Volumen Total (m³)	1268

- **Reactor Biológico**

Codificada como la unidad 5, consta de 2 reactores biológicos aerobios de forma rectangular, instalados en paralelo. Cada reactor en su interior tiene instalado dos parrillas de difusores y exteriormente contiene un sistema de 3 soplantes para el ingreso continuo de aire. La agitación dentro del sistema es llevada a cabo por el ingreso de aire y por la velocidad con la que ingresa el agua, de esta manera se evita el uso de los agitadores. Las dimensiones de las unidades se enumeran en la **Tabla 13**.

Tabla 13. Dimensiones del reactor aerobio (Elaboración propia)

Longitud (m)	24,4
Ancho (m)	13,9
Calado (m)	5,0
Altura (m)	5,5
Volumen útil (m ³)	1694
Nro. de unidades	2
Volumen Total (m³)	3388

- **Decantador Secundario**

Codificada como la unidad 6, consta de 2 decantadores secundarios de forma circular que son utilizados para separar el lodo activo del agua clarificada. Las dimensiones del decantador secundario se indican en la **Tabla 14**.

Tabla 14. Dimensiones del decantador secundario (Elaboración propia)

Área (m ²)	452,2
Diámetro (m)	24,0
Calado (m)	3,2
Altura (m)	3,7
Volumen útil (m ³)	1447
Nro. de unidades	2
Volumen Total (m³)	2894

- **Digestor Aerobio**

Codificada como la unidad 9, consta de 2 digestores aerobios de forma rectangular. Estos elementos son utilizados en la línea de fangos con el objetivo de generar un fango estabilizado. En su interior contiene 3 parrillas de difusores y exteriormente contiene un sistema de 4 soplantes para el ingreso continuo de aire. Las dimensiones de los digestores aerobios se indican en la **Tabla 15**.

Tabla 15. Dimensiones de los digestores aerobios (Elaboración propia)

Longitud (m)	40,3
Ancho (m)	13,9
Calado (m)	5,0
Altura (m)	5,5
Volumen útil (m ³)	2800
Nro. de unidades	2
Volumen Total (m³)	5600

- **Espesador**

Codificada como la unidad 10, hay un solo espesador circular por gravedad y tiene la funci3n de concentrar los fangos digeridos para que posteriormente sean enviados a los deshidratadores. Las dimensiones del espesador se indican en la **Tabla 16**.

Tabla 16. Dimensionamiento del espesador (Elaboraci3n propia)

Área (m ²)	131,4
Diámetro (m)	13,0
Calado (m)	3,5
Altura (m)	4,0
Volumen útil (m ³)	460
Nro. de unidades	1
Volumen Total (m³)	460

3.3 Datos de entrada

La obtenci3n de los datos de entrada corresponde a una recopilaci3n de informaci3n de todo el ańo 2014 y ha sido recogido por la empresa encargada de la explotaci3n de la EDAR CAMP de TURIA II. Para realizar un diagn3stico de la situaci3n actual y para un adecuado planteamiento de alternativas, se ha trabajado como punto de partida con la siguiente informaci3n: Caudal diario, y componentes del agua de entrada (pH, S3lidos suspendidos, DBO₅, DQO, N_T y P_T).

3.3.1 Caudal diario

La informaci3n de la evoluci3n del caudal diario en los 365 dıas del ańo 2014 es utilizada para determinar el caudal medio diario representativo para todo el ańo o para cada estaci3n segun su variaci3n estacional. Esta informaci3n mostrada en la **Tabla 17** ser3 útil para poder trabajar con el diseńo de la planta de tratamiento de agua residual y evaluar los costes de energıa, gesti3n de fangos y consumo de reactivos quımicos. La evoluci3n del caudal diario se representa en la **Figura 29**.

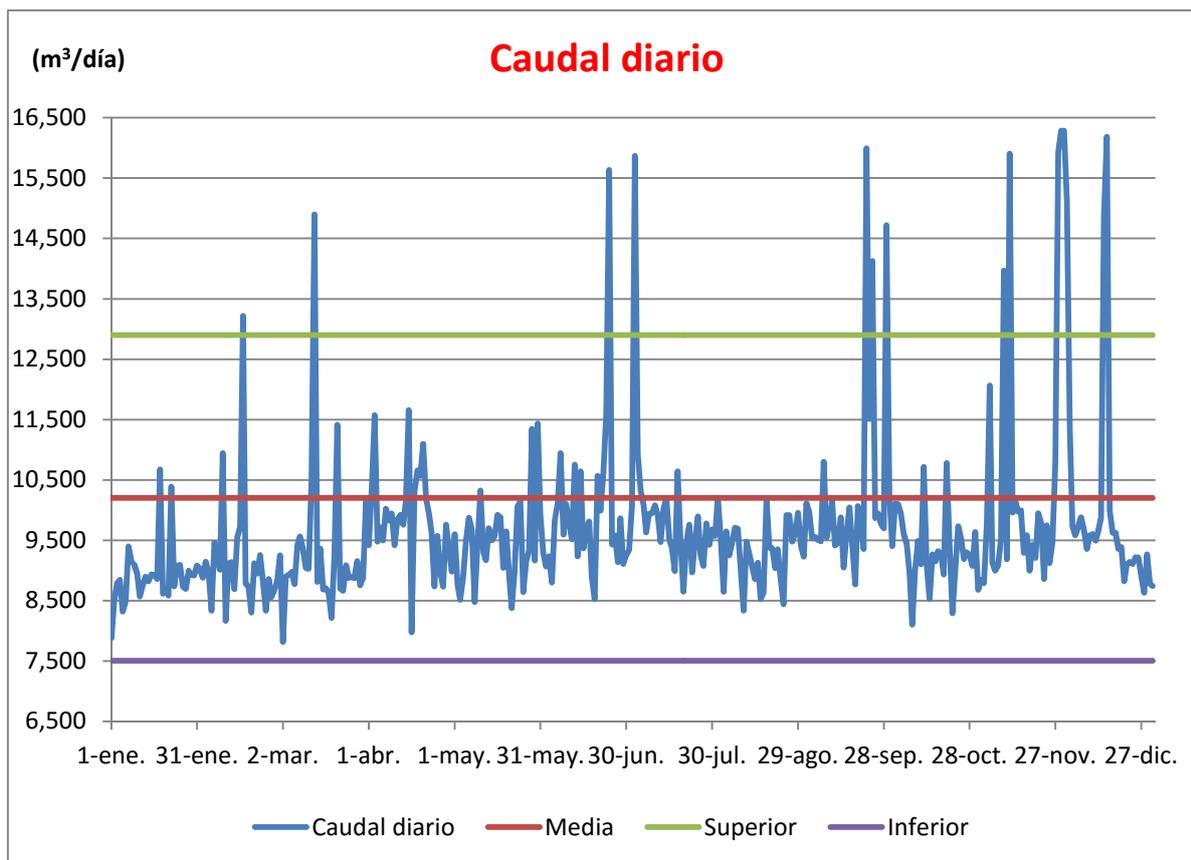


Figura 29. Evolución del caudal diario entrante - Año 2014 (Fuente: Datos propios EDAR CAMP DE TURIA II)

En esta figura observamos que existen 9 picos puntuales y llegan hasta los 16,200 m³/d. Se puede considerar que este incremento es debido a las precipitaciones de la zona geográfica. Por lo tanto el caudal medio diario representativo para todo el año es 10.200 m³/d.

Tabla 17. Caudal medio diario (Elaboración Propia)

Parámetros	(m ³ /día)
Caudal medio diario	10200,0
Desviación	1349,2
Med + 2*Desviación	12898,3
Med - 2*Desviación	7501,7

3.3.2 Componentes del agua de entrada

Los principales parámetros físico-químicos y biológicos del agua de entrada a la EDAR, son: pH, Sólidos suspendidos, DBO₅, DQO, N_T, P_T.

En la **Tabla 18** se observan los valores mensuales de cada componente, correspondiente al año 2014:

Tabla 18. Datos de los parámetros de calidad en el agua de entrada a la EDAR (Fuente: Datos propios EDAR CAMP DE TURIA II)

Fecha	pH	SS	DBO ₅	DQO	N _T	P _T
9/01/2014	7,70	290	330	612	48,96	10,05
26/01/2014	7,70	233	320	544	45,89	9,55
10/02/2014	7,70	140	230	386	38,11	8,17
25/02/2014	7,60	497	460	790	51,88	10,50
5/03/2014	7,80	328	350	599	47,68	9,84
30/03/2014	7,60	287	310	525	53,10	10,99
14/04/2014	7,60	410	420	706	47,05	10,86
29/04/2014	7,60	311	330	556	45,23	9,95
13/05/2014	7,60	225	290	491	48,56	9,12
9/06/2014	7,60	229	250	419	46,62	9,08
25/06/2014	7,70	207	280	477	49,95	9,26
13/07/2014	7,70	192	240	466	47,00	8,95
29/07/2014	7,50	401	350	589	48,17	9,55
13/08/2014	7,40	261	290	503	45,83	9,33
9/09/2014	7,60	254	240	559	44,59	9,84
29/09/2014	7,70	273	320	530	42,91	9,68
12/10/2014	7,70	240	210	367	39,48	8,40
28/10/2014	7,60	250	290	525	46,88	9,45
19/11/2014	7,60	146	230	400	39,85	8,10
27/11/2014	7,70	340	270	516	43,63	9,45
10/12/2014	7,50	466	460	886	51,85	10,86
29/12/2014	7,60	257	250	444	42,59	8,13

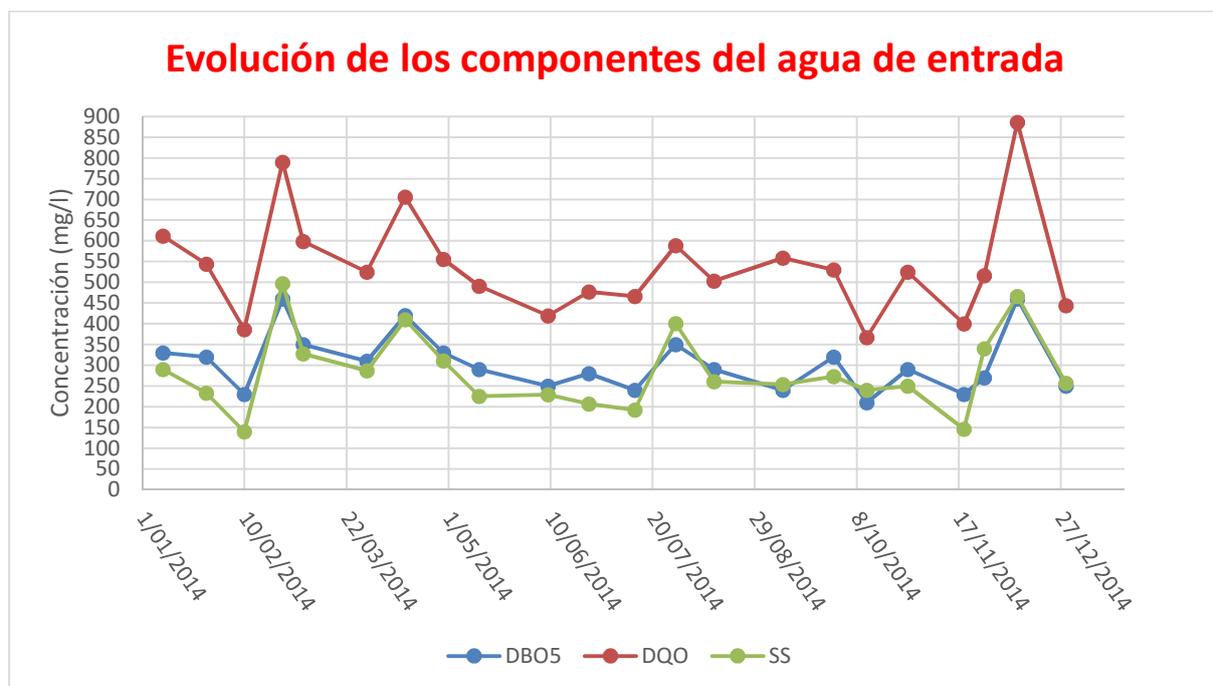


Figura 30. Evolución de los parámetros DBO₅, DQO y SS en el año 2014 (Elaboración propia)

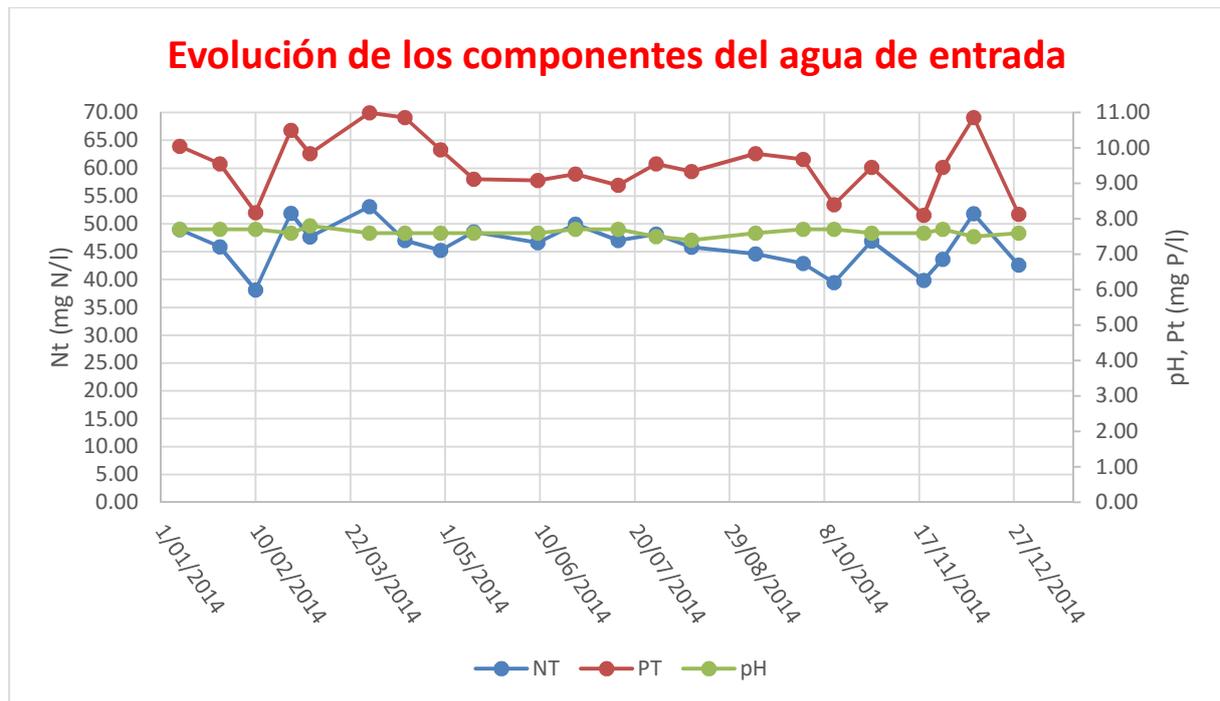


Figura 31. Evolución del pH, Nitrógeno y Fósforo total en el año 2014 (Elaboración propia)

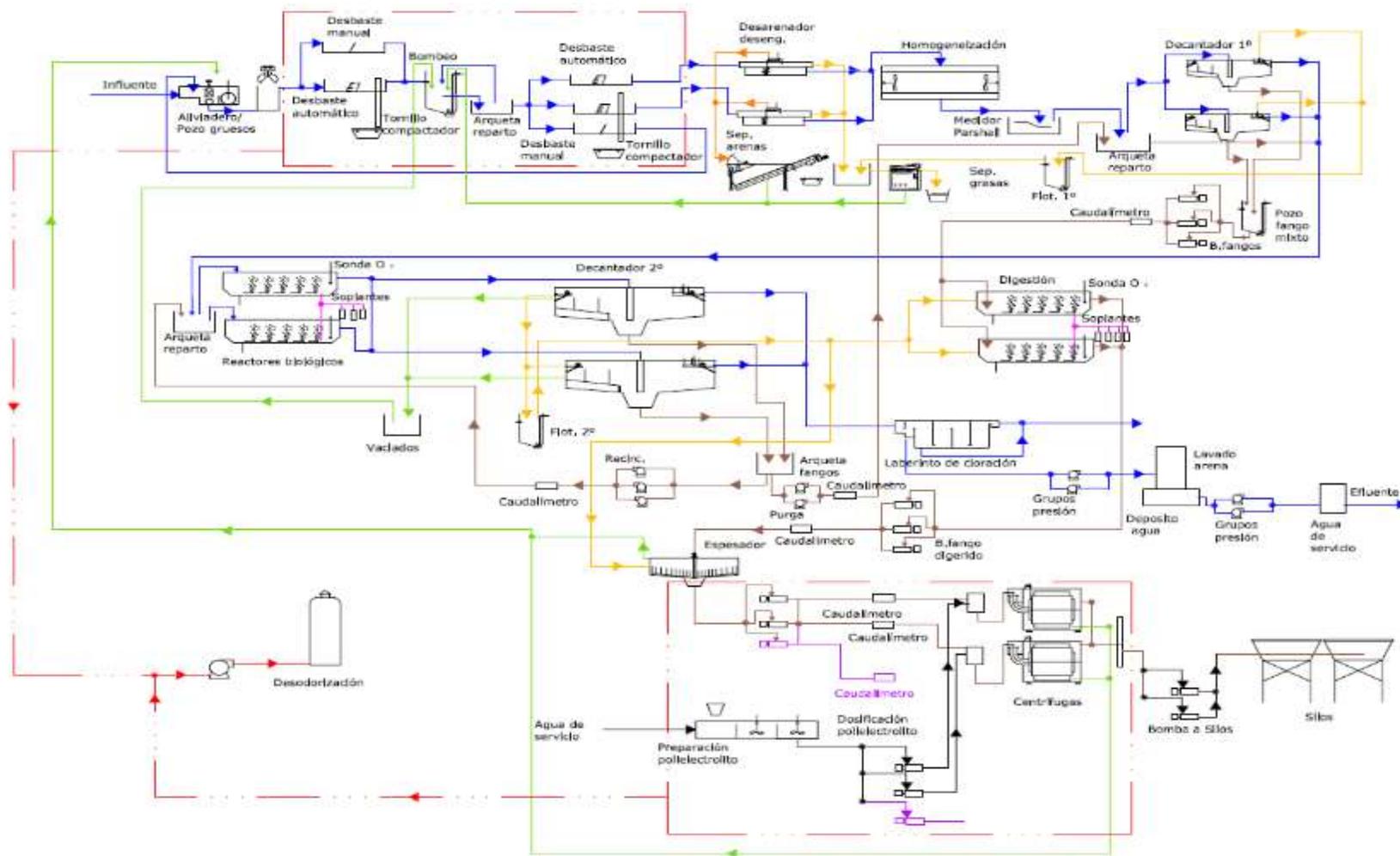
Luego de realizar un análisis en cada uno de los componentes del agua de entrada durante las estaciones de verano (Abril - Setiembre) y en invierno (Octubre - Marzo) representadas en la **Figura 30** y **Figura 31**, se concluye que no existe una variación marcada entre ambas estaciones a lo largo de todo el año. Por ello se decide trabajar con el valor medio en cada parámetro. Estos valores medios se muestran en la **Tabla 19**.

Tabla 19. Componentes del agua de entrada a la EDAR (Elaboración Propia)

	pH	SS	DBO ₅	DQO	N _t	P _t
	(ud)	(mg/l)	(mg/l)	(mg/l)	(mg/l)	(mg/l)
PROMEDIO ANUAL	7,63	292,30	305,45	540,45	46,17	9,51

Al trabajar con unas características del agua que serán representativas para todo el año, se ha seleccionado la temperatura de 15 °C, considerada como la más desfavorable de la localidad.

3.4 Diagrama de flujo del sistema actual



4 PLANTEAMIENTO DE LAS ALTERNATIVAS

En este capítulo describiremos las 7 propuestas planteadas que están basadas en los esquemas de eliminación de nutrientes.

El planteamiento de estas alternativas se ha clasificado en 4 grupos. **El primer grupo** consta de 2 alternativas basadas en un proceso de fangos activados convencional más digestión aerobia con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo y está conformado por: Alternativa **1**. Esquema Ludzack Ettinger Modificado y Alternativa **2**. Esquema Nitrificación - Desnitrificación simultánea. **El segundo grupo** consta de 3 alternativas basadas en un proceso de oxidación total con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo y está conformado por: Alternativa **3**. Esquema Ludzack Ettinger Modificado utilizando los decantadores primarios como zona anóxica, Alternativa **4**. Esquema Ludzack Ettinger Modificado utilizando la balsa de homogenización como zona anóxica y Alternativa **5**. Esquema Nitrificación - Desnitrificación simultánea utilizando la balsa de homogenización como reactor anóxico. **El tercer grupo** consiste en un proceso de oxidación total con eliminación biológica de nitrógeno y fósforo, conformado por la **Alternativa 6**. Esquema Nitrificación - Desnitrificación simultánea utilizando la balsa de homogenización, 2 decantadores primarios y 1 reactor biológico como zona anaerobia y **el cuarto grupo** consiste en un proceso de oxidación total en un MBR con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo y está conformado por la Alternativa **7**. Esquema MBR con zona anóxica utilizando un decantador secundario como bioreactor de membrana sumergido.

El planteamiento de cada una de las propuestas se resume a continuación:

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

La primera alternativa consiste en un proceso de fangos activados convencional más digestión aerobia con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química del fósforo con el **esquema Ludzack – Ettinger modificado**. La línea de aguas está conformada por las siguientes unidades: 2 decantadores primarios, 1 reactor biológico con zona anóxica y aerobia, 1 reactor biológico aerobio, 2 decantadores secundarios. La línea de fangos está conformada por 2 digestores aerobios, 1 espesador y 2 centrifugas. A continuación se describe el funcionamiento de la alternativa 1 representada en la **Figura 32**.

El agua que proviene del pretratamiento es recibida por los 2 decantadores primarios y el clarificado que se obtiene de estos decantadores son enviados a un circuito de 2 reactores biológicos en flujo pistón; el licor mezcla que sale del reactor pasará por una bifurcación para distribuir el caudal a los 2 decantadores secundarios. En el segundo reactor se aplicará una solución de cloruro férrico y se colocará un sistema de bombeo para recircular una corriente interna rica en nitratos. Los clarificados de los decantadores se unirán en línea y continuarán su tratamiento en un laberinto de cloración para finalmente ser vertido.

Las purgas de fango primario y secundario serán enviadas a los digestores aerobios para obtener el fango estabilizado que posteriormente será enviado al espesador.

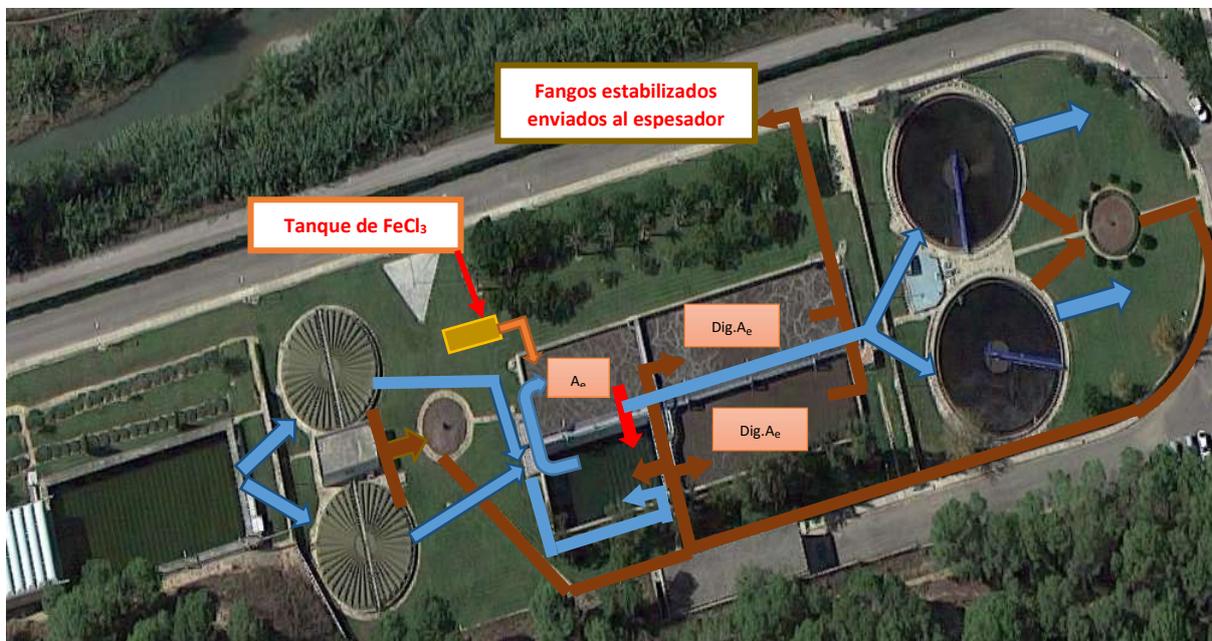


Figura 32. Alternativa 1: Proceso Convencional con EBN y Precipitación Química. Esquema Ludzack - Ettinger modificado

Las modificaciones que se realizan en la EDAR son detalladas a continuación:

- ❖ Realizar la instalación de tuberías, válvulas y accesorios para modificar el transporte del agua en el circuito de reactores como se indica en la **Figura 32**.
- ❖ Acondicionar el primer reactor para que el % 50 de su volumen trabaje con zona anóxica y el resto en zona aerobia, para esto se deberá cerrar la válvula de la parrilla de difusores correspondientes e instalar un sistema de agitación.
- ❖ Acondicionar un sistema de bombeo para la recirculación interna de nitratos desde el segundo reactor hacia el primero.

- ❖ Instalar 1 tanque de almacenamiento de cloruro férrico y un sistema de bombas dosificadoras para su adición.

4.2 Alternativa 2: Proceso convencional con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química del fósforo. Esquema Nitrificación - Desnitrificación Simultánea

La alternativa 2 consiste de un sistema de fangos activados convencional de eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química del fósforo con el esquema de Nitrificación - Desnitrificación Simultánea. La línea de aguas está conformada por las siguientes unidades: 2 decantadores primarios, 2 reactores aerobios en flujo pistón, 2 decantadores secundarios. La línea de fangos consta de 2 digestores aerobios, 1 espesador y 2 centrifugas.

El funcionamiento de esta alternativa (**Figura 33**) es similar a la alternativa 1 con la diferencia que en este caso se prescinde de la recirculación interna de nitratos y de la zona anóxica. Los 2 reactores aerobios son divididos en 4 zonas aerobias con distintas concentraciones de oxígeno disuelto que van en aumento y son reguladas por las válvulas de las parrillas de difusores.

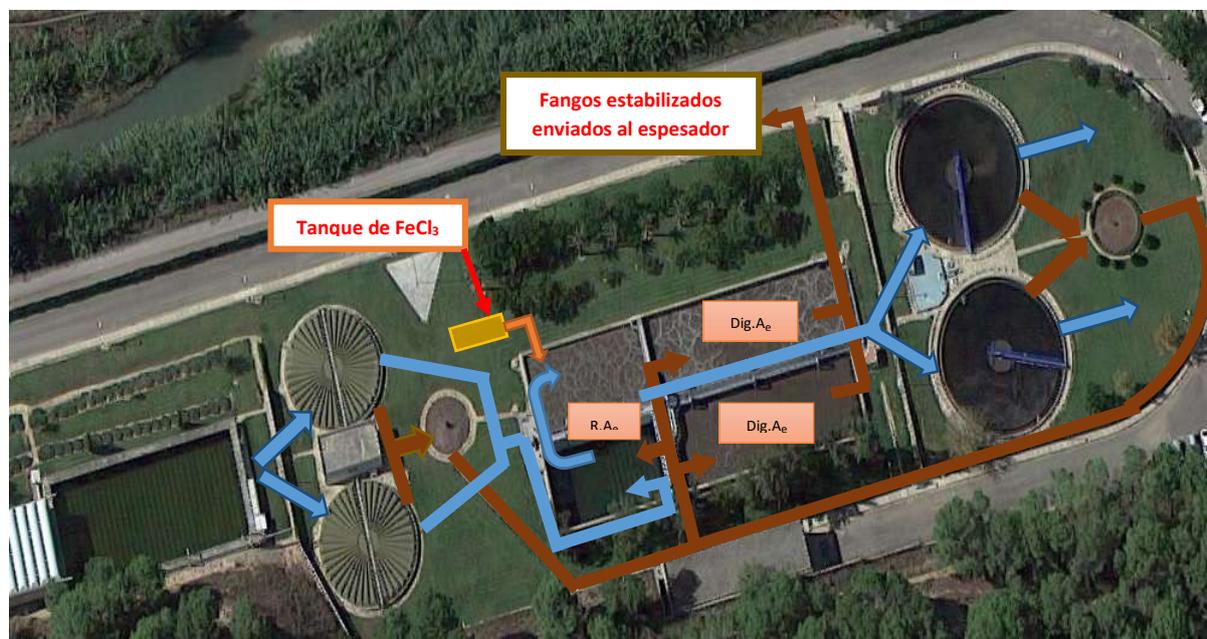


Figura 33. Alternativa 2: Proceso convencional con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo. Esquema Nitrificación - Desnitrificación Simultánea

Las modificaciones necesarias para implementar esta alternativa son detalladas a continuación:

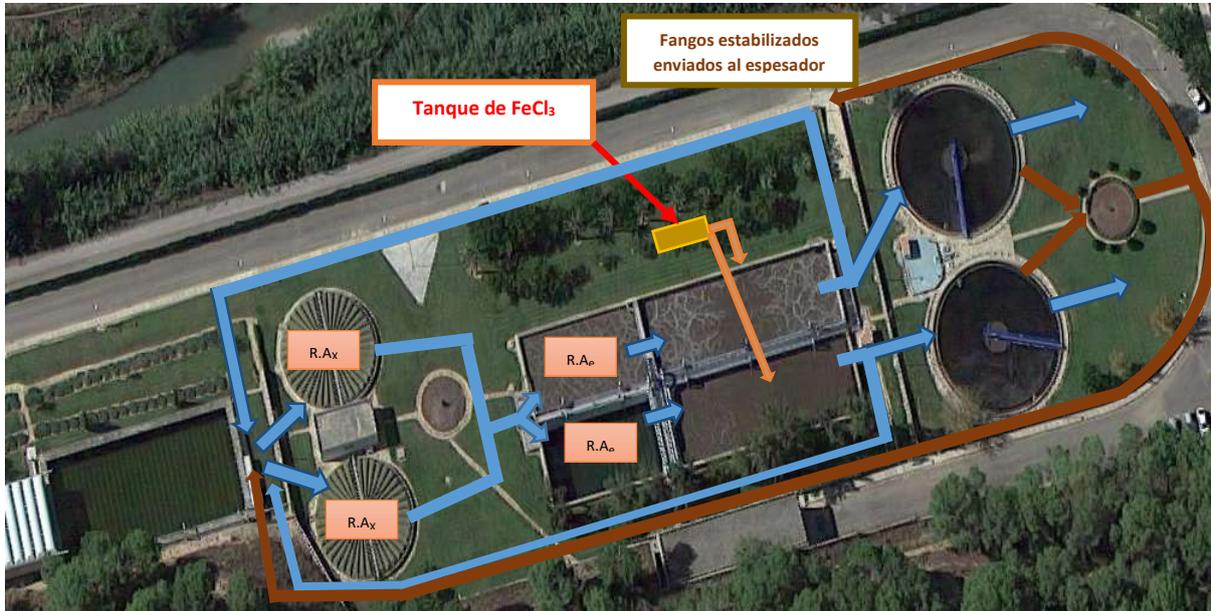
- ❖ Realizar la instalación de tuberías, válvulas y accesorios para modificar el transporte del agua en el circuito de reactores como se indica en la **Figura 33**.
- ❖ Instalar 1 tanque de almacenamiento de cloruro férrico y un sistema de bombas dosificadoras para su adición.

4.3 Alternativa 3: Proceso de oxidación total con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo. Esquema Ludzack – Ettinger modificado utilizando los decantadores primarios como zona anóxica

La alternativa 3 consiste en un proceso de oxidación total en el sistema de fangos activados con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química del fósforo en el esquema Ludzack – Ettinger modificado utilizando los decantadores primarios zona anóxica. La línea de aguas está conformada por las siguientes unidades: 2 reactores anóxicos (antiguos decantadores primarios), 4 reactores aerobios (antiguos reactores biológicos y antiguos digestores aerobios) y 2 decantadores secundarios. La línea de fangos consta de 1 espesador y 2 centrífugas. El funcionamiento de esta alternativa es representado por la **Figura 34** y se describe a continuación.

La arqueta de reparto a los decantadores primarios recibe el agua que proviene del pretratamiento, se mezcla con la recirculación de fangos y con la recirculación interna y de ahí se introducen en los decantadores primarios que funcionarán como reactores anóxicos. El licor mezcla que sale de los reactores anóxicos se mezcla en línea para descargar en una arqueta de reparto y distribuir el caudal en un circuito de 4 reactores aerobios en paralelo (2 reactores en cada línea). En el último tramo de los reactores se aplica una solución de cloruro férrico, y se establece una corriente de recirculación interna desde el vertedero de salida hasta la arqueta de reparto a los decantadores primarios. Finalmente, el decantador secundario recibe el licor mezcla de su propio reactor y su clarificado es enviado al laberinto de cloración para ser vertido.

La extracci3n de fango de los 2 decantadores secundarios se recibe en una arqueta de fangos, luego una fracci3n serà enviada a la arqueta de reparto a los decantadores primarios y el resto serà enviado al espesador.



*Figura 34. Alternativa 3: Proceso convencional con eliminaci3n biol3gica de nitr3geno y precipitaci3n quimica de f3sforo.
Esquema Nitrificaci3n - Desnitrificaci3n Simultànea*

Las modificaciones necesarias para la implantaci3n en la EDAR son detalladas a continuaci3n:

- ❖ Reemplazar el funcionamiento de los decantadores primarios y acondicionarlos para que trabajen como reactores an3xicos. Para ello es necesario instalar 1 agitador sumergido con h3lice en cada reactor.
- ❖ Reemplazar el funcionamiento de los 2 digestores aerobios para que trabajen como reactores aerobios; ambos digestores en su interior contienen **tres parrillas** de difusores de membrana y equipos de control (sondas de oxigeno), y en su exterior, equipos auxiliares de aireaci3n (3 soplantes en paralelo + 1 de reserva). Por lo tanto, es necesario instalar un sistema de bombeo de lodos para la recirculaci3n interna de nitratos.
- ❖ Realizar la instalaci3n de tuberías, v3lvulas y accesorios para modificar el transporte del fluido en los siguientes casos:
 - ✓ Recirculaci3n interna de nitratos hasta la arqueta de reparto a los reactores an3xicos (Decantadores primarios)

- ✓ Recirculación de fangos hasta la arqueta de reparto a los reactores anóxicos.
 - ✓ Conexión del vertedero de los reactores aerobios (antiguos digestores aerobios) con su respectivo decantador secundario.
- ❖ Instalar 1 tanque de almacenamiento de cloruro férrico y un sistema de bombas dosificadoras para su adición.

4.4 Alternativa 4: Proceso de oxidación total con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo. Esquema Ludzack – Ettinger modificado utilizando la balsa de homogenización como zona anóxica.

La alternativa 4 es la misma que en el caso anterior (Alternativa 3) referida al tipo de proceso y esquema utilizado para la EBN y PQ y solo se diferencian en el tamaño del volumen total de los reactores biológicos. La finalidad de esta alternativa es incrementar el volumen total de los reactores biológicos. Por ello se utilizará el volumen de la balsa de homogenización como zona anóxica y se va a prescindir de los decantadores primarios. Las líneas de agua y de fango estarán constituidas por las mismas unidades que en el caso anterior. A continuación se describe el funcionamiento de la alternativa 4 representado por la **Figura 35**.



Figura 35. Alternativa 4: Proceso de oxidación total con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo. Esquema Ludzack – Ettinger modificado utilizando la balsa de homogenización como zona anóxica.

Las modificaciones que se realizarán son detalladas a continuación:

- ❖ Reemplazar el funcionamiento de la balsa de homogenización para que trabaje como reactor anóxico. Esta unidad contiene en su interior 2 agitadores mecánicos sumergidos siendo innecesario la inclusión de alguno adicional. Por lo tanto esta unidad debe ser acondicionada para recibir los caudales de la recirculación de fangos y recirculación interna de nitratos.
- ❖ Reemplazar el funcionamiento de los 2 digestores aerobios para que trabajen como reactores aerobios, por ello es necesario instalar un sistema de bombeo de lodos para la recirculación interna de nitratos y la instalación de una compuerta que conecte los reactores aerobios con los antiguos digestores aerobios
- ❖ Realizar la instalación de tuberías, válvulas y accesorios para modificar el transporte de los fluidos en los siguientes casos:
 - ✓ Recirculación de fangos al reactor anóxico (balsa de homogenización).
 - ✓ Recirculación interna de nitratos al reactor anóxico.
 - ✓ Conexión de los reactores aerobios (antiguos digestores aerobios) con los decantadores secundarios.
 - ✓ Conexión desde el reactor anóxico hasta la arqueta de reparto a los reactores aerobios.
- ❖ Instalar 1 tanque de almacenamiento de cloruro férrico y un sistema de bombas dosificadoras para su adición.

4.5 Alternativa 5: Proceso de oxidación total con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo. Esquema Nitrificación - Desnitrificación Simultánea utilizando la balsa de homogenización como zona anóxica.

La alternativa 5 consiste en el proceso de oxidación con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química en el esquema de Nitrificación - Desnitrificación Simultánea utilizando la balsa de homogenización como zona anóxica (**Figura 36**).

El funcionamiento de esta alternativa es similar a la alternativa 4 con la diferencia que en este caso se va a prescindir de la recirculación interna de nitratos y se va a disminuir la concentración de oxígeno disuelto en el interior de los reactores aerobios. Los 2 reactores aerobios y los 2 digestores aerobios que trabajan como reactores aerobios estarán divididos

en 2 y 3 zonas respectivamente, presentando distintas concentraciones de oxígeno disuelto que van en aumento y serán reguladas por las válvulas de las parrillas de difusores.

Por lo tanto la finalidad de esta propuesta respecto del caso anterior consiste en reducir los costes energéticos generados por las bombas de recirculación interna y por la aireación de las soplantes.

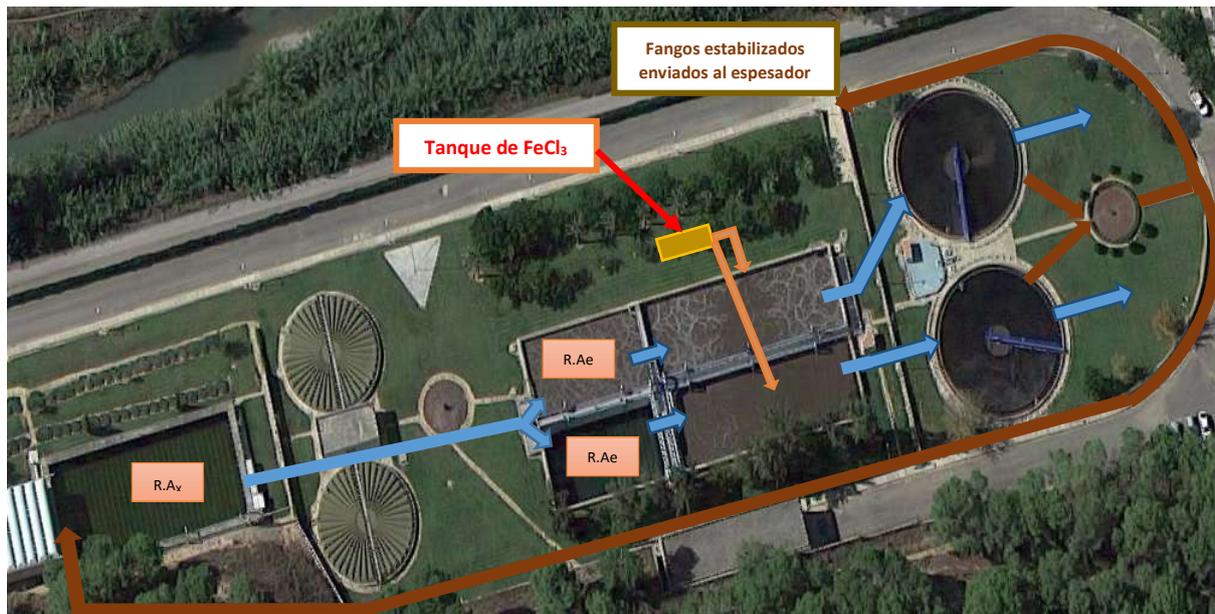


Figura 36. Alternativa 5: Proceso de oxidación total con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo. Esquema Nitrificación - Desnitrificación Simultánea utilizando la balsa de homogenización como zona anóxica.

Las modificaciones que se realizarán son detalladas a continuación:

- ❖ Reemplazar el funcionamiento de la balsa de homogenización para que trabaje como reactor anóxico. Esta unidad debe ser acondicionada para recibir el caudal de la recirculación de fangos.
- ❖ Reemplazar el funcionamiento de los 2 digestores aerobios para que trabajen como reactores aerobios. Por lo tanto se necesitará la instalación de una compuerta que conecte los reactores aerobios con los antiguos digestores aerobios.
- ❖ Realizar la instalación de tuberías, válvulas y accesorios para modificar el transporte de los fluidos en los siguientes casos:
 - ✓ Recirculación de fangos al reactor anóxico (balsa de homogenización).
 - ✓ Conexión del reactor aerobio con su respectivo decantador secundario.

✓ Conexi3n desde el reactor an3xico hasta la arqueta de reparto a los reactores aerobios.

❖ Instalar 1 tanque de almacenamiento de cloruro f3rrico y un sistema de bombas dosificadoras para su adici3n.

4.6 Alternativa 6: Proceso de oxidaci3n total con eliminaci3n biol3gica de nitr3geno y f3sforo. Esquema Nitrificaci3n - Desnitrificaci3n Simultànea utilizando la balsa de homogenizaci3n, decantadores primarios y un reactor biol3gico como zona anaerobia.

Esta alternativa consiste en un **proceso de oxidaci3n total** con **eliminaci3n biol3gica de nitr3geno y f3sforo** en el esquema Nitrificaci3n – Desnitrificaci3n Simultànea con la incorporaci3n de zonas anaerobias. Por tal motivo se ha optado por utilizar los siguientes volùmenes: la balsa de homogenizaci3n, los decantadores primarios y 1 reactor biol3gico para que trabajen como reactores anaerobios. Asimismo se aprovecharàn los volùmenes de los digestores para que trabajen como reactores aerobios. La finalidad de esta propuesta es prescindir del uso del cloruro f3rrico aprovechando las ventajas del metabolismo de las bacterias PAOs. A continuaci3n se describe el funcionamiento de la alternativa 6.

El agua de entrada y la recirculaci3n de fangos son recibidas por la balsa de homogenizaci3n acondicionada para que trabaje como reactor anaerobio, su descarga serà enviada hacia la arqueta de reparto a los decantadores primarios que trabajaràn como reactores anaerobios. La descarga de estos reactores se mezcla en lnea para ingresar al ùltimo reactor anaerobio como se muestra en la **Figura 37**. El licor mezcla de esta unidad ingresarà al primer reactor aerobio que es dividido por 2 zonas con diferentes concentraciones de oxígeno disuelto y seguidamente mediante una bifurcaci3n alimentarà a los 2 digestores en paralelo que trabajaran como reactores aerobios divididos por 3 zonas. En la ùltima zona de estos reactores aerobios se dosificarà una soluci3n de cloruro f3rrico si hubiese la necesidad de incrementar el % eliminaci3n del f3sforo. Finalmente, cada decantador secundario recibe el licor mezcla de su propio reactor de fangos y su clarificado serà enviado al laberinto de cloraci3n para ser vertido. El fango estabilizado es extraído de los 2 decantadores secundarios y descargado en una arqueta de fangos donde una fracci3n serà enviada a la balsa de homogenizaci3n mediante un sistema de bombeo de fangos y el restante es bombeado al espesador.

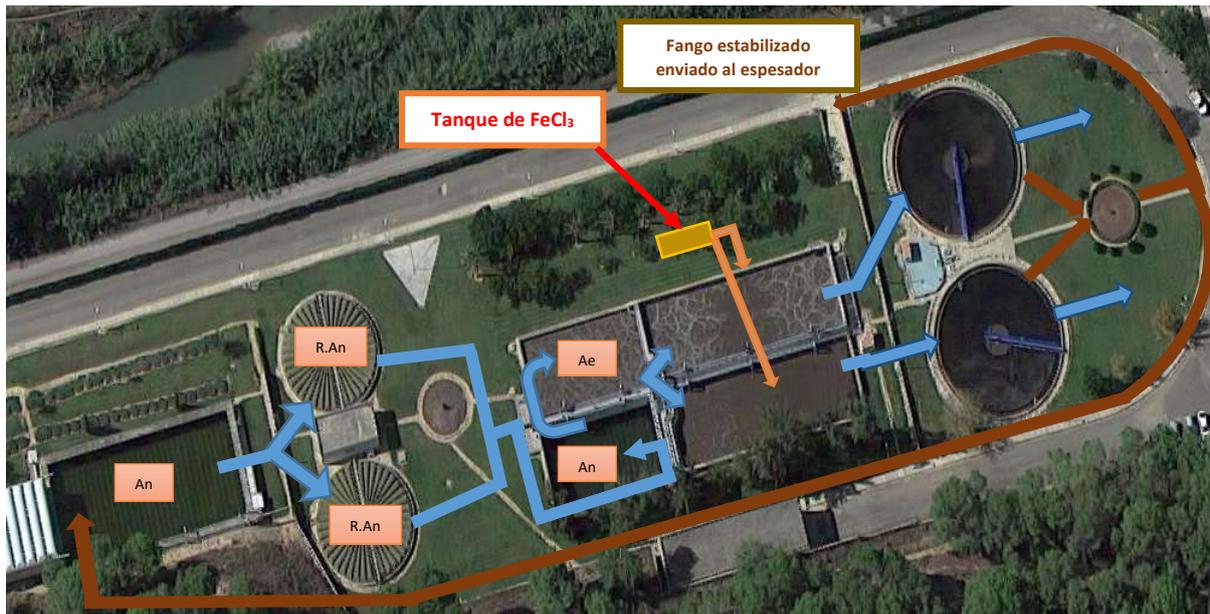


Figura 37. Alternativa 6: Proceso de oxidación total con eliminación biológica de nitrógeno y fósforo. Esquema Nitrificación - Desnitrificación Simultánea utilizando la balsa de homogenización, decantadores primarios y un reactor biológico como zona anaerobia.

Las modificaciones que se realizarán son detalladas a continuación:

- ❖ Reemplazar el funcionamiento de la balsa de homogenización, decantadores primarios y un reactor aerobio para que trabajen como reactores anaerobios. La balsa de homogenización es la única unidad que cuenta con 2 agitadores mecánicos, por lo tanto es necesario incluir agitadores sumergidos en los decantadores primarios y en el primer reactor aerobio.
- ❖ Reemplazar el funcionamiento de los 2 digestores para que trabajen como reactores aerobios.
- ❖ Realizar la instalación de tuberías, válvulas y accesorios para modificar el transporte de los fluidos en los siguientes casos:
 - ✓ Recirculación de fangos al primer reactor anaerobio (balsa de homogenización).
 - ✓ Instalación de una bifurcación a la salida del primer reactor aerobio.
 - ✓ Conexión desde el vertedero de los últimos reactores aerobios con su respectivo decantador secundario.
 - ✓ Conexión desde los decantadores primarios con el primer reactor anaerobio.

- ❖ Instalar 1 tanque de almacenamiento de cloruro férrico y un sistema de bombas dosificadoras para su adición de ser necesario.

4.7 Alternativa 7: Proceso de oxidación total en un Bioreactor de Membrana con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo.

La alternativa 7 corresponde al proceso de oxidación total con EBN y PQ del fósforo en el esquema de un MBR sumergido con zona anóxica separada. Por ello se ha planteado utilizar el volumen de 1 decantador secundario para montar los módulos de membranas. A continuación se describe el funcionamiento de la alternativa 7 representado en la **Figura 38**.

El agua residual que proviene de la balsa de homogenización se mezcla con la recirculación de fangos en la arqueta de reparto a los reactores aerobios que trabajarán como reactores anóxicos. La descarga de la zona anóxica es recibida por los 2 reactores aerobios en paralelo. En el último tramo de estos reactores se aplicará una solución de cloruro férrico y finalmente, el licor mezcla de los reactores aerobios son recibidos por la unidad de MBR. El flujo de permeado es enviado al laberinto de cloración para ser vertido, mientras que el flujo de la zona más concentrada ingresa a su arqueta de fangos, una fracción de esta se recircula a la arqueta de reparto de los reactores anóxicos y el restante es enviado al espesador.

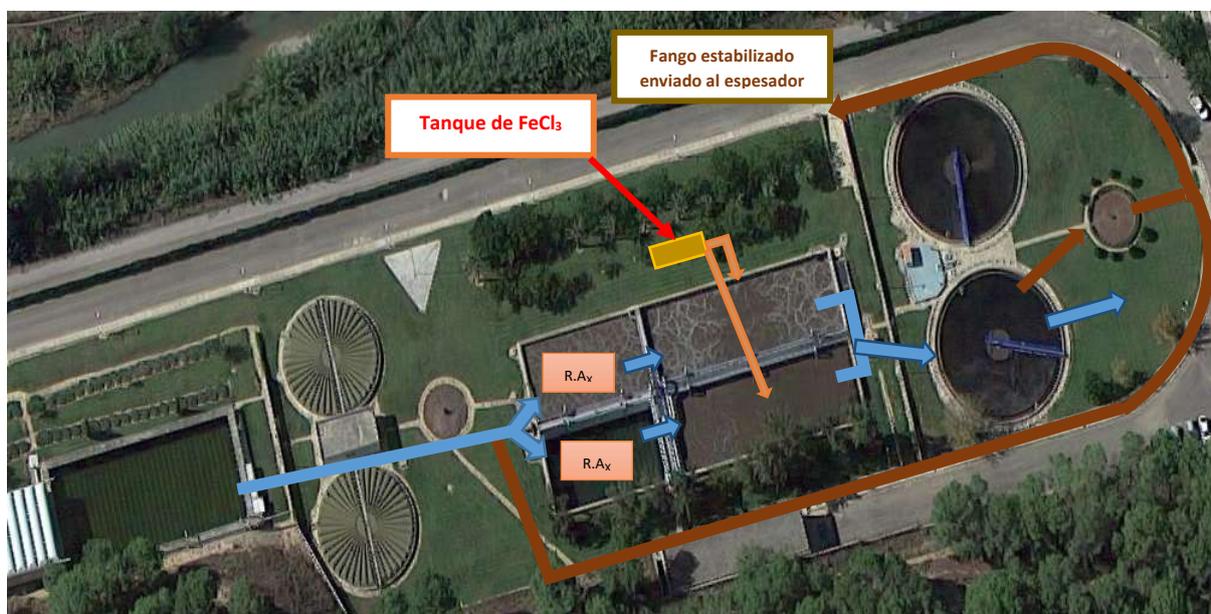


Figura 38. Alternativa 7: Proceso de oxidación total en un Bioreactor de Membrana con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo.

Las modificaciones que se realizarán se mencionan a continuación:

- ❖ Reemplazar el funcionamiento de los 2 reactores aerobios y acondicionarlos para que trabajen como 2 reactores anóxicos. Los cambios consisten en instalar 2 agitadores mecánicos en cada uno de ellos y la instalación de una compuerta que conecte con los antiguos digestores aerobios.
- ❖ Reemplazar el funcionamiento de los 2 digestores aerobios y acondicionarlos para que trabajen como 2 reactores aerobios.
- ❖ Reemplazar el funcionamiento de 1 decantador secundario y acondicionarlo para que trabaje como un reactor MBR. Los únicos cambios en esta unidad consisten en lo siguiente:
 - ✓ Retirar todo el sistema de arrastre de lodos.
 - ✓ Montar en el interior del volumen los módulos de las membranas.
 - ✓ Instalar un sistema de bombeo para que impulse el permeado a la etapa de desinfección.
 - ✓ Instalar el sistema de soplantes del reactor MBR (1 soplante operativa + 1 reserva).
- ❖ Instalar 1 tanque de almacenamiento de cloruro férrico y un sistema de bombas dosificadoras para su adición.
- ❖ Realizar la instalación de tuberías, válvulas y accesorios para modificar el transporte de los fluidos en los siguientes casos:
 - ✓ Conexión de la balsa de homogenización con la arqueta de reparto a los reactores anóxicos.
 - ✓ Conexión de los reactores anóxicos con los reactores aerobios (digestores aerobios).
 - ✓ Conexión entre los reactores aerobios y el MBR.
 - ✓ Conexión de la arqueta de fangos con la arqueta de reparto a los reactores anóxicos.

5 SIMULACIÓN Y RESULTADO DE LAS ALTERNATIVAS

En este capítulo se realiza una breve descripción del software DESASS, utilizado para simular el funcionamiento del tratamiento biológico actual y el comportamiento de las alternativas planteadas como posibles soluciones a la EDAR CAMP de TURIA II, y también se detalla el resultado de la optimización de cada una de las alternativas.

5.1 Descripción del SOFTWARE DESASS

El grupo de investigación CALAGUA ha desarrollado el programa Design and Simulation of Activated Sludge Systems (**DESASS**), implementando el modelo Biological Nutrient Removal Model Nº 2 (**BNMR2**) para su uso como herramienta de diseño, simulación y optimización de plantas de tratamiento de aguas (Ferrer, y otros, 2011).

El programa DESASS se ha desarrollado de modo que permite el cálculo tanto de las condiciones estacionarias (Diseño) como de condiciones transitorias (Simulación), desde el sistema convencional de fangos activados (menos complejo) hasta un sistema avanzado para eliminación de nutrientes (más complejo).

El programa puede calcular el funcionamiento en estado estacionario o simular la evolución del sistema ante una entrada constante o ante variaciones en el caudal o calidad en el agua de entrada. También es posible establecer en condiciones de simulación variaciones temporales de los caudales de recirculación y de purga del fango en los decantadores y espesadores (Ferrer, y otros, 2011).

5.2 Caracterización del agua residual

Para iniciar la simulación con el software DESASS 7.1 se debe introducir en el programa el caudal medio diario, el caudal punta, y las concentraciones de los componentes solubles y suspendidos del modelo.

❖ Caudales

El caudal medio diario es conocido y se determinó en el capítulo 3 (**Tabla 17**). El caudal punta no es conocido, por ello se ha empleado la siguiente expresión que considera un coeficiente de mayoración:

$$F = 1,15 + \frac{2,575}{Q_m^{\frac{1}{4}}} \quad \text{Ec. 26}$$

$$Q_P = F * Q_{md} \quad \text{Ec. 27}$$

Donde:

Q_m : Caudal medio horario expresado en m^3/h

Q_{md} : Caudal medio diario expresado en m^3/d

Q_p : Caudal punta expresado en m^3/d

F: Factor punta

Tabla 20. Datos de caudal medio y caudal punta (Elaboración propia)

Parámetros	($m^3/día$)
Caudal medio diario	10.200
Factor punta	1,717
Caudal punta	17.513,4

❖ **Componentes solubles y suspendidos del agua residual para el DESASS 7.1**

Los componentes solubles y particulados que se utilizan en DESASS corresponden al modelo BNMR2, y hacen un total de 51 componentes.

Para el cálculo de estos se han utilizado los valores promedio de los componentes del agua de entrada mostrado en la **Tabla 19** del capítulo 3. Al no disponer de todos los datos necesarios del agua residual en estudio, se hizo una serie de hipótesis teniendo en consideración que se trata de un agua residual urbana típica. Las hipótesis realizadas corresponden a los componentes solubles de la DQO, $DBO_{Lim.}$, N_T y P_T , son mostrados a continuación:

- % Soluble DQO : 40,00
- DBO_5 : 0,71 $DBO_{límite}$
- % Soluble $DBO_{límite}$: 43,00
- %Soluble N_{total} : 75,00
- NH_4^+ : 0,85 N_{total} soluble
- %Soluble P_{total} : 65,00
- PO_4^{3-} : 0,75 P_{total} soluble
- % SSV : 75,00

- Alcalinidad : 260,00 mg CaCO₃/l

Tabla 21. Composición de los componentes solubles, suspendidos y totales (Elaboración propia)

DQO _{TOTAL} (mg O/l)	540,45
DQO _{Soluble} (mg O/l)	215,10
DQO _{Suspendido} (mg O/l)	325,35
DBO ₅ (mg O/l)	305,45
DBO _{LIM TOTAL} (mg O/l)	430,22
DBO Lím. Soluble (mg O/l)	184,13
DBO Lím. Suspendido (mg O/l)	246,09
N _{Total} (mg N/l)	46,17
N Total Soluble (mg N/l)	34,63
N Total Suspendido (mg N/l)	11,54
Amonio (mg N-NH ₄ /l)	29,43
P _{Total} (mg P/l)	9,51
P Total Soluble (mg P/l)	6,18
P Total Suspendido (mg P/l)	3,33
Ortofosfatos (mg P-PO ₄ /l)	4,63
Alcalinidad (mg CaCO ₃ /l)	260,00
% Sólidos suspendidos volátiles (SSV)	75,00

Los cálculos de la concentración de los componentes de entrada más importantes en DESASS son mencionados a continuación:

- **Concentración de los componentes solubles**

S_I (mg DQO/l): Concentración de materia orgánica inerte. En este caso para determinarlo se ha utilizado el valor de la DQO y la DBO del afluente y se calcula con la siguiente expresión:

$$S_I = DQO_{SOL} - DBO_{Lím SOL} \quad Ec. 28$$

S_A (mg DQO/l): Producto de la fermentación, sustrato orgánico soluble rápidamente biodegradable. Se ha fijado una concentración de **AGV de 37 mg DQO/l**.

S_F (mg DQO/l): Sustrato orgánico soluble fácilmente biodegradable fermentable. Se refiere a la fracción de la DQO soluble que está disponible para la degradación por los organismos heterótrofos y se calcula con la expresión:

$$S_F = DQO_{SOL} - S_I - S_A \quad Ec. 29$$

S_{PRO} (mg DQO/l): Concentración de los productos de la fermentación excluyendo el ácido acético.

S_{NH4} (mg N-NH₄/l): Concentración de amonio más nitrógeno amoniacal.

S_{NO3} (mg N-NO₃/l): Concentración de Nitrato.

S_{NO2} (mg N-NO₂/l): Concentración de Nitrito.

S_{PO4} (mg P-PO₄/l): Concentración de fósforo soluble inorgánico (ortofosfatos).

S_{ALK} (mg CaCO₃/l): Alcalinidad del agua residual.

- **Concentración de los componentes particulados**

X_I (mg DQO/l): Concentración de materia orgánica inerte. Para determinarlo se ha utilizado el valor de la DQO y la DBO del afluente y se calcula con la siguiente expresión:

$$X_I = DQO_{Susp} - DBO_{Lím Susp} \quad Ec. 30$$

X_S (mg DQO/l): Concentración de sustrato orgánico biodegradable particulado y necesita ser hidrolizado antes de su degradación. Se calcula con la siguiente expresión:

$$X_S = DBO_{Lím Susp} = DQO_{Susp} - X_I \quad Ec. 31$$

X_{SSNV}: Concentración de sólidos suspendidos no volátiles, se calcula con la siguiente expresión:

$$X_{SSNV} = X_{TSS} (1 - \%SSV) \quad Ec. 32$$

X_{SSV}: Concentración de sólidos suspendidos volátiles.

$$X_{SSV} = X_{TSS} (\%SSV) \quad Ec. 33$$

X_{TSS} (mg SST/l): Concentración de sólidos suspendidos totales. Incluye todos los sólidos biológicos como los precipitados químicos de fósforo generados.

Se asume que la concentración de bacterias en el agua residual es nula.

Luego de realizar los cálculos correspondientes, ingresamos los componentes de entrada al programa DESASS, como se muestra en la **Figura 39**.

	Soluble (mg/l)				Suspendida (mg/l)		
	Invierno	Verano			Invierno	Verano	
So2	0.01	0.01	mgDQO/l	Xi bm			mgDQO/l
Sf	146.80	146.80	mgDQO/l	Xio	79.27	79.27	mgDQO/l
Sa	37.33	37.33	mgDQO/l	Xs	246.08	246.08	mgDQO/l
Snh4	29.43	29.43	mgN/l	Xh			mgDQO/l
Sno3			mgN/l	Xpao			mgDQO/l
Sno2			mgN/l	Xpp			mgP/l
Spo4	4.63	4.63	mgP/l	Xpha			mgDQO/l
Si	30.97	30.97	mgDQO/l	Xamm			mgDQO/l
Salk	263.40	263.40	mgCaCO3/l	Xamm-r			mgDQO/l
Sn2	15.94	15.94	mgN/l	Xnit			mgDQO/l
Spro			mgDQO/l	Xaut			mgDQO/l
Sh2			mgDQO/l	Xacid			mgDQO/l
Sch4			mgDQO/l	Xpro			mgDQO/l
Sco2	0.27	0.27	mmol C/l	Xmac			mgDQO/l
Sca	100.00	100.00	mg/l	Xnh2			mgDQO/l
Smg	60.00	60.00	mg/l	Xmeoh			mg/l
Sk	30.00	30.00	mg/l	Xmep			mg/l
Sfe			mg/l	Xsrb-h			mgDQO/l
Sal			mg/l	Xsrb-a			mgDQO/l
Sso4	50.00	50.00	mgS/l	Xtss	292.30	292.30	mg/l
Shs			mgS/l	Xrv	73.08	73.08	mg/l

Figura 39. Componentes del agua residual de entrada en el programa DESASS (Elaboración Propia)

Además es necesario realizar una calibración de las constantes estequiométricas del nitrógeno, fósforo (soluble, suspendido y total) y los sólidos suspendidos totales, debido a que el programa tiene por defecto valores típicos de estos en el agua residual urbana. Esto se logra realizando un balance de materia de los componentes involucrados y de una serie de condiciones que se especifica a continuación:

- **Para el Nitrógeno:**

$$N_{T\text{sol}} = S_{NH4} + S_{NO3} + S_F \cdot i_{NSF} + S_I \cdot i_{NSI} \quad \text{Ec. 34}$$

$$N_{T\text{susp}} = N_T - N_{T\text{sol}} = X_S \cdot i_{NXS} + X_I \cdot i_{NXI} \quad \text{Ec. 35}$$

Se debe tener en cuenta que existe mayor cantidad de nitrógeno en la parte suspendida de la materia orgánica biodegradable que en la soluble. Por lo tanto:

$$i_{NXS} \geq i_{NSF}$$

- **Para el Fósforo:**

$$P_{T\text{sol}} = S_{PO4} + S_F \cdot i_{PSF} + S_I \cdot i_{PSI} \quad \text{Ec. 36}$$

$$P_{T\text{susp}} = P_T - P_{T\text{sol}} = X_S \cdot i_{PXS} + X_I \cdot i_{PXI} \quad \text{Ec. 37}$$

Al igual que en el caso del nitrógeno, se tiene en consideración que existe mayor cantidad de fósforo en la parte suspendida de la materia orgánica biodegradable que en la soluble. Por lo tanto:

$$i_{PXs} \geq i_{PSF}$$

- Para los sólidos suspendidos totales:

$$X_{TSS} = X_{SSNV} + X_S \cdot i_{TSSXS} + X_I \cdot i_{TSSXI} \quad Ec. 38$$

En la **Figura 40** se representa los valores de los coeficientes estequiométricos luego de realizar la calibración.

Nitrógeno		Fosforo		Carbono	
lnsi	0.00300	lpsi	0.00025	lcsi	0.03000
lnsf	0.03480	lpsf	0.01050	lcsf	0.02700
lnxi	0.01335	lpxi	0.00415	lcxi	0.03000
lnxibm	0.02800	lpxibm	0.01000	lcxs	0.03000
lnxs	0.04260	lpxs	0.01220	lcbm	0.03130
lnbm	0.07000	lpbm	0.02000		
Azúfre		SST		Calcio	
lssi	0.00080	ltssxi	0.67380	lcasi	0.00000
lssf	0.00080	ltssxibm	0.70000	lcaf	0.00000
lsx	0.00080	ltssxs	0.67380	lcaxi	0.00000
lsx	0.00080	ltssbm	0.70000	lcaxs	0.00000
lsbm	0.00080			lcabm	0.00350
Potasio		Magnesio		Hierro	
lkxpp	0.35000	lmgxpp	0.28000	lfesi	0.00000
lksi	0.00080	lmg	0.00150	lfesf	0.00000
lkxf	0.00080	lmgxf	0.00150	lfexi	0.00000
lkxi	0.00080	lmgxi	0.00150	lfexs	0.00000
lkxs	0.00080	lmgxs	0.00150	lfexbm	0.00000
lkbm	0.00080	lmgbm	0.00150		

Figura 40. Tabla de coeficientes estequiométricos calibrados (Fuente DESASS).

Estos coeficientes estequiométricos calculados son mostrados en la **Figura 40** y con ellos se obtienen los valores de nitrógeno, fósforo y sólidos suspendidos totales mostrados en la **Figura 41** siendo idénticos a los componentes del agua de entrada mostrados en la **Tabla 19**.

	N, P y DQO			Suspendidos	
	Invierno	Verano		Invierno	Verano
	Concentrac. (mg/l)			Concentrac.	
DQO	540.45		Xi bm	0.00	
DQO S	215.10		Xio	79.27	
DQO Sp	325.35		Xs	246.08	
Ptot	9.51		Xh	0.00	
Ptot S	6.18		Xpao	0.00	
Ptot Sp	3.33		Xpp	0.00	
Ntot	46.17		Xpha	0.00	
Ntot S	34.63		Xamm	0.00	
Ntot Sp	11.54		Xamm-r	0.00	
Stot	50.40		Xnit	0.00	
Stot S	50.14		Xaut	0.00	
Stot Sp	0.26		Xacid	0.00	
SSV	219.22		Xpro	0.00	
SSVB	165.81		Xmac	0.00	
% SSV	75.0		Xmh2	0.00	
%SSVB	75.6		Xmeoh	0.00	
pH	7.63		Xnep	0.00	
Tot C	5.503		Xsrb_h	0.00	
Tot H	5.883		Xsrb_a	0.00	
VFA	37.33		Xtss	292.30	
Alcalinidad	263.4		Xtrv	73.08	
			Xnv	73.08	
			Xtss_NSed	87.69	
			TRC (d)	0.00	

Figura 41. Resultado de los valores de Nitrógeno, Fósforo y Sólidos suspendidos totales luego de la calibración

5.3 Análisis del funcionamiento actual de la EDAR

En este apartado se ha realizado un diagnóstico por simulación del funcionamiento actual de la Estación Depuradora CAMP de TURIA II, con el esquema mostrado en la **Figura 42**. En la **Tabla 22** se muestran los valores obtenidos en la simulación del actual tratamiento.

Tabla 22. Condiciones de operación del actual tratamiento en la EDAR CAMP de TURIA II

Condiciones de operación		
Q _{medio}	10.200	m ³ /d
V _{total reactores}	3.388	m ³
V _{digestores}	5.600	m ³
TRC	5	d
% Caudal de recirculación de fangos	94,0	-
Conc. O ₂ Reactores	2	mg O ₂ /l
Conc. O ₂ Digestores	1	mg O ₂ /l
C _m	0,309	d ⁻¹
Temperatura	15	°c

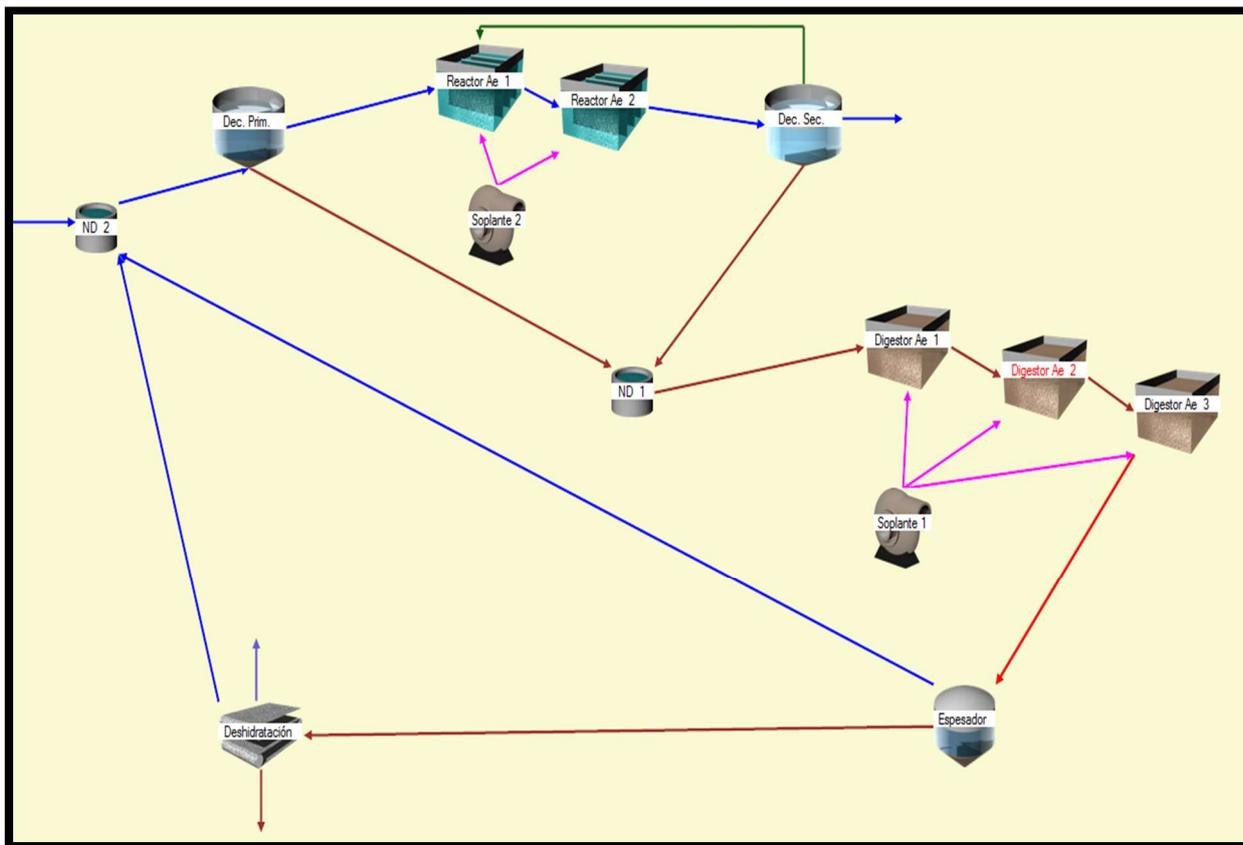


Figura 42. Esquema del tratamiento actual del agua residual en la EDAR CAMP de TURIA II

Tabla 23. Resultados de la calidad del agua vertida al Río Turia

	Parámetros	Entrada	Efluente	%Eliminación
Agua de salida	S_{NH4} (mg N/l)	29,43	1,02	96,5
	S_{NO3} (mg N/l)	0	21,31	-
	N_T (mg N/l)	46,17	23,05	50,1
	P_T (mg P/l)	9,51	7,52	20,9
	DQO (mg DQO/l)	540,45	42,73	92,1
	SS (mg SST/l)	292,3	9,88	96,6
	pH	7,63	7,10	-

Los resultados de la **Tabla 23** muestran que los únicos contaminantes que no cumplen con la calidad de vertido de acuerdo a legislación son los nutrientes nitrógeno y fósforo. Los porcentajes de eliminación de nutrientes obtenidos se deben a los requerimientos de N y P

por las bacterias que se desarrollan en el medio. El resto de contaminantes supera el 90% de eliminación, por lo tanto cumple con lo mínimo requerido.

La planta de tratamiento puede nitrificar pero como no dispone de zona anóxica no puede desnitrificar, además no dispone de ningún sistema para la eliminación de fósforo.

En la **Tabla 24** se muestra que los resultados más importantes a la salida de la deshidratación como son: la cantidad de fangos deshidratados (Kg/d) y los SSVB (%).

Tabla 24. Producción de fangos en la deshidratación (Kg/d)

	Unidades	Resultados
Producción de Fangos en la deshidratación	% Sequedad	25
	m ³ /d	8,02
	Kg/d	2.005
	%SSVB	33,7

5.4 Simulación de las alternativas propuestas

En este apartado se muestran los resultados de las simulaciones realizadas en los esquemas propuestos y descritos en el capítulo 4. 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.

El tiempo de retención celular (TRC), conocido como la edad del fango dependerá del tipo de proceso en el cual se trabaje, ya sea convencional o de oxidación total. La optimización de este parámetro tiene un efecto directo en alcanzar la degradación de materia orgánica, la nitrificación del amonio, y principalmente en lograr la estabilización de los fangos. Como consecuencia de ello, con elevados valores de TRC habrá una menor producción de fangos.

El caudal de recirculación interna (QRI) tiene la función aportar nitratos a la zona anóxica, un incremento de este parámetro favorece directamente la eficiencia de eliminación del nitrógeno. El óptimo de este parámetro será el menor valor que permita obtener un vertido que cumpla con los límites establecidos de acuerdo a legislación.

Un incremento del porcentaje del caudal de recirculación de fangos favorece la desnitrificación debido a la mayor recirculación de nitratos al sistema. La optimización de este

parámetro se justifica en esquemas de nitrificación – desnitrificación simultánea, en el cual no existe una recirculación interna y cuando se genere un efluente con alta concentración de nitratos.

La concentración de oxígeno en los reactores aerobios influye directamente en el proceso de nitrificación, por lo tanto una reducción de este parámetro genera una menor producción de nitratos y un incremento en la concentración del amonio. Su optimización se justifica en sistemas de nitrificación desnitrificación simultánea donde se debe regular la concentración de oxígeno en los reactores aerobios para conseguir la nitrificación sin inhibir la desnitrificación.

Un incremento en la cantidad de cloruro férrico favorece la eliminación de fósforo, esto conlleva también un incremento en la concentración de sólidos en el reactor y una mayor producción de fangos. Por lo tanto el óptimo será el menor valor que genere un efluente con una concentración de fósforo total menor a 2 mg P/l, disminuyendo de esta manera el coste de reactivos.

El porcentaje de volumen de los reactores aerobios anóxicos y anaerobios es un parámetro de diseño que tiene influencia en la mejora de los porcentajes de eliminación biológica de nitrógeno y fósforo. En este proyecto este parámetro de diseño no será parte de la evaluación a optimizar dado que solo disponemos de las unidades existentes y no existe el planteamiento de una expansión.

Las simulaciones de las distintas alternativas se han realizado en la estación de invierno por tratarse de las condiciones más desfavorables en temperatura. A mayor temperatura habrá una mayor velocidad de los procesos biológicos y se conseguirá cumplir con los límites de vertido y la estabilización del fango.

Después de encontrar los parámetros óptimos de operación, se mostrarán los resultados más importantes de cada propuesta como son: las concentraciones de amonio, nitrato, nitrógeno total, fosfatos, fósforo total, DQO, sólidos suspendidos y pH en el efluente; el %SSVB y el caudal de fangos de la deshidratación, la concentración de sólidos en el reactor y el perfil de sólidos en el decantador. Otros resultados menos importantes se muestran en el Anexo 1.

5.4.1 Resultados alternativa 1: Proceso convencional con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo. Esquema Ludzack – Ettinger modificado

Las condiciones de operación para la eliminación biológica de nitrógeno (EBN) y precipitación química (PQ) de la alternativa 1 (Figura 43) son mostradas en la Tabla 25.

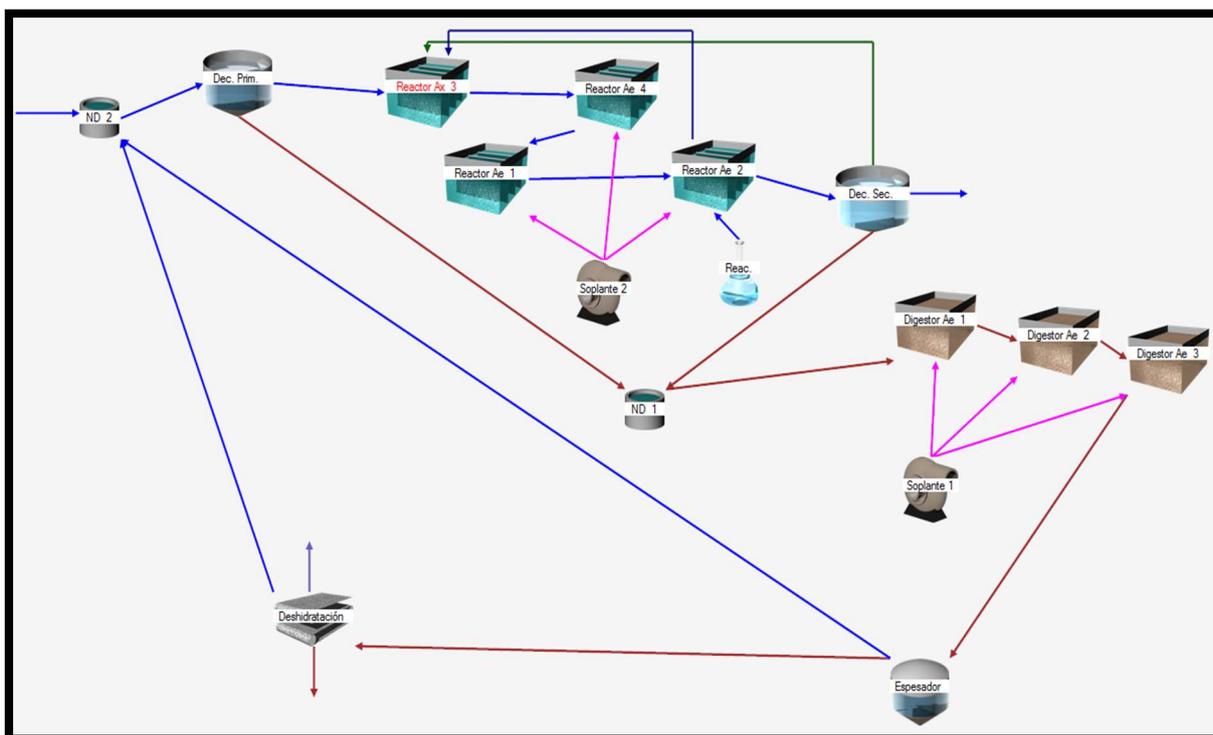


Figura 43. Esquema de simulación en DESASS de la alternativa 1.

Tabla 25. Condiciones de operación para la EBN+PQ – Alternativa 1

Condiciones de operación		
$V_{\text{total reactores}}$	3.388	m^3
$\%V_{\text{aerobio}}$	75	%
$\%V_{\text{anóxico}}$	25	%
$V_{\text{digestores}}$	5.600	m^3
$C_{\text{másica}}$	0,141	d^{-1}
$X_{\text{SST reactor}}$	3.682	mg SST/l
TRC	10,0	d
Ri	2	-
% Caudal recirculación de fangos	89,60	%
Conc. O_2 Reactores Aerobios	2,0	$\text{mg O}_2/\text{l}$
Conc. O_2 Digestores Aerobios	1,0	$\text{mg O}_2/\text{l}$
Cloruro férrico necesario	432,5	Kg/d
Temperatura	15	$^{\circ}\text{c}$

En esta alternativa se optó por trabajar con una recirculación interna (R_i) de 2, logrando una concentración de nitratos adecuada (menor a 10 mg N/l). Con respecto al tiempo de retención celular (TRC) se optó por trabajar con un TRC de 10 días el cual garantiza niveles bajos de concentración de amonio en el efluente.

Tabla 26. Resultados de la Calidad del agua de salida y su % eliminación – Alternativa 1

Parámetros	Entrada	Efluente	% Eliminación
S_{NH_4} (mg N/l)	29,43	1,37	95,3
S_{NO_3} (mg N/l)	0	6,97	-
N_T (mg N/l)	46,17	8,97	80,6
S_{PO_4} (mg P/l)	4,63	1,21	73,9
P_T (mg P/l)	9,51	1,94	80,0
DQO (mg DQO/l)	540,45	42,79	92,1
SS (mg SST/l)	292,3	14,69	95,0
pH	7,63	7,08	-

Los resultados de la calidad del efluente son mostrados en la **Tabla 26**. La eliminación del nitrógeno total alcanza el 80,6%. Esto se logró con el acondicionamiento de la zona anóxica que representa el 25% del volumen total del reactor. Con respecto al fósforo total se alcanza una eliminación del 80% con un consumo diario de cloruro férrico de 432,5 Kg/d.

En la **Tabla 27** se muestran los resultados más importantes a la salida de la deshidratación como son: la cantidad de fangos deshidratados (Kg/d) y los SSVB (%). Con respecto al %SSVB se obtiene un valor muy inferior al límite.

Tabla 27. Producción de fangos en la deshidratación (Kg/d) - Alternativa 1

	Unidades	Resultados
Producción de Fangos en la deshidratación	% Sequedad	25
	m ³ /d	8,02
	Kg/d	2.005
	%SSVB	18,7

El perfil de sólidos en el decantador secundario es mostrado en la **Figura 44**. La altura en la zona de **compresión** está en torno a **1,8 m**, valor aceptable para evitar un desbordamiento de sólidos en el efluente.

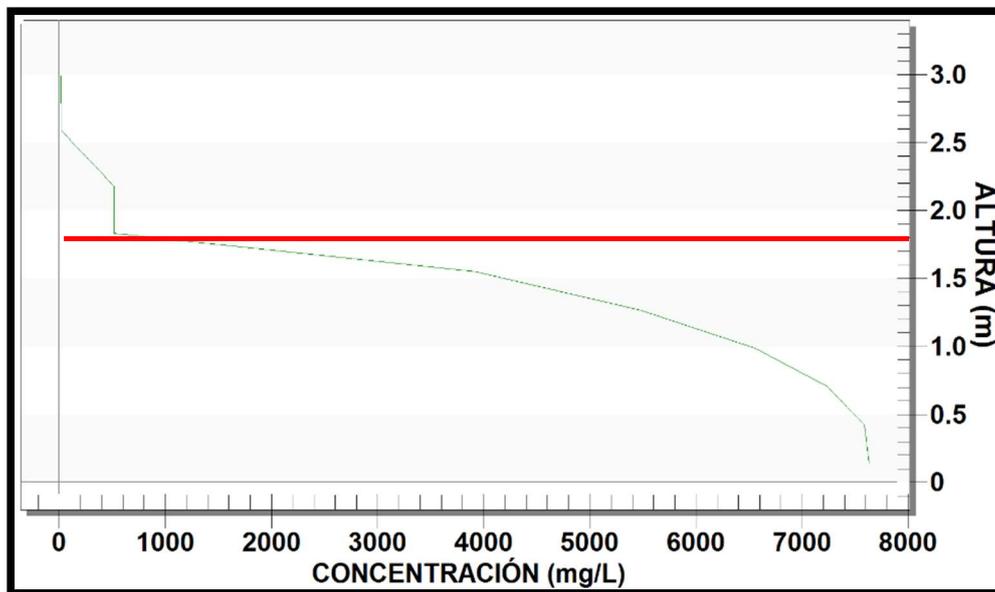


Figura 44. Perfil de sólidos suspendidos totales del decantador secundario – Alternativa 1

5.4.2 Resultados alternativa 2: Proceso convencional con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo. Esquema Nitrificación - Desnitrificación Simultánea

Las condiciones de operación para la simulación la alternativa 2 con el esquema de nitrificación desnitrificación simultánea (**Figura 45**) están definidas por los valores de la **Tabla 28**. En esta tabla se muestran los principales parámetros de diseño y operación que han sido optimizados para la EBN y PQ, como son: el TRC, % Caudal de recirculación de fangos, la concentración de oxígeno disuelto y el consumo diario de cloruro férrico.

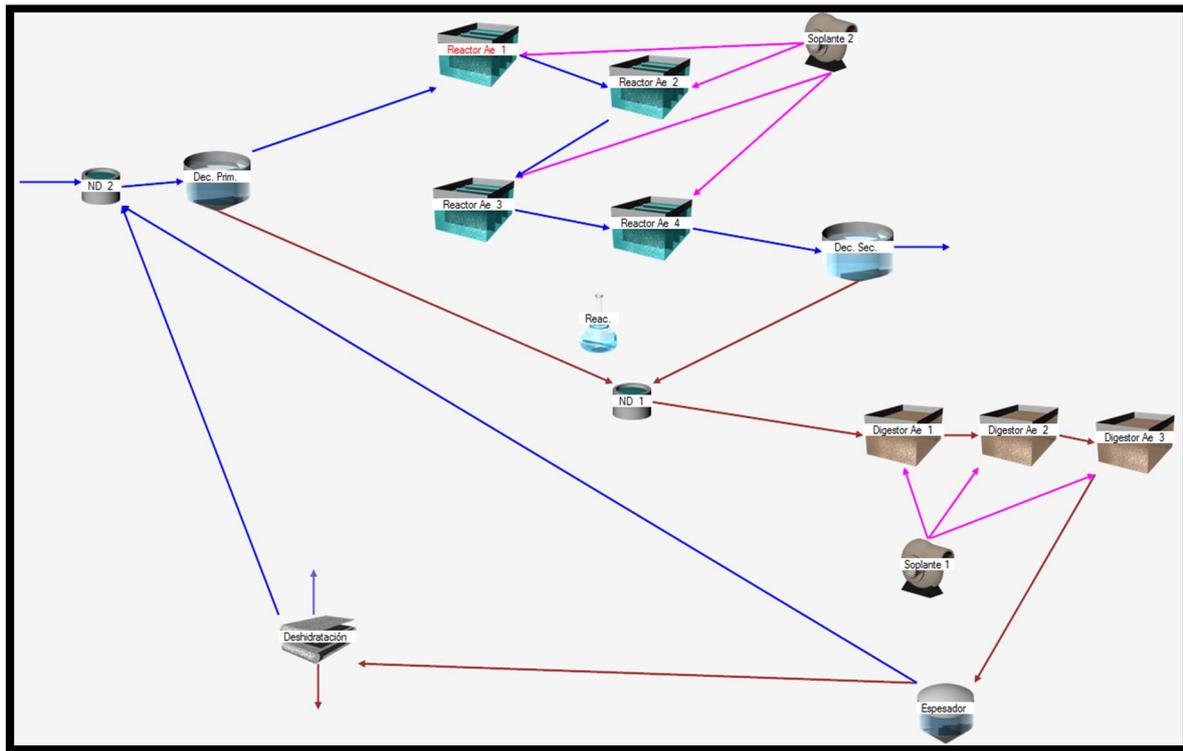


Figura 45. Esquema de simulación en DESASS de la alternativa 2

Tabla 28. Condiciones de operación para la EBN+PQ – Alternativa 2

Condiciones de operación			
V_{total} reactores aerobios		3.388	m ³
V_{total} digestores		5.600	m ³
C_{másica}		0,128	d ⁻¹
X_{SST} reactor		4.049	mg SST/l
TRC		11,0	d
Conc. O₂ Reactores Aerobios	Ae 1	0,2	mg O ₂ /l
	Ae 2	0,4	mg O ₂ /l
	Ae 3	1,2	mg O ₂ /l
	Ae 4	1,7	mg O ₂ /l
Conc. O₂ Digestores		1,0	mg O ₂ /l
% Caudal recirculación de fangos		119	%
Cloruro férrico necesario		444,7	Kg/d
Temperatura		15,0	°C

En este caso se optó en trabajar con un % Caudal de recirculación de fangos más elevado para favorecer la desnitrificación, el cual fue el 119% del caudal de entrada. Las concentraciones de oxígeno disuelto en los reactores aerobios y el TRC mostrados en la **Tabla 28** garantizaron niveles bajos de concentración de amonio en el efluente.

Tabla 29. Resultados de la calidad del agua de salida y su %eliminación – Alternativa 2

Parámetros	Entrada	Efluente	% Eliminación
S_{NH4} (mg N/l)	29,43	1,33	95,5
S_{NO3} (mg N/l)	0	9,57	-
N_T (mg N/l)	46,17	11,55	75,0
S_{PO4} (mg P/l)	4,63	1,13	75,6
P_T (mg P/l)	9,51	1,91	79,9
DQO (mg DQO/l)	540,45	43,31	92,0
SS (mg SST/l)	292,3	15,69	94,6
pH	7,63	7,03	-

Los resultados de la calidad del efluente son mostrados en la **Tabla 29**. La eliminación del nitrógeno total alcanza el 75,0 % y con respecto al fósforo total alcanzó el 80% de eliminación con un consumo diario de cloruro férrico de 444,7 Kg/d.

En la **Tabla 30** se muestran los resultados más importantes a la salida de la deshidratación como son: la cantidad de fangos deshidratados (Kg/d) y los SSVB (%). Muy similar al caso anterior se obtuvo el %SSVB con un valor muy inferior al límite (menor al 35%)

Tabla 30. Producción de fangos en la deshidratación (Kg/d) - Alternativa 2

	Unidades	Resultados
Producción de Fangos en la deshidratación	% Sequedad	25
	m ³ /d	8,51
	Kg/d	2.127,5
	%SSVB	18,8

El perfil de sólidos en el decantador secundario es mostrado en la **Figura 46**. La altura en la zona de **compresión** está en torno a **1,8 m**.

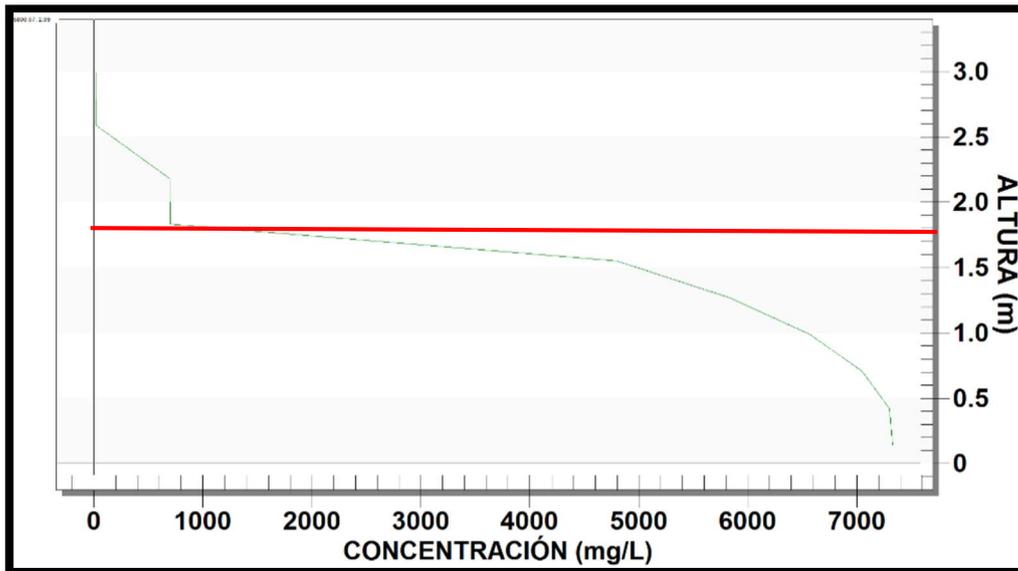


Figura 46. Perfil de sólidos suspendidos totales del decantador secundario – Alternativa 2

5.4.3 Resultados alternativa 3: Proceso de oxidación total con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo. Esquema Ludzack – Ettinger modificado utilizando los decantadores primarios como zona anóxica

El esquema de la alternativa 3 consta de un proceso de oxidación total y es mostrado en la Figura 47. Las condiciones de operación de esta alternativa son mostradas en la Tabla 31.

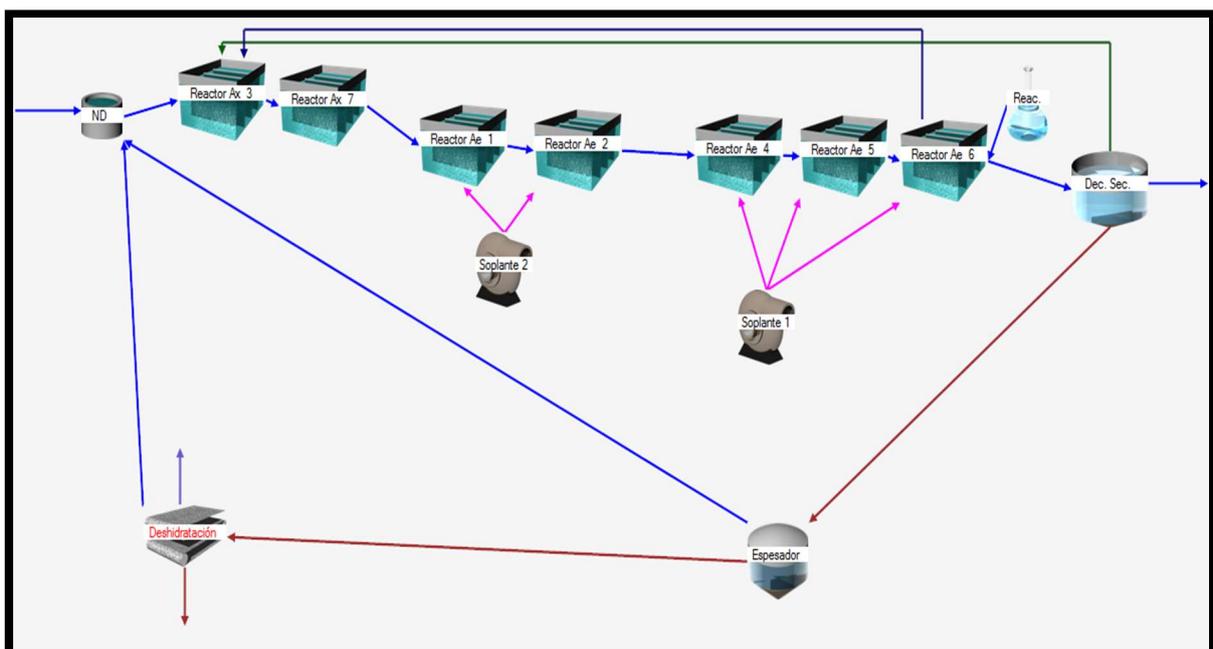


Figura 47. Esquema de simulación en DESASS de la alternativa 3

Tabla 31. Condiciones de operación para la EBN+PQ – Alternativa 3

Condiciones de operación		
V _{total reactores}	10.256	m ³
% V _{aerobio}	87,7	%
% V _{anóxico}	12,3	%
C _{másica}	0,058	d ⁻¹
X _{SST reactor}	5.008	mg SST/l
TRC	20,4	d
R _i	2	-
% Caudal recirculación de fangos	95,5	%
Conc. O ₂ Reactores aerobios	2,0	mg O ₂ /l
Cloruro férrico necesario	549,8	Kg/d
Temperatura	15	°c

Tabla 32. Resumen de la calidad del agua de salida y su %eliminación – Alternativa 3

Parámetros	Entrada	Efluente	% Eliminación
S _{NH4} (mg N/l)	29,43	0,11	99,6
S _{NO3} (mg N/l)	0	7,34	-
N _T (mg N/l)	46,17	8,05	82,6
S _{PO4} (mg P/l)	4,63	1,3	71,9
P _T (mg P/l)	9,51	1,92	79,8
DQO (mg DQO/l)	540,45	45,18	91,6
SS (mg SST/l)	292,3	18,26	93,8
pH	7,63	7,02	-

En la **Tabla 32** se muestran los valores de los parámetros de calidad del agua de salida la cual garantiza un efluente de buena calidad, este resultado conlleva una concentración de sólidos suspendidos totales en los reactores **[X_{SSTLM}]** que supera los **5.000 mg SST/l** y una concentración de sólidos suspendidos totales **[X_{SST}]** en la **purga de los decantadores secundarios en torno a los 10.000 mg SST/l**. Por lo tanto esta propuesta se encuentra muy justa de volumen y un incremento de la carga contaminante en la entrada puede tener como consecuencia un desbordamiento de sólidos por el efluente. Este motivo es suficiente para descartar esta alternativa y plantear el uso de otras unidades de mayor volumen con la finalidad de incrementar el volumen total del reactor.

5.4.4 Resultados alternativa 4: Proceso de oxidación total con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo. Esquema Ludzack – Ettinger modificado utilizando la balsa de homogenización como zona anóxica.

Las condiciones de operación para la simulación de la alternativa 4 con el esquema Ludzack – Ettinger Modificado (Figura 48) están definidas por los valores de la

Tabla 33. En esta tabla se muestran los principales parámetros de diseño y operación que han sido optimizados para la EBN y PQ, como son: la recirculación interna (R_i), % Caudal de recirculación de fangos, el TRC y el consumo diario de cloruro férrico.

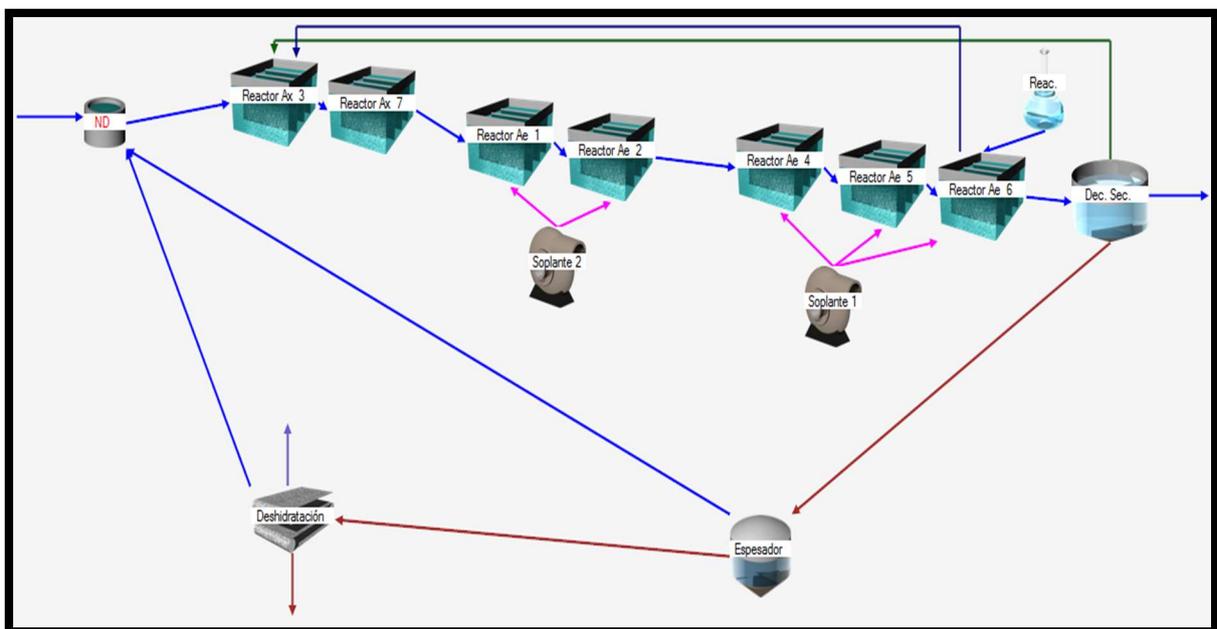


Figura 48. Esquema de simulación en DESASS de la alternativa 4

Tabla 33. Condiciones de operación para la EBN+PQ – Alternativa 4

Condiciones de operación		
V_{total} reactores	11708	m^3
% $V_{aerobio}$	76,8	%
% $V_{anóxico}$	23,2	%
$C_{másica}$	0,057	d^{-1}
X_{SST}	4.458	mg SST/l
TRC	20,7	d
R_i	1,5	-
% Caudal de recirculación de fangos	94,9	%
Conc. O_2 Reactores Aerobios	2,0	mg O_2 /l
Cloruro férrico necesario	549,8	Kg/d
Temperatura	15	$^{\circ}C$

En este caso se ha optado en trabajar con una recirculación interna de 1,5; con ello se ha obtenido una concentración de nitrato adecuada (menor a 10 mg N/l). Con respecto al TRC se ha fijado en 20,7 días el cual garantiza una producción de fango estabilizado y una elevada tasa de nitrificación.

Tabla 34. Resultados de la calidad del agua de salida y su %eliminación – Alternativa 4

Parámetros	Entrada	Efluente	% Eliminación
S_{NH_4} (mg N/l)	29,43	0,12	99,6
S_{NO_3} (mg N/l)	0	8,33	-
N_T (mg N/l)	46,17	9,02	80,5
S_{PO_4} (mg P/l)	4,63	1,29	72,1
P_T (mg P/l)	9,51	1,86	80,4
DQO (mg DQO/l)	540,45	44,1	91,8
SS (mg SST/l)	292,3	16,79	94,3
pH	7,63	7,07	-

Los resultados de la calidad del efluente son mostrados en la **Tabla 34**. La eliminación del nitrógeno total alcanza el 80,5 % y con respecto al fósforo total se alcanzó el 80,4 % de eliminación y con un consumo diario de cloruro férrico de 549,8 Kg/d.

En la **Tabla 35** se muestran los resultados de la producción de fangos deshidratados en (kg/d), el porcentaje de sequedad y el %SSVB que resultó inferior al límite.

Tabla 35. Producción de fangos en la deshidratación (Kg/d) - Alternativa 4

	Unidades	Resultados
Producción de Fangos en la deshidratación	% Sequedad	25
	m ³ /d	9,34
	Kg/d	2.335
	%SSVB	34,1

El perfil de sólidos en el decantador secundario se muestra en la **Figura 49**. La altura en la zona de compresión está en torno a **1,8 m** y la concentración de sólidos [X_{SST}] en la purga de los decantadores secundarios en **8.880 mg SST/l**.

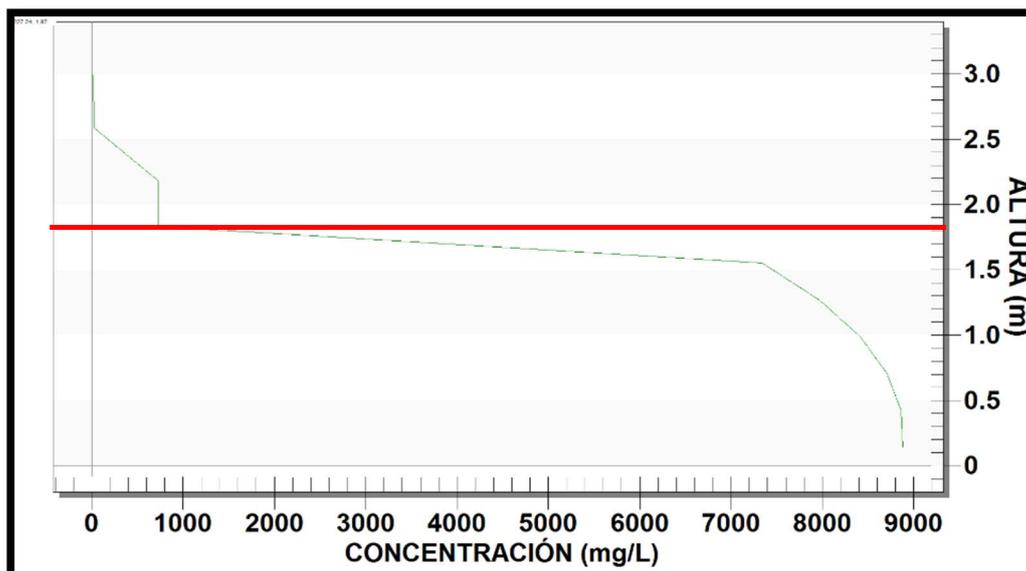


Figura 49. Perfil de sólidos suspendidos totales del decantador secundario – Alternativa 4

5.4.5 Resultados alternativa 5: Proceso de oxidación total con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo. Esquema Nitrificación - Desnitrificación Simultánea utilizando la balsa de homogenización como zona anóxica.

Las condiciones de operación para la simulación de la alternativa 5 con el esquema Nitrificación Desnitrificación Simultánea con zona anóxica (**Figura 50**) están definidas por los valores de la **Tabla 36**. En esta tabla se muestran los principales parámetros de diseño y operación que han sido optimizados para la EBN y PQ como son: el TRC, % Caudal de recirculación de fangos, la Concentración de oxígeno disuelto en los reactores aerobios y el consumo diario de cloruro férrico.

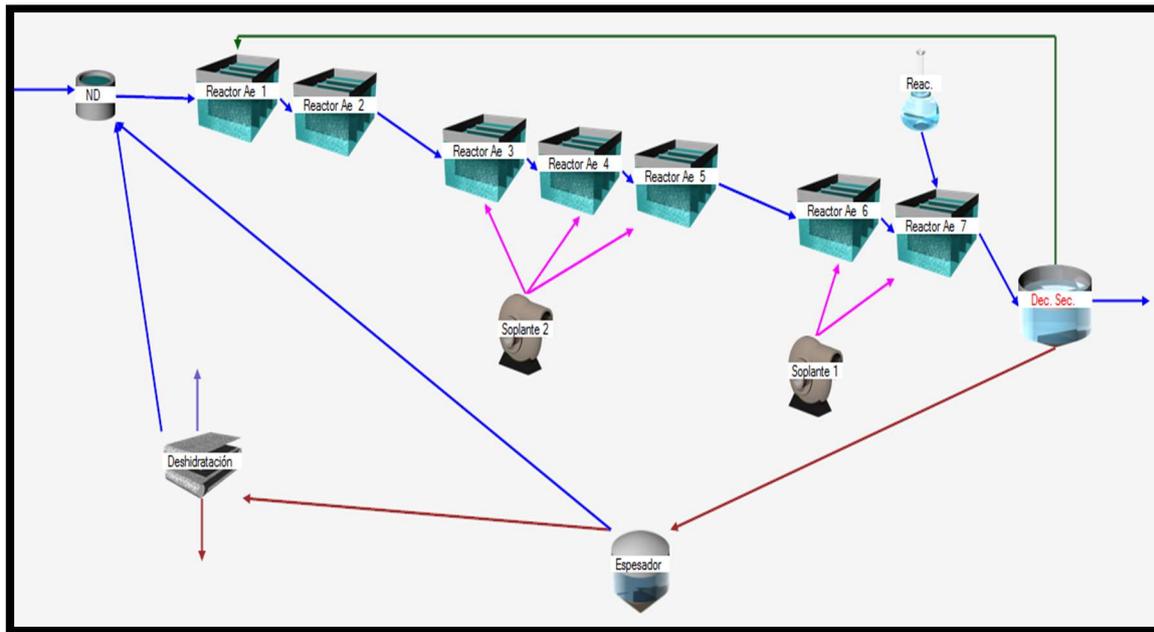


Figura 50. Esquema de simulación en DESASS de la alternativa 5

Tabla 36. Condiciones de operación para la EBN+ PQ – Alternativa 5

Condiciones de operación			
V_{total} reactores		11.708	m ³
% V_{aerobio}		76,8	%
% V_{anóxico}		23,2	%
C_{másica}		0,056	d ⁻¹
X_{SST}		4.528	mg SST/l
TRC		21,0	d
Conc. O₂ Reactores Aerobios	Ae 1	0,0	mg O ₂ /l
	Ae 2	0,0	mg O ₂ /l
	Ae 3	0,2	mg O ₂ /l
	Ae 4	0,2	mg O ₂ /l
	Ae 5	0,4	mg O ₂ /l
	Ae 6	0,8	mg O ₂ /l
	Ae 7	0,8	mg O ₂ /l
% Caudal de recirculación de fangos		116,1	%
Cloruro férrico necesario		549,8	Kg/d
Temperatura		15	°C

Para esta alternativa al prescindir de la recirculación interna se ha optado en trabajar con un caudal de recirculación de fangos de 116,1 % para favorecer la desnitrificación obteniendo una concentración de nitrato por debajo de los 10 mg N/l. Con respecto al TRC se ha fijado en 21,0 días para garantizar una producción de fango estabilizado y una elevada tasa de

nitrificación. La concentración de amonio en el efluente se regula con el ajuste de la concentración de oxígeno en cada reactor mostrado en la **Tabla 36**.

Tabla 37. Resultados de la calidad del agua de salida y su %eliminación – Alternativa 5

Parámetros	Entrada	Efluente	% Eliminación
S_{NH4} (mg N/l)	29,43	1,29	95,6
S_{NO3} (mg N/l)	0	6,93	-
N_T (mg N/l)	46,17	7,42	83,9
S_{PO4} (mg P/l)	4,63	1,29	72,1
P_T (mg P/l)	9,51	1,87	80,3
DQO (mg DQO/l)	540,45	44,17	91,8
SS (mg SST/l)	292,3	16,99	94,2
pH	7,63	7,00	-

Los resultados de la calidad del efluente son mostrados en la **Tabla 37**. La eliminación del nitrógeno total alcanza el 83,9 % y con respecto al fósforo total se alcanzó el 80,3 % y con un consumo diario de cloruro férrico de 549,8 Kg/d.

En la **Tabla 38** se muestran los resultados de la producción de fango deshidratado en (kg/d), el porcentaje de sequedad y el %SSVB que resultó inferior al límite.

Tabla 38. Producción de fangos en la deshidratación (Kg/d) - Alternativa 5

	Unidades	Resultados
Producción de Fangos en la deshidratación	% Sequedad	25
	m ³ /d	9,35
	Kg/d	2.332,5
	%SSVB	34,5

El perfil de sólidos en el decantador secundario se muestra en la **Figura 51**. La **altura en la zona de compresión** está en torno a **1,8 m** y la concentración de sólidos [X_{SST}] en la purga de los decantadores secundarios fue de **8.204 mg SST/l**.

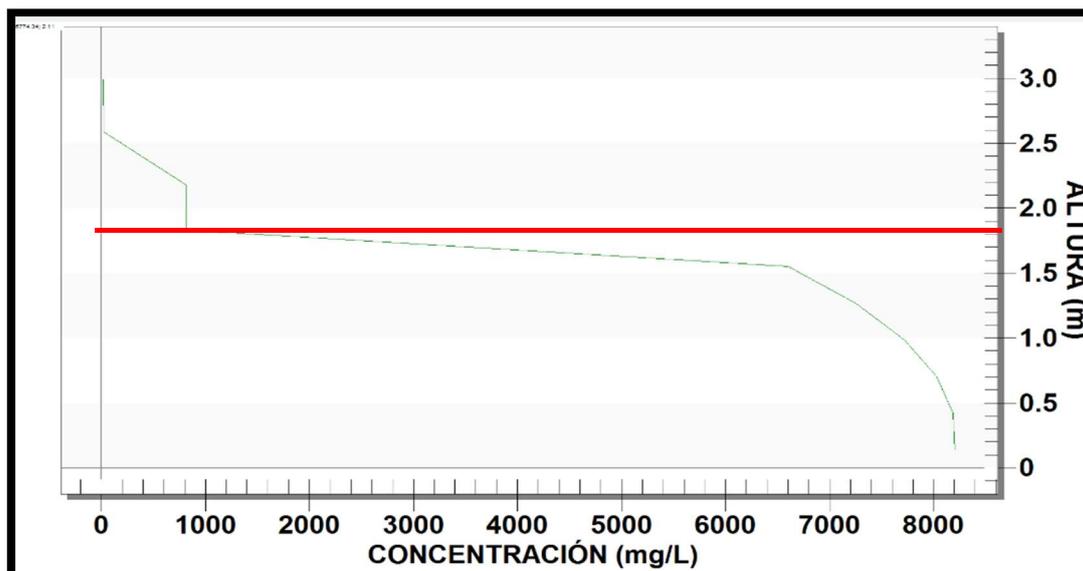


Figura 51. Perfil de sólidos suspendidos totales del decantador secundario – Alternativa 5

5.4.6 Resultados alternativa 6: Proceso de oxidación total con eliminación biológica de nitrógeno y fósforo. Esquema Nitrificación - Desnitrificación Simultánea utilizando la balsa de homogenización, decantadores primarios y un reactor biológico como zona anaerobia.

Las condiciones de operación para la simulación de la alternativa 6 con el esquema Nitrificación Desnitrificación Simultánea con zona anaerobia (**Figura 52**) están definidas por los valores de la **Tabla 39**. En ella se muestran los principales parámetros de diseño y operación que han sido optimizados para la EBN, EBP y PQ, como son: el TRC, % Caudal de recirculación de fangos, la concentración de oxígeno disuelto en los reactores aerobios y el consumo diario de cloruro férrico.

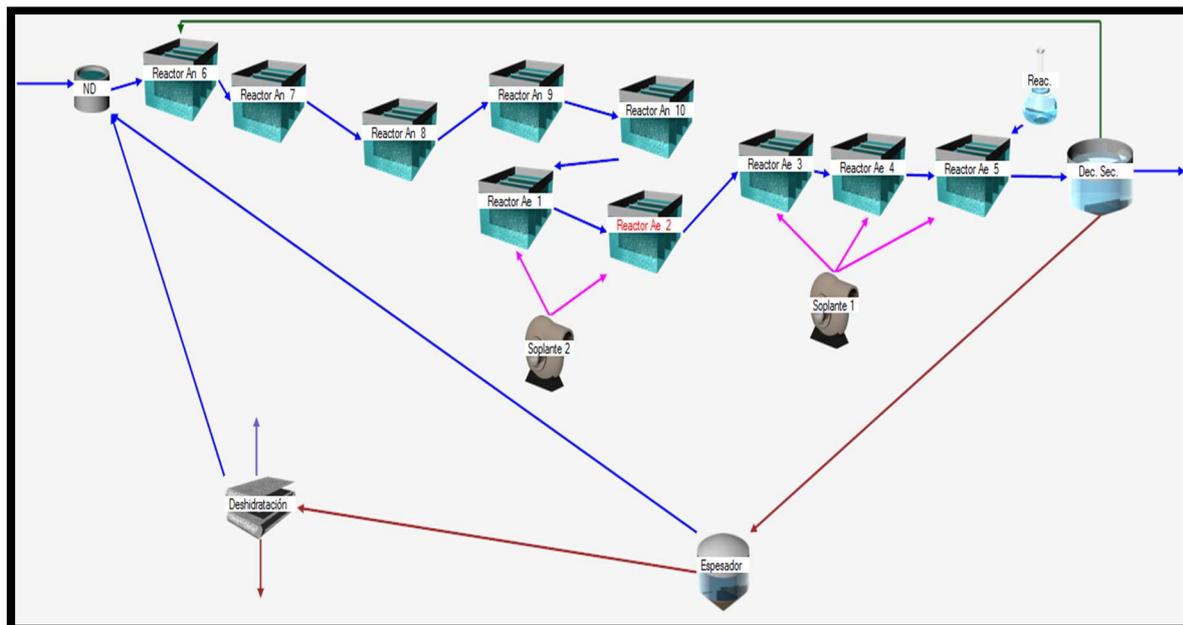


Figura 52. Esquema de simulación en DESASS de la alternativa 6

Tabla 39. Condiciones de operación para la EBN, EBP + PQ – Alternativa 6

Condiciones de operación			
V_{total} reactores	12976	m^3	
% $V_{aerobio}$	56,3	%	
% $V_{anaerobio}$	43,7	%	
S_A	37,0	mg DQO/l	
$C_{másica}$	0,053	d^{-1}	
X_{SST}	4.309	mg SST/l	
TRC	23,5	d	
Conc. O_2 Reactores Aerobios	Ae 1	0,2	mg O_2 /l
	Ae 2	0,3	mg O_2 /l
	Ae 3	0,7	mg O_2 /l
	Ae 4	0,9	mg O_2 /l
	Ae 5	1,5	mg O_2 /l
% Caudal de recirculación de fangos	116,2	%	
Cloruro férrico necesario	260,1	Kg/d	
Temperatura	15	$^{\circ}C$	

En esta alternativa se ha seleccionado un TRC elevado para obtener fangos estabilizados y una baja concentración de amonio en el efluente, el porcentaje del caudal de recirculación de fango ha sido superior al 100% para incrementar la desnitrificación, todos estos valores son mostrados en la **Tabla 39**.

Tabla 40. Resultados de la calidad del agua de salida y su %eliminación – Alternativa 6

Parámetros	Entrada	Efluente	% Eliminación
S_{NH4} (mg N/l)	29,43	1,25	95,8
S_{NO3} (mg N/l)	0	9,4	-
N_T (mg N/l)	46,17	11,23	75,7
S_{PO4} (mg P/l)	4,63	1,34	71,1
P_T (mg P/l)	9,51	1,92	79,8
DQO (mg DQO/l)	540,45	45,96	91,5
SS (mg SST/l)	292,3	16,39	94,4
pH	7,63	7,17	-

Los resultados de la calidad del efluente son mostrados en la **Tabla 40**. La eliminación del nitrógeno total alcanza el 75,7 % y con respecto al fósforo total se obtuvo un 47,6% de eliminación de $[P_T]$ con la EBP. Por ello se complementó el tratamiento con la precipitación química donde se utilizó el cloruro férrico con un consumo diario de 260,1 Kg/d, con esta sinergia se alcanzó una eliminación de $[P_T]$ del 79,8%.

En la **Tabla 41** se muestran los resultados de la producción de fango deshidratado en (kg/d) el porcentaje de sequedad y el %SSVB que resultó inferior al límite.

Tabla 41. Producción de fangos en la deshidratación (Kg/d) - Alternativa 6

	Unidades	Resultados
Producción de Fangos en la deshidratación	% Sequedad	25
	m ³ /d	8,76
	Kg/d	2.190
	%SSVB	34,2

El perfil de sólidos en el decantador secundario como en las alternativas anteriores tiene una **altura de compresión** de **1,8 m** el cual es mostrado en la **Figura 51**. La concentración de sólidos $[X_{SST}]$ en la purga de los **decantadores secundarios** está en torno a los **8.204 mg SST/l**.

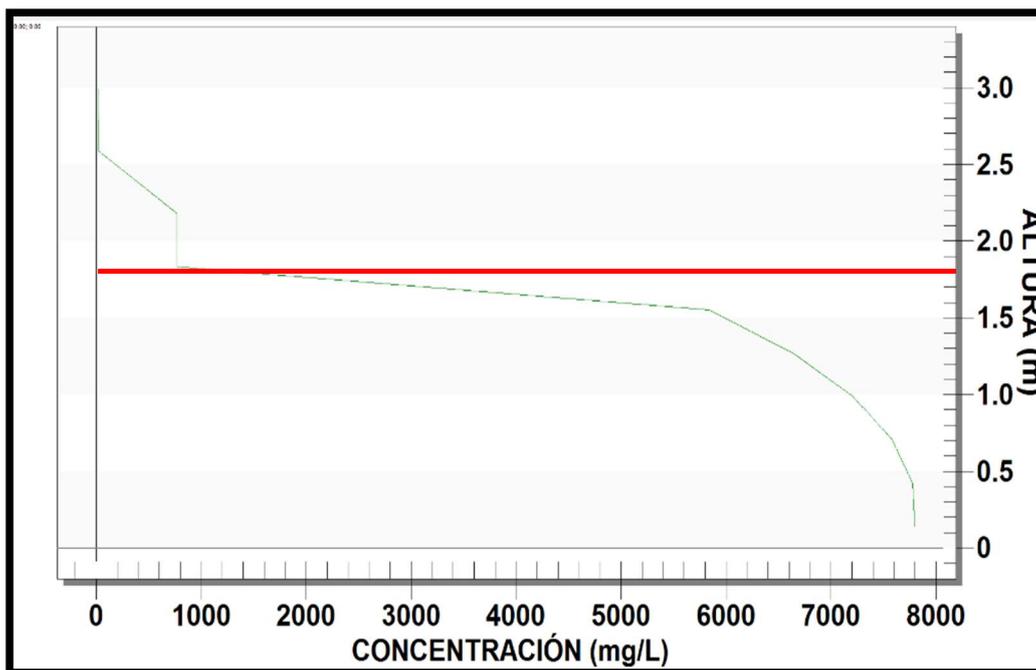


Figura 53. Perfil de sólidos suspendidos totales del decantador secundario – Alternativa 6

Cabe mencionar que antes de realizar esta propuesta se planteó trabajar con el mismo volumen total (12.976 m^3) pero con un menor porcentaje de volumen para la zona anaerobia (30,7%) con el cual se obtuvo como un 37 % de EBP. El tratamiento se complementó aplicando una cantidad diaria de 450 Kg/d de cloruro férrico alcanzando un 80,0 % de eliminación de $[P_T]$. Se descartó esa alternativa por el bajo desarrollo de las bacterias PAO en dichas condiciones.

5.4.7 Resultados alternativa 7: Proceso de oxidación total en un Bioreactor de Membrana con eliminación biológica de nitrógeno y precipitación química de fósforo.

Las condiciones de operación para la EBN y PQ en un esquema de bioreactor de membranas con zona anóxica (Figura 54) son mostradas en la Tabla 42. En ella se muestran los principales parámetros de diseño y operación que han sido optimizados como son: el TRC, la recirculación de fangos, la concentración de oxígeno disuelto en los reactores aerobios y el consumo de cloruro férrico.

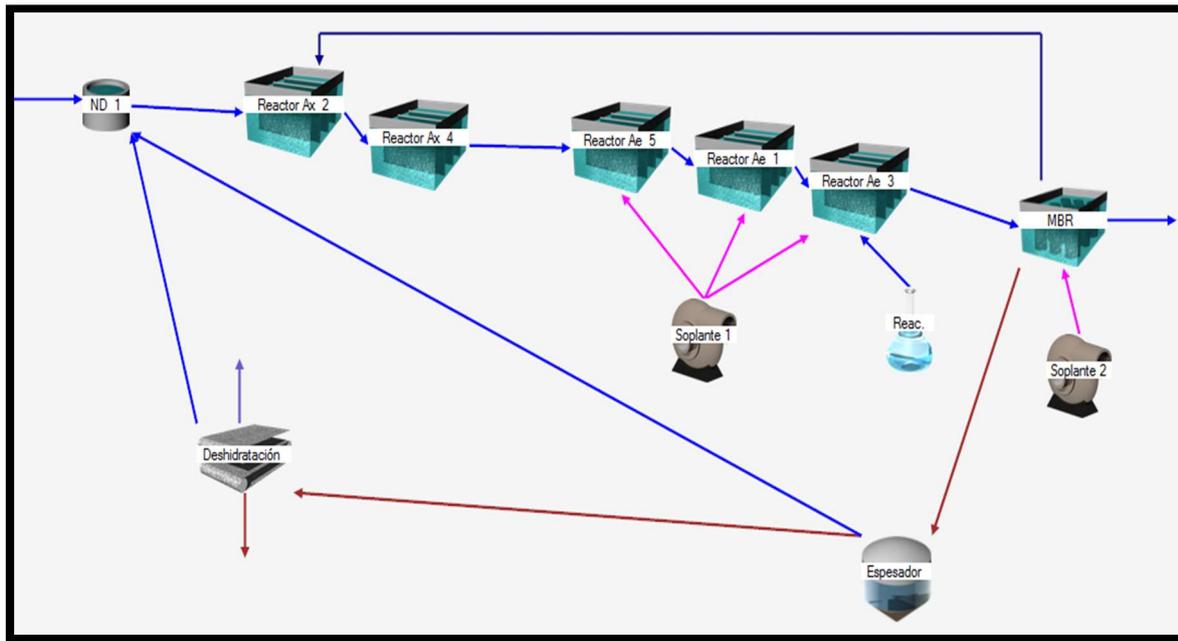


Figura 54. Esquema de simulación en DESASS de la alternativa 7

Tabla 42. Condiciones de operación para la EBN + PQ – Alternativa 7

Condiciones de operación		
V_{total} reactores	10435	m ³
% V_{aerobio}	71,5	%
% V_{anóxico}	28,5	%
C_{másica}	0,059	d ⁻¹
X_{SST}	5.543	mg SST/l
TRC	27,0	d
Recirculación de fangos	3	-
Conc. O₂ Reactores Aerobios	0,4	mg O ₂ /l
Conc. O₂ MBR	6,0	mg O ₂ /l
Cloruro férrico necesario	425,3	Kg/d
Temperatura	15	°c

Se optó por trabajar con un valor más elevado del TRC para generar fangos estabilizados. La selección del valor adecuado para la recirculación de fangos está relacionada con el objetivo de disminuir la concentración de sólidos suspendidos en el reactor MBR y evitar el rápido ensuciamiento de las membranas. En los reactores aerobios se trabajó con bajas concentraciones de oxígeno disuelto debido a que el mayor porcentaje de nitrificación se realiza en el MBR. La concentración de oxígeno disuelto en el MBR es elevada en torno a valores de 6,0 – 7,0 mg O₂/l necesaria para la limpieza continua de las membranas. Todos estos valores son mostrados en la **Tabla 42**.

Tabla 43. Resultados de la calidad del agua de salida y su %eliminación – Alternativa 7

Parámetros	Entrada	Efluente	% Eliminación
S_{NH4} (mg N/l)	29,43	0,45	98,5
S_{NO3} (mg N/l)	0	3,66	-
N_T (mg N/l)	46,17	4,36	90,6
S_{PO4} (mg P/l)	4,63	1,68	63,7
P_T (mg P/l)	9,51	1,85	80,5
DQO (mg DQO/l)	540,45	35,22	93,5
SS (mg SST/l)	292,3	5,00	98,3
pH	7,63	6,78	-

Los resultados de la calidad del efluente son mostrados en la **Tabla 43**. La **eliminación** del **nitrógeno total** alcanza el **90,6 %** y con respecto al **fósforo total** se obtuvo un **80,5 %**; este último se logró aplicando cloruro férrico con un consumo diario de 2372,5 Kg/d.

En la **Tabla 44** se muestran los resultados de la producción de fango deshidratado en (kg/d), el porcentaje de sequedad y el %SSVB.

Tabla 44. Producción de fangos en la deshidratación (Kg/d) - Alternativa 7

	Unidades	Resultados
Producción de Fangos en la deshidratación	% Sequedad	25
	m³/d	9,49
	Kg/d	2.372,5
	%SSVB	33,7

6 COMPARACIÓN Y SIMULACIÓN DE LAS ALTERNATIVAS SIMULADAS

6.1 Análisis técnico de las alternativas

Las 7 alternativas planteadas presentan resultados favorables con el cumplimiento de los límites de vertido que exige la legislación. Los porcentajes de eliminación de los parámetros de calidad son mostrados en la **Tabla 45**. Además en todos los casos se obtienen fangos estabilizados con un % SSVB < 35. Se desecha la alternativa 3 debido a las altas concentraciones de sólidos suspendidos que presentan los reactores y el decantador secundario. Una variación en los parámetros de entrada (caudal y/o carga contaminante) podría provocar el desbordamiento de los decantadores secundarios o el incumplimiento de los criterios de vertido.

Tabla 45. Resumen de los resultados de la calidad del efluente

AGUA DE ENTRADA		EFLUENTE							
Parámetros	Entrada	Simulación Situación actual	Alternativa 1	Alternativa 2	Alternativa 3	Alternativa 4	Alternativa 5	Alternativa 6	Alternativa 7
		Resultados	Resultados	Resultados	Resultados	Resultados	Resultados	Resultados	Resultados
S_{NH_4} (mg N/l)	29,43	1,02	1,37	1,33	0,11	0,12	1,29	1,25	0,45
S_{NO_3} (mg N/l)	0	21,31	6,97	9,57	7,34	8,33	6,93	9,4	3,66
N_T (mg N/l)	46,17	23,05	8,97	11,55	8,05	9,02	7,42	11,23	4,36
S_{PO_4} (mg P/l)	4,63	7,33	1,21	1,13	1,3	1,29	1,29	1,34	1,68
P_T (mg P/l)	9,51	7,52	1,91	1,91	1,92	1,86	1,87	1,92	1,85
DQO (mg DQO/l)	540,45	42,73	42,79	43,31	45,18	44,1	44,17	45,96	35,22
SS (mg SST/l)	292,3	9,88	14,69	15,69	18,26	16,79	16,99	16,39	5,00
pH	7,63	7,10	7,08	7,03	7,02	7,07	7,00	7,17	6,78

Dado que todas las alternativas permiten conseguir rendimientos de eliminación similares la selección de la alternativa más adecuada se realizará mediante una valoración económica de cada una de ellas que incluirá el coste de inversión y el coste de operación.

6.2 Requerimiento de equipos y materiales

Para realizar los cambios en las propuestas mencionadas se deben adquirir una lista de equipos y materiales. En el tratamiento biológico se necesita la compra de los siguientes elementos: (1) Módulos de membranas para el MBR, (2) Soplantes para la aireación en el reactor MBR, (3) Difusores, (4) Bombas de recirculación interna, (5) Agitadores mecánicos sumergidos, (6) Tuberías y accesorios.

Asimismo, el proceso de precipitación química necesitará la instalación de un sistema de almacenamiento y dosificación de cloruro férrico que consta de los siguientes elementos: (7) Tanque de almacenamiento y (8) Bombas dosificadoras.

6.2.1 Características de los equipos y materiales para el tratamiento biológico

- **Módulos de membranas**

Los módulos de membranas de fibra hueca mostrados en la **Figura 55** serán instalados en el interior de los decantadores secundarios con diámetro de 24 m, por lo tanto es necesario conocer el área total de membranas y el número de módulos requeridos según el modelo del fabricante KOCH Membrane Systems.

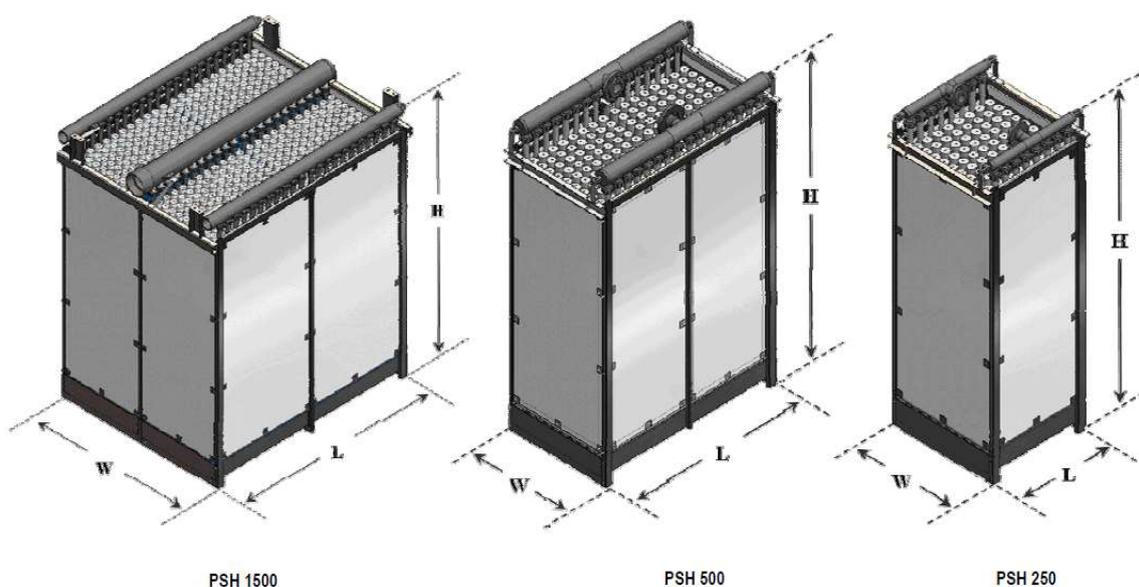


Figura 55. Módulos de membrana de la marca KOCH-PURON

Para los cálculos de diseño se ha considerado un **flujo neto de permeado de 15 l/m².h** y un **caudal que atraviesa la membrana de 10.200 m³/d**. Reemplazando en la siguiente expresión se obtiene lo siguiente:

$$\text{Área de filtrado} = \frac{\text{Caudal}}{\text{Flujo neto de permeado}}$$

$$\text{Área de filtrado} = \frac{10.200 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} * \frac{1\text{d}}{24\text{h}} * \frac{1000\text{l}}{1\text{m}^3}}{15 \frac{\text{l}}{\text{m}^2\text{h}}}$$

$$\text{Área de filtrado} = 28.333,3 \text{ m}^2$$

Para asegurar que el flujo de permeado sea constante durante el lavado de las membranas se ha considerado un **20% adicional del área de filtrado**, donde se obtiene lo siguiente:

$$\text{Área total de filtrado} = 34.000 \text{ m}^2$$

En la **Tabla 46** se muestran los datos del área filtrante y las dimensiones de cada módulo según el modelo, información proporcionada por el fabricante.

Tabla 46. Dimensiones de los módulos de membranas

MODELO	L (mm)	H (mm)	W (mm)	Área filtrante (m ²)
PSH 250	906	2.384	893	250
PSH 500	1.662	2.422	893	500
PSH 1500	2.244	2.530	1.755	1500

El número de módulos obtenidos según el modelo son mostrados en la **Tabla 47**.

Tabla 47. Número de módulos según el modelo a utilizar

MODELO	Área filtrante (m ²)	# Módulos (ud)
PSH 250	250	136
PSH 500	500	68
PSH 1500	1500	23

Se necesitan **23 módulos del modelo PSH1500**, estos serán instalados en el interior de un **único decantador secundario** siguiendo la configuración que se muestra en la **Figura 56**.

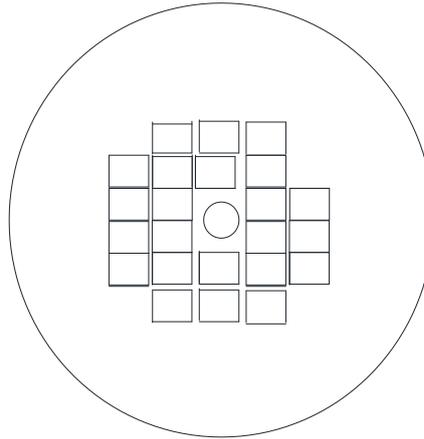


Figura 56. Configuraci3n de los m3dulos PSH1500 en el interior del decantador secundario de diámetro de 24 m.

- **Soplantes**

En la selecci3n de la soplante del reactor MBR se han tenido las siguientes consideraciones: **el caudal de aireaci3n necesario** para la limpieza de membranas es **0,1 m³/m²/h** y una superficie de membrana de 34.000 m². Por lo tanto el **caudal de aire m3nimo** que debe generar la soplante es **56,7 m³/min**.

Para el c3lculo de las p3rdidas se ha utilizado la siguiente expresi3n y se han tenido las siguientes consideraciones: La p3rdida de carga para un filtro (Δh_{filtro}) es 0,40 m.c.a, la perdida de carga de la v3lvula de seguridad (Δh_{v3lv}) es 0,20 m.c.a, la p3rdida de carga de la tuber3a ($\Delta h_{\text{tuber3a}}$) es 0.20 m.c.a, la p3rdida de carga de los difusores ($\Delta h_{\text{difusores}}$) es 0.50 m.c.a y la p3rdida de carga est3tica ($\Delta h_{\text{est3tica}}$) es de 2,50 m.c.a.

$$\Delta P = P_2 - P_1 = \Delta h_{\text{est3tica}} + \Delta h_{\text{difusores}} + \Delta h_{\text{tuber3a}} + \Delta h_{\text{valv}} + \Delta h_{\text{filtro}} \quad \text{Ec. 39}$$

Por lo tanto se obtiene lo siguiente:

$$\Delta P = 3,8 \text{ m.c.a} = 372,3 \text{ mbar}$$

Conocida la ca3da de presi3n y el caudal de aire, podemos seleccionar la soplante utilizando el **cat3logo de la Empresa Construcciones Mec3nicas Pedro GIL S.A** mostrado en la **Figura 57**.

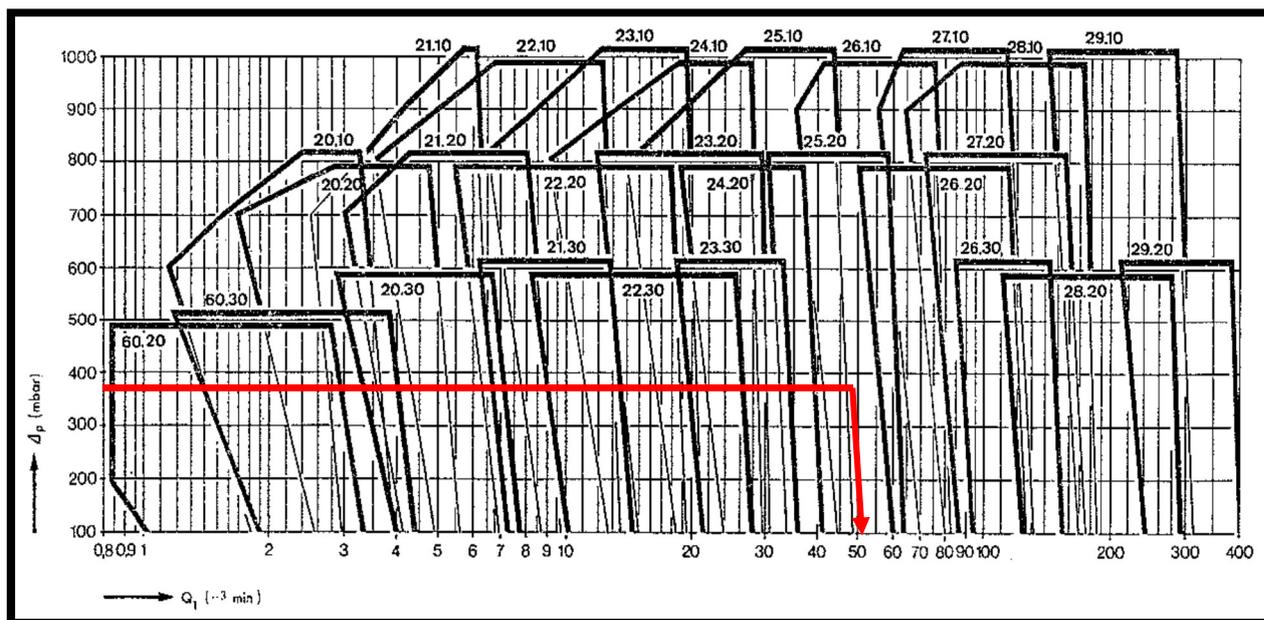


Figura 57. Ábaco de preselección modelo de soplantes

Para lograr la **Velocidad de aireación** requerida para la limpieza de las membranas, la soplante debe presentar las siguientes características de acuerdo al **modelo 25.20**:

- ΔP = 372,3 mbar
- Q_{unit} = 56,7 m³/min
- V_{motor} = 1550 v/min
- $P_{instalada\ motor}$ = 52,3 kW
- $P_{absorbida}$ = 41,8 kW
- T = 20 °C ≈ 293 °K
- Nº Soplantes = 2 unidades (1 funcionamiento + 1 reserva)

El coste del grupo completo de la soplante es detallado en la **Tabla 48**.

Tabla 48. Coste de las soplantes - Grupo completo

Ítem	€/Unidad
SOPLANTE MODELO 25.20	13.900
MOTOR 1500/MIN. 52,3 kW	3.500
TOTAL	17.400



Figura 58. Soplante Modelo 25.20

- **Difusores de membrana de burbuja fina**

Los difusores instalados actualmente en los reactores y digestores aerobios superan en cantidad a los difusores mínimos requeridos por cada una de las alternativas, los cuales se han obtenido con la simulación en DESASS y son detallados en la **Tabla 49**.

Tabla 49. Resumen de los difusores requeridos en cada alternativa

	Alternativa 1	Alternativa 2	Alternativa 4	Alternativa 5	Alternativa 6	Alternativa 7
Reactores Aerobios	660	Reactores Aerobios 672	Reactores Aerobios 364	Reactores Aerobios 336	Reactores Aerobios 336	Antiguos Digestores 546
Digestores	1092	Digestores 1092	Antiguos Digestores 546	Antiguos Digestores 546	Antiguos Digestores 546	
Total	1752	Total 1764	Total 910	Total 882	Total 882	Total 546

Las características de los difusores son mencionados a continuación:

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

- **Bombas de impulsión**

Para seleccionar un tipo de bomba es importante conocer las condiciones de trabajo, es decir 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:

$$P_g \left(\frac{J}{s} \right) = q_{imp.} \cdot \rho_{liquor} \cdot g \cdot \frac{\left\{ \left[\left(\frac{(L+L_{eq}) \cdot f \cdot V^2}{D \cdot 2 \cdot g} \right)_{asp.} + \left(\frac{(L+L_{eq}) \cdot f \cdot V^2}{D \cdot 2 \cdot g} \right)_{imp.} \right] + [Z_1 - Z_2] \right\}}{\mu_{pump}}$$

Ec. 40

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.

En todas las alternativas hay bombeos pero en este caso se está considerando el requerimiento de los bombeos nuevos que se darán en las alternativas 1, 4 y 7. Al no conocer la topografía del terreno se va a suponer una pérdida de carga para los diferentes tramos. En la **Tabla 50** 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 50. Características principales de las bombas de impulsión requeridas.

Características	Alternativa 1 - Bomba sumergible de recirculación interna	Alternativa 4 - Bomba sumergible de recirculación interna	Alternativa 7 - Bomba centrífuga de permeado
Q _{impulsión unitario} (m ³ /s)	0,239	0,182	0,236
Nº de bombas (funcionamiento + reserva)	2+1	2+1	1+1
Pérdida de carga de tuberías y desnivel de bombeo (m)	0,50	1,00	0,50
ρ _{liquor} (Kg/m ³)	1020,0	1020,0	1000,0
Potencia Motor (kW)	1,66	2,53	1,61

- **Agitadores mecánicos sumergidos**

Los agitadores mecánicos son requeridos en los reactores anóxicos y anaerobios de las alternativas 1, 6 y 7. Las otras alternativas que utilizan la balsa de homogenización como zona anóxica o anaerobia trabajarán con los agitadores que se encuentran instalados en su interior. El cálculo de la potencia del motor de cada agitador mecánico se obtiene fijando la potencia adsorbida en **20 W/m³** y la eficiencia de motor en **0,70**. En la **Tabla 51** se muestran las características mínimas como la potencia del motor y el número de agitadores.

Tabla 51. Resumen de los agitadores requeridos por las alternativas 1, 6 y 7

Características	Alternativa 1	Alternativa 6	Alternativa 7
	Reactor Anóxico	Reactor Anaerobio	Reactor Anóxico
Nº Agitadores	1,0	4,0	4,0
Pot. Motor (kW)	24,2	24,2	24,2

6.2.2 Características de los equipos y materiales para el sistema de almacenamiento y dosificación del cloruro férrico

- **Tanque de almacenamiento**

Las características del tanque de almacenamiento del cloruro férrico (40 - 42%) están contempladas para un abastecimiento aproximado de 30 días y son mostradas a continuación:

Capacidad	= 10.000 l
Altura	= 2.9 m
Diámetro	= 2.2 m
Material	= PRFV
Tipo	= Doble Casco
Nº Tanques	= 1 unidad



Figura 59. Tanque de almacenamiento de cloruro férrico

- **Bombas dosificadoras**

Las bombas dosificadoras muestran las siguientes características:

Tipo	= Centrífuga
Material	= Reforzado con fibra de polipropileno
Caudal	= 0 – 60 l/h
Pérdida de carga	= 3,0 m.c.a.
Nº Bombas	= 2 unidades (1 funcionamiento + 1 reserva)

6.3 Valoración económica de las alternativas

Los costes en una estación depuradora de agua residual son referidos a los **costes de explotación y costes de construcción**. Los costes de explotación se subdividen en costes variables y costes fijos. Los costes variables dependerán del caudal de tratamiento mientras que los costes fijos serán independientes del caudal. Los componentes de cada uno de ellos son detallados en la **Tabla 52**.

Tabla 52. Clasificación de los Costes de Explotación

Costes de Explotación	
Costes Fijos	Costes Variables
Personal	Reactivos
Mantenimiento	Energía eléctrica variable
Energía eléctrica Fija	Gestión de Fangos
Varios	-

Los costes fijos no mostrarán una diferencia marcada entre una y otra propuesta, por ello se asume que estos gastos tienen el mismo valor en todas las propuestas y no serán tomados en cuenta durante la valoración económica. En consecuencia los costes de explotación en cada propuesta difieren por los costes variables.

6.3.1 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. El coste que involucra la adquisición de equipos y materiales en el tratamiento biológico se resume en la **Tabla 53**.

Tabla 53. Coste de equipos y materiales requeridos para las modificaciones del tratamiento biológico (€)

Equipos y Materiales	Coste (€/unidad)	Nº Unidades	Total (€)	% Inversión
Bombas de recirculación interna	2.500,0	3	7.500	77,3
Tuberías y accesorios + modificaciones	1.500,0	-	1.500	15,5
Agitadores sumergidos	700,0	1	700	7,2
TOTAL ALTERNATIVA 1			9.700	100,0
Tuberías y accesorios + modificaciones	1.500,0	-	1.500	100,0
TOTAL ALTERNATIVA 2			1.500	100,0
Bombas de recirculación interna	2.500,0	3	7.500	83,3
Tuberías y accesorios	1.500,0	-	1.500	16,7
TOTAL ALTERNATIVA 4			9.000	100,0
Tuberías y accesorios	600,0	-	600	100,0
TOTAL ALTERNATIVA 5			600	100,0
Tuberías y accesorios + modificaciones	1.700,0	-	1.700	37,8
Agitadores sumergidos	700,0	4	2.800	62,2
TOTAL ALTERNATIVA 6			4.500	100,0
Módulo de membranas (m ²)	40,0	34.000	1.360.000	97,1
Soplante para limpieza de membranas	17.400,0	2	34.800	2,4
Bomba de permealdo	1.500,0	2	3.000	0,2
Tuberías y accesorios	600,0	-	600	0,1
Agitadores sumergidos	700,0	4	2.800	0,2
TOTAL ALTERNATIVA 7			1.401.200	100,0

De la **Tabla 53**, se muestra que alternativa 7 requiere una mayor inversión para el acondicionamiento del tratamiento biológico, esto se debe a la adquisición de las membranas que representan el 97,1 % de la inversión. En las alternativas 1 y 4, la adquisición de la bomba de recirculación interna representa el 77,3 y 83,3% del coste de inversión respectivamente.

La adquisición de los equipos y materiales para la precipitación química será utilizada en todas las alternativas, por ello su coste de inversión será la misma en todos los casos y son mostrados en la **Tabla 54**.

Tabla 54. Costes de equipos y materiales requeridos para la precipitación química (€)

Equipos y Materiales	Coste (€/unidad)	Nº Unidades	Total (€)
Tanque de almacenamiento de 10.000 l.	4.000	1	4.000
Bomba dosificadora de FeCl ₃ de 60l/h	1.500	2	3.000
TOTAL PRECIPITACIÓN QUÍMICA (€)			7.000

El **coste total de construcción** es obtenido al sumar los costes de inversión generados en el tratamiento biológico y en la precipitación química, los resultados se muestran en la **Tabla 55**.

Tabla 55. Coste total de Construcción en cada propuesta (€)

Propuesta	Tratamiento Biológico (€)	Precipitación Química (€)	Total Inversión (€)
Alternativa 1	9.700,0	7.000,0	16.700,0
Alternativa 2	1.500,0	7.000,0	8.500,0
Alternativa 4	9.000,0	7.000,0	16.000,0
Alternativa 5	600,0	7.000,0	7.600,0
Alternativa 6	4.500,0	7.000,0	11.500,0
Alternativa 7	1.401.200,0	7.000,0	1.408.200,0

De la **Tabla 55**, las alternativas 2, 5 y 6 presentan un menor coste de construcción con respecto de las alternativas 1 y 4, esto es debido a que prescinden de las bombas de recirculación interna.

6.3.2 Coste de Explotación

Como ya se había mencionado anteriormente en este apartado solo se considerará el coste variable, y ello contempla los costes del consumo de energía eléctrica, gestión de fangos y reactivos químicos.

- **Coste de energía eléctrica**

El **coste energético para la EDAR CAMP de TURIA II** ha sido fijado según la fuente bibliográfica en **0,120 €/ kWh** (IBERDROLA, s.f.). El consumo eléctrico es debido a la demanda energética de los siguientes elementos: agitadores mecánicos, bombas y soplantes.

✓ Agitadores

La potencia adsorbida por los agitadores sumergidos en los reactores anóxicos y anaerobios ha sido fijada en **20 W/m³**. La potencia de los agitadores de la balsa de homogenización utilizados en la alternativa 7 se fijó en **5 W/m³**. Si la balsa de homogeneización actúa como reactor anóxico se considera una potencia de **20 W/m³**.

En la **Tabla 56** se muestran los consumos diarios de energía (kWh/d) y su respectivo coste anual (€/año).

Tabla 56. Resumen del consumo energético diario (kWh/d) y coste energético anual de los agitadores (€/año)

Propuesta	Elemento	Volumen (m ³)	Potencia Adsorbida (kW)	Energía (kWh/d)	Coste (€/año)
Alternativa 1	Reactor Anóxico	847	16,9	406,6	17.807,3
Alternativa 4	Reactor Anóxico	2.720	54,4	1.305,6	57.185,3
Alternativa 5	Reactor Anóxico	2.720	54,4	1.305,6	57.185,3
Alternativa 6	Reactor Anaerobio	5.682	113,6	2.727,4	119.458,4
Alternativa 7	Balsa de homogenización	2.720	13,6	326,4	85.525,6
	Reactor anóxico	3.388	67,8	1.626,2	

✓ Bombas

La potencia adsorbida por las bombas es calculada aplicando la ecuación (Ec.40). Las bombas utilizadas en el tratamiento biológico son las siguientes: **bomba de extracción de fangos del decantador primario, bomba de recirculación de fangos del decantador secundario, bomba de purga al digestor aerobio, 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 57**.

Tabla 57. Resumen del consumo energético diario (kWh/d) y coste energético anual de las bombas (€/año)

Propuesta	Bombas	Q _{impulsado} (m ³ /s)	Densidad del licor (Kg/m ³)	Pérdida de carga (m)	Pot. Adsorbida (kW)	Energía (kWh/d)	Coste (€/año)	% Coste
Alternativa 1	Fango del Dec. 1º al digestor aerobio	0,0018	1.100	1,00	0,02	0,6	25,8	0,7
	Recirc. Fangos del Dec. 2º	0,1073	1.050	1,50	2,07	49,7	2.178,7	55,9
	Purga del Dec. 2º al digestor aerobio	0,0017	1.050	1,50	0,03	0,8	33,7	0,9
	Fangos digeridos al espesador	0,0035	1.050	1,50	0,07	1,6	70,8	1,8
	Recirc. Interna	0,2394	1.020	0,50	1,50	35,9	1.574,1	40,4
	Fangos espesados	0,0017	1.110	0,50	0,01	0,3	12,5	0,3
TOTAL						88,9	3.895,5	100,0
Alternativa 2	Fango del Dec. 1º al digestor aerobio	0,0018	1.100	1,00	0,02	0,6	25,8	0,9
	Recirc. Fangos del Dec. 2º	0,1426	1.050	1,50	2,75	66,1	2.894,7	95,2
	Purga del Dec. 2º al digestor aerobio	0,0017	1.050	1,50	0,03	0,8	34,8	1,1
	Fangos digeridos al espesador	0,0035	1.050	1,50	0,07	1,6	71,8	2,4
	Fangos espesados	0,0018	1.100	0,50	0,01	0,3	12,5	0,4
TOTAL						69,4	3.039,8	100,0
Alternativa 4	Recirc. Fangos del Dec. 2º	0,1150	1.050	1,50	2,22	53,3	2.334,9	48,7
	Recirc. Interna	0,1817	1.020	1,00	2,27	54,5	2.389,2	49,8
	Fangos digeridos al espesador	0,0031	1.050	1,50	0,06	1,4	62,3	1,3
	Fangos espesados	0,0015	1.100	0,50	0,01	0,2	10,9	0,2
TOTAL						109,5	4.797,3	100,0
Alternativa 5	Recirc. Fangos del Dec. 2º	0,1410	1.050	1,50	2,72	65,4	2.862,4	97,4
	Fangos digeridos al espesador	0,0033	1.020	1,50	0,06	1,5	65,6	2,2
	Fangos espesados	0,0017	1.100	0,50	0,01	0,3	11,8	0,4
TOTAL						67,1	2.939,8	100,0
Alternativa 6	Recirc. Fangos del Dec. 2º	0,1410	1.050	1,50	2,72	65,3	2.861,7	97,4
	Fangos digeridos al espesador	0,0033	1.020	1,50	0,06	1,5	64,8	2,2
	Fangos espesados	0,0016	1.100	0,50	0,01	0,3	11,6	0,4
TOTAL						67,1	2.938,1	100,0
Alternativa 7	Permeado	0,1180	1.000	0,50	0,72	17,4	760,9	12,6
	Recirc. Fangos del MBR	0,3645	1.100	1,00	4,92	118,0	5.169,0	85,9
	Fangos digeridos al espesador	0,0035	1.100	1,50	0,07	1,7	73,7	1,2
	Fangos espesados	0,0017	1.150	0,50	0,01	0,3	12,8	0,2
TOTAL						137,4	6.016,3	100,0

De la **Tabla 57**, se muestra que en los sistemas de fangos activados, la recirculación interna y la recirculación de fangos del decantador secundario representan el mayor porcentaje del consumo energético de las bombas. En la alternativa 7, la recirculación de fangos desde el MBR representa el 86% del consumo energético de las bombas.

✓ Soplantes

El consumo energético por la soplante es obtenido de la simulación en DESASS. En la **Tabla 58** se muestran los consumos diarios de energía (kWh/d) y su respectivo coste anual (€/año).

Tabla 58. Resumen del consumo energético diario (kWh/d) y coste energético anual de las soplantes (€/año)

Alternativa	Equipos	Energía (kWh/d)	Coste (€/año)	% Coste
Alternativa 1	Reactores Aerobios	1.290,5	56.523,9	62,56
	Digestores Aerobios	772,4	33.831,1	37,44
	TOTAL	2.062,9	90.355,0	100,00
Alternativa 2	Reactores Aerobios	1.293,7	56.664,1	62,99
	Digestores Aerobios	760,1	33.292,4	37,01
	TOTAL	2.053,8	89.956,5	100,00
Alternativa 4	Reactores Aerobios	1.348,3	59.055,5	67,61
	Antiguos digestores	646,0	28.294,8	32,39
	TOTAL	1.994,3	87.350,3	100,00
Alternativa 5	Reactores Aerobios	811,4	35.539,3	45,53
	Antiguos digestores	970,6	42.512,3	54,47
	TOTAL	1.782,0	78.051,6	100,00
Alternativa 6	Reactores Aerobios	499,6	21.882,5	28,43
	Antiguos digestores	1.258,0	55.100,4	71,57
	TOTAL	1.757,6	76.982,9	100,00
Alternativa 7	Antiguos digestores	1.558,0	68.240,4	38,31
	MBR Aerobio	2.508,6	109.876,7	61,69
	TOTAL	4.066,6	178.117,1	100,00

En la **Tabla 58** se observa que el consumo de energía debido a la aireación en el reactor MBR (Alternativa 7) representa el 62% del consumo energético total de las soplantes. Con respecto a las alternativas 1 y 2, el consumo energético de las soplantes en los digestores aerobios representa el 37% del consumo total.

El comparativo del coste total anual (€/año) de la energía consumida por los agitadores mecánicos, bombas y soplantes en cada una de las alternativas es representado en la **Figura 60**.

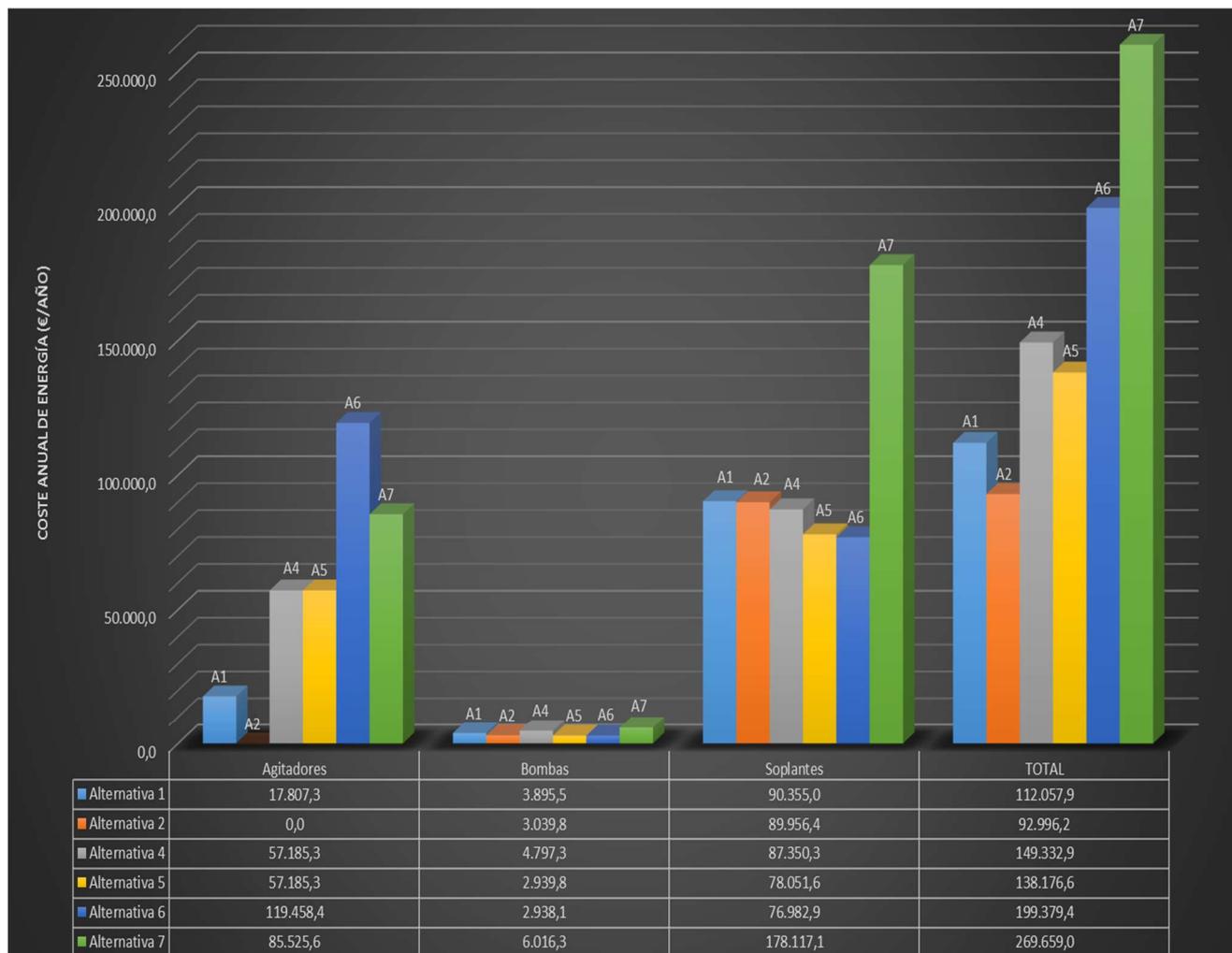


Figura 60. Comparativo del coste energético total anual

En este gráfico se muestra que el mayor consumo energético corresponde a las soplantes referidas a las **alternativas 1, 4 y 5**; ocurre lo contrario en la **alternativa 6** donde el mayor consumo energético es debido a los agitadores (60% de la energía total consumida) por el elevado porcentaje de volumen utilizado con zona anaerobia para lograr el acondicionamiento de las bacterias PAO. En la **alternativa 7** el consumo de energía procedente de las soplantes representa el 70%.

En resumen la **alternativa 2** representa el menor coste energético total y muestra una diferencia muy marcada con respecto a las alternativas 6 y 7. La variable energética tendrá una elevada influencia a la hora de seleccionar la mejor alternativa económica.

- **Coste de gestión de fangos**

El **coste para la gestión de fangos** ha sido fijado en **5,0 €/TN** de fango deshidratado. La producción diaria de fangos (Kg/d) y el coste anual que conlleva su gestión en cada una de las alternativas son mostrados en la **Tabla 59**.

Tabla 59. Producción diaria de fangos (Kg/d) y el coste anual en su gestión (€/año)

Alternativa	Producción de fangos (Kg/d)	Coste anual (€/año)
Alternativa 1	2.125,0	3.878,1
Alternativa 2	2.127,5	3.882,7
Alternativa 4	2.335,0	4.261,4
Alternativa 5	2.337,5	4.265,9
Alternativa 6	2.190,0	3.996,8
Alternativa 7	2.372,5	4.329,8

De esta tabla se concluye que no hay mucha variación entre una y otra alternativa. Este factor no afectará en la toma de decisión para seleccionar la mejor alternativa, pero si será incluido dentro de los costes de operación.

- **Coste de reactivos químicos**

Los reactivos químicos requeridos por la EDAR son: el cloruro férrico utilizado en la precipitación química, el polielectrolito utilizado en la deshidratación de fangos y el hipoclorito de sodio y ácido cítrico utilizados en la limpieza química de membranas.

- ✓ **Cloruro Férrico**

El **coste del cloruro férrico al 40%** ha sido fijado en **220,0 €/TN**. El consumo diario de cloruro férrico ¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.(TN/d) y su coste anual (€/año) son mostrados en la **Tabla 60**.

Tabla 60. Consumo diario de cloruro férrico (TN/d) y su coste anual (€/año)

Alternativa	Consumo de FeCl ₃ (TN/d)	Coste anual del FeCl ₃ (€/año)
Alternativa 1	0,43	34.729,8
Alternativa 2	0,45	35.733,5
Alternativa 4	0,55	44.165,0
Alternativa 5	0,55	44.165,0
Alternativa 6	0,26	20.878,0
Alternativa 7	0,45	36.135,0

La alternativa 6 muestra el menor coste anual de cloruro férrico con respecto a las demás alternativas. El ahorro generado por el proceso de EBP es 23.287 €/año.

✓ Polielectrolito

Se ha asumido una dosis de polielectrolito de **5 Kg/TN** de fango deshidratado y su **coste** se ha fijado en **2500,0 €/TN**. El consumo diario de este reactivo (Kg/d) y su coste anual (€/año) en cada una de las alternativas son mostrados en la **Tabla 61**.

Tabla 61. Consumo diario de polielectrolito (Kg/d) y su coste anual (€/año)

Alternativa	Consumo de Polielectrolito (Kg/d)	Coste anual del Polielectrolito (€/año)
Alternativa 1	10,63	9.695,31
Alternativa 2	10,64	9.706,72
Alternativa 4	11,68	10.653,44
Alternativa 5	11,69	10.664,84
Alternativa 6	10,95	9.991,88
Alternativa 7	11,86	10.824,53

En este caso no existe mucha variación entre una y otra alternativa, y no influirá en la decisión para la selección de la mejor alternativa.

✓ Hipoclorito de sodio y ácido cítrico

El **coste** de los reactivos **Hipoclorito de sodio y ácido cítrico** han sido fijados en **260 y 780 €/TN** respectivamente. El coste anual de estos reactivos (€/año) son mostrados en la **Tabla 62**.

Tabla 62. Coste anual de reactivos para limpieza química de membranas (€/año)

Alternativa	Reactivo	Volumen de preparación (m ³ /Módulo)	Nº módulos	Concentración de reactivo (mg/l)	Consumo de reactivo (Kg/año)	Coste anual de reactivos para limpieza de membrana (€/año)
Alternativa 7	Hipoclorito Sódico	10,0	23	500,0	115,0	29,9
	Ácido Cítrico			2000,0	460,0	358,8

El coste total anual de los reactivos químicos (€/año) en cada una de las alternativas es representado en la **Figura 61**.

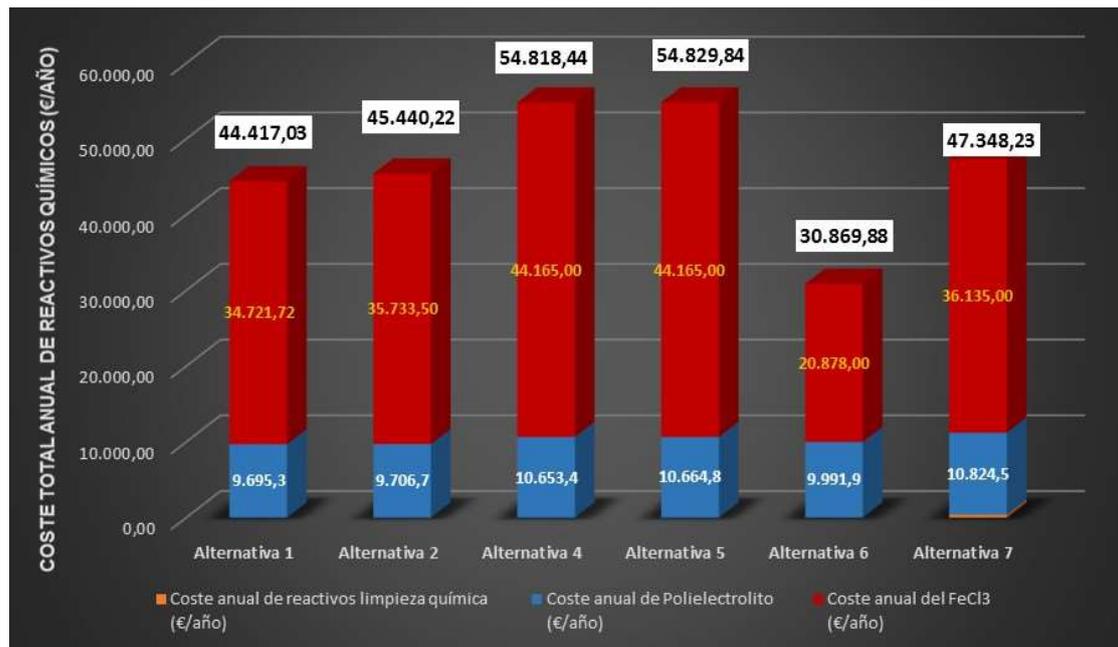


Figura 61. Comparativo de coste total anual de reactivos químicos (€/año)

De esta figura se observa que las alternativas con precipitación química y eliminación biológica de nitrógeno en oxidación total presentan el mayor coste en reactivos químicos con una diferencia de 10.412 €/año respecto del proceso convencional. El menor coste de reactivos químicos se presenta en la alternativa 6 y se tomará en cuenta para la evaluación de los costes variables de cada alternativa.

6.4 Selección de la alternativa óptima

Como ya se ha comentado 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 **Figura 62** se representan los comparativos del coste total de explotación (€/año) y de sus componentes: coste energético, coste de reactivos químicos y gestión de fangos.

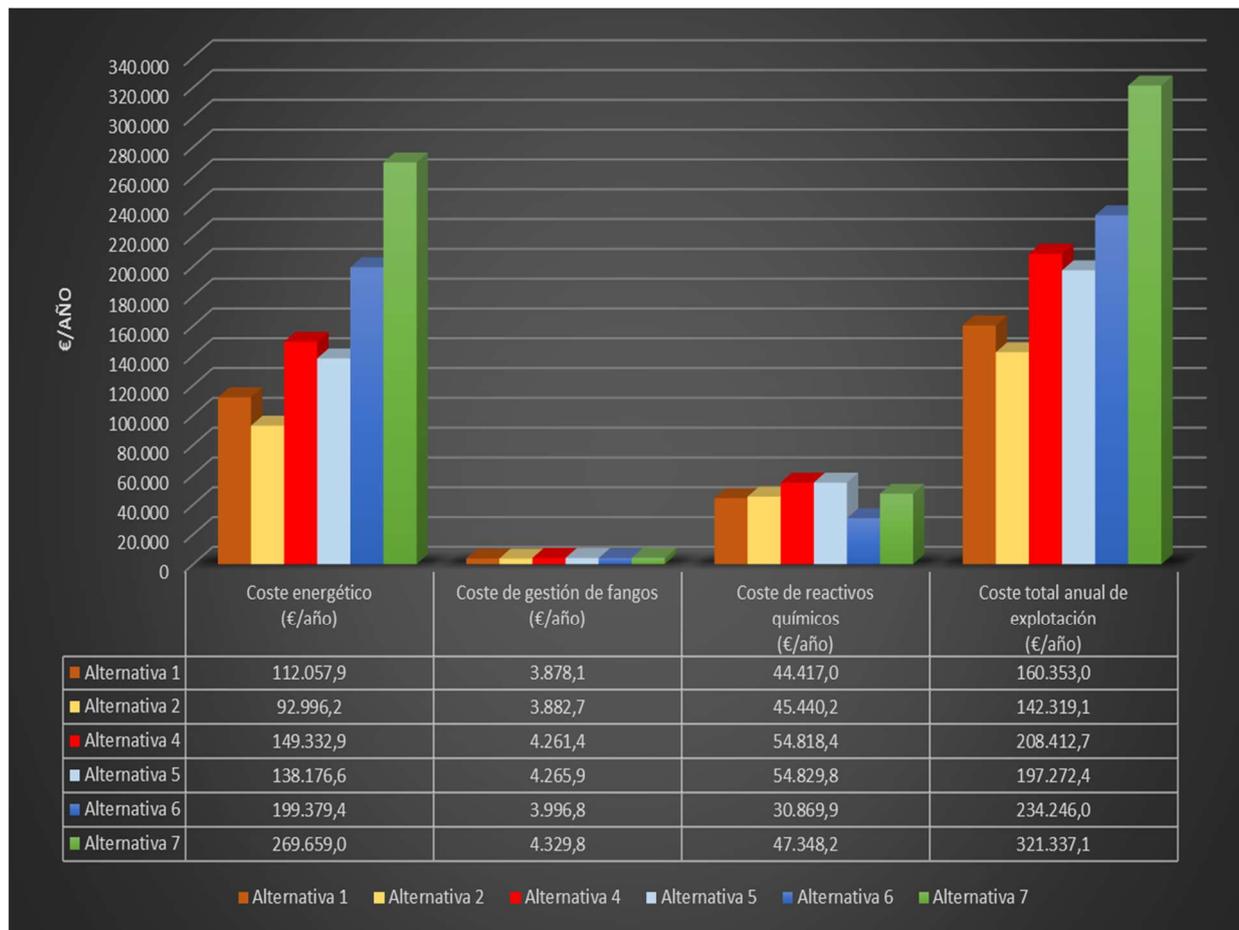


Figura 62. Comparativo de los costes variables y coste total anual de explotación (€/año)

De esta figura se muestra que **la alternativa 2** muestra el menor coste total de explotación (**142.319,1 €/año**), y su coste energético representa el **65% del coste total**. El coste de inversión de esta alternativa estará en torno a **8.500 €** y se considera despreciable para el análisis del coste total anual de inversión.

Por lo tanto, la solución de diseño a la EDAR del CAMP DE TURIA II será la alternativa 2 que da como resultado una elevada eliminación de nutrientes (**en torno al 75% en N_T y 80% en P_T**), bajas producciones de fangos (**0,437 Kg SST/kg DQO eliminada**). El coste de operación de esta alternativa resultó en torno a **142.319 €/año** y su consumo energético medio en **0,21 kWh/m³** referido a los agitadores, soplantes y bombas de impulsión sin considerar el bombeo de agua de entrada.

7 CONCLUSIONES

- El tratamiento actual en la EDAR CAMP de TURIA II no se ajusta a los límites de vertido del agua residual urbana establecido por la Directiva 98/15/CE de la Comisión del 27 de febrero de 1998, que consideró los límites en nutrientes para los vertidos realizados en zonas sensibles propensas a eutrofización.
- Los valores de los componentes del agua de entrada (Caudal, DQO, DBO₅, N_T, P_T, SS, pH) correspondiente al año 2014 fueron recolectados por la empresa explotadora de la EDAR y no muestran una variación estacional significativa. La temperatura de trabajo fue fijada en 15 °C para simular el tratamiento de las condiciones más desfavorables.
- Las alternativas planteadas para la eliminación biológica del nitrógeno y fósforo y/o precipitación química no han contemplado la expansión de la EDAR con el fin de adaptar la infraestructura existente en la EDAR.
- Los parámetros optimizados en las alternativas planteadas fueron: el tiempo de retención celular (TRC), la recirculación interna (RI), el porcentaje del caudal de recirculación de fangos y se justifican por la reducción del consumo energético dado que representa el mayor coste en la explotación de la EDAR.
- Todas las alternativas planteadas cumplieron con los límites de vertido en la calidad del efluente, resaltando el MBR como la alternativa con los mejores resultados pero con un alto coste en la construcción (1.408.200 €) y explotación (en torno a 321.337 €/año). Esta inversión se justificará si en un futuro se plantea expandir la capacidad de tratamiento de la EDAR. **La alternativa 6** con EBN y EBP no alcanzó cumplir con los límites de vertido referido al P_T como se había predecido y se tuvo que complementar el tratamiento con la adición del cloruro férrico, reduciendo su consumo hasta un 50%. El alto coste energético generado por los agitadores mecánicos no compensó el ahorro del coste de reactivos químicos.
- Se ha seleccionado la **alternativa 2** que corresponde al proceso de fangos activados convencional con eliminación biológica de nitrógeno con el esquema nitrificación desnitrificación simultánea, precipitación química de fósforo y digestión aerobia el cual da como resultado una elevada eliminación de nutrientes (en torno al 75% en N_T y 80% en P_T) y bajas producciones de fangos (0,437 Kg SST/kg DQO eliminada). El coste para la construcción dio una inversión de 8.000 € y se consideró despreciable por lo que el

coste de operación anual de esta alternativa resultó en torno a 142.319 €/año y su consumo energético medio referido a las bombas, agitadores y soplantes en 0,21 kWh/m³.

8 BIBLIOGRAFÍA

- Asensi, E. (Marzo de 2015). Eliminación de nutrientes en cultivos en suspensión. *Tratamientos biológicos de A.R.* Valencia, España.
- Avendaño, L. (Julio de 2011). Estudio de la población de bacterias nitrificantes y su relación con los parámetros físico-químicos, biológicos y operacionales en una EDAR con sistema convencional de Fangos Activos. *Trabajo de Fin de Máster*, 4-5. Valencia, Comunidad Valenciana, España.
- 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, Granada, España: Universidad de Granada.
- Carrasco, J. (04 de Febrero de 2016). Obtenido de chrome-extension://oemmnclbldboiebfnladdacbfmadadm/http://www.chj.es/ES-ES/CIUDADANO/PARTICIPACION_PUBLICA/Documents/Plan%20Hidrol%C3%B3gico%20de%20cuencia/Turia_05_Aspectos_ambientales_en_tramo_final_Turia.pdf
- Catalán, J. (1997). *Depuradoras "Bases Científicas"*. Madrid, España: Bellisco.
- CEDEX. (15 de Abril de 2016). *Hispagua - Sistema Español de información sobre el agua*. Obtenido de http://hispagua.cedex.es/sites/default/files/hispagua_articulo/Ingcivil/P-021-031_1.pdf
- Crites, R., & Tchobanoglous, G. (2000). *Sistema de Manejo de Aguas Residuales para núcleos pequeños y descentralizados*. Santafé de Bogotá, Colombia: McGraw - Hill Interamericana S.A.
- Entidad de Saneamiento de Aguas. (s.f.). Recuperado el 16 de Marzo de 2016, de EPSAR: <http://www.epsar.gva.es/sanejament/instalaciones/edar.aspx?id=67>
- Ferrer, J., Seco, A., Serralta, J., Ribes, J., Aguado, D., Ruano, M., & García, M. (2011). *Diseño y Simulación de EDAR mediante Software DESASS* (Primera ed.). Valencia, España: Universitat Politècnica de València.
- Gerardi, M. (2002). *Nitrification and Denitrification in the Activated Sludge Process*. New York, USA: John Wiley & Sons.
- Henze, M., Van Loosdrecht, M., Ekama, G., & Brdjanovic, D. (2011). *Biological Waste water Treatment - Principles, Modelling and Design*. London, UK: IWA Publishing. Recuperado el 3 de Febrero de 2016
- IBERDROLA. (s.f.). *IBERDROLA*. Recuperado el 15 de ABRIL de 2016, de <https://www.iberdrola.es/clientes/autonomos/electricidad/mas-10kw/energia-dia-noche>
- Jiménez, E. (2010). Tesis Doctoral. *Modelación Matemática del proceso de nitrificación en dos etapas. Desarrollo de metodologías de calibración del modelo para un reactor SHARON y proceso de fangos activados.*, 8. Valencia, Valencia, España.
- Lloret, J. (22 de 07 de 2014). Estudio de alternativas para la ampliación de la depuradora de aguas residuales Alzira - Carcaixent mediante simulación con software DESASS. 16. Valencia, Valencia, España: Universidad Politècnica de Valencia.
- Martí, M. (10 de Setiembre de 2014). TFM. *Modificación de la configuración de la EDAR de Calahorra para la recuperación de fósforo en la línea de fangos*, 6-8. Valencia, Valencia, España.

Metcalf, & Eddy. (1995). *Ingeniería de Aguas Residuales* (Tercera ed.). Madrid, España: McGraw-Hill/.

Ministerio de Agricultura, Alimentación y Medio Ambiente. (s.f.). Recuperado el 15 de Marzo de 2016, de
http://www.magrama.gob.es/es/agua/publicaciones/03_Manual_Directiva_91_271_CEE_tcm7-28959.pdf

Ministerio de Hacienda y Administraciones Públicas. (s.f.). *Intervención General de la Administración del Estado*. (Diario Oficial de las comunidades Europeas) Recuperado el 16 de Marzo de 2016, de
http://www.igae.pap.minhap.gob.es/sitios/igae/es-ES/ClnControlGastoPublico/normativacontrolfc/Documents/Di_98-15-CE.pdf

P. Sincero, A., & A. Sincero, G. (2003). *Physical - Chemical Treatment of Water and WasteWater*. Maryland, USA: IWA PUBLISHING.

Seco, A., & Ferrer, J. (2012). *Tratamientos Biológicos de Aguas residuales* (Segunda ed.). Valencia, España: Universitat Politècnica de València.

TOTAGUA. (s.f.). *TOTAGUA*. Recuperado el 14 de Abril de 2016, de
<http://www.totagua.com/equipos-para-la-depuracion/ultrafiltracion-de-aguas-residuales.html#catalogo>

Wikimapia. (04 de FEBRERO de 2016). *Wikimapia*. Obtenido de
<http://wikimapia.org/#lang=es&lat=39.501259&lon=-0.462971&z=13&m=b&show=/33371970/es/EDAR-Camp-de-Turia-II/photo/5041613>