

INDICE

1.- INTRODUCCION	7
1.1 Historia sobre la depuración de aguas	7
1.1.1 Pre-tratamiento	8
1.1.2 Tratamiento primario.....	9
1.1.2.1 Eliminación Química del fosforo	10
1.1.2.2 Esquemas del proceso de precipitación.....	11
1.1.3 Tratamiento secundario.....	13
1.1.3.1 Eliminación biológica de nutrientes en las aguas residuales	13
1.1.3.2 Proceso de nitrificación	14
1.1.3.3 El proceso de desnitrificación.....	15
1.1.3.4 Esquemas de tratamiento para la eliminación de nitrógeno.....	17
1.1.3.5 Bio-reactores de membranas	19
1.1.4 Tratamiento terciario.....	22
1.2 Modelos de cálculo en el tratamiento de aguas	23
1.2.1 Descripción de los modelos.....	23
1.2.2 La aplicación DESASS.....	24
2.- Justificación y OBJETIVOS	25
3.- MARCO LEGISLATIVO	27
4.- DESCRIPCION DE LA EDAR ALZIRA-CARCAIXENT	31
4.1 Localización de la EDAR.....	31
4.2 Sistema de saneamiento actual.....	33
4.3 Características técnicas de la planta de tratamiento.....	39
4.3.1 Línea de aguas	39
4.3.2 Línea de fangos.....	45
4.4 Datos del influente actual.....	49
4.5 Datos del efluente actual.....	53
4.6 Valoración de la situación actual.....	56
5.- Planteamiento de alternativas.....	57
5.1 Alternativa N°1: Eliminación de Nitrógeno por Nitrificación- Desnitrificación en fase Anóxica-Aerobia y eliminación de fosforo por precipitación química. 61	61
5.2 Alternativa N°2: Eliminación de Nitrógeno por Nitrificación- Desnitrificación simultanea en fase Anaerobia –Aerobia y eliminación de fosforo por precipitación química.....	61
1.1.....	62

5.3	Alternativa N°3: Sustitución del sistema de decantación secundaria por un bio-reactor de membrana.....	62
6.-	Cálculo de las alternativas	62
6.1	Introducción.....	62
6.2	Caracterización del influente a utilizar.....	63
6.3	Resultados obtenidos con la alternativa N°1	68
6.3.1	Resultados obtenidos variando el tiempo de retención celular.....	69
6.3.2	Resultados obtenidos modificando la recirculación interna	71
6.3.3	Resultados obtenidos Mediante precipitación química de fósforo.....	73
6.3.4	Influencia de la velocidad de muerte en bacterias autótrofas	74
6.3.5	Resultados de la línea de fangos.....	75
6.3.6	Resultados sobre las necesidades de aireación.....	76
6.3.7	Tratamiento terciario Diseño del sistema de filtración.....	76
6.4	Resultados obtenidos en la alternativa N° 2.....	81
6.4.1	Resultados obtenidos modificando el porcentaje de volumen Anaerobio- Aerobio y la aireación progresiva.....	83
6.4.2	Resultados sobre la aireación.....	84
6.4.3	Resultados obtenidos en la línea de fangos	84
6.5	Resultados obtenidos con la alternativa N°3	85
6.5.1	Justificación de la configuración adoptada.....	85
6.5.2	Modelización del proceso en DESASS	87
6.5.3	Resultados obtenidos variando el tiempo de retención celular.....	88
6.5.4	Resultados obtenidos variando la recirculación de fangos	90
6.5.5	Resultados de la línea de fangos.....	91
6.5.6	Resultados sobre la aireación.....	92
7.-	COMPARACION DE ALTERNATIVAS.....	92
7.1	Análisis técnico de las alternativas.....	92
7.2	Análisis económico de las alternativas.....	93
8.-	SELECCIÓN DE LA ALTERNATIVA ÓPTIMA.....	97
9.-	CONCLUSIONES	98
10.-	ANEXO I Datos analíticos del influente.....	100
10.1	Datos de caudal bruto de entrada en tres años.....	100
10.2	Datos analíticos del agua residual en 2010.....	102
10.3	Datos analíticos del agua residual en AÑO 2011.....	104
10.4	Datos analíticos del agua residual en 2012.....	106
10.5	Promedio de datos en tres años.....	108
10.6	Datos demográficos.....	114

11.- ANEXO II INTRODUCCION AL PROGRAMA DE CALCULO DESASS.....	115
12.- ANEXO III CÁLCULO DE COSTES UNITARIOS.....	122
12.1 Coste unitario de decantador primario de 26 m de diámetro.....	122
12.2 Coste unitario de un decantador secundario de 35 m de diametro.....	124
12.3 Coste unitario de un bio-reactor de membrana sobre decantador existente de 35 m.....	127
12.4 Coste unitario de un reactor biológico de 9.653,00 m³.....	128
13.- BIBLIOGRAFÍA	135

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1: Zonas Sensibles en las inmediaciones de la EDAR Alzira-Carcaixent	30
Tabla 2 Requisitos de vertido DQO y DBO5 según Directiva 91/271/CEE.....	30
Ttabla 3 Requisitos de vertido N y P: según directiva 91/271/CEE.....	31
Tabla 4: Intervalo de tiempos de retención hidráulico recomendados; (Ferrer Polo & Seco Torrecillas, 2005)	59
Tabla 5:Intervalos de carga superficial recomendados (Ferrer Polo & Seco Torrecillas, 2005).....	60
Tabla 6: Dimensiones de los módulos de membrana	86
Tabla 7: Módulos de membrana	86
Tabla 8 : Datos demográficos Fuente: Instituto Nacional de Estadística.....	114
Tabla 9: Serie 1996-2006 (usos del agua en la Comunidad valenciana).....	114

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1 Posibles puntos de alimentación de reactivos para la eliminación química de fósforo: (a) previo a la decantación primaria; (b) previo o posterior al tratamiento biológico; (c) posterior al decantador secundario;(d) diferentes puntos del proceso (Adaptación (Eddy & Metcalf , 1995)).....	12
Figura 2:Esquema Ludzack-Ettiguer Modificado	18
Figura 3: Esquema del perfil de dos flóculos microbianos de diferente tamaño en donde se indica la diferenciación entre la zona aerobia y la zona anóxica de acuerdo con la difusión del oxígeno disuelto a través del flóculo	19
Figura 4: Esquema de configuración membrana sumergida	21
Figura 5:Esquema de configuración membrana externa	21
Figura 6: Localización de la EDAR Alzira-Carcaixent.....	32
Figura 7: Vista actual de la EDAR	33
Figura 8: Plano de colectores que Actualmente vierten aguas en la EDAR	38
Figura 9:Esquema de la obra de llegada a la planta	40
Figura 10:Sistema de desarenado-desengrasado	42
Figura 11:Esquema del sistema de decantación actual.....	43
Figura 12: Esquema del reactor biológico.....	44
Figura 13:Esquema del decantador secundario	46
Figura 14:Esquema del digestor anaerobio	47
Figura 15:Esquema del sistema calefactor y de fangos	48
Figura 16 Evolucion de caudal bruto entrante Año 2012. Fuente Datos propios EDAR Alzira-Carcaixent.	50
Figura 17:Valores de DQO en tres años 2010,2011,2012	50
Figura 18 Valores de DBO5 en tres años 2010,2011,2012	51
Figura 19: Valores de SST en tres años 2010,2011,2012.....	51
Figura 20: Valores de N_T en tres años 2010,2011,2012	52
Figura 21; Valores de NH_4 en tres años 2010,2011,2012	52
Figura 22: Valores de P_T en tres años 2010,2011,2012.....	53
Figura 23:Valores de SST año 2012.....	53
Figura 24 Valores de DQO año 2012	54
25	¡Error! Marcador no definido.
Figura 26: Valores de N_t año 2012.....	55
Figura 27: Valores de NH_4 año 2012	55
Figura 28: Valores de NO_3 año 2012	56

Figura 29: Valores de Pt año 2012	56
Figura 30: Esquema de tratamiento modelizado Alternativa 1	69
Figura 31: Esquema de un filtro de arena.....	77
Figura 32: Esquema de tratamiento Nitrificación-Post desnitrificación simultánea.....	82
Figura 33: Módulos de membranas. Fuente Koch-Puron	85
Figura 34: Distribución de los módulos de membrana sobre decantador secundario de 35 m.....	87
Figura 35: Esquema de tratamiento modelizado Alternativa 3	88

1.- INTRODUCCION

1.1 Historia sobre la depuración de aguas

Una afirmación trascendental que se estableció en la constitución de la organización mundial de la salud, ha sido la manifestación de que *“el goce del grado máximo de salud que se pueda lograr, es uno de los derechos fundamentales de todo ser humano sin distinción de raza, religión, ideología política o condición económica y social”* Para la OMS la salud es un estado de completo bienestar físico mental y social quedando fijado el nivel de salud por el grado de armonía que exista entre el hombre y el medio que sirve de escenario o de recurso a su vida.

La contaminación de las aguas es uno de los factores importantes que rompe esa armonía entre el hombre y su medio ambiente, precisándose en consecuencia luchar contra ella para recuperar el equilibrio necesario.

Para fijar la situación actual de la técnica de la depuración de aguas residuales, es necesario interpolar entre dos puntos. El primero situado en las primeras referencias históricas de las que se dispone y el segundo basado en los objetivos fijados actualmente por las administraciones gubernamentales para garantizar el bienestar social y la protección del medio ambiente.

En la Edad antigua, las aguas residuales discurrían a través de un canal de ladrillos situado en el interior del muro y cuya salida se disponía de forma tal, que el agua al bajar no salpicaba a los peatones. En Egipto, en relación con las instalaciones de elevación de agua, utilizaban ya un sistema de tornillo, cuyo descubrimiento se le atribuye a Arquímedes. Este es hoy uno de los sistemas comúnmente empleados en el bombeo de las aguas residuales brutas en la entrada de las actuales estaciones depuradoras. (Muñoz, 1976)

Todo lo anterior es suficiente para señalar los antecedentes del problema y la preocupación del ser humano para eliminar residuos. En contraste con todo lo anterior, pasemos a analizar las tendencias más avanzadas de los científicos y técnicos actuales.

Nos encontramos en una trayectoria que partiendo del año 1000 a DC con los balbuceos de una sedimentación de las aguas residuales (iniciación del tratamiento físico actual), pasa a los resultados actuales donde se apuesta por la regeneración de las aguas por procedimientos quimio- sintéticos y por acción de los microorganismos.

Es conocido, que el problema actual, para dotar de la depuración necesaria a nuestros núcleos urbanos y a nuestras industrias, es principalmente de tipo económico. También se sabe que los efectos de la contaminación sobrepasan las barreras de la industria aislada, de los

barrios, de los municipios, de las provincias e incluso de las cuencas hidrográficas, para convertirse con los imprescindibles trasvases en ejecución y proyectos, en problemas a nivel nacional e incluso internacional.

Por otro lado, unos límites preestablecidos en los vertidos, con independencia de las características del cauce receptor, lleva en unos casos de vertidos importantes y de caudal receptor escaso, a unos valores absolutos de contaminación que en ningún caso son admisibles, pese a cumplirse las normas y , por el contrario, en cauces con caudales importantes, los vertidos de pequeñas poblaciones o de escasa importancia se ven atenazados por unas condiciones que le señalan rendimiento fijo a su depuración y con fuertes inversiones económicas no respaldadas por la necesidad.

Centrándonos en las bases teóricas de los conocimientos actuales que rigen la tecnología de la depuración de las aguas residuales, con relación a las aguas residuales urbanas normales, se sabe que la contaminación queda integrada por una serie de productos inorgánicos y orgánicos, siendo estos los que realmente producen las perturbaciones mas importantes.

Se sabe también que de forma natural, millones de microorganismos, utilizan para su alimentación la transformación de la materia orgánica de los residuos, siendo los elementos esenciales que garantizan la permanencia de la vida, manteniendo entre otros, los ciclos esenciales del nitrógeno y carbono. Estos procesos, debidos a la actividad de los organismos, se conocen bajo la denominación de “metabolismo”

Puede decirse que el desarrollo normal de una depuración biológica estriba en la adecuada producción de las enzimas en el metabolismo de las células, por lo que es conveniente señalar aquí la existencia de factores que influyen sobre su actividad y que son determinantes en el proceso de depuración.

Es preciso, en actuaciones futuras, tener en cuenta ciertas consideraciones a lo largo del proceso de depuración de aguas residuales en función de la fase de tratamiento en la que nos encontremos. (Muñoz, 1976)

Fases del tratamiento de aguas En una EDAR se suelen distinguir 4 etapas: pre-tratamiento, tratamiento primario, tratamiento secundario y tratamiento terciario.

1.1.1 Pre-tratamiento

En el pre-tratamiento, las aguas residuales son conducidas por la red de alcantarillado hasta la estación depuradora de aguas residuales ,consta de varias etapas:

Desbaste: Elimina los sólidos más gruesos, como troncos, piedras, plásticos, papeles, etc., comúnmente mediante la retención de los sólidos en rejillas.

Desarenado: Tiene lugar en un compartimento especial, donde las arenas se depositan en el fondo por la acción de la gravedad.

Desengrase. Este procedimiento, opuesto al anterior, concentra en la superficie del agua las partículas en suspensión de baja densidad, especialmente aceites y grasas.

1.1.2 Tratamiento primario.

Esta fase, es un simple tratamiento físico, una separación de los elementos sólidos que contiene el agua. Esta separación se define como fenómeno físico. Es importante destacar que las condiciones que se establecen son fijas y prácticamente son condiciones hidráulicas. Los parámetros de diseño se refieren a un tiempo de retención, y a una velocidad del agua lo más constante posible, debiéndose impedir las variaciones de caudal. La decantación primaria, puede diseñarse con dos objetivos: el primero de ellos con base al máximo rendimiento y el siguiente consistente en obtener un rendimiento suficiente para el correcto funcionamiento de la segunda etapa. Ambos son totalmente válidos, pero una vez establecida la alternativa, son condiciones fijas las de las aguas que pasan al tratamiento secundario. Una vez adoptada una de las alternativas del tratamiento primario, el tratamiento secundario está influido en su funcionamiento.

Dentro del tratamiento primario, se incluye el tratamiento químico, en el cual precisamos la introducción de cantidades importantes de reactivos, necesitamos unos sistemas de dosificación muy correctos y unos equipos de personal preparados que de forma continua están modificando las dosificaciones para obtener un correcto rendimiento.

En el proceso químico, el consumo de reactivos oscila entre 90 y 250 mg/l cuyo coste unido al del control permanente de la dosificación por técnicos especialistas, obliga a limitar el sistema salvo excepciones a favor de los tratamientos biológicos. Si bien el coste de mantenimiento y explotación de la depuración química, no tiene ventaja económica con los costes de los procesos biológicos, el tratamiento químico tiene su aplicación indudable en: Depuración para zonas turísticas con vertidos reducidos a ciertas épocas del año, donde puede justificarse en estos casos una inversión inferior compensándose los gastos de mantenimiento y explotación. Es decir depuradoras funcionando según el proceso durante la mayor parte del año y acondicionadas a trabajar en punta con ayuda de un tratamiento químico funcional.

Además de la depuración industrial donde los vertidos arrastran iones metálicos, tóxicos etc, los cuales pueden destruir la actividad biológica. En caso contrario, siempre que no se inhíba la fauna bacteriana, es aconsejable como solución más económica el tratamiento de las aguas industriales y urbanas conjuntas. Este método debe plantearse cuando la relación DBO5/DQO sea menor de 0,25.

1.1.2.1 Eliminación Química del fósforo

1.1.2.1.1 Origen del fósforo.

El fósforo está ampliamente extendido en la superficie de la tierra, en las rocas, en el suelo, en el agua y en los seres vivos, aunque al no tener una forma gaseosa bajo las condiciones que existen en la Tierra, el fósforo no se encuentra en la atmósfera. En la mayoría de las condiciones, el fósforo está combinado exclusivamente con cuatro moléculas de oxígeno, formando el oxianion fosfato (PO_4^{3-}).

Las fuentes de fósforo a las aguas superficiales son muy diversas. Del total de las entradas de fosfatos a las aguas superficiales europeas, el 24% proviene de residuos humanos en las aguas residuales, el 11% del empleo de detergentes, el 34% de la ganadería, el 7% de la industria, el 16% del empleo de fertilizantes y el 10% restante debido a procesos naturales de erosión (Centre Européen d'Etudes des Polyphosphates). Es decir, aproximadamente la tercera parte de las aportaciones de fosfatos a las aguas superficiales proviene de las aguas residuales. El contenido en fosfatos de las aguas residuales urbanas procede fundamentalmente de fuentes humanas, detergentes, desechos de comida, aditivos alimenticios y otros productos. Se estiman en 0,3-0,4 kg/persona/año en la orina más 0,18-0,2 kg/persona/año en las heces, más Introducción 7 una estimación de 0,18 kg/persona/año procedentes de detergentes y otros productos de limpieza domésticos. Es decir, en total 0,66-0,78 kg/persona/año (Balmér, 2004).

1.1.2.1.2 Fundamento

Los procesos químicos de eliminación de fósforo se suelen catalogar dentro de los procesos terciarios de eliminación de fósforo y pueden alcanzar eficiencias de eliminación de hasta el 95% (Brett, Guy, & Morse, 1997). La eliminación química de fósforo está basada en la adición de una sal metálica en el agua residual dando lugar a la precipitación de una sal insoluble de fósforo.

El precipitado formado es eliminado mediante procesos de separación de sólidos como sedimentación, flotación o filtración, procesos normalmente empleados en estaciones depuradoras. De esta manera estos precipitados pasan a formar parte de los fangos producidos en el proceso. Normalmente, los metales empleados en la eliminación química de fósforo son hierro (II), hierro (III) y aluminio (III) generalmente en la forma de cloruros y sulfatos. La cal puede emplearse como agente precipitante, aunque debido a las altas dosis necesitadas y la elevada formación de fangos no es muy empleada en las estaciones depuradoras de aguas residuales urbanas (Parsons y col., 2004).

Hay que tener en cuenta que no todo el fósforo presente en el agua residual está en forma de ortofosfato soluble, y por lo tanto disponible para reaccionar con las sales añadidas.

Sin embargo, el fósforo orgánico que podría estar presente podría ser adsorbido en el precipitado formado mejorando por tanto la eliminación global de fósforo. Junto con el proceso de precipitación, se dan simultáneamente procesos de co precipitación, coagulación-floculación, adsorción, etc. Pese a que los procesos de precipitación son ampliamente utilizados para reducir la concentración final del fósforo en el efluente presentan una serie de desventajas como:

- Elevado coste de los reactivos empleados. Producción elevada de fangos.
- Incremento de las cantidades de cloruros y sulfatos que son vertidos a las aguas receptoras.
- Deshidratación del fango más compleja que la deshidratación del fango primario, en el caso en el que la dosificación de la sal se realice previa al decantador primario (Eddy & Metcalf, 1995)

1.1.2.2 Esquemas del proceso de precipitación

Atendiendo al punto de aporte del agente precipitante, los procesos de eliminación química de fósforo se pueden clasificar en: pre-precipitación, co-precipitación y post-precipitación, dependiendo del punto donde se realice la precipitación

En el caso de la Pre-precipitación, la sal precipitante se adiciona antes del decantador primario y el fósforo es eliminado en forma precipitada junto con el fango primario. Este proceso produce una gran reducción en la demanda bioquímica de oxígeno y en los sólidos suspendidos que llegan al tratamiento secundario, pero presenta como desventaja el alto gasto de sales metálicas. Además es necesario un buen ajuste de la dosificación de las sales para asegurar las necesidades nutricionales de fósforo en el proceso biológico posterior.

En la Co-precipitación el precipitante se puede añadir al agua residual en el tanque de aireación de una planta de fangos activados o en el canal de entrada a la decantación secundaria. Al añadirlo en el tanque de aireación la mezcla es más efectiva que en la Pre-precipitación debido a la elevada turbulencia, pudiendo optimizar así la dosis de reactivo. El fósforo se elimina de la fase líquida por combinación de los mecanismos de precipitación, adsorción, intercambio y aglomeración, y se elimina del proceso con el fango secundario.

Se suele llamar post-precipitación cuando la adición del agente precipitante se realiza en el efluente del tanque de sedimentación secundaria. En este proceso, los precipitados químicos se suelen eliminar por filtración del efluente o en instalaciones de sedimentación complementarios.

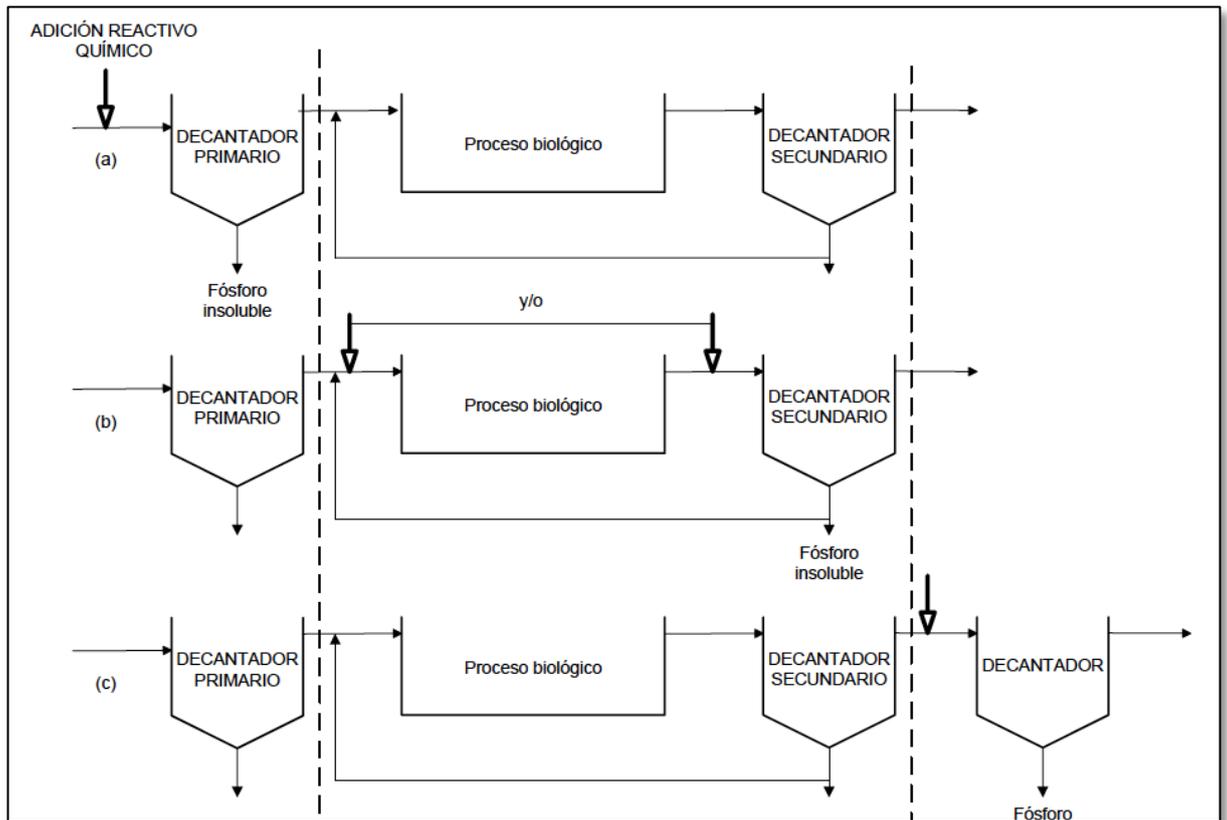


Figura 1 Posibles puntos de alimentación de reactivos para la eliminación química de fósforo: (a) previo a la decantación primaria; (b) previo o posterior al tratamiento biológico; (c) posterior al decantador secundario; (d) diferentes puntos del proceso (Adaptación (Eddy & Metcalf, 1995))

En el presente caso de estudio, nos vamos a centrar en la co-precipitación.

En este caso el precipitante se puede añadir al agua residual en el tanque de aireación de una planta de fangos activados o en el canal de entrada a la decantación secundaria. Al añadirlo en el tanque de aireación la mezcla es más efectiva que en la precipitación primaria debido a la elevada turbulencia, pudiendo optimizar así la dosis de reactivo. El fósforo se elimina de la fase líquida por combinación de los mecanismos de precipitación, adsorción, intercambio y aglomeración, y se elimina del proceso con el fango secundario.

Respecto del reactivo se utilizará cloruro férrico, siendo este el más habitual con una concentración de 500.000 [mg/l]. En el caso de plantas de tratamiento de más de 100.000 h.e equivalentes el requisito de P es 1 mg P/l. Este valor es muy difícil de alcanzar debido a que los sólidos que se escapan del decantador secundario provocan que la concentración de fosfato a conseguir sea muy baja. Alcanzar concentraciones tan bajas suele ser antieconómico por la cantidad de reactivo a adicionar.

Por ese motivo la solución que se plantea es rebajar el fósforo soluble a 0.9 mg P/l e instalar un filtro a la salida del decantador secundario para eliminar los sólidos suspendidos.

Hoy en día, los procesos químicos de precipitación, junto con los procesos biológicos, se utilizan con el objeto de obtener un tratamiento completo a las aguas residuales, incluyendo además la eliminación del nitrógeno, y del fósforo.

1.1.3 Tratamiento secundario

En el tratamiento secundario, el agua decantada y homogeneizada del tratamiento primario pasa a un recinto, donde será sometida a la acción de microorganismos (principalmente bacterias y protozoos), que se alimentan de las sustancias orgánicas que quedan en disolución en el agua residual. En este proceso, los compuestos orgánicos complejos son convertidos en compuestos simples, y la demanda de oxígeno disminuye al mismo tiempo que aumenta paulatinamente su concentración.

El desarrollo de este proceso de depuración está influenciado por dos factores principales:

1. La magnitud de la superficie de contacto entre el agua residual y los microorganismos debe ser lo más extensa posible.
2. La aportación de oxígeno, con el fin de favorecer el desarrollo de los microorganismos que digieren la materia orgánica.

Independientemente del método utilizado a medida que se desarrolla el tratamiento biológico crece la masa de microorganismos, formando masas de lodos que deberán ser separadas del agua depurada. Para ello, el agua es conducida a otro decantador, esta vez secundario, donde los restos de materia orgánica en suspensión se depositan en el fondo. El agua superficial, más clarificada y depurada, vierte por el borde exterior del decantador.

1.1.3.1 Eliminación biológica de nutrientes en las aguas residuales

El objetivo del proceso biológico es la eliminación, estabilización o transformación de la materia orgánica presente en las aguas como sólidos no sedimentables y en la eliminación de nutrientes como el N y P. Esta acción se logra por la acción de los microorganismos mediante dos acciones complementarias: La acción metabólica, que transforma los glúcidos, lípidos e hidratos de carbono en materia viva y por otra parte las acciones físico-químicas que se resumen en métodos de coagulación-floculación, decantación y arrastre de bacterias.

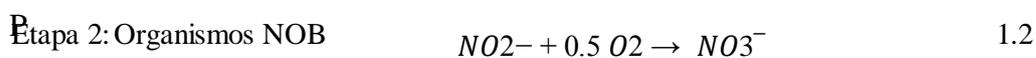
La eliminación de nitrógeno se lleva a cabo generalmente mediante procesos biológicos. Entre un 10-30% del nitrógeno total es empleado para satisfacer las necesidades

nutricionales de la biomasa en un sistema de fangos activados convencional. Se estima que el contenido de nitrógeno en la biomasa formada se encuentra entre un 12 y un 13% de su peso (Sedlak, 1991). Además, en los casos en que la EDAR cuenta con decantación primaria, entre un 5-10% del nitrógeno total contenido en la corriente afluyente es eliminado en forma de nitrógeno orgánico particulado. De acuerdo con las exigencias legislativas actuales esta eliminación de nitrógeno, en determinadas ocasiones no es suficiente, por lo que se requiere un mayor grado de depuración mediante la aplicación de tecnologías avanzadas de tratamiento. En este sentido, la eliminación de nitrógeno de las aguas residuales tiene un coste energético asociado, por lo que es cada vez más interesante optimizar el proceso de eliminación de nitrógeno mediante el desarrollo y la aplicación de tecnologías que permitan alcanzar un alto grado de depuración a un mínimo coste. Los procesos de nitrificación y desnitrificación vía nitrato son los más comúnmente utilizados para la eliminación del nitrógeno de las aguas residuales. Sin embargo, se han desarrollado tecnologías basadas en la ruta del nitrito que permiten optimizar la explotación de las EDAR, obteniendo un elevado rendimiento de eliminación a bajo coste. A continuación se describen los procesos biológicos que encuentran consolidados, así como aquellos que están en fase de investigación e implementación.

1.1.3.2 Proceso de nitrificación

El proceso de nitrificación es generalmente realizado por bacterias autótrofas que emplean el carbono inorgánico como fuente de carbono para la síntesis celular, y el nitrógeno inorgánico para obtener energía. Los microorganismos involucrados en este proceso se dividen en dos grupos bien diferenciados, las bacterias amonioxidantes (AOB) que se encargan de la conversión del nitrógeno amoniacal a nitrito formando hidroxilamina como producto intermediario, y las bacterias nitritoxidantes (NOB) que se encargan de la transformación del nitrito a nitrato.

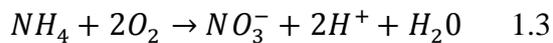
En las Ecuaciones 1.1 y 1.2 se encuentra representada la estequiometría de las reacciones bioquímicas de oxidación de amonio y oxidación de nitrito, respectivamente. En cada una de estas etapas se produce energía que es utilizada por los microorganismos para el crecimiento y mantenimiento celular.



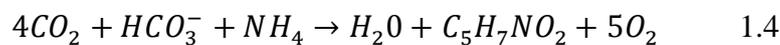
P

Para las condiciones habituales de operación de una EDAR (tiempos de retención celular inferiores a 25 días y temperaturas del agua en el reactor inferiores a 25°C), la etapa 1 corresponde con la etapa limitante del proceso de nitrificación debido a que el nitrito

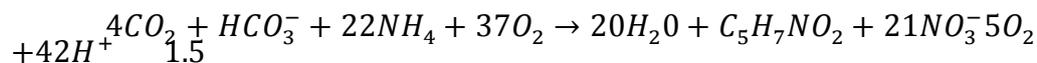
producido es rápidamente oxidado a nitrato. A temperaturas por debajo de 25°C la velocidad de crecimiento de los organismos NOB es superior a la velocidad de crecimiento de los organismos AOB. La reacción global de oxidación de amonio para ambos grupos de bacterias se encuentra representada en la Ecuación 1.3.



La reacción de síntesis de los microorganismos implicados se encuentra representada en la Ecuación 1.4. en la que se asume como fórmula química de la biomasa $C_5H_7NO_2$. La biomasa asimila una fracción del amonio contenida en el agua residual para la formación de tejido celular.



La reacción global que representa los procesos anabólicos y catabólicos de la nitrificación se recoge en la Ecuación 1.5.



Los coeficientes estequiométricos de la reacción de nitrificación global muestran que por cada mol de amonio (NH_4^+) oxidada el proceso de nitrificación se consume una cantidad significativa de oxígeno, produce una pequeña cantidad de biomasa, y consume una cantidad considerable de alcalinidad debido a la producción de protones (H^+). Esta producción de protones (H^+) junto con el consumo de dióxido de carbono (CO_2) tienen un impacto sobre el equilibrio del ácido carbónico en disolución acuosa, que se representa en la Ecuación 1.6, por lo que el pH puede variar considerablemente. Esta variación puede afectar al crecimiento de los microorganismos implicados en el proceso de nitrificación en la EDAR, y generar un impacto adverso sobre ecosistemas acuáticos receptores de los efluentes de estas instalaciones de tratamiento.

Equilibrio químico del ácido carbónico en medio acuoso.



1.1.3.3 El proceso de desnitrificación

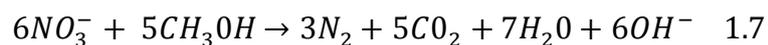
El proceso de des-nitrificación consiste en la reducción del nitrato a nitrito y, posteriormente, a compuestos de nitrógeno gaseoso (óxido nítrico NO, óxido nitroso N₂O y nitrógeno diatómico N₂) en presencia de una fuente de carbono orgánica. El nitrato y el nitrito reemplazan al oxígeno en la cadena de transporte de electrones (respiración microbiana), por lo que la desnitrificación suele producirse en ambientes denominados anóxicos, carentes de oxígeno y con disponibilidad de nitrito y nitrato como aceptores de electrones.

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 en parte al hecho de que la mayoría de las especies de organismos des-nitrificantes son facultativas, con posibilidad de emplear oxígeno o nitrato y nitrito como aceptor final de electrones.

La utilización de los aceptores de electrones está condicionada a los cambios metabólicos ocurridos en la bacteria, generalmente a nivel de síntesis enzimática. En sistemas de cultivo puro se ha encontrado que el oxígeno es responsable de la supresión de la síntesis de enzimas para el proceso de desnitrificación.

Las fuentes de carbono orgánico que pueden servir como sustrato para el proceso de desnitrificación de aguas residuales incluyen compuestos orgánicos presentes en las aguas residuales urbanas e industriales, y compuestos adicionados durante la etapa anóxica como metanol (CH₃OH), etanol (C₂H₅OH) y ácido acético (CH₃-COOH), entre otros. La selección de la fuente de carbono orgánico dependerá principalmente de la disponibilidad local y el coste económico.

La reacción general de desnitrificación utilizando metanol como fuente de carbono orgánico se representa en la Ecuación 1.7. De acuerdo a esta reacción, 1.9 g de CH₃OH (2.86 g cuando es expresado como Demanda Química de Oxígeno - DQO) se consumen para reducir 1 g de N-NO₃-



El proceso de desnitrificación contribuye a incrementar el pH debido a que la concentración de la alcalinidad se incrementa y la concentración de ácido carbónico disminuye. Cada mg de N-NO₃- reducido genera 3.57 mg de alcalinidad, expresada como carbonato de calcio (CaCO₃). Por este motivo, en el tratamiento de corrientes de agua residual de baja alcalinidad el proceso de desnitrificación resulta muy atractivo debido a que compensa el descenso del pH ocurrido durante el proceso de nitrificación.

1.1.3.4 Esquemas de tratamiento para la eliminación de nitrógeno

Los esquemas de tratamiento utilizados para la eliminación biológica de nitrógeno vía nitrato alternan etapas aerobias y anóxicas bajo distintas condiciones de operación, tanto en medios de cultivo en donde la biomasa se encuentra suspendida como en medios de cultivo donde la biomasa está adherida a un medio de soporte. La selección del tipo de proceso y su configuración dependerá de las características del agua residual tales como el tipo de compuesto nitrogenado a tratar (nitrógeno orgánico, amoniacal, nítrico), la biodegradabilidad de la materia orgánica y, la relación materia orgánica y nitrógeno amoniacal (DQO/N-NH₄), además de los requisitos de vertido y el caudal de tratamiento. La ruta del nitrato es comúnmente aplicada en corrientes de agua residual urbana que presenta concentraciones de nitrógeno amoniacal de hasta 100 mg N L⁻¹.

En un sistema de fangos activados los procesos de nitrificación y desnitrificación son generalmente diseñados y operados mediante cultivos mixtos de bacterias autótrofas y heterótrofas, denominados Sistemas de Cultivo Simple. Bajo estas condiciones de operación la biomasa necesita de la alternancia de condiciones aerobias y anóxicas, en un reactor o varios reactores en serie. Además, atendiendo a la posición relativa de las etapas aerobias y anóxicas se pueden clasificar en sistemas de pre-desnitrificación y post-desnitrificación.

Los sistemas de pre-desnitrificación son aquellos en los que el agua residual es tratada primero en una zona anóxica y posteriormente en una zona aerobia. Los nitratos llegan al reactor anóxico por medio de una corriente de recirculación, aprovechándose para el proceso de desnitrificación la materia orgánica contenida en el agua residual afluyente. Por otro lado, en los sistemas de post-desnitrificación el agua residual es tratada primero en una etapa aerobia y posteriormente en una etapa anóxica. En estos sistemas prácticamente toda la materia orgánica contenida en el agua residual se consume en la etapa aerobia y se hace, por tanto, necesaria la adición de una fuente de carbono orgánico externa. En el caso que nos ocupa nos vamos a centrar únicamente en los sistemas pre-desnitrificación, por ser los más comúnmente utilizados al no ser necesaria la adición de ningún reactivo.

Una de las alternativas presentadas en este trabajo, ha sido estudiar la configuración **Ludzack-Ettinger modificada**, por ser un esquema sencillo, que se puede adaptar físicamente al reactor existente en la EDAR objeto de este trabajo. Esta configuración dispone de dos reactores en serie. En el primer reactor se realiza la desnitrificación empleando como fuente de carbono orgánico el agua residual afluyente al proceso de fangos activados. El reactor anóxico recibe una corriente de recirculación interna procedente del reactor aerobio para llevar a cabo el proceso de desnitrificación. Una parte del fango procedente del decantador

secundario se recircula al reactor anóxico, y la otra parte de este fango se purga del sistema para ajustar el TRC. El licor mezcla efluente del reactor anóxico se traslada al reactor aerobio con el objetivo de degradar simultáneamente la materia orgánica y oxidar el nitrógeno amoniacal a nitrato.

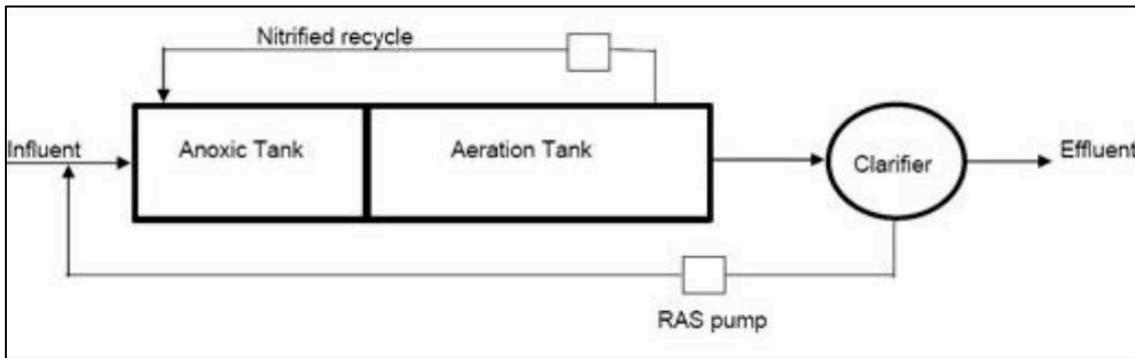


Figura 2: Esquema Ludzack-Ettinger Modificado

Otra alternativa que se presenta es el proceso de nitrificación y desnitrificación simultánea (SND), la eliminación biológica del nitrógeno amoniacal y nítrico se está llevando a cabo al mismo tiempo en un único 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 o dentro de las biopelículas debido a la dificultad para su difusión a través del flóculo. En la Figura 2 se encuentra representado un esquema del perfil de dos flóculos de diferente tamaño. En esta figura se puede observar que 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. En este tipo de flóculos con zonas claramente diferenciadas, las bacterias autótrofas se distribuyen sobre la periferia del flóculo, en donde las concentraciones de oxígeno se encuentran por encima de $1-2 \text{ mg O}_2 \text{ L}^{-1}$, mientras que las bacterias desnitrificantes se ubican en el interior del flóculo, en donde la concentración de oxígeno es muy baja

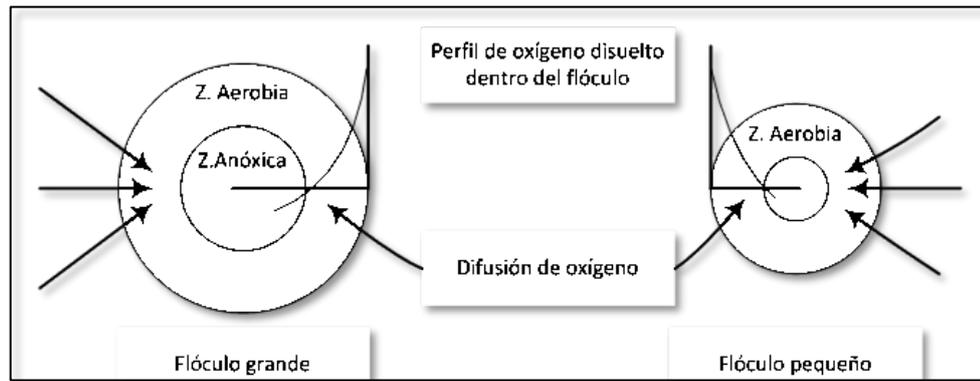


Figura 3: Esquema del perfil de dos flóculos microbianos de diferente tamaño en donde se indica la diferenciación entre la zona aerobia y la zona anóxica de acuerdo con la difusión del oxígeno disuelto a través del flóculo

Por otro lado, el mecanismo biológico responde a los procesos de oxidación de amonio por parte de microorganismos heterótrofos nitrificantes, y reducción de nitrito y nitrato por parte de organismos des-nitrificantes en condiciones aerobias

Dentro de los factores que condicionan la operación de un proceso de nitrificación y desnitrificación simultánea (SND) se encuentran:

- **Oxígeno disuelto.** La concentración de oxígeno disuelto tiene un efecto doble sobre el rendimiento del proceso SND. Por una parte, la baja concentración de oxígeno disuelto suprime el proceso de nitrificación, mientras que altas concentraciones de oxígeno disuelto inhiben el proceso de desnitrificación
- **Tamaño del flóculo.** Desde el punto de vista físico el proceso SND tiene lugar en flóculos de tamaño grande ($>125\mu\text{m}$) debido a las limitaciones en la difusión del oxígeno disuelto.

1.1.3.5 Bio-reactores de membranas

Uno de los procesos fundamentales en los sistemas de depuración de aguas residuales consiste en la separación de la biomasa del agua que va a ser vertida. Como se ha citado anteriormente este proceso se lleva a cabo en decantadores que hacen uso de la gravedad para que los agregados de microorganismos generados en el reactor biológico sedimenten y el agua clarificada rebose por el borde superior del depósito. En las estaciones de depuración convencionales, este proceso se lleva a cabo en los decantadores secundarios.

Sin embargo, los sistemas de decantación por gravedad necesitan que el grueso de la biomasa desarrollada genere agregados (flóculos) que faciliten su sedimentación. Además, son sensibles a problemas de operación que favorezcan la desnitrificación, proceso por el cual

el nitrato pasa a nitrógeno gaseoso, cuyas burbujas provocan que los flóculos floten y salgan de la planta junto al agua vertida. También son sensibles a la aparición de bacterias filamentosas, que dificultan la sedimentación, o a microorganismos generadores de espumas, responsables del fenómeno denominado bulking. Estos problemas desaparecen con la instalación de un sistema de separación basado en membranas, por lo que otra de las alternativas planteadas en este trabajo consiste en la instalación de membranas que sustituyan a los decantadores secundarios.

Las membranas son barreras selectivas que limitan el transporte en una determinada dirección de algunas de las sustancias y organismos presentes en el medio. Su uso estuvo mucho tiempo condicionado por las limitaciones que suponían su coste, eficiencia y selectividad. Sin embargo, los avances tecnológicos y de materiales de los últimos años han permitido su abaratamiento y las convierten en una tecnología susceptible de ser utilizada en el ámbito del tratamiento de aguas residuales. Dentro de este campo, la tecnología de membranas se viene usando en las siguientes aplicaciones:

- Sistema de separación de sólidos en el tratamiento secundario de aguas residuales, asumiendo funciones de sedimentador secundario.
- Tratamiento terciario de aguas residuales, asumiendo las funciones de eliminación de turbidez, restos de sólidos suspendidos, parásitos y la mayoría de las bacterias presentes en el efluente proveniente del decantador secundario.
- Tratamiento de los lixiviados de los vertederos de residuos sólidos urbanos.

El diámetro de poro de la membrana permite retener las moléculas o partículas con un tamaño superior a él y supone además uno de los criterios para diferenciar los diferentes tipos de procesos que tienen como fuerza impulsora la presión: microfiltración (MF), ultrafiltración (UF) u ósmosis inversa (OI). La figura 5 muestra los rangos típicos de operación de estas tecnologías de separación.

Los bio-reactores de membrana están compuestos por dos partes principales que son:

- La unidad biológica responsable de la degradación de los compuestos presentes en el agua residual.
- El módulo de la membrana encargado de llevar a cabo la separación física del licor de mezcla.

Se distinguen dos tipos principales de bio-reactores de membrana en base a su configuración:

1.- Bio-reactores con membrana integrada o sumergida: En este caso la unidad de membrana que realiza la separación física está inmersa en el tanque biológico. La fuerza impulsora a través de la membrana es alcanzada presurizando el bioreactor o creando presión

negativa en el lado permeado de la membrana (Buisson, P. Cote, & Praderie and H., 1998) . La limpieza de la membrana se realiza a través de frecuentes retrolavados con agua permeada y aire y ocasionalmente mediante retrolavados con soluciones químicas. Generalmente se coloca un difusor de aire justo debajo del módulo de la membrana para suministrar el aire necesario para homogeneizar el contenido del tanque, para el proceso biológico y para la propia limpieza de la membrana, además de mantener la membrana en movimiento y dificultar la adhesión de los microorganismos. A continuación se presenta un esquema explicativo de este tipo de configuración

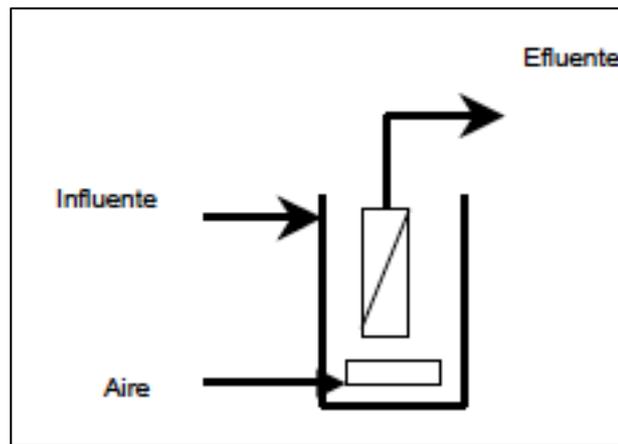


Figura 4: Esquema de configuración membrana sumergida

2.- **Membranas externas:** Esta configuración de MBR implica que el licor de mezcla es recirculado desde el bio-reactor hasta la unidad de membrana que se dispone externamente a la unidad biológica. La fuerza impulsora es la presión creada por la alta velocidad del flujo a través de la superficie de la membrana. (Cicek, France, & Suidan, 1997) La Figura 2 muestra un esquema de simplificado de este tipo de configuración.

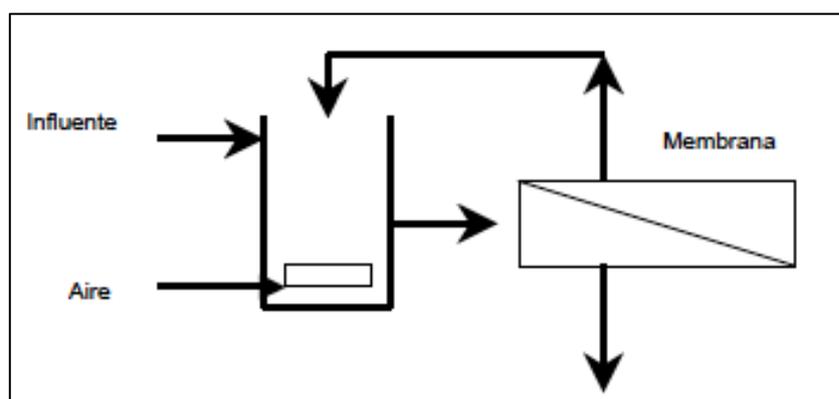


Figura 5: Esquema de configuración membrana externa

Las membranas se ensamblan en unos dispositivos conocidos como módulos de membrana, que pueden tener diferentes formas en función de la membrana a utilizar y del tipo de configuración. Las configuraciones más habituales en orden descendente de la relación superficie/volumen son:

- **Módulos tubulares:** Sirven para ensamblar membranas en forma de filamentos o tubos perforados. El alimento puede circular a través de la carcasa, extrayéndose el permeado desde el interior de la membrana o viceversa. Presentan un ensamblado sencillo, con carcasas de PVC o acero inoxidable. Su principal inconveniente es que presentan una baja relación superficie/volumen.

- **Módulos de arrollamiento en espiral:** Se trata de una serie de membranas planas separadas entre sí por capas de tejidos de distinta naturaleza que funcionan como transportadores y generadores de turbulencia de las disoluciones de alimentación y permeado. Para su fabricación se parte de dos láminas de membrana situadas paralelamente con sus caras activas hacia el exterior y separadas por una malla. Se pegan por tres de los cuatro lados y se fijan por el lado abierto alrededor de un tubo hueco poroso. Finalmente todo el sistema queda protegido por una carcasa cilíndrica. El alimento fluye axialmente, mientras que el permeado fluye radialmente hacia el tubo central. Es una de las configuraciones más económicas en lo que a consumo energético se refiere y alcanza altas relaciones superficie/volumen.

- **Fibra Hueca:** El agua a presión pasa por el tubo de distribución y a través de cada membrana se introduce en el orificio de cada fibra hueca. El agua se recoge por los extremos abiertos de las fibras. Este sistema requiere elevada superficie de membrana por unidad de volumen. Es importante citar que se pueden producir obstrucciones debido a que las fibras están muy poco espaciadas

- **Módulos de placa plana:** En este caso las membranas son láminas unidas a una placa rígida con canales ranurados en la superficie. El aire ascendente arrastra el fango activado, este a su vez al frotar la superficie de la membrana arrastra la sustancias que forman el bio fouling. Como inconveniente, es importante citar que este sistema requiere gran cantidad de aire para su limpieza.

1.1.4 Tratamiento terciario

Finalizada la decantación secundaria, en muchos casos, el agua residual se considera ya lo suficientemente libre de carga contaminante como para ser vertida a los cauces de los

ríos; no obstante, en algunos casos es conveniente afinar más la depuración, por lo que es sometida a un tratamiento terciario.

En ocasiones, el agua pasa a una cámara de cloración, donde se eliminan los microorganismos. El agua que entra en este último proceso no sirve para el consumo humano, pero sí para riegos. Otras veces es necesario eliminar selectivamente ciertos componentes, como el fósforo, para evitar la eutrofización del cauce donde irán las aguas; esto se consigue mediante la combinación de reactivos químicos y el paso de las aguas a través de filtros de arena, o incluso de carbón activo. La utilización de la precipitación química del fosforo es aceptable cuando los nutrientes en exceso dan origen a problemas de eutrofización, como es el caso de los vertidos en lagos con desarrollo excesivo de algas o embalses con utilización posterior principalmente para abastecimiento.

1.2 Modelos de cálculo en el tratamiento de aguas

1.2.1 Descripción de los modelos

De acuerdo con la definición de la *RAE* un modelo es un esquema teórico, generalmente en forma matemática, de un sistema o de una realidad compleja que se elabora para facilitar su comprensión y el estudio de su comportamiento.

Existe en la actualidad diferentes modelos de representación, sin embargo no existe un modelo ideal, depende de la aplicación con que se utilice. Un modelo debe ser capaz de reproducir y predecir las variables deseadas como [SS] [DQO] [NH₄] con el mínimo número de parámetros y tiempo de cálculo.

Los modelos de cálculo pueden ser de varios tipos.

- **Mecanicistas:** Conocidos también como “White Box” Describen físicamente todos los procesos: físicos, químicos y biológicos mediante estequiometría y cinética de las reacciones, etc. Estos modelos se caracterizan por tener un elevado número de parámetros que representan un grado elevado de complejidad de calibración.
- **Empíricos “Black box”** Son aquellos que establecen relaciones matemáticas entre la entrada y la salida. Estos modelos no tienen una explicación física. Las relaciones son independientes del proceso.
- **Mecanicistas simplificados “Grey box”** en este caso hay un Menor nº de parámetros debido a que se agrupan los procesos, son modelos que tienen mayores exigencias en la calibración.

En este trabajo, se empleará el modelo BNRM2 (Biological Nutrient Removal Model N°2) un método mecanicista desarrollado por CALAGUA en la UPV. Este modelo es capaz de representar los siguientes procesos entre otros.

- Eliminación de Materia orgánica , N y P
- Digestión anaerobia simplificada
- Procesos de sedimentación
- Reacciones ácido-base
- Reacciones de precipitación
- Transferencia gas-líquido

1.2.2 La aplicación DESASS

Para estudiar y analizar los procesos que se producen en cada una de las alternativas estudiadas en este trabajo, se utilizara el software informático DESASS (Design and Simulation of Activated Sludge Systems) Esta aplicación es un simulador de estaciones depuradoras configurado bajo Windows, diseñado y optimizado para la investigación de procesos de tratamiento de aguas residuales, la evaluación de sistemas de tratamiento existentes, la operación de entrenamiento de personal y para propósitos educativos, con un particular énfasis en la velocidad de cálculo, presentación gráfica y fácil manejo.

El programa tiene implementado el algoritmo de modelación matemática (Biological Nutrient Removal Model, No.2 desarrollado por el grupo de investigación CALAGUA. Este modelo considera los procesos incluidos en el modelo de fangos activados número 2d de la IAWQ (Activated Sludge Model No. 2d, ASM2d), los procesos necesarios para representar de forma simplificada el tratamiento de digestión anaerobia que se produce en la EDAR y las reacciones químicas ácido base para calcular el pH. Asimismo, el programa tiene implementado un modelo de sedimentación acoplado al modelo biológico que permite simular los procesos biológicos que tienen lugar en decantadores primarios, secundarios y espesadores. El modelo también incluye los procesos realizados por las bacterias sulfato reductoras, los procesos de precipitación y redisolución de distintos compuesto y la separación de los procesos de nitrificación y desnitrificación en dos etapas.

La aplicación DESASS permite evaluar una gran diversidad de sistemas de tratamiento, pudiéndose representar desde esquemas tan sencillos como un proceso de oxidación total para la eliminación de materia orgánica hasta esquemas de tratamiento mucho más complejos diseñados para la eliminación biológica de nitrógeno y fósforo en los que se incorporan los tratamientos de digestión de fangos. (Ferrer, Seco, Serralta, Ribes, & Manga, 2008)

Existen en la actualidad, numerosas depuradoras que han sido diseñadas y construidas inicialmente para eliminar materia orgánica y sólidos suspendidos, sin embargo se ha hecho necesaria su remodelación, considerando una ampliación para conseguir los requisitos de vertidos actuales estipulados por la directiva Europea 91/271/CEE para zonas sensibles y poder así mejorar la situación del entorno natural donde se vierten sus aguas.

En este trabajo fin de Master, se propone analizar, utilizando los procesos anteriormente descritos y mediante la aplicación de simulación informática, DESASS el comportamiento de la planta de tratamiento de aguas de Alzira-Carcaixent, con vistas a una necesaria ampliación por motivos del incremento de la necesidad de agua a tratar y por otra parte de la obligación de eliminar nutrientes como el N y P consiguiendo unos parámetros en el efluente satisfactorios de acuerdo a la normativa vigente.

2.- JUSTIFICACIÓN Y OBJETIVOS

La Estación depuradora de aguas residuales de Alzira-Carcaixent es una planta que en su momento fue diseñada para procesar un caudal de 26.000 m³/día. La EDAR se encuentra ubicada dentro de la comarca de La Ribera Alta. Debido al desarrollo demográfico y urbanístico de la última década, los cascos urbanos de Alzira y Carcaixent se encuentran en la actualidad prácticamente unidos, formando de hecho una conurbación con cerca de 120.000 habitantes siendo el segundo núcleo de población de la provincia de Valencia, tras la capital y su área metropolitana, y el sexto de la Comunidad Valenciana.

Se encuentra ubicada dentro de la comarca de La Ribera Alta situada a unos 50 km al sur de la ciudad de Valencia. La creación de esta infraestructura fue vital para la regeneración de un río Júcar y de la Albufera de Valencia que recibía las aguas contaminadas de las poblaciones de Alzira, Carcaixent además de Villanueva de Castellón y La Pobla Llarga. Con la puesta en marcha de esta obra el río recibía un aporte de 26.000 metros cúbicos de agua depurada, algo que ha estado sirviendo para aliviar el grado de deterioro del cauce a su paso por la Ribera.

Las obras finalizaron en octubre de 2007 y requirieron de una inversión de más de 38 millones de euros. La actuación consistió en la construcción de una depuradora para una población equivalente a 100.000 habitantes por día. La red de colectores, con una longitud de casi 20 kilómetros y siete estaciones de bombeo, que actualmente recoge los vertidos, los trata y los vierte al Júcar.

En estos últimos años, han sido numerosas las peticiones realizadas por diversos municipios y polígonos industriales adyacentes a la zona, para conectarse a la red de saneamiento general. Al mismo tiempo se ha incrementado el suelo industrial en el polígono "Tisneres" con una demanda de ocupación inmediata, para la creación de importantes actividades industriales, cuya incidencia en la infraestructura de saneamiento y más en concreto en la de depuración, tendrá un fuerte impacto. A día de hoy, la planta de tratamientos trata un caudal próximo a los 50.000 m³/día a pesar de que su caudal de diseño fue de 26.000 m³/h por lo que se puede afirmar que las instalaciones de depuración existentes trabajan en la actualidad "al límite de su capacidad" por lo que la posibilidad de dar servicio a todos los municipios y polígonos industriales planteados no es posible sin acometer una serie de obras de mejora y ampliación.

Por otra parte en la actualidad, en la planta no se están cumpliendo las condiciones exigidas en cuanto a eliminación de nutrientes de la Directiva 91/271 y del R.D.-ley 11/1995, de 28 de diciembre para zonas sensibles. En el diseño inicial de la EDAR no se contemplaron estos requisitos para el agua tratada puesto que la zona de ubicación no estaba catalogada como zona sensible. Sin embargo la estación depuradora de Alzira-Carcaixent vierte sus efluentes al río Júcar en un punto situado a una distancia aproximada de 50 km de su desembocadura. Actualmente los efluentes tratados por la EDAR, llegan de forma indirecta al lago de L'albufera a través de las Acequias Nova de Alfafar y la Alqueresia que parten del río Júcar y desembocan en el lago que es considerado como zona sensible. Por lo que los valores medios anuales de N_{TOTAL} y P_{TOTAL} en el agua tratada son superiores a los permitidos según la legislación para el caso actual.

El objetivo de este Trabajo Fin de Máster consiste en estudiar diferentes alternativas de proceso para adaptar la infraestructura existente de la planta de tratamiento a las nuevas condiciones de vertido y al aumento de caudal recibido, aprovechando los elementos existentes en la mejor medida y proponiendo una solución efectiva que cumpla con la legislación vigente. Para el desarrollo de cada una de las alternativas se utilizará la herramienta informática de simulación DESASS (Design and Simulation of Activated Sludge Systems). Mediante esta aplicación, se puede optimizar el funcionamiento de la planta de tratamiento debido a que se consideran la mayoría de procesos físicos, químicos y biológicos que ocurren. Utilizando esta aplicación se simularán diferentes configuraciones del reactor biológico a partir de las dimensiones actuales y modificando parámetros como el tiempo de retención celular, recirculación de fangos y purga. Además se propondrá diferentes configuraciones de esquemas de tratamiento comparando cada uno de los procesos que se producen de tal forma que se pueda identificar la solución factible que permita obtener unos resultados que estén dentro de la normativa.

Finalmente se hará un estudio económico, comparando los costes de construcción que determinarán la viabilidad de cada alternativa propuesta

3.- MARCO LEGISLATIVO

Formando parte de la política comunitaria de medio ambiente, la protección de las aguas ocupa un espacio amplio y sólido, con un grado de desarrollo legislativo considerable. A raíz de la entrada de España en la Comunidad Económica Europea en el año 1986, se convirtió como miembro pleno de derecho de la Comunidad, suponiendo la adecuación de temas relacionados como la agricultura, pesca, asuntos sociales y medio ambiente a lo marcado por la Comunidad.

Con relación a las aguas, los instrumentos legislativos que se deben aplicar son las Directivas. Estas Directivas son obligatorias en lo relativo a los resultados a alcanzar, pero dejan a los Estados Miembros la elección de los medios a utilizar.

En España, la actuación en materia de control de la contaminación de las aguas está conformada por numerosas normas, algunas de ellas ambiciosas y exigentes, entre las que merece destacar las siguientes:

- *Ley de aguas del 2 de agosto de 1985 (en sustitución de la de 1979), que entró en vigor el 1 de enero de 1986 y el reglamento que la desarrolla (R.D. 849/1986 de 11 de abril) (BOE 30 -12 1995).*

Esta ley marca en uno de sus puntos: "El agua debe ser devuelta a su cauce en condiciones de calidad no inferiores a las que tenía antes de su captación". También dice: "Todo vertido necesita Autorización previa, que será concedida sólo si está garantizada la inocuidad del mismo".

- *Ley 2/1992, de 26 de marzo, del Gobierno Valenciano de Saneamiento de Aguas Residuales de la Comunidad Valenciana*

Esta ley tiene por objeto garantizar una actuación coordinada y eficaz entre las distintas Administraciones Públicas en materia de evacuación y tratamiento y, en su caso, reutilización de las aguas residuales en el ámbito territorial de la Comunidad Valenciana.

- *Ley 26/2007, de 23 de octubre, de Responsabilidad Medioambiental, transpone*

al Derecho español la Directiva 2004/35/CE del Parlamento Europeo y del Consejo sobre responsabilidad medioambiental en relación con la prevención y reparación de daños medioambientales.

En su preámbulo habla sobre el artículo 45 de la Constitución Española de 1978 donde reconoce el derecho de los ciudadanos a disfrutar de un medio ambiente adecuado como condición indispensable para el desarrollo de la persona, al tiempo que establece que quienes incumplan la obligación de utilizar racionalmente los recursos naturales y la conservación de la naturaleza, estarán obligados a reparar el daño causado con independencia de las sanciones administrativas o penales que también correspondan.

En cuanto a la utilización racional de los recursos naturales, se hacen efectivos dos principios fundamentales: el principio de prevención y el principio de «quien contamina paga», previendo así un doble sistema de responsabilidad objetiva y por culpa. Con este canon se pretende que el responsable de la contaminación adopte las medidas necesarias para reducir la contaminación que causa y/o se haga cargo de su participación en los gastos de medidas colectivas. El canon se fija en función de la contaminación emitida.

- *Real Decreto 484/1995, de 7 de abril, sobre medidas de regularización y control de vertidos. Establecen que "toda actividad susceptible de provocar la contaminación o degradación del dominio público hidráulico y, en particular, el vertido de aguas y de productos residuales susceptibles de contaminar las aguas continentales, requiere autorización administrativa"(BOE núm. 95 -21.04.1995).*
- *Real Decreto-ley 11/1995, de 28 de diciembre, por el que se establecen las Normas Aplicables al Tratamiento de las Aguas Residuales Urbanas.*

Este Real Decreto-Ley tiene por objeto complementar el régimen jurídico establecido en el Título V de la Ley 29/1985, de 2 de agosto, de Aguas, y en el Título III de la Ley 22/1988, de 28 de julio, de Costas, 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. Con este objetivo, la Unión Europea aprobó la Directiva 91/271/CEE, del Consejo de 21 de mayo, sobre el tratamiento de las aguas residuales urbanas, en la cual se establece que los Estados miembros adoptarán las medidas necesarias para garantizar que dichas aguas sean tratadas correctamente antes de su vertido.

- *Real Decreto 509/1996, de 15 de marzo, de desarrollo del Real Decreto-ley 11/1995, de 28 de diciembre, por el que se establecen las normas aplicables al tratamiento de las aguas residuales urbanas (BOE N° 77,29/3/96).*

Este Real Decreto, establece las normas aplicables al tratamiento de las aguas residuales urbanas, complementando las normas sobre recogida, depuración y vertido de dichas aguas, y la aplicación a éstas de distintos tratamientos antes de su vertido a las aguas continentales o marítimas. En la determinación de estos tratamientos se tiene en cuenta si los vertidos se efectúan en zonas sensibles, o en zonas menos sensibles, determinando así un tratamiento más o menos riguroso.

- *Real Decreto 1620/2007, de 7 de diciembre, por el que se establece el régimen jurídico de la reutilización de las aguas depuradas. Entendiéndose como aguas depuradas aquellas que han sido sometidas a un proceso de tratamiento que permita adecuar su calidad a la normativa de vertidos aplicable.*

Este Real Decreto tiene por objeto establecer el régimen jurídico para la reutilización de las aguas depuradas, de acuerdo con el artículo 109.1 del texto refundido de la Ley de Aguas, aprobado por el Real Decreto Legislativo 1/2001, de 20 de julio.

- *Directiva 91/271/CEE del Consejo, de 21 de mayo de 1991, sobre el tratamiento de las aguas residuales urbanas.*

Directiva 98/15 CE de la Comisión, de 27 de febrero de 1998, por la que se modifica el cuadro 2 del anejo I de la Directiva 91/271/CEE del Consejo en relación con determinados requisitos establecidos para los vertidos procedentes de instalaciones de tratamiento de aguas residuales urbanas realizados en zonas sensibles propensas a eutrofización que planteaba problemas de interpretación en algunos Estados miembros, por lo que en fecha 27 de febrero de 1998, adoptó la Directiva 98/15/CE, que modifica la Directiva 91/271/CEE.

De una forma resumida, la Directiva 91/271/CEE, establece dos obligaciones claramente diferenciadas, en primer lugar las “aglomeraciones urbanas” deberán disponer de sistemas de colectores para la recogida y conducción de las aguas residuales, y en segundo lugar, se prevén distintos tratamientos a los que deberán someterse dichas aguas antes de su vertido a las aguas continentales o marinas. En la determinación de los tratamientos a que deberán someterse las aguas residuales antes de su vertido, se tiene en cuenta las características del emplazamiento donde se producen. De acuerdo con esto, los tratamientos serán más o menos rigurosos, según se efectúen en zonas calificadas como “sensibles”, “menos sensibles” o “normales”. Se consideran como zonas sensibles aquellas zonas consideradas como eutróficas o que podrían llegar a ser eutróficas en un futuro próximo si no se adoptan medidas de protección.

En la tabla 1. se detalla las zonas afectadas por la Declaración de zonas sensibles efectuada por el Ministerio de Medio Ambiente (Anexo de la Resolución de 25 de mayo de 1998, de la Secretaría de Estado de Aguas y Costas, BOE núm. 155, de 30 de junio) para núcleos urbanos menores de 100.000 he, agrupados por cuencas hidrográficas y afectados por la declaración de zonas sensibles (Directiva 91/271/CEE).

A continuación, se presentan las zonas declaradas como sensibles en la zona de Valencia.

Zona sensible	Aglomeración mayor de 10.000 h-e.	Municipios pertenecientes a la Aglomeración	Comunidad Autónoma
Albufera.	Alginet, Almussafes, Benifaio, Sollana.	Alginet/Benifaio/Catarroja/Massanassa/Paiporta/Picanya/Picassent/Silla/Sollana.	Comunitat Valenciana.
Albufera.	El Saler.	El Saler.	Comunitat Valenciana.
Albufera.	El Perellonet.	El Perellonet (municipio de Valencia).	Comunitat Valenciana.

Tabla 1: Zonas Sensibles en las inmediaciones de la EDAR Alzira-Carcaixent

Los vertidos procedentes de las estaciones depuradoras de aguas residuales que posean tratamiento secundario o equivalente, deben cumplir los requisitos de vertido detallados en la tabla 4, cumpliéndose el valor de concentración o el porcentaje de reducción.

A continuación se detalla los requisitos de vertido que debe cumplir la EDAR Alzira-Carcaixent

VERTIDOS PROCEDENTES DE INSTALACIONES DE DEPURACIÓN DE AGUAS RESIDUALES URBANAS MEDIANTE TRATAMIENTO SECUNDARIO		
Parámetros	Concentración	Porcentaje mínimo de reducción
DBO5 (c) (a 20° C sin nitrificación)	25 mg/L O2	70-90 %
DQO	125 mg/L O2	75 %
Total sólidos en suspensión	35 mg/L	90 %

Tabla 2 Requisitos de vertido DQO y DBO5 según Directiva 91/271/CEE

Para el caso de vertidos de instalaciones de tratamiento de aguas residuales urbanas realizados en zonas sensibles cuyas aguas sean eutróficas o tengan tendencia a serlo en un futuro próximo, además de los requisitos expresados en la Tabla 2, se deberán cumplir los contenidos en la Tabla 3.

Parámetros	Concentración	% Mínimo de reducción
Fósforo Total (PT)	2 mg/l de (10.000 a 100.000 h.e)	80 %
	1 mg/l de (> de 100 000 h.e)	
Nitrógeno Total (NT)	15 mg/l de (10.000 a 100000 h.e)	70 - 80 %
	10 mg/l de (> 100.000 h.e)	

Tabla 3 Requisitos de vertido N y P: según directiva 91/271/CEE

4.- DESCRIPCION DE LA EDAR ALZIRA-CARCAIXENT

4.1 Localización de la EDAR

La EDAR Alzira-Carcaixent, se encuentra ubicada en la provincia de Valencia, en la comarca de la Ribera Alta. Sus dependencias son cercanías a los términos municipales de Villanueva de Castellón, Carcaixent, Alberic y la Pobla Llarga que forman parte de la comarca de La ribera Alta.

El acceso es desde el Municipio de Carcaixent, dirección sur-Oeste por la carretera CV-5431 y desviándose a la derecha por la CV543. La Estación depuradora queda a aproximadamente 2,5 km del desvío.

Las coordenadas geográficas son: Latitud 39° 6.718'N Longitud 0° 29.297'O



Figura 6: Localización de la EDAR Alzira-Carcaixent

Dichas instalaciones pertenecen a la entidad pública de saneamiento de aguas residuales (EPSAR) de la Comunidad Valenciana, dependiendo sus funciones de la Consejería de Infraestructuras y Transporte de Valencia, encargada de gestionar la explotación de las instalaciones y ejecutar las obras de saneamiento y depuración que determine la administración de la Generalidad Valenciana.

La EDAR está siendo explotada por la UTE SAV-DAM-DRACE, empresa que posee diversas oficinas en Valencia, Barcelona y Madrid. Tiene una gran experiencia en ingeniería medioambiental y desarrolla su actividad especialmente en la captación, tratamiento y distribución de agua para núcleos urbanos. En sus actividades incluye el diseño, construcción y gestión de las instalaciones de avanzada tecnología, colaborando activamente en el objetivo común de mejorar la calidad de nuestro entorno natural. En su larga trayectoria tanto DAM como DRACE, han llevado a buen fin un gran número de proyectos, tanto en el sector público como en el privado. Además, la empresa CONSOMAR S.A. Participa en el funcionamiento de la EDAR, encargándose de la asistencia técnica.



Figura 7: Vista actual de la EDAR

4.2 Sistema de saneamiento actual

El sistema de saneamiento, que recoge las aguas para tratar en la planta de tratamiento objeto del presente trabajo consta de los siguientes elementos:

COLECTORES GENERALES DE LA ESTACION DE BOMBEO

El sistema de colectores está diferenciado en dos partes, la primera de ellas es la red que recoge los vertidos procedentes de Alzira y Carcaixent, mientras que la segunda recoge los vertidos de Villanueva de Castellón y La Pobla Llarga.

Los vertidos de La Pobla Llarga se captan mediante el ramal D, impulsión D y ramal D2. Por otro lado, los vertidos de Villanueva de Castellón, se recogen mediante los ramales B y C. Todos los vertidos se recogen finalmente por el ramal E, y se conducen hasta la EDAR.

Respecto de los ramales de Alzira, los de la margen izquierda del Río Júcar se recogen mediante los ramales S, R y U, y cruzan el río mediante dos impulsiones, la U y la SR. Los de la margen derecha se resuelven mediante los ramales Q y O, ambos conducidos mediante la impulsión Q hasta la arqueta de rotura de carga común con la SR. Todos los vertidos, ya por gravedad, son conducidos mediante los ramales T, V y M hasta la impulsión M, donde se impulsan mediante conducción forzada hasta Carcaixent. Tras la rotura de carga de la impulsión M, da comienzo la alineación N, compuesta por el ramal N y la impulsión N. Dichos ramales recogen los vertidos de Carcaixent y son conducidos por gravedad mediante

el ramal F hasta la zona de la Ermita de San Roc. En este punto, la impulsión F y el ramal F2 conducen definitivamente las aguas residuales hasta la EDAR

A continuación se indican las principales características de los diferentes ramales e impulsiones:

Ramal B: Colector que recoge los vertidos de Villanueva de Castellón y los conduce por gravedad hasta el inicio del ramal C. Su longitud total es de 915 m y el material constitutivo de la tubería es hormigón armado de 500 mm de diámetro. Dispone de un aliviadero de crecida en cabecera, con vertido a una acequia de riego, y dos aliviaderos intermedios para la regulación de los dos vertidos restantes, con vertido a la misma acequia de riego.

Ramal C: Colector que une el tramo anterior con el punto de confluencia del ramal , que recoge los vertidos procedes de La Pobla Llarga. Se trata de un tramo de gravedad cuya longitud total es de 2.790 m, de hormigón armado de 500 mm y de 600 mm de diámetro.

Ramal D2: Colector que recoge los vertidos de La Pobla Llarga y los transporta por gravedad hasta la confluencia con el ramal C. Su longitud es de 1.172 m, y el material constitutivo de la tubería es hormigón armado de 500 mm de diámetro.

Estación de impulsión D: Compuesta por pozo de gruesos con cuchara bivalva de 100 l accionada por reja de muy gruesos de 80 mm de luz de paso, cuya limpieza es con la cuchara. El equipo de bombeo está compuesto por 2 bombas más 1 de reserva de tipo sumergible, de una potencia unitaria de 6 kW, capaz de elevar 133 m³/h a 9 m.c.a. En caso de corte de suministro eléctrico se dispone de un grupo electrógeno para el accionamiento del bombeo.

Impulsión D: Se trata de un colector que recoge los dos vertidos de La Pobla Llarga y los conduce mediante impulsión hasta descargar finalmente en el ramal D2. tiene una longitud de 296 m, de PEAD PN6 de 315 mm de diámetro. Dispone de aliviadero de crecida en cabecera.

Ramal D: Colector que recoge el vertido 2 de La Pobla Llarga y lo transporta por gravedad hasta la impulsión D. Es un tramo con una longitud total de 766 m, y el material constitutivo de la tubería es hormigón armado de 500 mm de diámetro. Dispone en cabecera de un aliviadero de emergencia.

Ramal E: Se inicia en la unión de los ramales C y D2, y discurre por gravedad hasta el punto de unión con el ramal F. Desde este punto, donde finaliza su trazado se transporta el total del caudal hasta la EDAR. Su longitud es de 1.902 m con tubería de hormigón armado

de 600 mm de diámetro. Ramal S: Transporta por gravedad los vertidos procedentes del punto de vertido Alzira 2 hasta unirlos con los de Alzira 1, conducidos por el ramal R, en la impulsión SR. Se trata de un tramo en gravedad, de hormigón armado de 500 mm de diámetro y longitud total de 408 m, que cuenta con aliviadero de crecidas en cabecera, con vertido al Río Verde.

Ramal R: En cabecera recoge los vertidos de Alzira 1, produciéndose la incorporación al ramal S a 454 m del origen. Transcurre por gravedad y dispone de aliviadero de crecida en cabecera con vertido a acequia de riego. La tubería es de hormigón armado de 500 mm de diámetro.

Estación de impulsión SR: Compuesta por pozo de gruesos con cuchara bivalva de 100 l accionada por motor de 2,2 kW, y sustentada por un puente grúa. A la salida del pozo de gruesos se dispone de reja de muy gruesos de 80 mm de luz de paso, cuya limpieza es con la cuchara. El equipo de bombeo está compuesto por 2 bombas más 1 de reserva de tipo sumergible, de una potencia unitaria de 22 kW, capaz de elevar 405 m³/h a 11,5 m.c.a. En caso de corte de suministro eléctrico se dispone de un grupo electrógeno para el accionamiento del bombeo.

Impulsión SR: Tramo en impulsión que eleva los vertidos Alzira 1 y 2 mediante tubería forzada. Nace en la estación de impulsión SR, y con una longitud de 1.150 m cruza el Río Júcar mediante una hinca. La impulsión rompe carga en la margen derecha del río, y confluye en la misma arqueta de rotura con las impulsiones Q y U. El material constitutivo de la tubería es PEAD PN6-PN10 de 450 mm de diámetro.

Ramal U: Tramo por gravedad que conduce las aguas residuales del vertido nº 4 de Alzira hasta la impulsión U. Su longitud total es de 13 m. La tubería es de hormigón armado de 500 mm de diámetro.

Estación de impulsión U: Compuesta por pozo de gruesos con cuchara bivalva de 100 l accionada por motor de 2,2 kW, y sustentada por un puente grúa. A la salida del pozo de gruesos se dispone de reja de muy gruesos de 80 mm de luz de paso, cuya limpieza es con la cuchara. El equipo de bombeo está compuesto por 2 bombas más 1 de reserva de tipo sumergible, de una potencia unitaria de 4 kW, capaz de elevar 150 m³/h a 5,5 m.c.a. En caso de corte de suministro eléctrico se dispone de un grupo electrógeno para el accionamiento del bombeo.

Impulsión U: Tramo de conducción forzada de PEAD PN10-PN-6 que permite el cruce de las aguas del vertido anterior de la margen izquierda del Río Júcar a la derecha. El cruce del río se ejecuta mediante una hinca y su longitud total es de 306 m.

Ramal Q: Conduce por gravedad el vertido del punto Alzira 5 mediante un colector de 1.161 m de longitud, de hormigón armado de 800 mm de diámetro. Dispone de aliviadero de crecida en cabecera con vertido a cauce público.

Ramal Q2: Colector que parte del final de los ramales Q y O, unificados mediante una arqueta de reunión, y cuyo final conduce a la estación de impulsión Q. La longitud total de este tramo es de 28 m, y el material constitutivo de la tubería es hormigón armado de 1.000 mm de diámetro.

Ramal O: Tramo de colector que recoge el vertido de Alzira 3. transporta el caudal hasta una arqueta de reunión que además, es fin también del ramal Q e inicio del Q2. la longitud total de este tramo es de 49 m y el material constitutivo de la tubería es hormigón armado de 800 mm de diámetro.

Estación de impulsión Q: Compuesta por pozo de gruesos con cuchara bivalva de 100 l accionada por motor de 2,2 kW, y sustentada por un puente grúa. A la salida del pozo de gruesos se dispone de reja de muy gruesos de 80 mm de luz de paso, cuya limpieza es con la cuchara. El equipo de bombeo está compuesto por 3 bombas más 1 de reserva de tipo sumergible, de una potencia unitaria de 45 kW, capaz de elevar 1.043 m³/h a 11,5 m.c.a. En caso de corte de suministro eléctrico se dispone de un grupo electrógeno para el accionamiento del bombeo.

Impulsión Q: conducción forzada que parte del final de la estación de impulsión Q. Se trata de un tramo que eleva los vertidos Alzira 3 y 5. La longitud total de este tramo es de 431 m, y el material constitutivo de la tubería es PEAD de 700 mm de diámetro.

Ramal T: Recoge los vertidos que conducen los tramos anteriores (ramales S, R, U, Q y Q) y los transporta por gravedad hasta el inicio del ramal M, donde se produce la incorporación del vertido Alzira 6 mediante el ramal V. Dispone de aliviadero de crecida en cabecera con vertido a cauce público, y su longitud total es de 708 m. La tubería es de hormigón armado de 1.000 mm de diámetro.

Ramal V: Conducción por gravedad que recoge las aguas residuales del vertido nº 6 de Alzira. Su longitud total es de 441 m y está formada por tubería de hormigón armado de 800 mm de diámetro. Este ramal llega finalmente a la obra de reunión para su incorporación con el ramal T.

Ramal M: Transporta todo el caudal de aguas residuales procedentes de Alzira hasta la estación de impulsión M. Se trata de un tramo de 137 m de longitud total. La tubería es de hormigón armado de 1.200 de diámetro.

Estación de impulsión M: Compuesta por pozo de gruesos con cuchara bivalva de 100 l accionada por motor de 2,2 kW, y sustentada por un puente grúa. A la salida del pozo de gruesos se dispone de reja de muy gruesos de 80 mm de luz de paso, cuya limpieza es con la cuchara. El equipo de bombeo está compuesto por 3 bombas más 1 de reserva de tipo

sumergible, de una potencia unitaria de 90 kW, capaz de elevar 1.725 m³/h a 15 m.c.a. En caso de corte de suministro eléctrico se dispone de un grupo electrógeno para el accionamiento del bombeo.

♦ **Impulsión M:** Conducción forzada que parte desde la estación de impulsión M hasta la rotura de carga en comienzo del ramal N. Es un tramo de 2.107 m en tubería de PEAD PN-6 de 1.000 mm diámetro.

♦ **Ramal N:** Este ramal comienza en la arqueta de rotura de carga de la impulsión M y finaliza en la estación de impulsión N. Tiene una longitud total de 542 m y está compuesto por tubos de hormigón armado de diámetro 1.200 mm. En su trazado concurren dos sub-ramales (Na y Nb) de 15 y 101 m que recogen respectivamente los vertidos de Carcaixent 1 y 2, y Carcaixent 3. ambos son de tubería de hormigón armado de diámetro 500 mm. En cabecera tienen sendos aliviaderos.

♦ **Estación de impulsión N:** Compuesta por pozo de gruesos con cuchara bivalva de 100 l accionada por motor de 2,2 kW, y sustentada por un puente grúa. A la salida del pozo de gruesos se dispone de reja de muy gruesos de 80 mm de luz de paso, cuya limpieza es con la cuchara. El equipo de bombeo está compuesto por 3 bombas más 1 de reserva de tipo sumergible, de una potencia unitaria de 90 kW, capaz de elevar 1.850 m³/h a 12 m.c.a. En caso de corte de suministro eléctrico se dispone de un grupo electrógeno para el accionamiento del bombeo.

♦ **Impulsión N:** Conducción forzada que discurre paralela a la traza del Barranco Barcheta. Con una longitud de 1.130 m y realizado en PEAD PN-6 de 1.000 mm de diámetro, rompe carga en la margen izquierda del Barranco de La Casella. En dicho punto se une con el ramal P, dando comienzo el ramal F.

Ramal P: Colector de trazado sensiblemente ortogonal a la alineación principal, que recoge los vertidos procedentes del Polígono Industrial de Carcaixent y los transporta por gravedad hasta el origen del tramo F. Su longitud es de 136 m, la tubería es de hormigón armado de 500 mm de diámetro y dispone de aliviadero de crecida en cabecera con vertido al Barranco de Gallanes.

Ramal F: Tramo en gravedad que tiene su origen en la arqueta de rotura de carga de la impulsión N y descarga del P. Tiene una longitud total de 1.649 m y está formado por tubería de hormigón armado de 1.200 mm de diámetro. Este colector finaliza en la estación de impulsión F y en su recorrido se incorpora el vertido de Cogullada.

Estación de impulsión F: Compuesta por pozo de gruesos con cuchara bivalva de 100 l accionada por motor de 2,2 kW, y sustentada por un puente grúa. A la salida del pozo de gruesos se dispone de reja de muy gruesos de 80 mm de luz de paso, cuya limpieza es con la cuchara. El equipo de bombeo está compuesto por 3 bombas más 1 de reserva de tipo

4.3 Características técnicas de la planta de tratamiento.

La línea de tratamiento, consta de los siguientes elementos:

- Línea de Agua
 - Pozo de gruesos.
 - Elevación de agua bruta.
 - Desbaste de gruesos.
 - Desbaste de finos.
 - Desarenado - desengrasado.
 - Decantación primaria.
 - Tratamiento biológico por fangos activos, con zona anóxica y recirculación interna.
 - Decantación secundaria.
- Línea de Fangos
 - Espesador de gravedad de fangos primarios.
 - Espesadores mecánicos de fangos biológicos.
 - Digestión anaerobia.
 - Depósito tampón de fangos digeridos.
 - Deshidratación mecánica mediante centrifugas.
 - Trolva de almacenamiento de fangos deshidratados.
- Línea de gas
 - Almacenamiento del gas de digestión en gasómetro de membrana
 - Calderas de calefacción del agua.
 - Antorcha de quemado del gas en exceso.
- Servicios Auxiliares
 - Sistema de des-odorización de olores mediante vía húmeda para los edificios de pre-tratamiento y deshidratación, así como para el espesador por gravedad de fangos y el depósito tampón de fangos.
 - Grupo electrógeno de emergencia que proporciona suministro eléctrico a la elevación y pre-tratamiento del agua (con excepción de la des-odorización)

4.3.1 Línea de aguas

- **Obra de llegada.**

La Obra de llegada consiste en un aliviadero que permite el alivio de la totalidad del agua bruta que llegue a la Edar y que a la vez evitará la entrada de agua del Júcar en caso de que se originen crecidas del río.

A continuación, existe un pozo de gruesos dotado de una cuchara tipo bivalva para la retirada de residuos con una capacidad de 500 l y potencia 4 CV, y sustentada por un puente grúa de 19 m de luz y 2.000 Kg con motor de elevación de 2,5 CV y motor de traslación de 0,25 CV.

La línea de agua bruta continúa con la reja de pre desbaste en salida del pozo de gruesos con una luz de paso de 100 mm. Su limpieza se realiza con la cuchara bivalva del pozo de gruesos.

- **Bombeo de elevación.**

Anexo al pozo de gruesos y a una cota por debajo del nivel del suelo de 8m, hay instaladas cinco bombas sumergibles (4+1), de 1.665 m³/h de caudal unitario a 11,9 m.c.a. de 75 kW de potencia unitaria. Cada bomba cuenta con su propia tubería de impulsión. Un variador de frecuencia asociable a cualquiera de las bombas, y gobernado su funcionamiento por el PLC de planta, en función del nivel en el pozo.

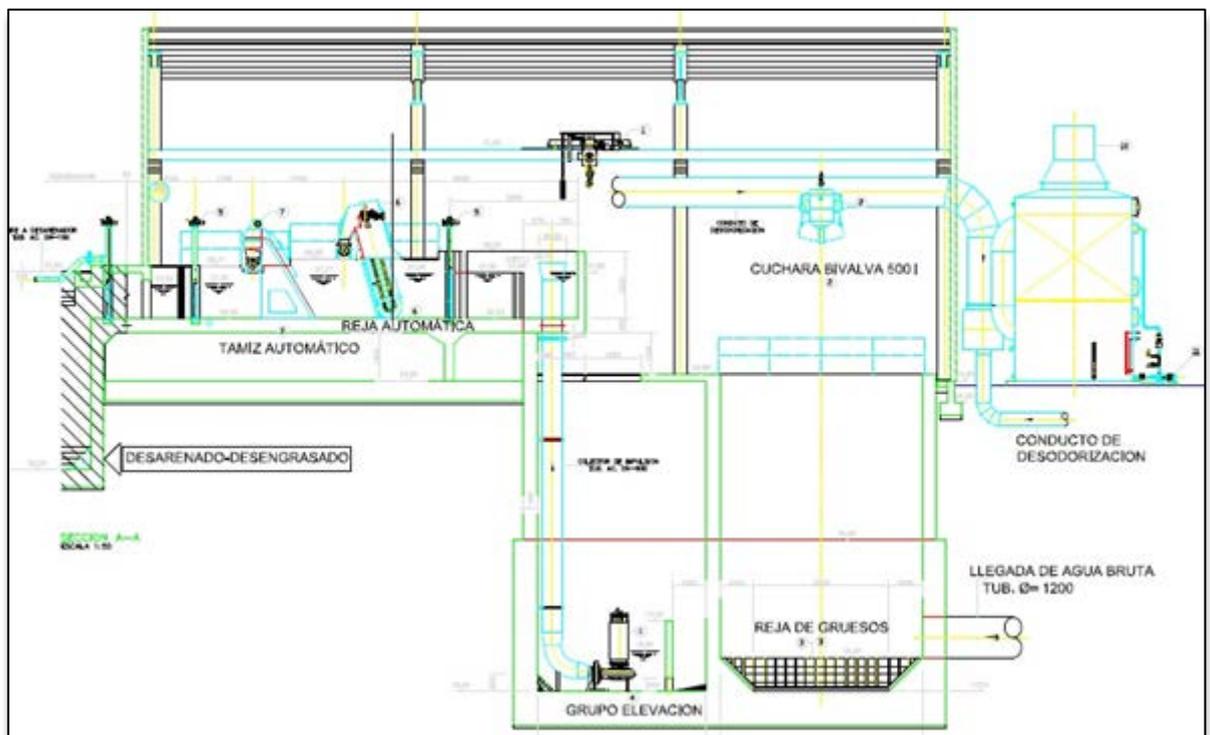


Figura 9: Esquema de la obra de llegada a la planta

El desbaste y tamizado: En esta etapa se eliminan los materiales de mayor tamaño que podrían interferir en el proceso o dañar las instalaciones, como colillas, plásticos, madera etc.

- **Desbaste**

A continuación del pozo de gruesos, existen tres compuertas motorizadas de aislamiento desde la entrada de los canales de desbaste, que son accionadas mediante motores de 1,5 kW.

Le siguen tres rejillas de gruesos con unas dimensiones de 1 m de ancho con paso de luz de 50 mm, accionadas por motores de 0,75 kW.

El proceso termina con un tornillo compactador de residuos de 7.500 mm de longitud con una capacidad de 0,5 a 1,0 m³/h, accionado por un motor de 0,75 kW.

- **Tamizado**

Por cada uno de los canales anteriormente mencionados, existen tres tamices de finos de 1 m de ancho con paso de luz de 3 mm, accionadas por motores de 0,75 kW.

Tornillo compactador de residuos de 7.500 mm de longitud con una capacidad de 0,5 a 1,0 m³/h, accionado por un motor de 1,1 kW.

Al final de cada canal, hay instaladas tres compuertas motorizadas de aislamiento de la salida de los canales de desbaste accionadas mediante motores de 1,5 kW.

- **Desarenado-desengrasado aireado.**

El proceso se inicia a través de dos compuertas motorizadas de aislamiento de los canales desordenadores. El desarenador, está compuesto por dos canales rectangulares dispuestos en paralelo. Con una longitud de 22 m. Disponen de una zona para desengrasado de 1 m de anchura y otra de desarenado de 4 m de anchura. (figura N°)

La separación de grasas, se realiza mediante dos puentes móviles con rasquetas accionados por moto-reductores. Para extraer las arenas, el sistema está dotado de un sistema formado por dos bombas Centrífugas de 34 m³/h que bombean a una altura de 1,7 m.c.a.

Existe un clasificador-lavador de arenas de tipo tornillo sinfín de 4.400 mm, con capacidad para 70 m³/h.

Anexo al desarenador, hay instalado un concentrador de grasas y flotantes en cuba metálica de dimensiones 4,1 x 1,0 m con una capacidad de 10 m³/h. Los mecanismos de extracción de grasas son mediante una cadena y una rasqueta, accionado por motor reductor de 0,55 kW.

El aporte de aire se efectúa mediante cuatro bombas soplantes (3+1) de émbolos rotativos Proporcionan un caudal de aire de 880 Nm³/h a 5 m.c.a. Este sistema, alimenta a

Difusores de burbuja gruesa por el canal desarenador.

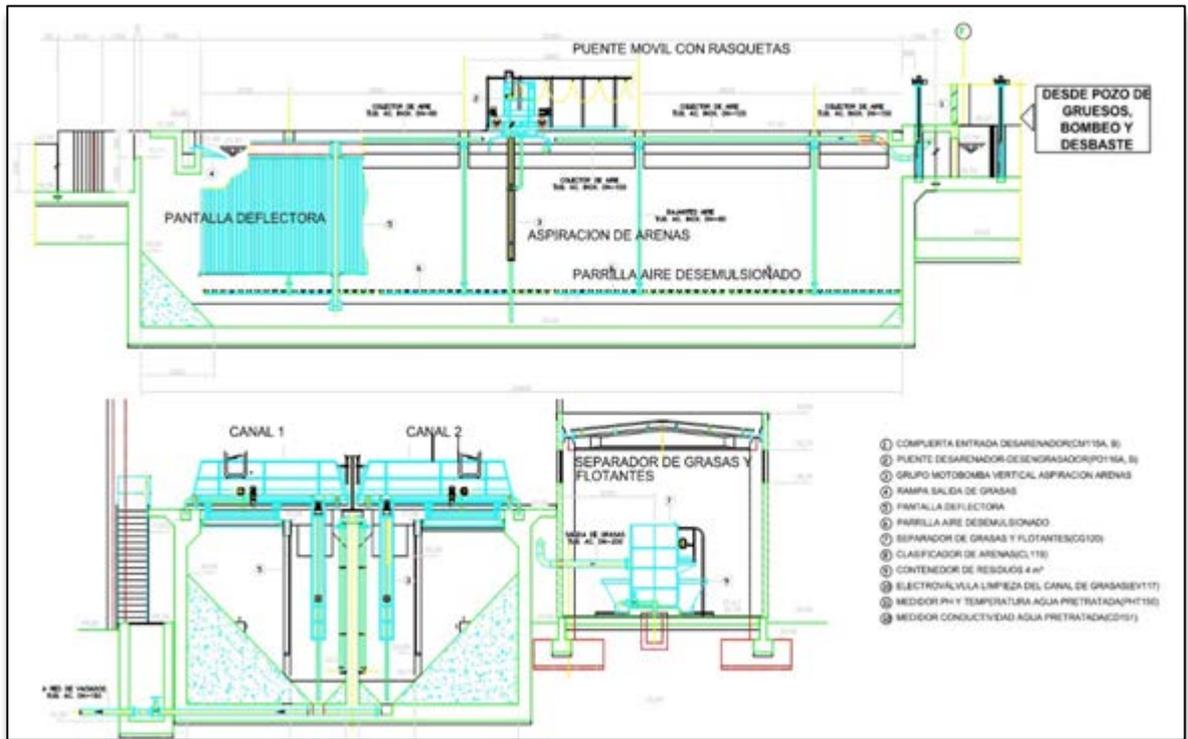


Figura 10: Sistema de desarenado-desengrasado

▪ Decantación primaria

En esta etapa se elimina gran parte de los sólidos en suspensión del agua residual de entrada. Este tipo de decantación, trata el agua residual bruta por simple proceso físico. Su función principal es la de separar sólidos sedimentables y reducir la carga de materia orgánica.

La etapa de decantación primaria de la Edar de Alzira-Carcaixent está compuesta por dos decantadores que presentan forma cónica, donde la agitación es nula, permitiendo de este modo la decantación de los sólidos. Allí las partículas floculantes sedimentan poco a poco y se depositan en el fondo de los decantadores.

El agua llega a través de dos compuertas motorizadas de paso a la decantación primaria, repartiendo el agua desde el centro del decantador a través de una tubería de fundición DN 700.

Los dos decantadores primarios tienen un 26 m de diámetro y una profundidad útil de 3 m y una altura cónica de 1 m. La superficie de decantación unitaria es de 531 m.

Cada decantador dispone de un canal de recogida de agua, que tiene un ancho de 0,5 m y con una longitud de vertedero de 78.54 m. Ambos están dotados de un puente móvil con rasquetas de arrastre de fango y de flotantes.

La salida de agua del efluente es de DN-700 y la purga de fangos de DN-150

Cada uno de los decantadores, dispone de una conducción DN-100 para la evacuación de flotantes. Esta se realiza mediante válvulas neumáticas, conduciendo la purga a la arqueta de flotantes desde donde se bombean al concentrador de grasas mediante dos bombas sumergibles (1+1) de 10 m³/h a 6 m.c.a

Finalmente existe un agitador sumergido en arqueta de flotantes de 200 mm de diámetro de hélice y 1,3 kW de potencia.

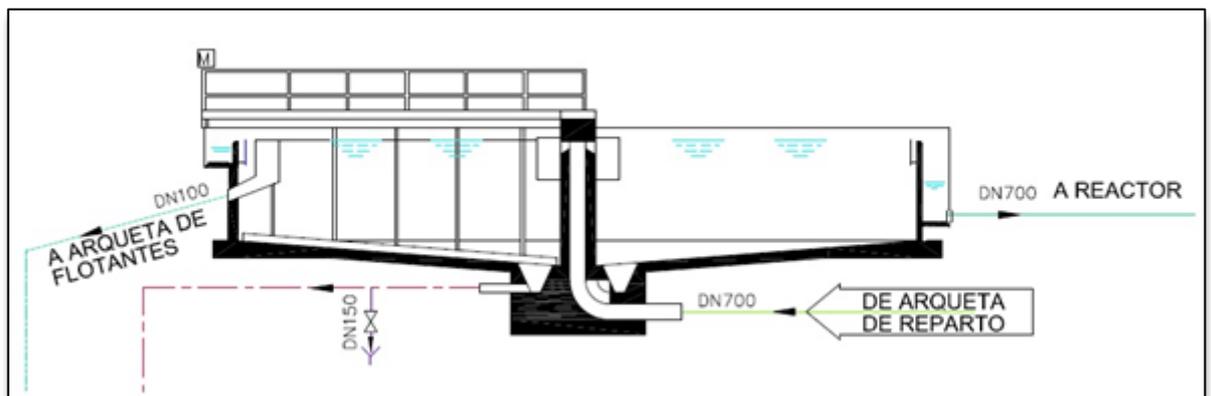


Figura 11: Esquema del sistema de decantación actual

▪ **Reactor Biológico**

Este proceso está constituido por un reactor de forma rectangular, donde la carga de entrada y el aporte de oxígeno de manera continuada crean las condiciones apropiadas de forma tal, que se produce el crecimiento de diversas poblaciones de microorganismos, principalmente bacterias, que se encargan de degradar la materia orgánica soluble biodegradable. Una parte de esta materia orgánica soluble se asimila para la formación de la estructura de las propias bacterias, y otra parte se asimila para la supervivencia de estas bacterias en su función de respiración, así como en la formación de nuevas células.

La cantidad de lodo activo aumenta a medida que se van depurando las aguas, con lo que una parte del mismo (lodo rico en bacterias vivas responsables de la eliminación de la carga biodegradable) sirve de nuevo para depurar y el restante es retirado fácilmente del proceso mediante purga.

La entrada del agua al reactor se realiza a través de tres compuertas motorizadas de paso a reactores biológicos y dos compuertas que dan acceso al reactor directamente desde la fase de desbaste sin pasar por la decantación primaria. En la actualidad existen tres reactores biológicos rectangulares dispuestos en paralelo y compuestos cada uno por una zona anóxica de 990 m³ y una zona aerobia de 2.227,5 m³ de volumen. La zona aerobia está dividida en tres compartimentos separados. El volumen total del tratamiento biológico de 9.653 m³.

El aporte de aire se realiza mediante tres turbocompresores (2+1) que proporcionan un caudal unitario de 5.000 Nm³/h a 5,3 m.c.a provisto de cabina de insonorización.

El Sistema de difusión de aire compuesto por difusores de burbuja fina de 9". Cada reactor dispone de 682, 434 y 288 Uds. de difusores distribuidos en los tres compartimentos de la zona aerobia, lo que supone un total de 1.404 difusores por reactor y 4.212 en todo el tratamiento biológico.

La agitación de cada una de las zonas anóxicas se realiza a través de dos agitadores sumergidos (seis en total) de 368 mm de diámetro de hélice. Existe un puente grúa de 5,6 m de luz y 2.500 Kg con motor de elevación y motor de traslación situado en el edificio de turbocompresores para la manutención de estos equipos.

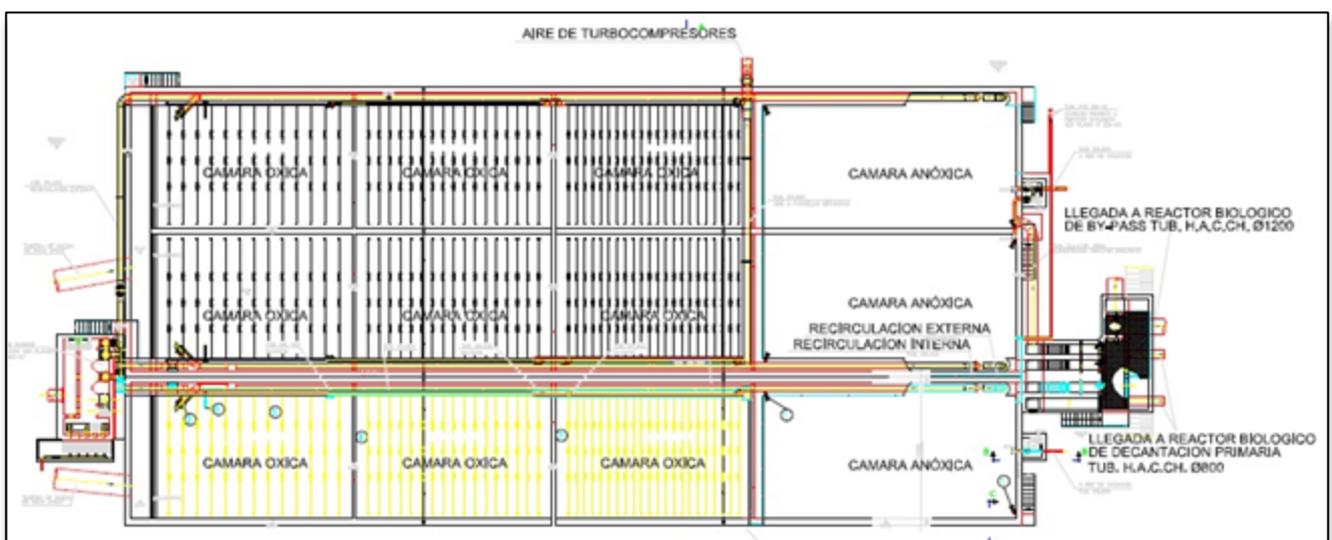


Figura 12: Esquema del reactor biológico.

▪ Decantadores secundarios.

Las aguas procedentes del reactor biológico, junto con los microorganismos pasan, a través de una tubería DN 1600 a una arqueta de reparto. Desde esta arqueta, el agua es conducida a los dos decantadores secundarios mediante tuberías DN-800. Las dimensiones y características de cada uno de los decantadores son de 35 m de diámetro, con fondo plano y 4 m de calado, dotados cada uno de ellos de un puente radial y sistema de succión para extracción de los fangos del fondo. El arrastre de los puentes de los decantadores se realiza con moto-reductores. Para el cebado de los sifones del sistema de succión se dispone de dos motobombas de vacío de 20 m³/h.

En estos tanques se produce la sedimentación del lodo activo y el agua clarificada se separa por decantación. Parte de la materia en suspensión retenida en el decantador se recircula al reactor biológico para mantener una concentración elevada de

microorganismos y unas condiciones constantes del proceso biológico. El resto se incorpora a la línea de tratamiento de fangos.

El agua clarificada que sale de los decantadores, es conducida a una arqueta de medida de caudal de agua tratada, y desde ahí es conducida a la cámara de cloración a través de una tubería DN-1200

La evacuación de flotantes se realiza mediante válvulas neumáticas, conduciendo la purga a la arqueta de flotantes a través de dos tuberías DN-100 procedentes de cada decantador. La arqueta de flotantes, dispone de un agitador sumergido de 200 mm de diámetro de hélice desde donde se bombean a un concentrador de grasas mediante dos bombas sumergibles (1+1) de 10 m³/h a 6 m.c.a.

4.3.2 Línea de fangos

- **Recirculación y bombeo de fangos primarios y en exceso**

Recirculación de los fangos recogidos en los decantadores secundarios se realiza mediante tres bombas sumergibles (2+1) de 830 m³/h a 3,5 m.c.a. Se dispone de dos variadores de frecuencia para la regulación del caudal de las bombas.

La recirculación interna de los fangos, se produce desde el último compartimento óxico del reactor a la cámara anóxica mediante (cuatro bombas sumergibles) de 833 m³/h a 0,8 m.c.a. Se dispone de variadores de frecuencia para la regulación del caudal de las bombas.

La evacuación de fangos primarios se realiza mediante válvulas neumáticas PIC, conduciendo la purga a la arqueta de primarios desde donde se bombean al espesador de gravedad mediante tres bombas sumergibles de 20 m³/h a 7 m.c.a.

La evacuación de fangos en exceso se realiza mediante válvulas neumáticas PIC, conduciendo la purga a la arqueta de excesos desde donde se bombean a los espesadores rotativos o espesador de gravedad mediante tres bombas sumergibles (2+1) de 24 m³/h a 8 m.c.a. de 3 kW de potencia unitaria.

- **Espesamiento de fangos**

Los fangos procedentes de la decantación primaria, son conducidos a un espesador por gravedad. El espesador tiene forma circular y un diámetro de 13 m, la profundidad útil es de 3,50 m. Dispone de rasquetas de fondo accionadas por motorreductores cuya velocidad de rotación de 0,11 r.p.m.

Paralelamente a este proceso, los fangos biológicos son conducidos a un sistema de espesado de fangos s formado por dos espesadores rotativos de tambores (1+1) con una

capacidad de 48 m³/h. Este sistema, dispone de un equipo automático de preparación de polielectrolito líquido de 500 l donde se produce la dosificación a los dos espesadores rotativos mediante dos bombas volumétricas de caudal variable.

El Bombeo de fangos primarios espesados se conduce a una cámara de mezcla mediante dos bombas volumétricas (1+1) de 8 m³/h a 11 m.c.a.

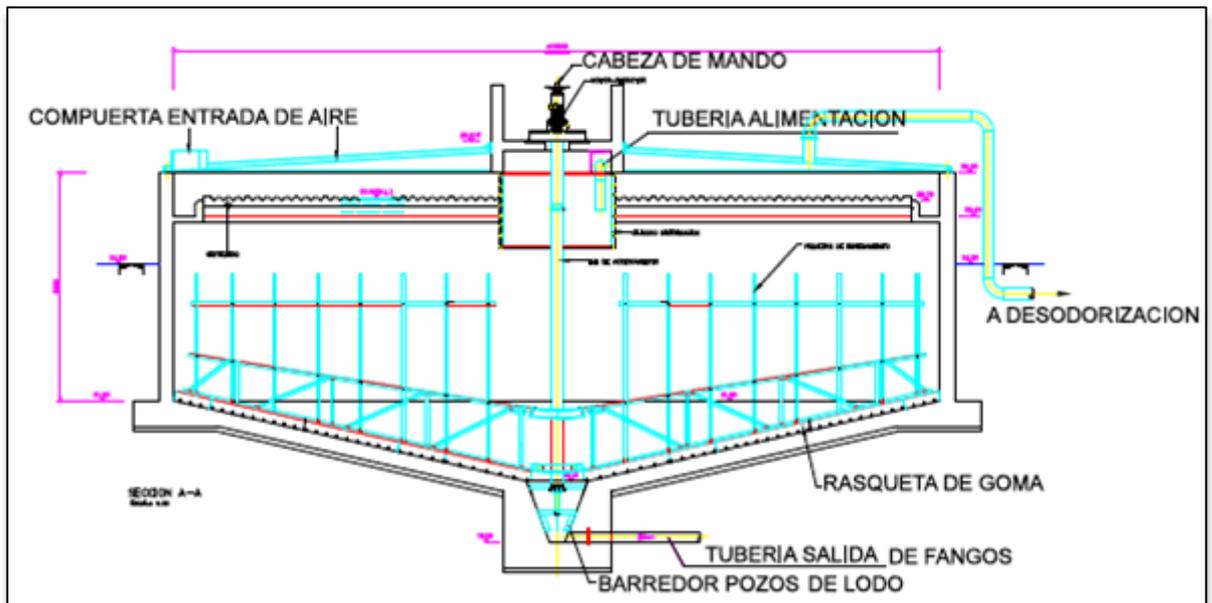


Figura 13: Esquema del decantador secundario

▪ Digestión de fangos

Los fangos primarios y biológicos, una vez espesados, son mezclados en una cámara de 50 m³, equipada con un agitador sumergible de 368 mm de diámetro de hélice, para homogeneización del fango mezcla.

Posteriormente, el fango mezclado se bombea al digestor a través de dos tuberías DN-100 o directamente a través de un by-pass a un depósito tampón mediante tres bombas volumétricas (2+1) de 9 m³/h a 15 m.c.a

El proceso de digestión anaerobia del fango se realiza a través de dos digestores de 16 m de diámetro y 10,5 m de altura con un volumen unitario de 2.111 m³.

Cada digestor está dotado de un eje vertical tipo SCABA para cada digestor con el fin de garantizar una buena mezcla del fango en la digestión.

Los agitadores son de dos álabes, el superior de 1.500 mm de diámetro y el inferior de 2.000 mm, accionado con un motor y un reductor que proporciona una velocidad de rotación de 35 r.p.m. El sistema está dotado de un bombeo de siembra y vaciado de digestores formado por dos bombas volumétricas de 50 m³/h a 15 m.c.a.

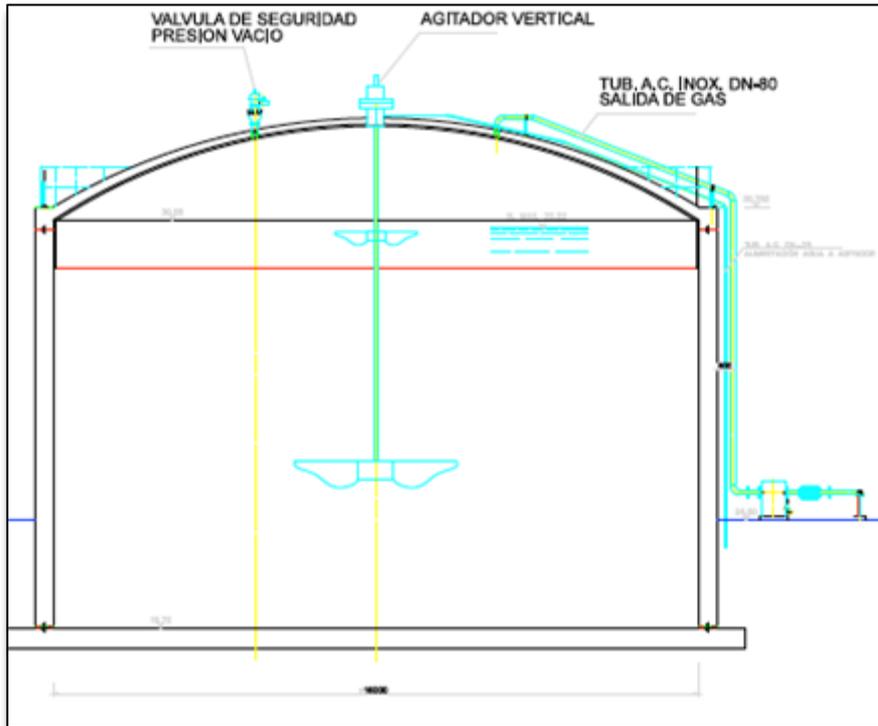


Figura 14:Equema del digestor anaerobio

- **Calefacción de fangos**

Para favorecer el crecimiento de las bacterias termófilas y mesófilas, encargadas de la digestión del fango, existe una cámara de calefacción de fangos construida anexa a los digestores. Esta cámara está formada por:

- Dos calderas piro-tubulares de calefacción de agua con capacidad calorífica unitaria de 350.000 kcal/h, con quemador mixto para gas metano-gasóleo.
- Tres ventiladores centrífugos (2+1) de gas a calderas de 78 m³/h a 300 m.c.a.
- 1 Depósito de almacenamiento de gasóleo de 20.000 l de capacidad.
- Grupo de presión compuesto por tres bombas (2+1) de 70 l/h a 5 m.c.a. para alimentación de gasoil a las calderas.
- Dos intercambiadores de calor tipo espiral de capacidad calorífica 140.000 Kcal/h.
- Bombeo de fangos a calentar compuesto por tres bombas centrífugas horizontales (2+1) de 28 m³/h a 7 m.c.a..
- Bombeo de agua caliente compuesto por tres bombas centrífugas horizontales (2+1) de 28 m³/h a 5 m.c.a. de 1,1 kW de potencia unitaria.
- Bombeo de recirculación de agua caliente a caldera compuesto por dos bombas centrífugas de 8 m³/h a 2,5 m.c.a. de 0,37 kW de potencia unitaria.

- Equipo de des-calcificación del agua potable de 2,2 m³/h para el ablandamiento del agua de aportación a las calderas

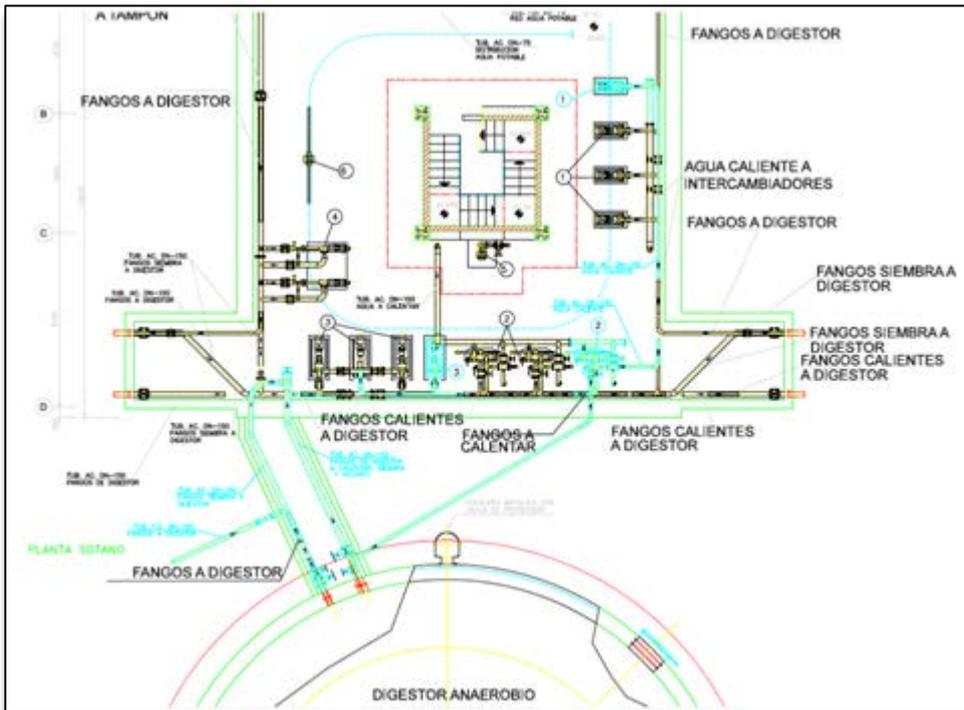


Figura 15: Esquema del sistema calefactor y de fangos

▪ Deshidratación de fangos

A la salida de los digestores anaerobios, existe un depósito tampón de fangos digeridos de 15,5 m de diámetro y 4 m de altura cilíndrica útil y un volumen de 849 m³. El depósito está dotado de rasquetas de fondo accionadas por motorreductor y velocidad de rotación de 0,11 r.p.m.

El bombeo de fangos digeridos es conducido a deshidratación y está compuesto por tres bombas volumétricas (2+1) de caudal variable de 5 a 15 m³/h a 11 m.c.a. mediante motovariadores mecánicos.

La deshidratación de fangos se realiza mediante dos centrífugas de 12 m³/h alimentadas a una concentración del 4%, accionadas por motores de 30 kW.

Existe un equipo automático de preparación de polielectrolito de 1.700 l que cuenta con volumen total de 1.700 l en tres compartimentos, con un agitador en cada uno de ellos. Además dispone de dosificador volumétrico accionado por motor de 0,18 kW y una tolva de 270 l para producto sólido.

La dosificación de polielectrolito a centrífugas se realiza mediante tres bombas volumétricas de caudal variable de 60 a 600 l/h a 15 m.c.a. accionadas por motovariadores mecánicos.

Existe un Tornillo transportador de fangos deshidratados hacia las tolvas de almacenamiento de fangos de 6.000 mm de longitud con una capacidad de 4 m³/h, Un puente grúa de 10 m de luz y 2.500 Kg está situado en el edificio de deshidratación para la manutención de estos equipos.

- **Almacenamiento de fango**

El fango deshidratado se bombea a una tolva de almacenamiento de fangos mediante dos bombas volumétricas (1+1) de caudal variable de 2 a 4 m³/h a 16 bar mediante moto variadores mecánicos.

El fango deshidratado se almacena una tolva con fondo troncopiramidal de 60 m³, con compuerta de descarga

- **Almacenamiento y utilización de gas**

El almacenamiento del gas de digestión se realiza en un gasómetro de doble membrana de 1.350 m³ de volumen.

Se dispone de una soplante que introduce aire entre la membrana interior y exterior del gasómetro, con la finalidad de mantener constante la forma de la membrana exterior.

Finalmente, existe una antorcha de quemado del gas sobrante, con capacidad para quemar 475 Nm³/h.

4.4 Datos del influente actual

La Edar Alzira-Carcaixent, está en funcionamiento desde 2007. Sin embargo los datos de los que se disponen para el desarrollo y justificación de este trabajo son desde 2010 hasta 2012 ambos inclusive.

A continuación, se representan los valores de caudal bruto medidos para el año 2012. El valor medio de este año será el que se tomará como referencia de cálculo para diseñar la ampliación de la planta de tratamiento. A pesar de que se observa un descenso progresivo a mitad de año que termina en valores próximos a los 40.000 m³/día, se ha tomado como referencia de cálculo, para estar del lado de la seguridad el valor medio obtenido para el año 2012 que es de 50.000 m³/día



Figura 16 Evolucion de caudal bruto entrante Año 2012. Fuente Datos propios EDAR Alzira-Carcaixent.

Respecto a los datos analíticos en la planta de tratamiento, se dispone de datos diarios de [SST], [DQO], [DBO5], [Nt] y [Pt]. Los datos representativos de la [DBO5] se analizaron un una periodicidad de dos días por semana. Lo mismo ocurre con la concentración de [Nt] y [Pt]. Los datos diarios durante tres años para cada parámetro se encuentran en el anexo 1

A continuación se detallan los valores medios obtenidos en tres años. A partir de estos datos se determinará la caracterización del agua que permita evaluar las mejoras de ampliación necesarias en la planta para cumplir con los objetivos marcados.

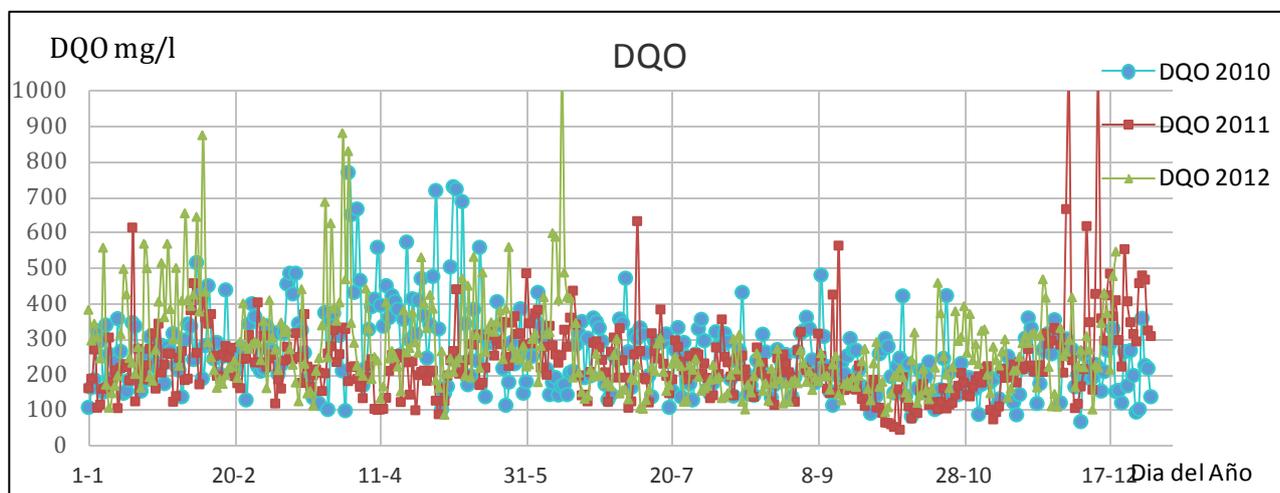


Figura 17:Valores de DQO en tres años 2010,2011,2012

DQO

Promedio 2010	261,37 mg/l
Promedio 2011	235,58 mg/l
Promedio 2012	269,18 mg/l
VALOR MEDIO	255,37 mg/l

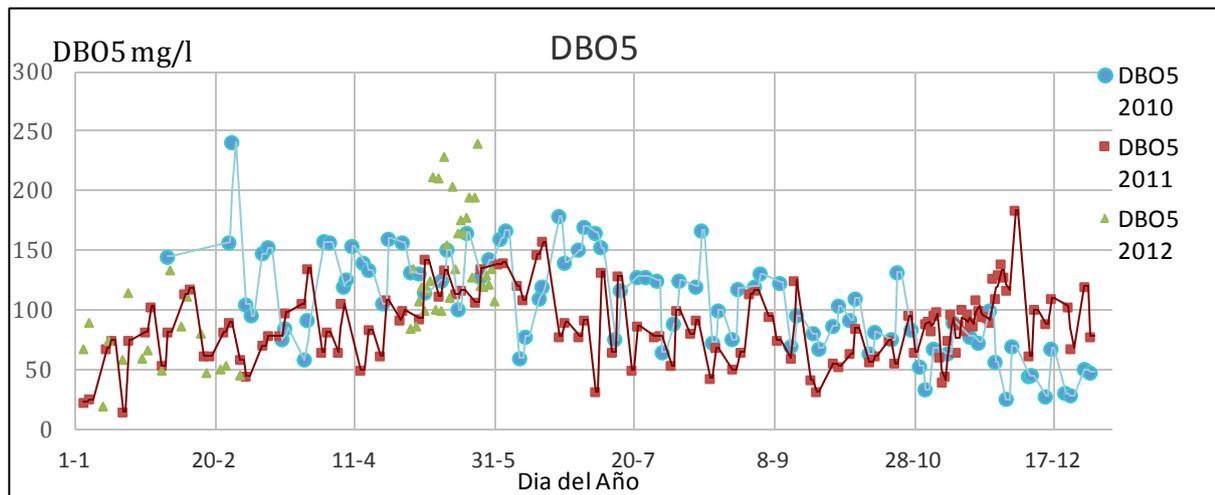


Figura 18 Valores de DBO5 en tres años 2010,2011,2012

DBO5	
Promedio 2010	106,58 mg/l
Promedio 2011	87,90 mg/l
Promedio 2012	119,38 mg/l
VALOR MEDIO	104,62 mg/l

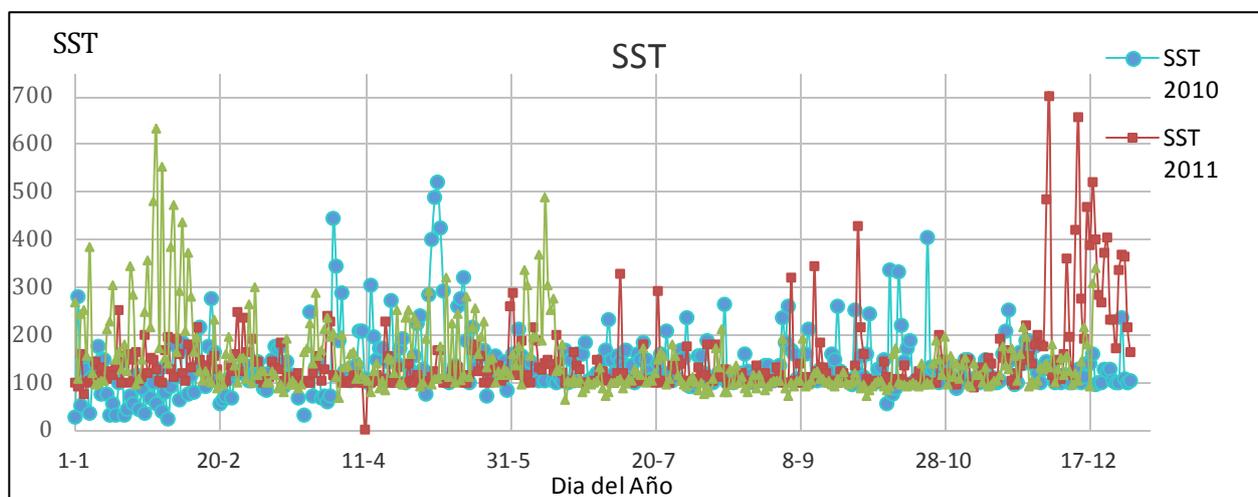


Figura 19: Valores de SST en tres años 2010,2011,2012

SST	
Promedio 2010	138,38 mg/l
Promedio 2011	143,40 mg/l
Promedio 2012	147,11 mg/l
Valor MEDIO	142,96 mg/l

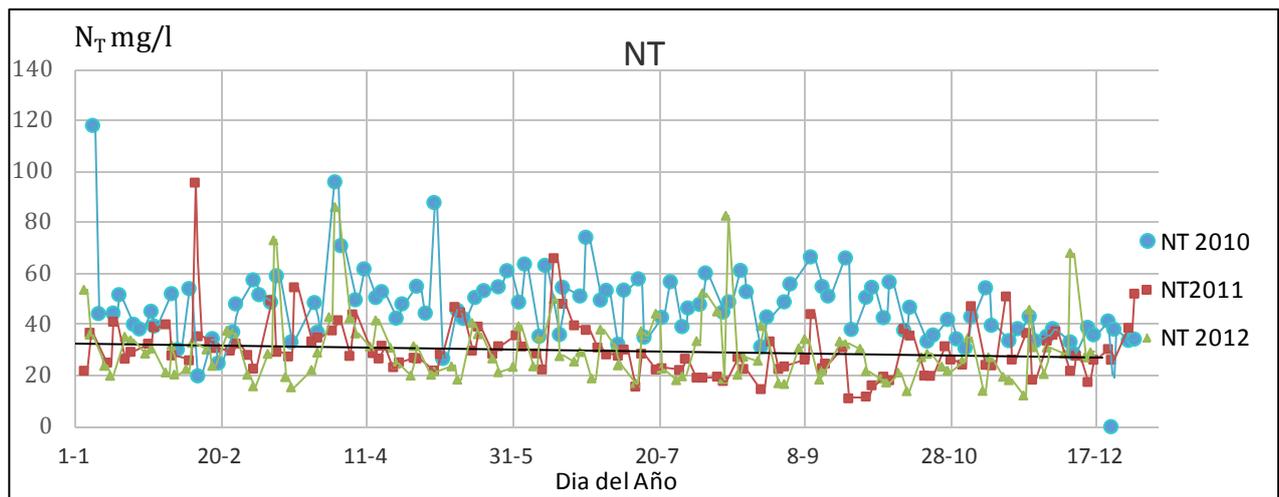


Figura 20: Valores de N_T en tres años 2010,2011,2012

N_T	
Promedio2010	47,34 mg/l
Promedio2011	30,64 mg/l
Promedio2012	29,88 mg/l
Valor MEDIO	35,95 mg/l

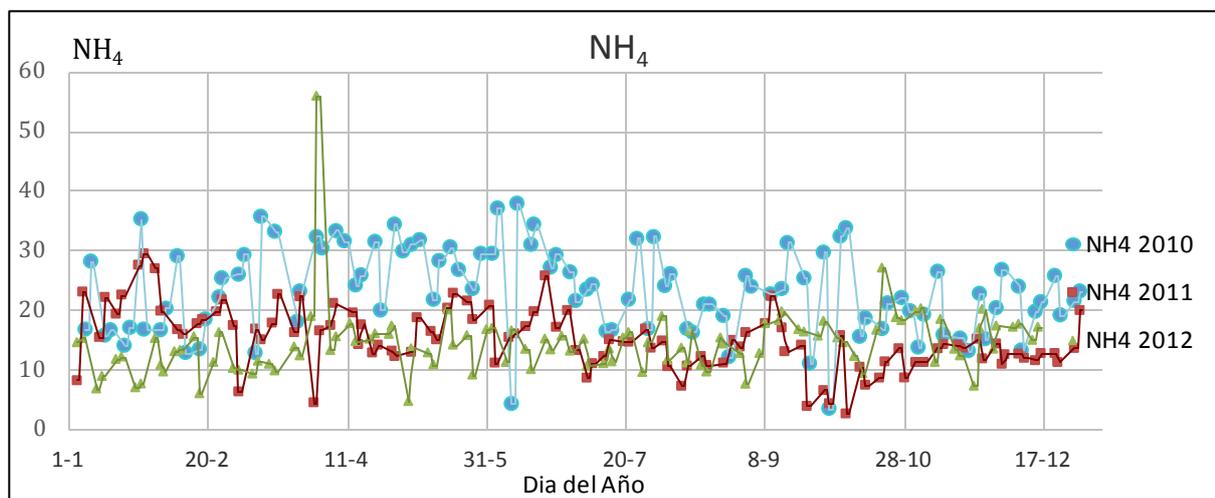


Figura 21; Valores de NH_4 en tres años 2010,2011,2012

NH_4	
Promedio 2010	23.23 mg/l
Promedio 2011	15.17 mg/l
Promedio 2012	14.40 mg/l
Valor MEDIO	17,60 mg/l

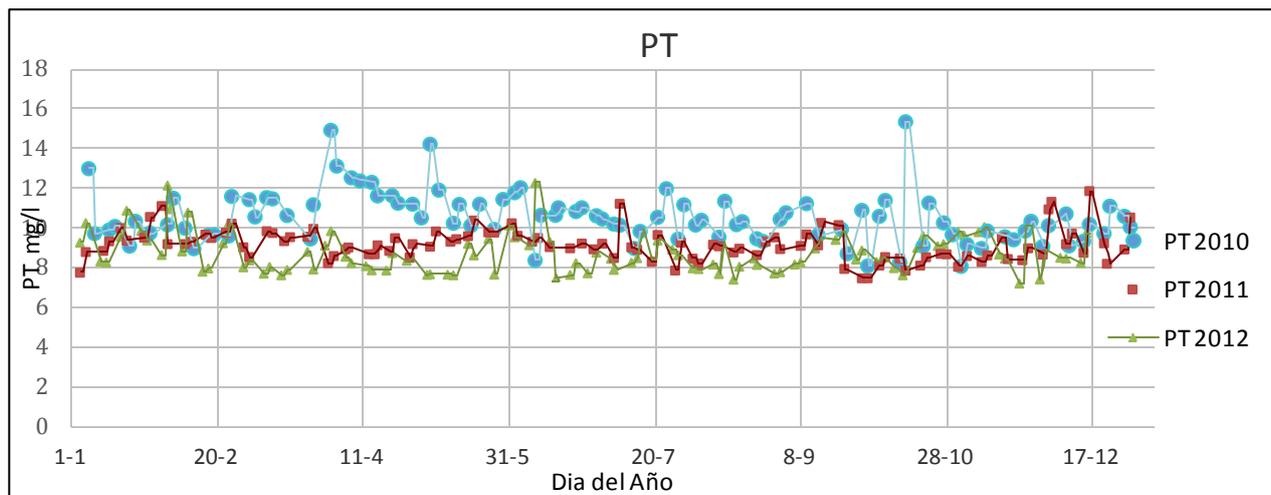


Figura 22: Valores de P_T en tres años 2010,2011,2012

re

P_T	
Promedio 2010	10,53 mg/l
Promedio 2011	9,18 mg/l
Promedio 2012	8,76 mg/l
Valor MEDIO	9,49 mg/l

4.5 Datos del efluente actual

Los datos del efluente se corresponden con las analíticas extraídas durante el año 2012

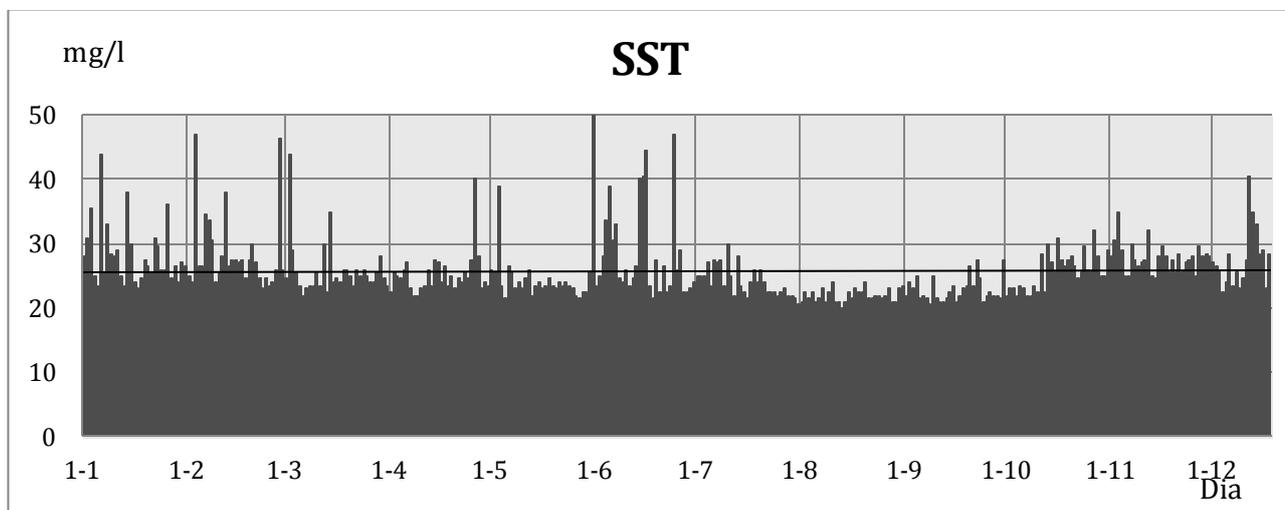


Figura 23:Valores de SST año 2012

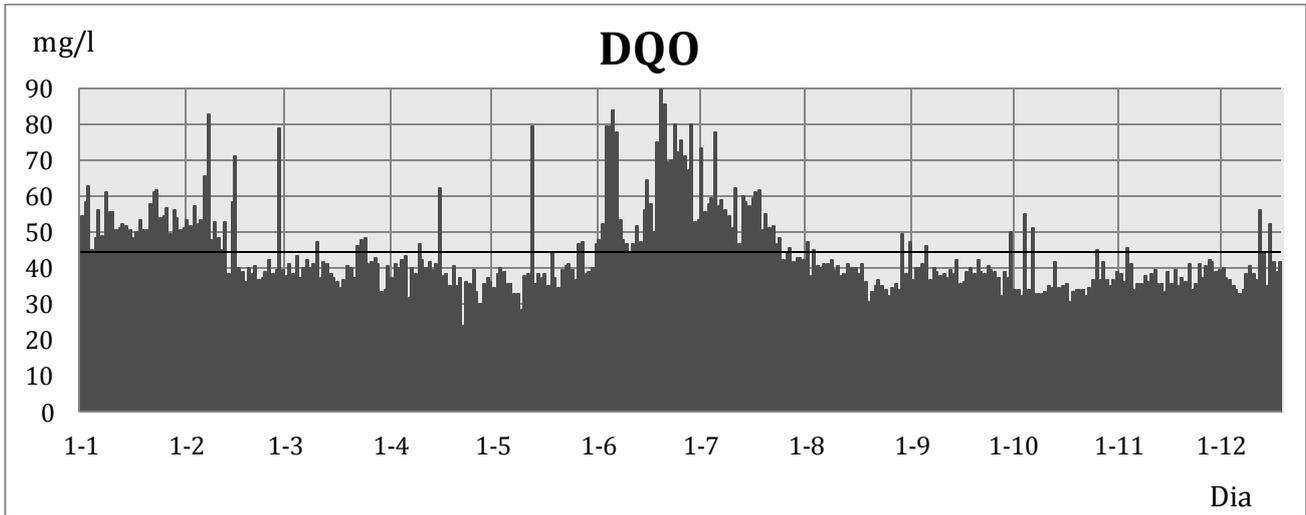


Figura 24 Valores de DQO año 2012

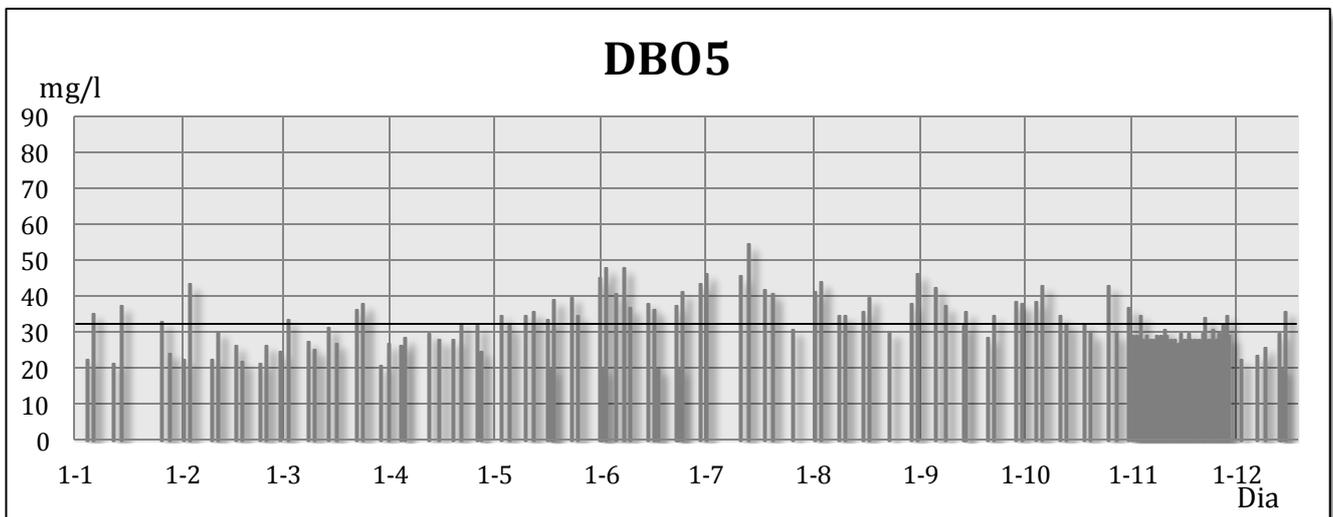


Figura: Valores de DBO5 año 2012

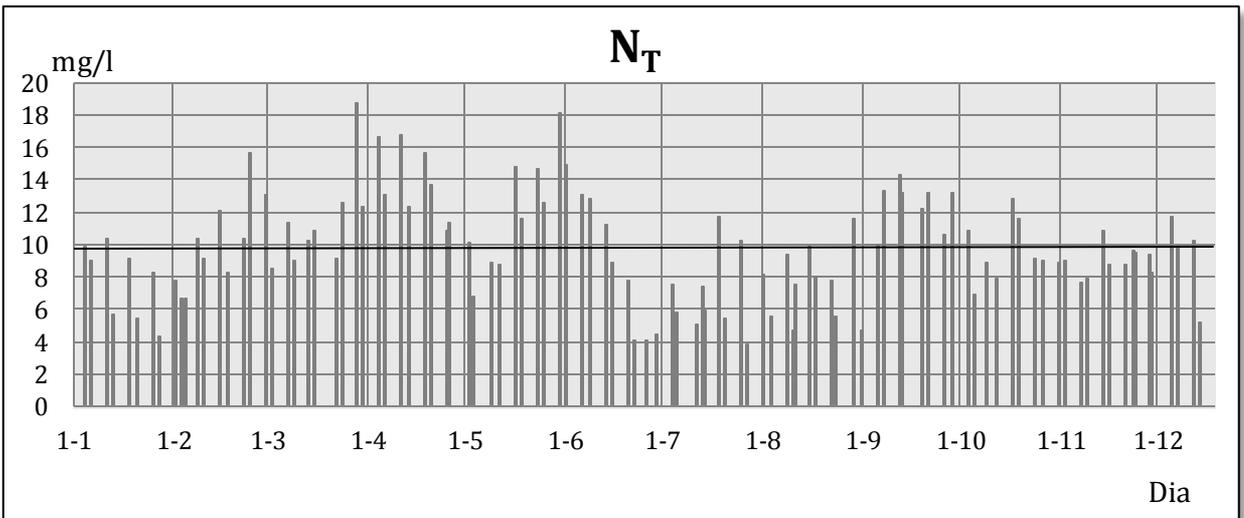


Figura 25: Valores de Nt año 2012

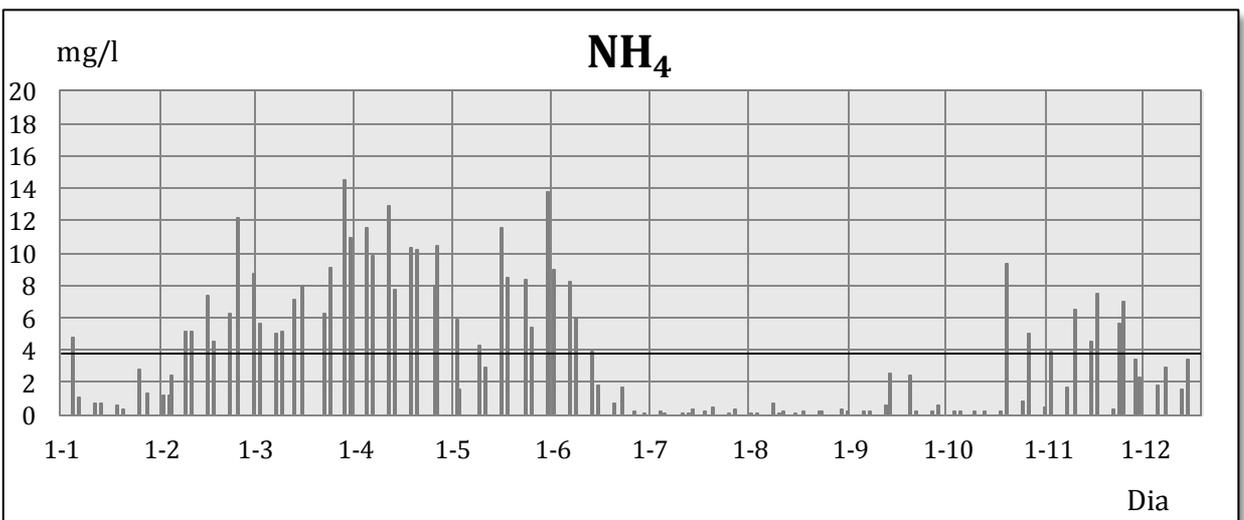


Figura 26: Valores de NH₄ año 2012

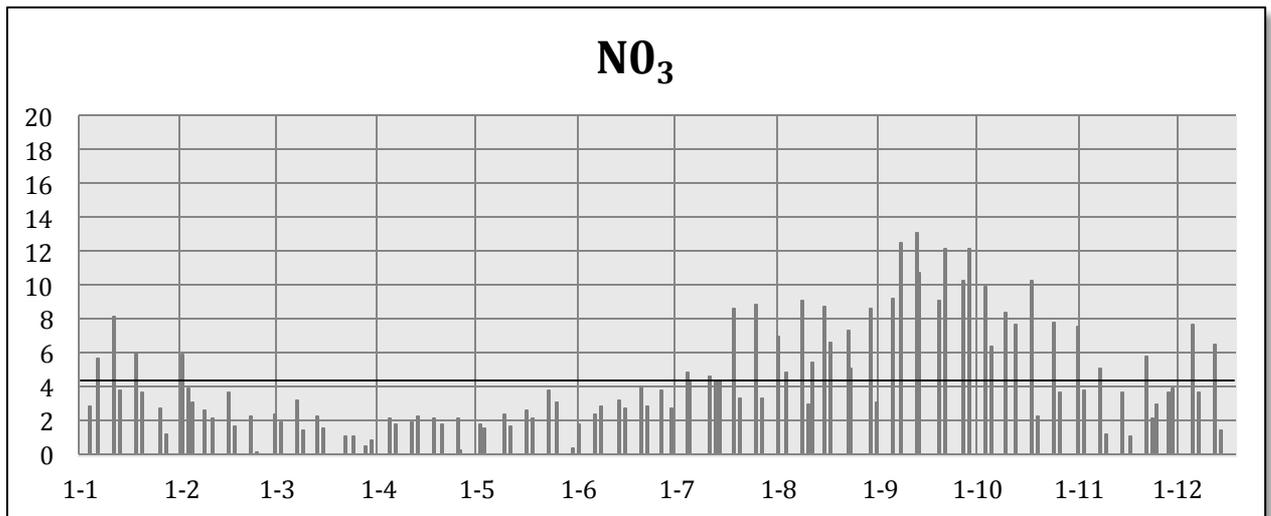


Figura 27: Valores de NO₃ año 2012

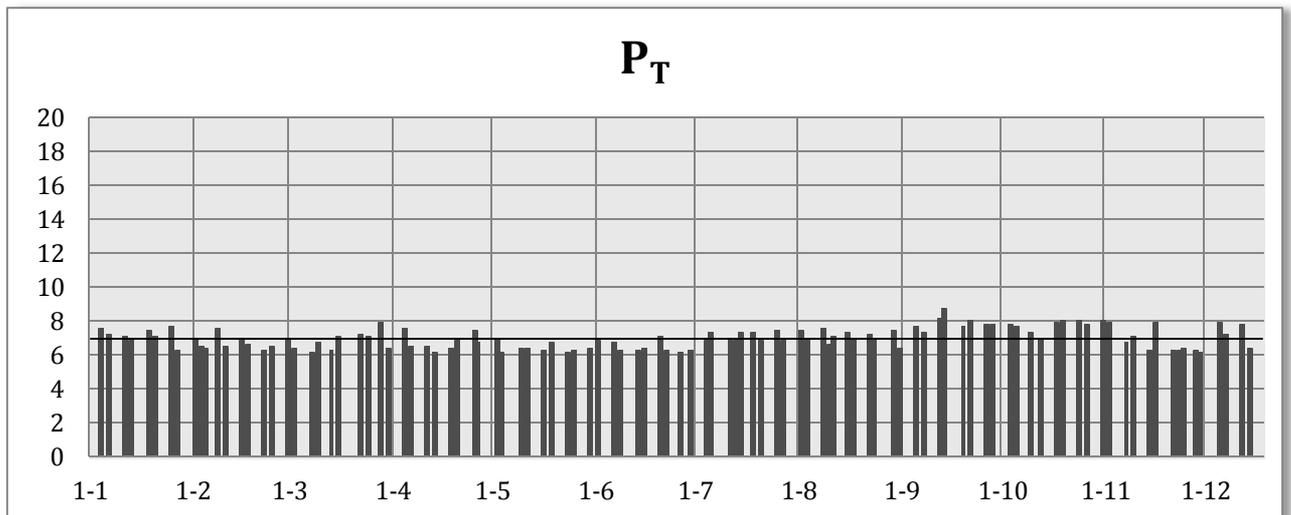


Figura 28: Valores de P_T año 2012

4.6 Valoración de la situación actual

A la vista de los resultados anteriores, se observa que la concentración de [SST] está casi siempre muy cerca de su límite de acuerdo con la legislación, fijada en 35 mg/l, estando por encima de dicho límite en numerosas ocasiones. Los valores de [DQO] son normales y permanecen dentro de los objetivos fijados. No obstante la [DBO5] presenta valores más altos que los límites fijados por la normativa en determinadas ocasiones.

Esta situación da a entender que debido a que la depuradora está operando con caudales habituales muy superiores a los de proyecto, en determinadas circunstancias los elementos hidráulicos como Decantadores primarios, reactor biológico y decantador secundario no son capaces de gestionar toda el agua correctamente.

Respecto a las concentraciones de [N] y [P] cabe desatacar que hasta el momento no se ha requerido la eliminación de estos nutrientes debido a que no se ha considerado como sensible la zona que corresponde con la desembocadura del río Júcar. Los valores que se observan de $[N_T]$ son tienen un valor promedio de 10 mg/l. Además, tal y como se observa en las graficas en numerosas ocasiones existen picos de concentración alcanzándose valores de hasta 18 mg/l. Respecto a los valores de [P] la concentración media se sitúa en torno a 7 [mg/]

Tal y como se observa en las graficas correspondientes al efluente actual, se produce nitrificación del amonio, en los meses de verano. El $[NH_4]$ disminuye a medida que aumenta el $[NO_3]$. Esto es debido a que existen factores ambientales que influyen en el proceso. En este caso la temperatura juega un papel fundamental. Finalmente, debido al exceso de caudal respecto del caudal de diseño que recibe la planta, es previsible que el TRC con el que se opera la planta para evitar problemas en los decantadores secundarios solo permite la nitrificación en verano.

5.- PLANTEAMIENTO DE ALTERNATIVAS

Una vez representada la problemática existente en la depuradora, producida principalmente por dos motivos fundamentales: el aumento progresivo del agua bruta a tratar y el riesgo de verter concentraciones de N y P superiores a las admisibles de acuerdo a la normativa vigente, a continuación se analizan diferentes alternativas que posteriormente serán evaluadas con el fin de obtener una solución factible que permita explotar la planta de tratamiento de una forma optimizada.

En la fase de pre-tratamiento, tal y como se observa en las dimensiones y planos presentados, no se requiere de ninguna ampliación debido a que tanto las rejillas de desbaste, canales de transporte y desarenado ya fueron dimensionados en su momento de cara a una necesidad de ampliación. Además es habitual en este tipo de instalaciones tener en cuenta un caudal punta considerable en el diseño del tratamiento primario para

poder gestionar el agua procedente de una lluvia intensa y en caso de ser necesario derivar el agua en exceso.

A modo de cálculos justificativos, a continuación se representan las comprobaciones de tiempo de retención hidráulico y carga superficial a la que está sometido en el desarenador en las condiciones actuales.

Caudales circulantes por cada canal		
Caudal medio	50.000,00	m ³ /dia
Caudal punta	76.557,13	m ³ /dia
Factor punta	1,53	
Caudal medio por cada canal	25.000,00	m ³ /dia
Caudal punta por cada canal	38.278,57	m ³ /dia
Numero de Canales actuales	2,00	Ud

Dimensiones del decantador		
Sección del desarenador	20,00	m ²
Longitud desarenador	22,00	m ²
Volumen Desarenador	440,00	m ³
Calado (h)	4,36	m
Ancho (W)	2,63	m
Tiempo de Retención Hidráulico (min)		16,55
Calado (h)	4,36	m
Longitud (l)	22,00	m
Ancho (W)	2,63	m
Carga superficial	27,62	m ³ /m ² h

Los valores recomendados para un desarenador-desengrasador respecto al TRH es de 12-25 min. En el caso de la carga superficial, el valor debe ser menor de 70 m³/m² h (Ferrer Polo & Seco Torrecillas, 2005)

Por lo que se cumplen los parámetros de calculo.

Sin embargo la decantación primaria exige una ampliación. Esta ampliación, es común a cualquier alternativa de las que se proponen a continuación debido a que tal y

como se ha comentado anteriormente en la actualidad únicamente existen dos decantadores primarios con un diámetro de 26 m y unas dimensiones constructivas que impiden que se cumplan los requisitos necesarios para un correcto funcionamiento. Además tal y como se observa en la figura 7, se puede apreciar que en el diseño original ya se previó esta futura necesidad de ampliación acondicionando el espacio y conducciones hidráulicas necesarias para ejecutar al hasta dos unidades de decantación de iguales características a las dos existentes.

A continuación se justifica a modo de cálculos la necesidad de ampliar la decantación primaria.

Datos de entrada

Caudal medio	50.000,00	m ³ /día
Caudal punta	76.557,13	m ³ /día
Factor punta	1,53	
Caudal medio por cada decantador	25.000,00	m ³ /día
Caudal punta por cada decantador	38.278,57	m ³ /día
Numero de Decantadores	2,00	Ud

Dimensiones unitarias del decantador

Diámetro	26,00	m
Altura útil (calado)	3,00	m
Altura Cónica	1,00	m
Superficie	531,00	m ²
Volumen Útil	1.592,79	m ³
Ancho de canal de recogida de agua	0,50	m
Longitud unitaria de vertedero	80,11	m

El tiempo de retención hidráulico se determina a través de la expresión

$$\theta = \frac{V}{Q}$$

	Medio	2-3
Tiempo de retención hidráulico (h)	Punta	> 1

Tabla 4: Intervalo de tiempos de retención hidráulico recomendados; (Ferrer Polo & Seco Torrecillas, 2005)

La cargas superficial, se determina a través de la expresión

$$C_s = \frac{Q}{A}$$

Criterios de dimensionado

Tipo de tratamiento biológico	Carga Superficial m ³ /m ² h		Carga sobre vertedero m ³ /m ² h		Calado (m)
	Media	Punta	Media	Punta	
Decantación primaria	≤ 1,3	≤ 2,5	10	40	2,0-3,3 (Rectangular)
Decantación primaria con adición de fango activado en exceso	≤ 1,2	≤ 2,2			2,5-4,1 (Circular)

Tabla 5: Intervalos de carga superficial recomendados (Ferrer Polo & Seco Torrecillas, 2005)

Cálculos según situación actual

2 Ud de decantación.

Tiempo de retención Hidráulico			
A caudal medio	1,53	h	NO CUMPLE
A caudal punta	1,00	h	NO CUMPLE
Carga Superficial			
A caudal medio	2,0	m ³ /m ² h	NO CUMPLE
A caudal punta	3,00	m ³ /m ² h	NO CUMPLE
Carga sobre vertedero			
A caudal medio	13,00	m ³ /h m	NO CUMPLE
A caudal punta	19,91	m ³ /h m	CUMPLE

Según los criterios de dimensionado anteriores, no se cumplen la mayoría de parámetros analizados.

Es necesaria la ampliación al menos en una unidad más el número de decantadores primarios.

A continuación, se muestran los resultados obtenidos.

Cálculos ampliación a 4 Ud de decantación.

Tiempo de retención Hidráulico

A caudal medio	3,00 h	CUMPLE
A caudal punta	2,00 h	CUMPLE

Carga Superficial

A caudal medio	1,00 m ³ /m ² h	CUMPLE
A caudal punta	1,50 m ³ /m ² h	CUMPLE

Carga sobre vertedero

A caudal medio	6,50 m ³ /h m	CUMPLE
A caudal punta	9,95 m ³ /h m	CUMPLE

Una vez determinado el tratamiento primario y centrándonos en el tratamiento secundario, a continuación se plantean las siguientes alternativas.

5.1 Alternativa N°1: Eliminación de Nitrógeno por Nitrificación-Desnitrificación en fase Anóxica-Aerobia y eliminación de fosforo por precipitación química.

Esta alternativa consiste en aprovechar la infraestructura existente del reactor biológico y analizar su funcionamiento óptimo utilizando el esquema de tratamiento Ludzack-Ettinguer modificado descrito anteriormente. Modificando parámetros de control como el tiempo de retención celular, la recirculación interna y la purga de fangos se pueden optimizar la eliminación de nitrógeno. Actualmente existe recirculación interna tal y como se observa en la ilustración N°11

Respecto a la eliminación de fosforo, se propone una precipitación química mediante precipitación en el reactor biológico con el fin de conseguir los objetivos marcados.

5.2 Alternativa N°2: Eliminación de Nitrógeno por Nitrificación-Desnitrificación simultanea en fase Anaerobia –Aerobia y eliminación de fosforo por precipitación química.

Esta alternativa, es similar a la anterior con la diferencia que se elimina la recirculación interna además de establecer las consignas de oxígeno necesarias para

conseguir la nitrificación desnitrificación simultánea. La eliminación biológica del nitrógeno amoniacal y nítrico se está llevando a cabo al mismo tiempo en un único reactor.

En este caso, el primer reactor no posee difusores por lo que no será aerobio y al no existir recirculación de nitratos se comportará como un reactor anaerobio por lo que es posible el desarrollo de bacterias PAO acumuladoras de polifosfato que contribuyen a la eliminación de fosforo, por lo que gracias al crecimiento de este tipo de bacterias se puede disminuir la concentración de reactivo necesaria en la precipitación del fosforo.

En cualquiera de las dos alternativas anteriores, al igual que ocurría con la decantación primaria se hace necesaria la ampliación de los decantadores a 4 Ud.

5.3 Alternativa N°3: Sustitución del sistema de decantación secundaria por un bio-reactor de membrana

Se plantea la sustitución de la decantación secundaria existente y en su lugar aprovechar el espacio para instalar birreactores de membrana. para evitar construir nuevos elementos se plantea en esta alternativa la instalación de un birreactor de membranas colocando los distintos módulos de membranas en los decantadores secundarios los cuales no serían necesarios.

A través de esta alternativa se comparará el coste de instalación de las membranas con el coste de ampliación convencional de un decantador secundario.

6.- CÁLCULO DE LAS ALTERNATIVAS

6.1 Introducción

El objeto del cálculo de las alternativas de mejora se centra en el sistema reactor biológico-decantador secundario.

En el desarrollo de este trabajo, se ha utilizado la herramienta informática DESASS para estudiar el funcionamiento del reactor biológico de la planta de tratamiento. Para las modificaciones en el proceso estudiado, se tendrán en cuenta las dimensiones de la infraestructura ya existentes.

Como punto de partida de las simulaciones se tienen las concentraciones medias de entrada al sistema: DQO, DBO, SS, nutrientes (N_t y P_t), temperatura y caudal. Sin embargo la caracterización de entrada que utiliza DESSAS está basada en:

Un modelo de eliminación biológica de nutrientes (Biological Nutrient Renoval Model, No.1, BNRM1).

6.2 Caracterización del influente a utilizar.

▪ CAUDAL DE ENTRADA

Respecto al caudal de entrada en la depuradora, tal y como se muestra en las gráficas, el valor medio ha aumentado desde 40.000 a 50.000 m³/día. A pesar de que durante el año las variaciones de caudal son notables debido a fenómenos estivales, se ha decidido tomar como dato de partida la media del último año.

El caudal punta se ha calculado mediante la expresión que considera un coeficiente de mayoración $F = 1,15 + \frac{2,575}{Q^{1/4}}$ Q expresado en en (m³/h)

Para la determinación de los cálculos, se ha considerado una temperatura media del agua de 15°C para invierno y 20°C para verano.

▪ CARGAS

[DQO] [DBO] y [SST]

A la vista de los resultados obtenidos, se puede observar, que los valores de [DQO] [DBO] y [SST] son bastante homogéneos durante los tres años muestreados. Los picos que se observan en las gráficas, corresponden con eventos de precipitaciones en la zona. Se ha decido fijar como dato de partida el valor promedio de los tres años para los valores de [DQO] [DBO] y [SST].

Respecto a la solubilidad de la [DQO] [DBO] y a falta de datos en las analíticas, se ha decidido adoptar los siguientes valores, que resultan típicos de un agua residual doméstica.

[DBO]_{lim} 40 % Soluble

[DQO] 40% Soluble

Los valores de [DBO] [DQO] y [SST] han sido obtenidos como media trianual del periodo 2010-2012 de acuerdo a los valores representados en el punto 4.2

DQO	255,37 (mgO ₂ /l)	Soluble al 40%
DQO sol	102,15 (mgO ₂ /l)	
DQO susp	153,22 (mgO ₂ /l)	

Para la determinación del cálculo de la [DBO_{lim}] se ha tenido en cuenta la relación

$$\frac{DBO_5}{DBO_{lim}} = 0,8$$

DBO5	104,6 (mgO ₂ /l)	Soluble al 40%
DBO _{lim}	180,34 (mgO ₂ /l)	
DBO _{lim} sol	72,14 (mgO ₂ /l)	
DBO _{lim} susp	108,21 (mgO ₂ /l)	

SST	142,96 (mg/l)	% SSV 80 %
SSV	114,37 (mg/l)	
SSNV	28,59 (mg/l)	
SSVNB	33,60 (mg/l)	

*[SSVB] Se ha obtenido despejando de la relación. $\frac{SSVB}{SSV} = \frac{DBOLim.susp}{DQO.susp}$

- [N_T] y [P_T]

Los valores de [N_T] varían algo mas a lo largo de los tres años mientras que los de [P_T] también permanecen bastante homogéneos.

Tanto los datos de N_T NH₄ así como los de P_T han sido obtenidos a partir de datos analíticos obtenidos como media trianual del periodo 2010-2012 de acuerdo a las graficas que se muestran en el apartado 4.4

N_T	35,95	(mg/l)	Soluble al	65	%
$N_{T\ sol}$	23,37	(mg/l)			
$N_{T\ susp}$	12,58	(mg/l)			
NH_4	17,60	(mg/l)			

P_T	9,49	(mg/l)	Soluble al	65	
$P_{\ sol}$	6,17	(mg/l)			
$P_{\ susp}$	3,32	(mg/l)			
$S_{\ Po4}$	5,40	(mg/l)			

▪ DATOS DEL EFLUENTE

$DQO_{\ EFLT}$	24,10	(mgO ₂ /l)	Soluble al	79	%
$DQO_{\ SOL\ EFLT}$	19,10	(mgO ₂ /l)			
$DQO_{\ Susp\ EFLT}$	5,00	(mgO ₂ /l)			

Los valores de $DQO_{\ EFLT}$ se corresponden con los datos analíticos que se disponen en el periodo 2011-2012.

Se ha asumido un valor de 79% de DQO soluble del efluente.

$DBO5_{\ EFLT}$	10,93	(mgO ₂ /l)
$DBO_{\ limEFLT}$	13,66	(mgO ₂ /l)
$DBO_{\ lim-efl\ solubl}$	2,00	(mgO ₂ /l)

Los valores de $DBO\ 5_{\ EFLT}$ se corresponden con los datos analíticos que se disponen en el periodo 2011-2012.

Para la determinación del cálculo de la $[DBO_{lim}]$ se ha tenido en cuenta la relación

$$\frac{DBO_5}{DBO_{lim}} = 0,8$$

El valor de $DBO_{lim-efl\ soluble}$ se ha asumido en 2,00 (mgO₂/l)

Tal y como se ha comentado en la introducción de este punto, los datos de entrada que utiliza la aplicación DESASS, están referidos a los componentes del modelo solubles y particulados del agua residual del influente.

Así pues, de los 52 componentes del modelo BNRM1 que figuraran en el Anexo II y que intervienen en el modelo, se definen a continuación los componentes que se utilizarán en el estudio.

▪ COMPONENTES SOLUBLES

La $[S_F]$ son los sustratos orgánicos fácilmente biodegradables, fermentables. Se refiere a la fracción de la DQO soluble que está disponible directamente para la degradación por los organismos heterótrofos. Se asume que $[S_F]$ puede servir como sustrato para el procesos de fermentación.

La $[S_A]$ se refiere al sustrato soluble rápidamente biodegradable producto de la fermentación. En este estudio se considera que únicamente en acetato.

$$S_F = S_S - S_A$$

En el caso actual se va tomar como referencia un valor para S_A de [15,05 mg/l]

EL valor de S_S se calcula como:

$$S_A = S_S - S_F = 85,05 - 15,05 = 70 \text{ [}^{mg} O_2/\text{l]}$$

La $[S_i]$ se refiere a la Materia orgánica inerte. Como principal característica de este elemento es que forma parte del influente. Para calcularla se hace a través de la siguiente expresión.

Debido a que el valor de S_i a la salida del efluente tiene el mismo valor que el de la entrada y como se disponen de datos analíticos sobre el efluente, se ha decidido determinar el valor de S_i a través de la siguiente expresión.

$$S_i = DQO_{SOL\ EFLT} - DBO_{LIM\ SOL\ EFLT} = 19,10 - 2,00 = 17,10 [mg\ O_2/l]$$

La $[S_s]$ se refiere a la Materia Orgánica Biodegradable soluble

$$S_s = DQO_{Sol} - S_i = S_F + S_A = 70 + 15,05 = 85,05 [mg\ O_2/l]$$

- **COMPONENTES PARTICULADOS**

La $[X_i]$ se refiere a la Materia Orgánica Inerte suspendida. Este material no se puede degradar y puede ser una fracción del influente o puede producirse dentro del proceso de lisis (muerte celular). Se calcula a través de la siguiente expresión

$$X_i = DQO_{susp} - DBO_{lim\ susp} = 153,22 - 108,21 = 45,02 [mg\ O_2/l]$$

La $[X_s]$ es la Materia Orgánica Biodegradable suspendida. Es un sustrato orgánico particulado y coloidal de alto peso molecular que necesita ser hidrolizado antes de estar disponible para la degradación. Se asume que los productos de la hidrólisis (S_F) se pueden fermentar.

$$X_s = DBO_{lim\ susp} \Rightarrow DBO_{lim\ tot} - DBO_{lim\ sol} = 180,34 - 72,14 = 108,21 [mg\ O_2/l]$$

- **Constantes estequiométricas.**

$$SSV = X_s I_{sstxs} + X_i I_{isstxi}$$

Asumiendo que $I_{sstxs} = I_{isstxi}$; se obtiene que $I_{sstxs} = 0,75$

La determinación de la solubilidad del Nitrógeno y fósforo: han sido calculadas teniendo en cuenta las constantes estequiometrias In_{si} y In_{sf} ; In_{xi} y Ip_{si} .

Estos factores se utilizan en las ecuaciones de continuidad que se aplican en la matriz estequiométrica del BNRM1 ampliado. Por defecto se utilizan los parámetros sugeridos en el modelo, aunque estos valores se pueden cambiar dependiendo de las condiciones particulares que se tengan (factores de conversión).

$$N_{t\ sol} = NH_4^+ + NO_3 + S_F Insf + S_I Insi$$

$$N_{t\ susp} = X_S Insx + X_I Inxi$$

$$P_{t\ sol} = PO_4 + S_F I_{psf} + S_I I_{psi}$$

$$P_{t\ susp} = X_S * I_{pxs} + X_I * I_{pxi}$$

Los valores que se han imputado en la caracterización son los siguientes.

NITROGENO		FOSFORO	
Insi	0,058	Insi	0,000
Insf	0,117	Insf	0,034
Inxi	0,056	Inxi	0,0147
Inxibm	0,03	Inxibm	0,01
Inxs	0,112	Inxs	0,0295
Inbm	0,07	Inbm	0,02

6.3 Resultados obtenidos con la alternativa N°1

El objetivo principal de los procesos de fangos activados es la eliminación de la materia orgánica del agua residual. Además estos sistemas se utilizan para la eliminación por vía biológica de los nutrientes (nitrógeno y fósforo) presentes en el agua residual.

Dadas las características del reactor existente, se simulará como un conjunto de 5 reactores de mezcla completa en serie (2 anóxicos y 3 aerobios).

Los porcentajes respecto al volumen total del reactor se respetarán de acuerdo a los existentes en el reactor actual. Por lo tanto se asignará un 30% a la parte anóxica y un 70 % a la parte aerobia.

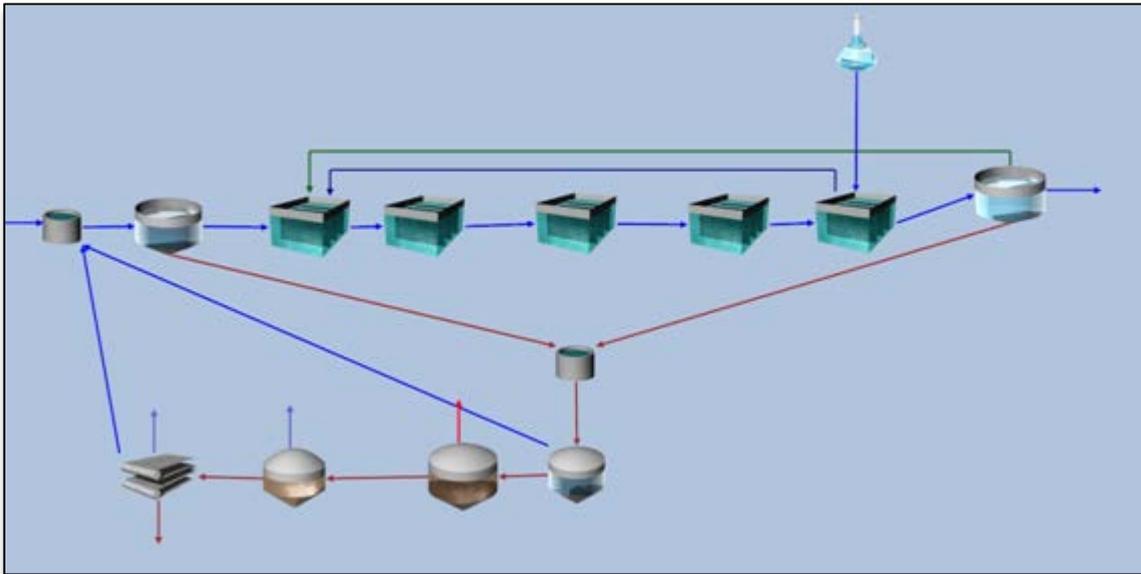


Figura 29: Esquema de tratamiento modelizado Alternativa 1

6.3.1 Resultados obtenidos variando el tiempo de retención celular.

El tiempo de retención celular, conocido también como “edad del fango”, indica la relación entre los lodos existentes en el reactor biológico y la purga diaria de los mismos. Este parámetro es de gran importancia en el funcionamiento de las EDAR, debido a que afecta de una forma directa a los procesos de eliminación de la materia orgánica y nutrientes que tienen lugar en el reactor biológico, y a la estabilidad del fango. Es por esta razón que viendo la importancia que tiene este parámetro en el sistema, se han realizado simulaciones modificando los parámetros de operación TRC y la relación de extracción de fangos en el decantador secundario, con el fin de determinar el tiempo de retención celular que mejor resultado presente en cuanto a la calidad del efluente, a la estabilidad del fango y al buen funcionamiento en la EDAR.

A continuación se detallan los resultados obtenidos tanto en la parte anóxica del reactor como en la aerobia así como en el efluente.

PARAMETROS FIJOS	
VOLUMEN	9.653,00 m ³
TEMPERATURA	15 ° C
REC. DECANTADOR	0,5
REC. INTERNA	2

O.DISUELTO2 mg/l

REACTOR ANOXICO

TRC (días)	X_{aut} (mg/l)	S_{NO_3} (mg/l)
16,00	109,06	0,08
15,00	103,03	0,08
14,00	106,08	0,08
13,00	104,46	0,09
12,00	101,07	0,09
11,00	97,35	0,10
10,00	92,53	0,10
9,00	86,87	0,10
8,00	4,62	-

REACTOR AEROBIO

TRC (días)	X_{aut} (mg/l)	X_{tts} (mg/l)	S_{NH_4} (mg/l)	S_{NO_3} (mg/l)
16,00	109,77	3.419,60	0,99	4,07
15,00	103,75	3.257,60	1,19	4,10
14,00	106,80	2.982,60	1,06	4,03
13,00	105,17	2.908,50	1,10	4,01
12,00	101,78	2.735,50	1,22	3,97
11,00	98,06	2.549,80	1,36	3,93
10,00	93,23	2.367,80	1,59	3,86
9,00	87,56	2.180,10	1,93	3,77
8,00	4,68	2.105,50	18,17	0,20

EFLUENTE

TRC (días)	DQO _(mg/l)	X_{tts} (mg/l)	% SSVB	N_{t} (mg/l)	NH_4 (mg/l)	NO_3 (mg/l)	Pt (mg/l)
16,00	33,21	15,11	39,70	6,03	0,80	4,24	6,35

15,00	32,87	14,69	41,40	6,19	1,01	4,18	6,33
14,00	32,45	14,25	43,20	6,07	0,87	4,21	6,30
13,00	32,00	13,77	45,20	6,08	0,91	4,19	6,28
12,00	31,62	13,32	47,00	6,16	1,02	4,15	6,25
11,00	31,19	12,84	49,10	6,25	1,16	4,11	6,22
10,00	30,78	12,37	51,20	6,41	1,38	4,05	6,19
9,00	30,37	11,89	53,50	6,65	1,71	3,97	6,15
8,00	30,61	11,69	58,30	19,40	18,18	0,21	6,05

En los datos anteriores correspondiente al efluente, se puede ver la influencia que tiene el tiempo de retención celular en la concentración de sólidos suspendidos. Tal y como se observa en los datos del efluente, al aumentar el TRC mejora el proceso de nitrificación, para TRC comprendidos entre 8 y 16 días. Mientras se cumplan los requisitos de vertido no conviene fijar un TRC muy elevado porque aumentan los costes de aireación, el consumo de materia orgánica y con ello disminuye la producción de gas metano.

6.3.2 Resultados obtenidos modificando la recirculación interna

VALORES FIJOS	
VOLUMEN	9.653,00 m ³
TEMP	15 °C
REC. DECANTADOR	0,5
TRC	9 Dias
O.DISUELTO	2 mg/l

El caudal de recirculación interna óptimo será aquel que presente el mínimo caudal de recirculación en el sistema por motivos de ahorro en costes de bombeo y aquel que a su vez permita cumplir de forma holgada los límites de vertidos.

A continuación se representan los resultados obtenidos en cada una de las fases

REACTOR ANOXICO			
REC: INTERNA	X_h (mg/l)	S_{N03} (mg/l)	S_{N2} (mg/l)
0,5	1.187,80	0,02	20,08
1	1.180,70	0,03	19,81
2	1.171,00	0,09	19,35
3	1.164,00	0,21	19,00
4	1.161,80	0,41	18,73

REACTOR AEROBIO				
REC: INTERNA	X_{aut} (mg/l)	X_{tts} (mg/l)	S_{NH4} (mg/l)	S_{N03} (mg/l)
0,5	102,63	2.759,90	1,03	5,88
1	102,36	2.748,80	1,10	5,05
2	101,78	2.735,50	1,22	3,97
3	101,70	2.722,00	1,28	3,37
4	101,48	2.717,70	1,33	3,06

EFLUENTE							
REC: INTERNA	DQO (mg/l)	X_{tts} (mg/l)	% SSVB	N_t (mg/l)	NH_4 (mg/l)	NO_3 (mg/l)	P_t (mg/l)
0,5	30,69	11,39	53,30	8,38	1,54	5,87	6,24
1	30,66	11,36	53,10	7,61	1,60	5,04	6,25
2	30,62	11,32	53,00	6,65	1,71	3,97	6,15
3	30,57	11,32	53,00	6,10	1,77	3,37	6,25
4	30,56	11,28	53,00	5,85	1,82	3,07	6,26

De acuerdo con las tablas anteriores, se puede observar que los valores de X_{tts} SS y DQO en el efluente, no se ven alterados significativamente debido a la variación de la recirculación interna. Sin embargo el proceso de Nitrificación y Desnitrificación si que resulta afectado de forma significativa.

Como se puede observar en el reactor anóxico, a medida que se aumenta la recirculación interna aumenta el proceso de Desnitrificación.

Esto es debido a que el caudal de recirculación interna suministra los nitratos necesarios en la fase anóxica para agotar su potencial de desnitrificación.

De acuerdo con los resultados obtenidos, se concluye que manteniendo la recirculación interna al mínimo, se consigue mantener los valores de Nt en 8,38 mg Nt/l valor que al ser menor de 10 mg/l está dentro de los requerimientos legislativos.

6.3.3 Resultados obtenidos Mediante precipitación química de fósforo

Debido a que el vertido del agua residual de la estación depuradora es sobre el río Júcar que dispone de acequias aguas abajo las cuales desembocan en el Parque Natural de L'Albufera, declarado zona sensible. Se establece un límite de concentración de Pt debe que ser inferior a 1 [mg/l] de acuerdo a la Directiva 91/271/CEE

De acuerdo al esquema de tratamiento que se muestra en la ilustración N°13, en modelización de DESASS se añade la precipitación química sobre la zona aerobia, con los siguientes parámetros.

A continuación se muestran los resultados obtenidos

VALORES DE PRECIPITACION	
CLF_e	Cloruro Férrico
CAUDAL	5 m ³ /día
CONCENTRACION [500.000,00 [mg/l]
Salk	7
PH	7

REACTOR AEROBIO					
TRC	X _{its}	X _{meoh}	X _{mep}	S _{NH4}	S _{N03}
9	3.993,60	712,42	1.121,80	16,92	0,80

EFLUENTE									
TRC	DQO	X _{ttS}	Nt	NH ₄	NO ₃	P _t	P _{sol}	P _{t_{susp}}	S _{po4}
9	27,37	16,60	18,53	16,91	0,82	2,03	0,95	0,42	0,95

A la vista de los resultados se observa que gracias a la precipitación química del fosforo, se produce una la disminución considerable del P_t en el efluente. Sin embargo, debido a la precipitación química del fosforo se genera un aumento de la concentración de SS en el reactor, que obliga a aumentar su volumen. Para evitar aumentar el volumen se podría compensar con una reducción del TRC. Sin embargo cuanto menor es el tiempo de retención celular menor es la concentración de sólidos pero se incrementa la concentración de amonio en el efluente el cual no es deseable porque dejaría de cumplirse el requisito de Nitrógeno del efluente.

6.3.4 Influencia de la velocidad de muerte en bacterias autótrofas

Los procesos biológicos que tienen lugar en el decantador tienen un papel muy importante en los resultados del proceso. Debido a la elevada acumulación de sólidos en el decantador secundario motivados por la precipitación del fosforo, se produce una elevada muerte de bacterias autótrofas. Al margen de la situación actual hay evidencias experimentales de que las bacterias, en ausencia de oxígeno entran en fase de latencia y reducen su velocidad de muerte. Las bacterias autótrofas cuando no tienen oxígeno mueren más lentamente que en su presencia. En este caso si al 30% del reactor anóxico se le suma el decantador secundario provoca que la mayor parte del tiempo las bacterias solo están en proceso de muerte. Al fijar el % de reducción en un 80% se reduce considerablemente la concentración de amonio. Así pues y debido a la importancia que tienen los procesos biológicos del decantador con el objetivo aproximarse más a una situación real, se ha optado por reducir la velocidad de muerte de las bacterias en ausencia de oxígeno.

A continuación se muestran los resultados obtenidos.

REACTOR ANÓXICO					
TRC [DIAS]	X_h	X_{aut}	S_{NH_4}	S_{NO_3}	S_{N_2}
9	1.331,10	105,13	7,46	0,01	20,16

REACTOR AEROBIO							
X_h	X_{aut}	X_{tts}	X_{meoh}	X_{mep}	S_{NH_4}	S_{NO_3}	S_{N_2}
1.343,20	106,27	4.173,30	734,67	1.106,80	0,83	6,38	16,19

EFLUENTE										
DQO	X_{tts}	% SSVB	N_t	NH_4	NO_3	S_{N_2}	P_t	P_{tsol}	P_{tsusp}	S_{po_4}
27,87	17,07	59,20	8,07	0,63	6,55	16,22	1,99	0,92	1,10	0,91

Tal y como se observa en los últimos resultados, se ha conseguido el objetivo marcado de reducción de N_t por debajo de 10 mg/l y evitar que la concentración de $[NH_4]$ en el efluente sea superior a 1 (Como criterio personal). No obstante la reducción de la concentración de P_t por debajo de 1 mg/l resulta bastante difícil de obtener incluso con método de precipitación química. Para ello se requiere la instalación de un tratamiento terciario de apoyo que sea capaz de eliminar la parte suspendida y por lo tanto contribuya a la eliminación de fósforo total.

6.3.5 Resultados de la línea de fangos.

LINEA DE SALIDA DEL ESPESADOR	
X_{tss}	33.284 mg /l
SSV	19.695,00 mg /l
SSVB	13.005 mg /l
% SSV	59,2
% SSVB	66,1

LINEA DE SALIDA DEL DIGESTOR	
X_{tss}	18.674,00 mg /l

SSV	7.883,00	mg /l
SSVB	347,00	mg /l
% SSV	42,2	
% SSVB	4,4	
Salida de Gas	2.468,00	m3/día
CH4	65,00	%
Co2	34,00	%

LINEA DE SALIDA DEL DEPOSITO TAMPÓN		
Xtss	18.266	mg /l
SSV	7.764,00	mg /l
SSVB	233,00	mg /l
% SSV	42,60	
% SSVB	3	

6.3.6 Resultados sobre las necesidades de aireación.

CÁLCULO SOPLANTES		
Numero de Soplates	2	
Marca Modelo	LIGP-	
	28,20	
P Motor	250-205	
Potencia Instalada [Kw]	500	
Potencia máxima utilizada	205	Kw
Consumo Aprox	3337,7	(Kwh/día)

6.3.7 Tratamiento terciario Diseño del sistema de filtración.

Debido a que por acción única de la precipitación química del fosforo resulta imposible cumplir con los objetivos de vertido, se hace necesaria la instalación de un tratamiento terciario que sea capaz de eliminar fosforo suspendido en su mayor parte de cara a poder cumplir con los requisitos de vertido. Para ello se utilizará un sistema de filtración convencional de arena

El objeto de la filtración es la separación de sustancias suspendidas en el agua debido a la retención de partículas en un medio poroso. Como sistema de filtración se utilizaran lechos de arena.



Figura 30: Esquema de un filtro de arena

Como datos de partida para poder diseñar las dimensiones de los lechos de arena se utilizarán los siguientes parámetros para el agua y la arena.

DATOS DE LA ARENA		
Diámetro de partícula	ψ	0,75
Talla eficaz	d_{10}	0,4 mm
	d_{60}	0,408 mm
Coefficiente uniformidad	d_{60}/d_{10}	1,02
Densidad de la arena	ρ_s	1.670,00 kg/m ³
Densidad de los flóculos	ρ_t	1.270,00 kg/m ³

DATOS DEL AGUA		
Coefficiente de clarificación	λ_0	3,84 m ⁻¹
	ζ_u	8,18E-03
Cte de Karman Kozeny	K	5
	a	2,27
Velocidad máxima	V	10 m ³ /m ² h
Altura	<	4 m

DATOS DEL FILTRO		
Coefficiente de clarificación	λ_0	3,84 m-1
Tiempo de limpieza		2,00E+00 min/m espesor
	C_{max}	1 mg/l
	C_o	55 mg/l SS entrada
Depósito crítico	σ_u	$8,18 \cdot 10^{-3}$
densidad de las partículas retenidas	ρ_f	

▪ **Calidad del agua filtrada**

$$C = \frac{C_0}{1 + e^{-At} (e^{\lambda_0 l} - 1)}$$

$$A = \frac{\lambda_0 C_0 v}{\sigma_u \rho_f} = \frac{3,84 \cdot 55 \cdot 10^{-3} \cdot 10}{8,18 \cdot 10^{-3} \cdot 1,27 \cdot 10^3} = 0,2033 \text{ h}^{-1}$$

La pérdida de carga que se produce en el proceso de filtrado es mediante la siguiente expresión.

$$\Delta h = K_0 v \left(l + \frac{a(e^{-At} - 1)(1 - e^{-\lambda_0 l})}{\lambda_0} \right)$$

Para determinar K_0 se utiliza la siguiente expresión.

$$K_0 = \frac{K}{g} v \frac{S_0^2}{\varepsilon_0^3}$$

$$S_0 = \frac{6(1 - \varepsilon_0)}{\phi d}$$

S_0 = superficie esférica de los granos por m^3 de filtro m^2/m^3

d Diámetro de los granos, talla efectiva $4 \cdot 10^{-3} \text{ m}$

- **Determinación de la porosidad. ε**

$$\varepsilon_0^{1,78} \Phi = 0,178 \quad \Phi = 0,75, \text{ por lo tanto } \varepsilon_0 = 0,45$$

Despejando S_0 en la ecuación anterior, $S_0 = 11.000 \text{ m}^{-1}$

Sustituyendo los valores, se obtiene $K_0 = 683,55 \text{ s/m} = 0,18987 \text{ h/m}$

En la ecuación de la pérdida de carga, fijado $C_{\max} = 1 \cdot 10^{-3}$ y $\Delta h_{\max} = 4 \text{ mca}$

$$C = \frac{C_0}{1 + e^{-At} (e^{\gamma_0 l} - 1)}$$

Una vez obtenidos los valores, se despeja el valor de t y l de la ecuación general. Para el cálculo de t (tiempo) y l (profundidad) del filtro hay que recurrir a un método de Iteración lineal

Una vez resuelta la iteración mediante hoja de cálculo, los valores obtenidos son $t = 1,57 \text{ h}$ y $l = 2,63 \text{ m}$

- **Calculo de la superficie filtrante**

Se calcula mediante la expresión $A = \frac{Q}{v}$;

Considerando un caudal medio de $50.000 \text{ m}^3/\text{día} = 2084 \text{ m}^3/\text{h}$ y sustituyendo, se obtiene

$$\frac{2084 \text{ m}^3/\text{h}}{10} = \mathbf{208,3 \text{ m}^2}$$

Hay que tener en cuenta que para poder efectuar la operación de lavado sin interrumpir la fase de filtración, es necesario tener más de un filtro.

Por lo tanto, para un área de filtración necesaria de $208,3 \text{ m}^2$ se **instalaran 5 módulos con dimensiones 13 x 4** de tal forma que exista un filtro de reserva que pueda efectuar la operación de lavado sin comprometer el proceso de filtrado continuo

- **Cálculo de la velocidad de fluidización crítica**

Se recurre a la siguiente expresión

$$v_{SC} = \frac{0,6198 (d_{60})^{1,82} (\rho(\rho_s - \rho))^{0,94}}{\mu^{0,88}} \text{ (cm/s)}$$

Siendo:

d_{60} apertura del tamiz que deja pasar el 60% en peso de la arena (mm) se asume 0,408 mm

ρ densidad del agua de lavado (g/cm^3)

ρ_s densidad de la arena (g/cm^3)

μ viscosidad del agua de lavado (centipoises) (1 cp = 0,01 g/cm s)

Sustituyendo valores:

$$v_{SC} = \frac{0,6198 (0,408)^{1,82} (1(1,67-1))^{0,94}}{(1,03 \cdot 10^{-4} \cdot 9,81 \cdot 10^3)^{0,88}} = 0,0824 \text{ cm/s}$$

▪ **Cálculo de la velocidad de flujo**

$$v_s = k_e \varepsilon_e^{\eta_e}$$

$$N_{RO} = \frac{v_d d_{60}}{v} = \frac{6,9771 \cdot 10^{-3} \cdot 0,408 \cdot 10^{-3}}{1,01 \cdot 10^{-6}} = 2,81$$

$$v_d = 8,45 v_{sc} = 6,96 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$$

$$\eta_e = 4,45 N_{RO}^{-0,1} = 4,45 \cdot 2,81^{-0,1} = 4,01$$

$$K_e = \frac{v_{sc}}{\varepsilon^{\eta_e}} = \frac{8,24 \cdot 10^{-4}}{0,45^{4,01}} = 2,027 \cdot 10^{-2} \text{ m/s}$$

▪ **Altura del lecho expandido.**

$$\frac{l_e}{l} = \frac{1 - \varepsilon}{1 - \varepsilon_e}$$

Se considera una altura de resguardo del filtro de 0,5 m por lo tanto $l_e = 0,35 \text{ m}$

$$\frac{3,5}{12,63} = \frac{1-0,45}{1-\varepsilon_e} ; \text{Despejando } \varepsilon_e = 0,587 \text{ m}$$

Despejando en la ecuación principal.

$$v_s = k_e \varepsilon_e^{\eta_e} = 2,02710^{-2} 0,587^{4,01} = 0,0024 \text{ m/s}$$

Obtención del cauda de filtración.

$$\text{A partir de la expresión } Q_{\text{Agua}} = v_s S = 0,0024 \cdot 13 \cdot 4 = 0,1248 \text{ m}^3/\text{s}$$

124, 8 l/s y filtro.

6.4 Resultados obtenidos en la alternativa N° 2

Una de las modificación del proceso contemplado en la alternativa I consiste en eliminar la recirculación interna, de tal forma que no se recirculen nitratos.

Con esta configuración, se podría optimizar la instalación debido a:

- Una reducción de costes de bombeo, al no haber recirculación interna.
- Una reducción en el sistema de aireación: debido a que en este caso la aireación es progresiva sobre el reactor aerobio.
- Una reducción en la cantidad de reactivo necesaria a añadir, debido a la eliminación biológica de fosforo

Al crearse condiciones anaerobias se facilita el crecimiento de las bacterias PAO responsables de la eliminación biológica del fósforo . Al prescindir de la recirculación interna y por tanto de las condiciones anóxicas la eliminación de nitrógeno se verá comprometida, sin embargo para corregir este problema se puede diseñar un flujo en pistón con una oxigenación progresiva de forma que se realice una nitrificación-desnitrificación simultánea.

La eliminación biológica de fósforo consiste en la asimilación de P por parte de las bacterias PAO. Para que se de esta eliminación, se ha de diseñar el reactor de forma que se exponga a la biomasa a ciclos anaerobio-aerobio. Durante el tiempo de contacto anaerobio las bacterias PAO utilizan sus reservas intracelulares de poli fosfatos como

fuelle de energía liberando fósforo al medio, consumiendo ácidos grasos volátiles y almacenándolos en forma de PHA. Durante la fase aerobia las bacterias usan sus reservas de PHA como fuente de energía y acumulan fósforo más allá de sus necesidades metabólicas, lo que provoca una reducción neta de fósforo en el efluente.

A continuación se representa el esquema a seguir sobre la línea de agua.

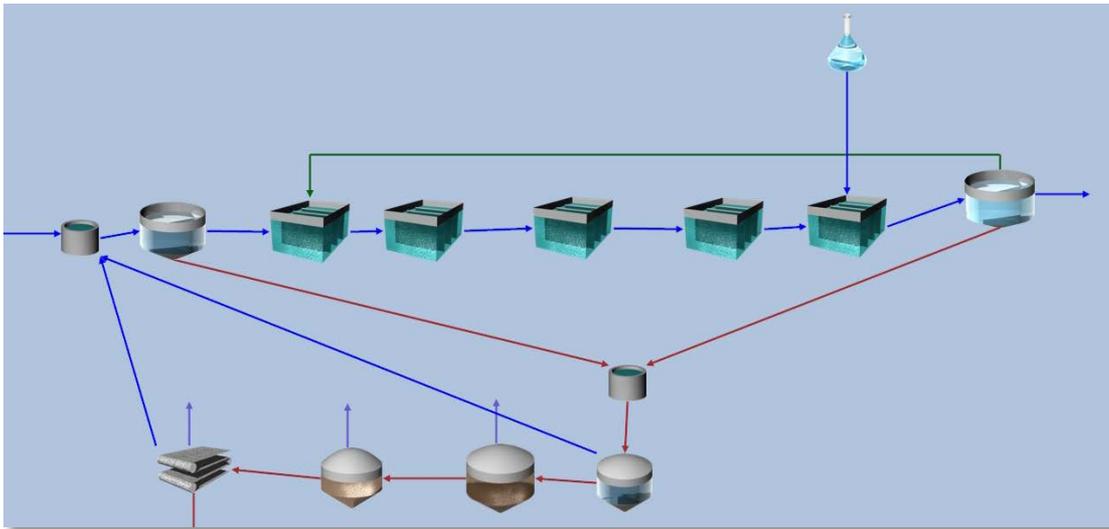


Figura 31: Esquema de tratamiento Nitrificación-Post desnitrificación simultánea

Para optimizar el cálculo y buscar la configuración óptima que favorezca el crecimiento de bacterias PAO, se han hecho diferentes simulaciones utilizando diferentes porcentajes de volumen del reactor en función del volumen ocupado por cada fase Anaerobia y Aerobia. Se han estudiado tres casos.

30 % anaerobio-70 % Aerobio

40 % anaerobio-60 % Aerobio

45 % anaerobio-55 % Aerobio

Respecto a la zona Aerobia se ha dispuesto una aireación progresiva de 0,7, 1 1,6 [mg/l]

A continuación se muestran los resultados obtenidos para un tiempo de retención celular de 9 días y una configuración de 30%-70% Anaerobio-Aerobio

6.4.1 Resultados obtenidos modificando el porcentaje de volumen Anaerobio-Aerobio y la aireación progresiva.

REACTOR ANAEROBIO							
%	X _{pao} [mg/l]	NH ₄ [mg/l]	NO ₃ [mg/l]	P _t [mg/l]	P _{sol} [mg/l]	P _t _{susp} [mg/l]	S _{po4} [mg/l]
30/70	0,00	12,63	0,00	269,1	1,08	268,02	0,96

REACTOR AEROBIO			
%	X _{tss} [mg/l]	NH ₄ [mg/l]	NO ₃ [mg/l]
30/70	4.211,95	2,22	9,17

EFLUENTE								
DQO[mg/l]	X _{tss} [mg/l]	N _t [mg/l]	NH ₄ [mg/l]	NO ₃ [mg/l]	P _t [mg/l]	P _{sol} [mg/l]	P _t _{susp} [mg/l]	S _{po4} [mg/l]
32,57	17,29	12,30	1,98	9,33	2,01	0,93	1,08	0,92

Tal y como se observa no hay crecimiento de bacterias PAO, el motivo se puede deber principalmente debido a la poca materia orgánica soluble que se encuentra en el agua.

Respecto al efluente, se observa que no se cumplen los requisitos de vertido puesto que el N_t está por encima de los 10 mg/l. El proceso de des-nitrificación resulta favorable, sin embargo con la configuración de difusores progresiva que se ha elegido, el proceso de nitrificación no ha cumplido su objetivo puesto que se observa una concentración de amonio de 1,98 mg/l.

Debido a la escasez de materia orgánica en el influente unida a la imposibilidad de aumentar el tiempo de retención celular hacen inviable la elección de esta alternativa con la caracterización actual.

Sin embargo esta configuración podría ser útil en situaciones en las que se reciba mayor carga orgánica obteniendo los beneficios propios de conseguir los requisitos de vertido con el correspondiente ahorro en el coste de aireación y recirculación interna.

6.4.2 Resultados sobre la aireación.

A continuación se describen las necesidades de aireación de acuerdo a la configuración adoptada en esta alternativa.

CÁLCULO SOPLANTES		
Numero de Soplates	2	
Marca Modelo	LIGP-	
	28,20	
P Motor	315-260	
Potencia Instalada [Kw]	630	
Potencia Máxima Utilizada	260	Kw
Consumo Aprox	2.943,3	(Kwh/día)

6.4.3 Resultados obtenidos en la línea de fangos

LÍNEA DE SALIDA DEL ESPESADOR		
Xtss	35.141,50	mg /l
SSV	20.561,48	mg /l
SSVB	13.625,90	mg /l
% SSV	58,5	
% SSVB	66,3	

LÍNEA DE SALIDA DEL DIGESTOR		
Xtss	23.142,92	mg /l
SSV	8.176,82	mg /l
SSVB	347,33	mg /l
% SSV	35,3	mg /l
% SSVB	4,2	mg /l
Salida de Gas	2.503,56	m ³ /día
CH ₄	65,00	%
Co ₂	34,00	%

LÍNEA DE SALIDA DEL DEPOSITO TAMPÓN		
Xtss	23.037,77	mg /l
SSV	8.068,25	mg /l
SSVB	230,32	mg /l

% SSV	35
% SSVB	2,9

6.5 Resultados obtenidos con la alternativa N°3

Como alternativa al proceso convencional de fangos activados y para evitar tener que añadir dos decantadores secundarios, tal y como se ha justificado en el planteamiento de alternativas, se propone como alternativa utilizar el espacio útil que existe en el interior de los dos decantadores secundarios existentes con el objeto de instalar las membranas de acuerdo al esquema anterior conforme a la configuración de membrana externa.

6.5.1 Justificación de la configuración adoptada

Para poder instalar un sistema MBR en el espacio habilitado por los decantadores secundarios, la mejor configuración es la de filtros de fibra hueca o placa plana tal y como se muestra en la figura siguiente.

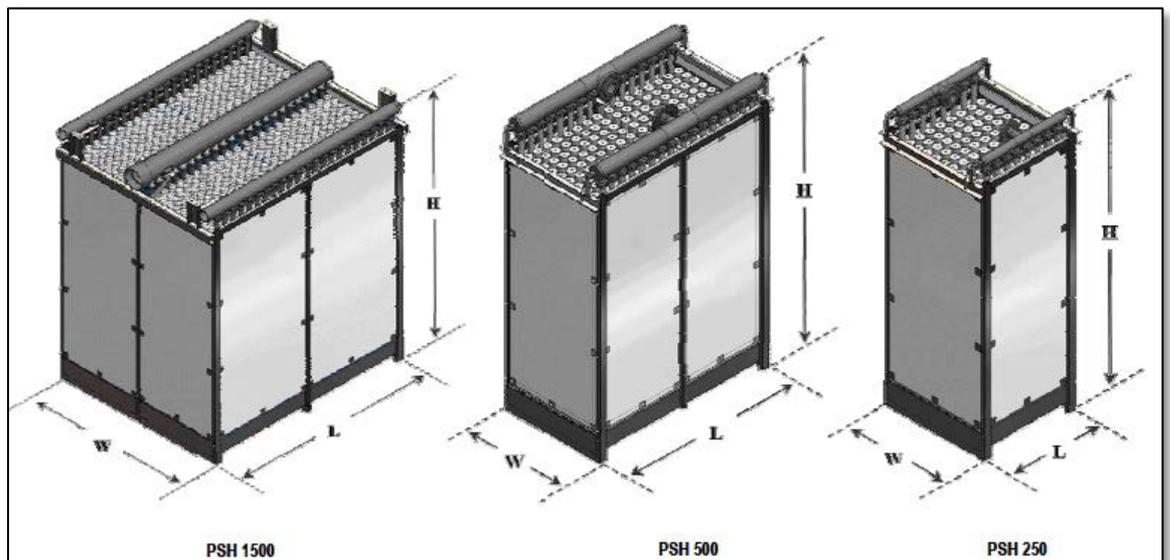


Figura 32: Módulos de membranas. Fuente Koch-Puron

Tal y como se ha explicado anteriormente, los módulos se sumergen en los decantadores secundarios. Por lo tanto es preciso calcular en primer lugar cuantos módulos independientes se instalarán en función de las dimensiones que tienen y si es posible, instalarlos en un único decantador por razones de espacio y para poder utilizar el restante decantador en otras operaciones.

Para ello se tomará como punto de partida un flujo de membrana de $15 \left[\frac{l}{m^2 h} \right]$ y como referencia de caudal se tomará el caudal de diseño punta de $76.557,00 \text{ [m}^3/\text{h]}$

Con estos datos se obtiene la superficie de membranas necesaria:

$$76.557,00 \frac{m^3}{dia} \cdot \frac{m^2 h}{15 l} \cdot \frac{1000 l}{1 m^3} \cdot \frac{1 Dia}{24 h} = 212.658,33 m^2$$

MODELO	L [mm]	W [mm]	H [mm]	Peso [Kg]	Superficie Filtrante [m ²]
PSH 250	906	35,16	93,82	300	250
PSH 500	1.662	35,16	95,35	550	599
PSH 1500	2.244	69,10	99,61	1.330	1500

Tabla 6: Dimensiones de los módulos de membrana

De acuerdo a la marca comercial de membranas utilizadas, existen tres modelos con diferentes dimensiones.

En función de la superficie filtrante de cada modulo y la superficie necesaria de filtración, se puede obtener el numero de módulos necesarios para cada caso.

		Nº Unidades
PURON PSH	250	851,00 Ud
PURON PSH	500	426,00 Ud
PURON PSH	1500	142,00 Ud

Tabla 7: Módulos de membrana

A continuación es necesario realizar la comprobación de espacio disponible sobre un decantador, para ello se tomara como referencia las dimensiones de uno de los decantadores existentes y sobre la herramientas de diseño CAD se comprueba el espacio disponible. A continuación se muestran los resultados obtenidos.

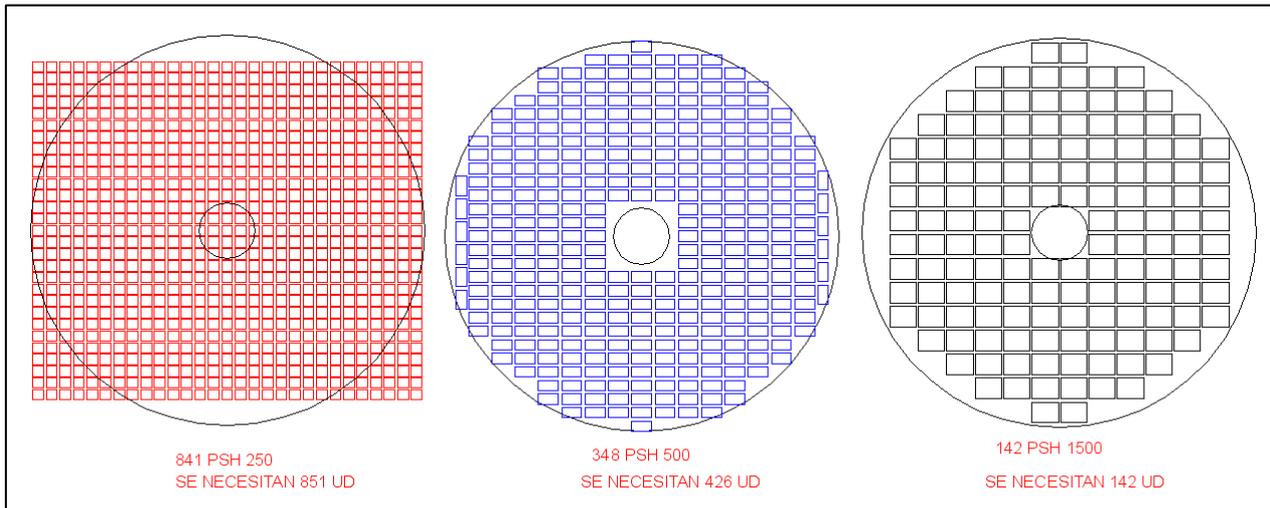


Figura 33: Distribución de los módulos de membrana sobre decantador secundario de 35 m

Tal y como se puede ver en el gráfico anterior, la única disposición posible para albergar todos los módulos de membrana en un decantador de 35m de diámetro como el existente actualmente en la Edar de Alcira, es mediante módulos PSH 1500 (figura dcha). Por lo tanto, para el correcto dimensionado de la superficie filtrante de membranas, se deben instalar 142 módulos PSH 1500.

6.5.2 Modelización del proceso en DESASS

Para poder representar el funcionamiento de un birreactor de membranas integrado se ha implementado en DESASS este elemento. El elemento recibe una entrada de agua, y dispone de dos salidas, una de agua (efluente) por la cual sólo salen componentes solubles, y otra de fango (purga) por la que salen tanto componentes solubles como particulados, tal como se observa en la Figura siguiente que representa la alternativa adoptada.

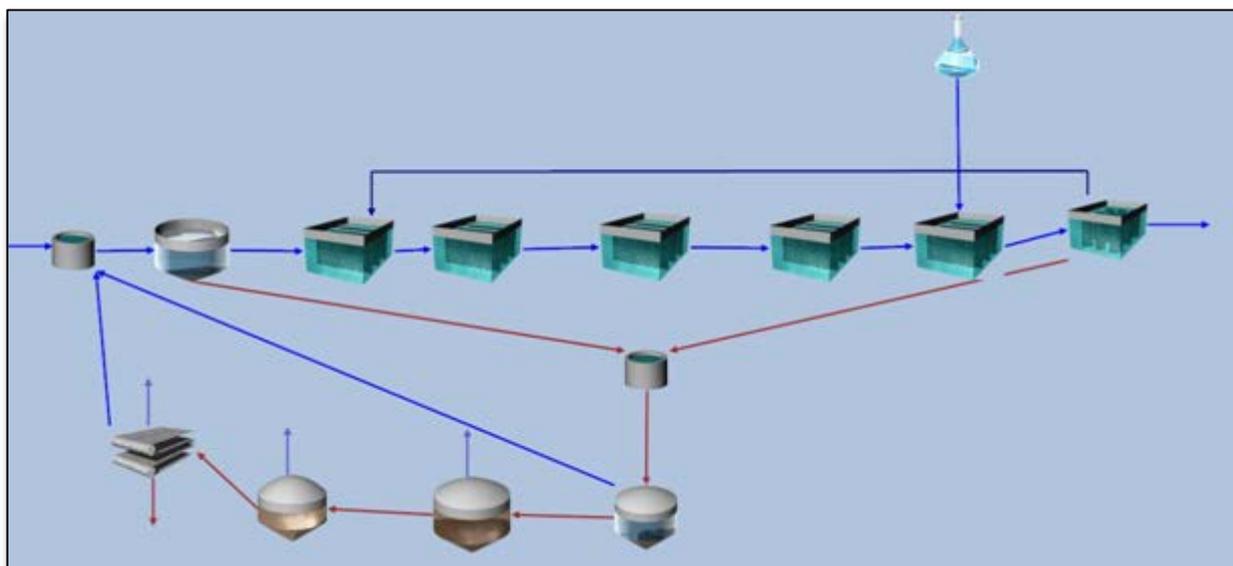


Figura 34: Esquema de tratamiento modelizado Alternativa 3

A modo de cálculos, el bio-reactor de membrana, al ser un reactor, debe ser tenido en cuenta como reactor aerobio a la hora de representar el porcentaje de volumen que se destina a la parte aerobia y anóxica. En el esquema anterior era un 30% Anóxico 70 % Aerobio. Sin embargo al añadir el nuevo reactor y sustituir la línea de decantación secundaria, hay que recalcular estos porcentajes.

El volumen destinado al reactor biológico es de $9.653,00 \text{ m}^3$ y el destinado al reactor de membranas es de $1.414,84 \text{ m}^3$ que ha sido obtenido considerando el volumen del decantador secundario. Por lo tanto el nuevo volumen de reacción es de $11.067,8 \text{ m}^3$. Manteniendo las mismos volúmenes que inicialmente se correspondían con la parte anóxica, ahora la proporción resultante es 26% Anóxico y 74% Aerobio.

6.5.3 Resultados obtenidos variando el tiempo de retención celular.

De acuerdo al esquema anterior, a continuación se muestran los valores obtenidos para diferentes tiempos de retención celular. Se han estudiado tiempos de retención celular desde 9 hasta 30 días, con el objeto de observar la influencia de los procesos biológicos y su efectividad para la eliminación de nutrientes. Al instalar un reactor MBR, hay que tener en cuenta que es necesario que para poder agitar las membranas la concentración de oxígeno disuelto debe ser al menos de $6 \text{ mg}/10_2$

VALORES FIJOS

VOLUMEN	11.067,8 m ³
TEMP	15 °C
O.DISUELTO REACTOR	2 mg/l
O.DISUELTO MBR	6 mg/l

R. ANOXICO

TRC	X _h [mg/l]	X _{aut} [mg/l]	S _{NH4} [mg/l]	S _{N03} [mg/l]
30,00	1.818,10	201,02	5,17	3,98
25,00	1.745,50	190,33	5,20	4,22
20,00	1.647,30	176,20	5,24	4,56
13,00	1.432,15	146,54	5,36	5,32
12,00	1.389,80	140,80	5,38	5,48
11,00	1.341,80	134,50	5,41	5,66
10,00	1.289,00	127,67	5,40	5,85
9,00	1.236,41	120,60	5,44	6,44

Los resultados obtenidos muestran que la concentración de la biomasa se incrementa a medida que aumenta el tiempo de retención celular es decir, a altos tiempos de retención celular se favorece el crecimiento de las bacterias.

Tal y como se ve en los datos anteriores se produce el proceso de desnitrificación en la zona anóxica. Sin embargo es de destacar que a pesar del amplio rango estudiado de TRC desde 9 a 30 días, no se aprecia un incremento notable del proceso de des-nitrificación.

R. AEROBIO

TRC	X _h [mg/l]	X _{aut} [mg/l]	X _{tts} [mg/l]	S _{NH4} [mg/l]	S _{N03} [mg/l]
30,00	1.816,00	201,74	10.364,00	0,23	9,08
25,00	1.743,70	191,07	8.779,30	0,27	9,29
20,00	1.645,90	179,97	7.178,20	0,34	9,58
13,00	1.432,15	146,54	4.885,20	0,60	10,15
12,00	1.388,00	141,60	4.555,00	0,67	10,25
11,00	1.341,00	134,50	4.218,00	0,77	10,35
10,00	1.289,00	128,48	3.877,00	0,90	10,45
9,00	1.236,86	121,45	3.539,00	0,67	11,20

El proceso de nitrificación disminuye a medida que aumenta el TRC debido a que la concentración de amonio disminuye a medida que aumenta el TRC.

EFLUENTE								
TRC	DQO[mg/l]	Nt[mg/l]	NH ₄ [mg/l]	NO ₃ [mg/l]	N ₂ [mg/l]	Pt[mg/l]	P _{sol} [mg/l]	Pt _{susp} [mg/l]
30,00	24,64	10,02	0,06	9,41	16,2	1,34	1,01	0,35
25,00	24,76	10,3	0,07	9,65	16,19	1,33	0,99	0,34
20,00	24,92	10,66	0,09	9,98	16,19	1,3	0,97	0,33
13,00	25,25	11,49	0,15	10,72	16,16	1,25	0,93	0,93
12,00	25,3	11,67	0,18	10,8	16,16	1,24	0,92	0,32
11,00	25,38	11,86	0,21	11,01	16,15	1,23	0,92	0,32
10,00	25,46	12,09	0,25	11,21	16,14	1,22	0,91	0,31
9,00	25,57	12,74	0,2	11,9	16,05	1,21	0,9	0,31

Los datos obtenidos en el efluente, muestran como el tiempo de retención celular favorece la eliminación de [N_T] hasta prácticamente alcanzar los parámetros deseados. Hay que tener en cuenta que respecto a la eliminación de fósforo, se ha mantenido el proceso de precipitación química con las mismas condiciones que en la primera alternativa.

6.5.4 Resultados obtenidos variando la recirculación de fangos

REACTOR ANÓXICO				
REC	TRC	Xh [mg/l]	Xaut[mg/l]	SN03[mg/l]
4,00	20,00	1.703,60	178,71	7,30
3,00	20,00	1.647,30	176,20	4,56
2,00	20,00	1.576,30	171,23	1,34

Manteniendo el TRC en 20 días, se observa la influencia que tiene el aumento de la recirculación de fangos. Un aumento de la recirculación produce un mayor crecimiento de la biomasa. Al aumentar la recirculación, aumenta la concentración de nitratos procedentes de la decantación secundaria

REACTOR AEROBIO						
REC	TRC	Xh[mg/l]	Xaut[mg/l]	Xtts[mg/l]	SNH4[mg/l]	SN03[mg/l]
4,00	20,00	1.702,30	179,28	7.318,60	0,35	11,16
3,00	20,00	1.645,90	176,96	7.178,50	0,34	9,58
2,00	20,00	1.575,10	172,32	6.951,70	0,33	8,28

En la fase aerobia, se observa que el proceso de nitrificación se favorece con el aumento de la recirculación de fangos.

EFLUENTE					
REC	TRC	DQO[mg/l]	Nt[mg/l]	NH ₄ [mg/l]	NO ₃ [mg/l]
4,00	20,00	24,93	12,21	0,1	11,51
3,00	20,00	24,92	10,66	0,09	9,98
2,00	20,00	24,93	9,42	0,07	8,75

En el efluente se observa que manteniendo la recirculación de fangos en 2, es decir el caudal que se recircula es el doble del de entrada, se consigue cumplir con los requisitos de [Nt] manteniéndolos por debajo de 10 mg/l. Esto es debido a que como se ha comentado anteriormente, un aumento del caudal de recirculación, no favorece el proceso de des-nitrificación, que puede ser debido a que el oxígeno procedente del reactor MBR perjudica a la des-nitrificación. Por lo que se concluye que manteniendo la recirculación al mínimo se consiguen mejores rendimientos en el proceso global de eliminación de [Nt]

6.5.5 Resultados de la línea de fangos.

LINEA DE SALIDA DEL ESPESADOR		
Xtss	31.081,71	mg /l
SSV	14.961,21	mg /l
SSVB	6433,21	mg /l
% SSV	48,1	%
% SSVB	43	%

LINEA DE SALIDA DEL DIGESTOR		
Xtss	25.471,00	mg /l
SSV	9.143,38	mg /l
SSVB	167,17	mg /l
% SSV	35,9	mg /l
% SSVB	1,8	mg /l
Salida de Gas	1.218,08	m ³ /día
CH ₄	66,23	%
Co ₂	32,16	%

LINEA DE SALIDA DEL DEPOSITO TAMPÓN		
Xtss	23.271,48	mg /l
SSV	9.047,83	mg /l
SSVB	113,26	mg /l
% SSV	38,9	
% SSVB	1,3	

6.5.6 Resultados sobre la aireación

CÁLCULO SOPLANTES		
Numero de Soplantes	3	
Marca Modelo	LIGP- 26-20	
P Motor	160-122	
Potencia Instalada [Kw]	630	
Potencia Máxima Utilizada	244	Kw
Consumo Aproximado	4.379,8	(Kwh/día)

7.- COMPARACION DE ALTERNATIVAS

A lo largo de este trabajo se ha observado que son varias las diferencias existentes entre el proceso de fangos activados y los bio-reactores de membranas. Sin embargo la esencia de los dos tratamientos es la misma, ambos son dos tipos de tratamientos biológicos que constan de un proceso físico de separación sólido-líquido. Mientras que el proceso biológico es básicamente el mismo, salvando las diferencias existentes entre los parámetros operacionales, el tratamiento físico de separación sólido-líquido establece la mayor diferencia entre ambos, el cual afecta de forma directa al tratamiento biológico.

7.1 Análisis técnico de las alternativas

A continuación se muestran los resultados obtenidos entre la alternativa 1 y 3 en términos de eficiencia en la reducción de nutrientes y materia orgánica.

		ALTERNATIVA 1		ALTERNATIVA 2		ALTERNATIVA 3	
		LUDZAK-ETTINGER MODIFICADO		NITRIF- DESNITRIF SIMULTANEA		BRM	
	Influyente	Efluente	Eficiencia	Efluente	Eficiencia	Efluente	Eficiencia
DQO [mg/l]	255.37	32.56	87%	32.57	87%	24.93	90%
Pt [mg/l]	9.49	2.02	79%	2.01	79%	1.31	86%
S _{po4} [mg/l]	6.17	0.92	85%	0.92	85%	0.97	84%
X _{rss} [mg/l]	142.96	17.27	88%	17.29	88%	5.00	97%
Nt[mg/l]	35.95	9.66	73%	12.3	66%	9.42	74%
NH ₄ [mg/l]	17.60	0.53	97%	1.98	89%	0.07	100%

7.2 Análisis económico de las alternativas

Un factor importante que impide el uso extenso de los BRM, a pesar de todas las ventajas del proceso, es el coste tanto de inversión como de explotación, siendo el más importante el coste derivado de las membranas. Para determinadas características de aguas residuales, el diseño de los BRM reúne tres grupos básicos de parámetros: factores biológicos, factores hidrodinámicos y las membranas. Su influencia sobre los costes de inversión y operación es compleja y en muchos casos antagónica.

En el caso actual, se trata de comparar los costes de inversión que resultan de ampliar la actual EDAR de Alcira-Carcaixent. Tal y como se ha comprobado, en cualquiera de las alternativas es necesario ampliar la decantación primaria en dos unidades de decantación.

Respecto al tratamiento secundario cabe la posibilidad de añadir 2 decantadores secundarios a los existentes, formando un total de 4 decantadores de acuerdo a los esquemas planteados, o por el contrario analizar el coste que supondría inutilizar uno de los dos decantadores secundarios existentes, aprovechando el otro para instalar el reactor MBR según se ha explicado anteriormente.

Para poder realizar un estudio comparativo de ambas alternativas, se ha determinado el coste por unidad de superficie para cada caso. En el Anexo N°3 se encuentra la información relativa a los costes unitarios de infraestructura necesarios para llevar a cabo la ampliación. El estudio de justificación de precios unitarios ha sido

calculado utilizando una base de datos propia con índice de precios actualizados según el IPC.

De las tres alternativas planteadas, a modo de costes de infraestructura únicamente existe diferencia entre las alternativas 1 y 3, debido a que la alternativa N°2 en el caso de que resultase viable debido a un cambio en la carga orgánica que favoreciese el crecimiento de bacterias, necesitaría los mismos elementos hidráulicos que la alternativa N°1 es decir añadir dos decantadores primario y dos decantadores secundarios a los ya existentes.

A continuación se representa una tabla comparativa sobre los costes de presupuesto en infraestructura para las alternativas 1, 2 y 3.

RESUMEN DEL PRESUPUESTO ALTERNATIVAS 1 y 2				
FANGOS ACTIVADOS				
Ud	DECANTADORES PRIMARIOS	2,00	131.632,69 €	263.265,38 €
Ud	DECANTADORES SECUNDARIOS	2,00	184.334,73 €	368.669,46 €
			TOTAL	631.934,84 €

RESUMEN DEL PRESUPUESTO ALTERNATIVA 3				
REACTOR MBR				
Ud	DECANTADORES PRIMARIOS	2,00	131.632,69 €	263.265,38 €
Ud	REACTOR DE MEMBRANAS	1,00	8.550.856,32 €	8.550.856,32 €
			TOTAL	8.682.489.01 €

A parte de los costes en infraestructura, también existen costes de operación como es el caso de la recirculación interna y la aireación según la alternativa. Los costes de reactivos son comunes en todas las alternativas puesto que el caudal de reactivo utilizado es el mismo en las tres alternativas planteadas.

- Comparativa gastos de aireación.

	ALTERNATIVA1	ALTERNATIVA2	ALTERNATIVA3	
Aireación	3.337,70	2.943,30	4.379,80	Kwh/dia
Precio Kwh	0,10	0,10	0,10	€/kw h
Coste anual	121.826,05	107.430,45	159.862,70	€/año

- Costes de bombeo.

Los costes de bombeo en la recirculación de fangos influyen en función del tipo de alternativa. Hay que tener en cuenta que en las alternativas 2 y 3 se elimina la recirculación interna. Por lo que únicamente se tendrá en cuenta el coste de bombeo resultante de la primera alternativa.

Para determinar el cálculo de la potencia en función del caudal de bombeo, se puede hacer a través de la siguiente expresión

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

Donde P_g es la potencia requerida de bombeo, considerando la aspiración y la impulsión en $[m^3/s]$. ρ_{liquor} es la densidad del agua en $[kg/m^3]$. g es la aceleración de la gravedad en $[m/s^2]$.

A partir de los resultados de caudal de recirculación interna, se obtienen los siguientes consumos, considerando un rendimiento de bombeo de 0,7

COSTE DE BOMBEO POR RECIRCULACION INTERNA		
Rendimiento	0.70	
Hr	1.50	mca
Densidad Agua	1.000.00	kg/m ³
Caudal Rec	0.29	m ³ /s
Potencia (J/s)	6.132.05	J/S
Potencia Kwh/dia	147.17	Kwh/dia
PrecioKwh	0.10	Kwh
Coste	5.371.67	€/año

- Beneficios obtenidos por cogeneración

El biogás producido en el proceso de digestión anaerobio, se utilizará para generar la energía eléctrica necesaria para el funcionamiento de las diferentes unidades a través de una turbina de gas.

El funcionamiento consiste en quemar un combustible mezclado con aire de admisión, que proviene de un compresor, en una cámara de combustión. Los gases calientes de la combustión fluyen a través de la turbina, donde se expansionan y transforman la energía térmica en energía mecánica que se transmite al exterior de la turbina en forma de par motor. Parte de esta energía mecánica se emplea en accionar el compresor, mientras que el resto puede transformarse en energía eléctrica usando un alternador.

La energía residual en forma de gases de escape a elevada temperatura, se utiliza para satisfacer total o parcialmente las necesidades térmicas del proceso. Estos gases son relativamente limpios y por lo tanto se pueden aplicar directamente a procesos de secado, o ser aprovechados para la producción de vapor o agua caliente, mediante calderas convencionales o de recuperación.

Los rendimientos de las turbinas de gas (relación entre producción de energía mecánica y consumo de combustible) están comprendidos entre el 25 % y 35 %.

A continuación se muestran los resultados obtenidos en función del gas producido en cada una de las alternativas.

	ALTERNATIVA 1	ALTERNATIVA 2	ALTERNATIVA 3	
Gas	2.468.00	2.523.00	1.218.08	m³/día
Ch4 (66%)	1.634.56	1.670.98	806.73	m³/día
Poder Calorífico Ch4	37.270.00	37.270.00	37.270.00	Kj/m³
Producción	60.919.917.03	62.277.532.68	30.066.990.49	Kj/día
Aprovech 30%	18.275.975.11	18.683.259.80	9.020.097.15	Kj/día
Producción Útil	5.076.66	5.189.79	2.505.58	Kwh/día
Precio Kwh	0.05	0.05	0.05	€/kw h
Ingresos	96.355.00	98.502.30	47.555.96	€/año

A continuación se representan el estudio de costes de mantenimiento variables en cada alternativa junto con el coste de anual de amortización de inversión según cada caso.

	INGRESOS POR COGENERACION (€AÑO)	COSTES DE AIREACION (€AÑO)	COSTES RECIRCULACION INTERNA (€AÑO)	COSTES DE AMORTIZACION DE INVERSION (€AÑO) 4% Interes 20 Años	TOTAL COSTES (€AÑO)
ALTERNATIVA 1	96.355.00	121.826.05	5.371.67	36.813.11	260.365.83
ALTERNATIVA 2	98.502.30	107.430.45	-	36.813.11	242.745.86
ALTERNATIVA 3	47.555.96	159.862.70	-	638.872.74	846.291.40

8.- SELECCIÓN DE LA ALTERNATIVA ÓPTIMA

A la vista de los resultados, una vez estudiadas las tres alternativas desde el punto de vista técnico y económico, **se concluye que la alternativa N°1 es la que resulta más viable**. Esto es Debido a:

- **Técnicamente** y dadas las características actuales del agua residual de entrada las alternativas 1 y 3 son viables, debido a que según se ha indicado se consiguen cumplir los requisitos de vertido.
- **Económicamente** la alternativa N°3 resulta inviable debido al elevado coste por unidad de superficie que tiene la instalación de un bioreactor de membranas el cual está en torno a 40 €/m²

Sin embargo, es importante resaltar que a pesar de que no es posible la eliminación biológica del fosforo ni cumplir estrictamente con los requisitos de vertido de N_t en la Alternativa N°2, en su mayor parte causado por la baja carga orgánica que tiene el agua residual, la cual impide el crecimiento de bacterias PAO, heterótrofas y autótrofas, Hay que destacar que esta alternativa queda condicionada a la dotación y caracterización del agua actual. En el caso de que aumentase la carga orgánica del agua, la alternativa sería viable. Sin embargo sería necesario ampliar el sistema reactor biológico aumentando así los costes de inversión.

Tal y como se puede apreciar en la ilustración N°5 en el diseño de la planta de tratamiento se tuvo en cuenta una posible ampliación consistente en duplicar los decantadores y reactores. Así pues en tal caso habría que tener en cuenta un aumento de los costes de infraestructura valorado en **463.825.54 €** según se desprende del ANEXO

III

9.- CONCLUSIONES

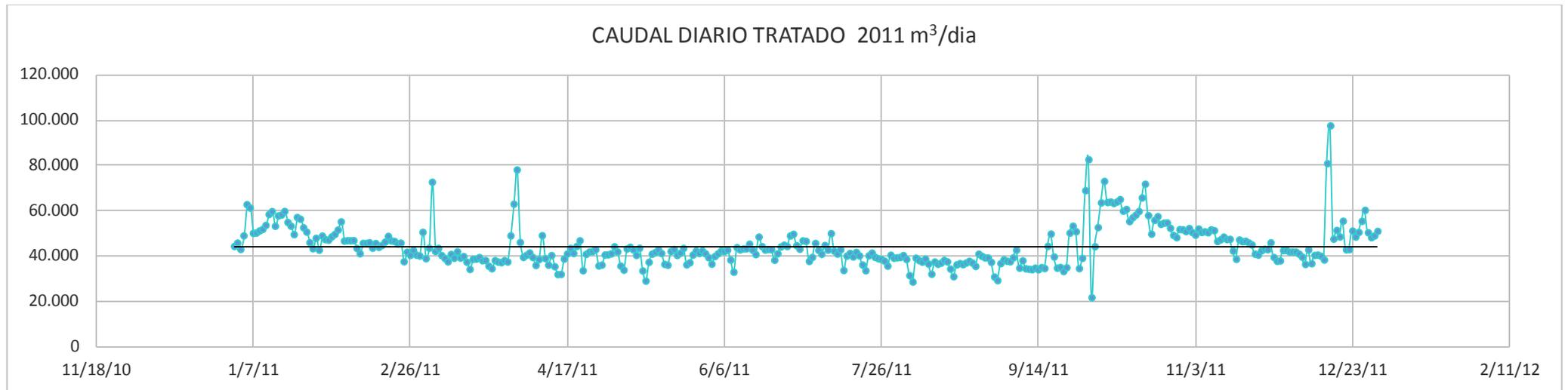
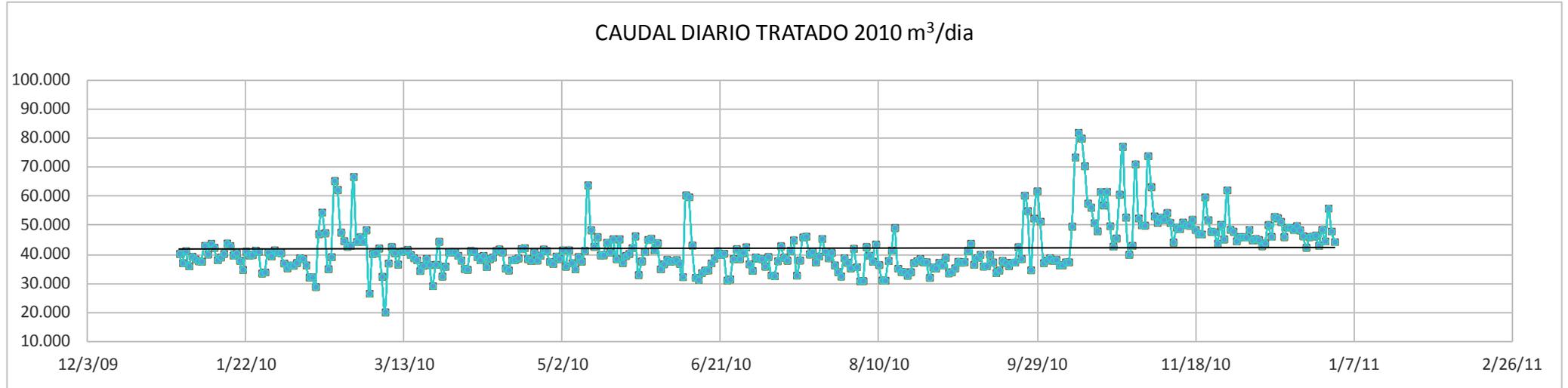
- De acuerdo con los estudios realizados en este trabajo fin de master, queda constatado que la estación depuradora de aguas residuales de Alzira-Carcaixent debe ser ampliada para poder gestionar sus aguas residuales, debido a un aumento progresivo del caudal necesario a tratar. Sin embargo las cargas orgánicas que está recibiendo la EDAR son inferiores a las contempladas en el proyecto original, por lo que cabe la posibilidad de ampliar únicamente la decantación primaria y secundaria además de incluir un tratamiento terciario para eliminación de fósforo suspendido.
- En las simulaciones realizadas se observa que el proceso de nitrificación y des-nitrificación utilizando el reactor actual resultó ser eficaz para la eliminación de nitrógeno mediante la alternativa 1, obteniéndose una conversión muy eficiente de amonio a nitrato, ya que la eliminación del nitrógeno fue favorecida al operar la EDAR con TRC de 9 días, obteniéndose fangos suficientemente estabilizados.
- En cuanto a la eliminación biológica de fósforo, no se vio favorecido el desarrollo de las bacterias acumuladoras de fosfatos (PAOS) en la alternativa N°2, por que las concentraciones de entrada a la EDAR de materia orgánica y fósforo impedían el crecimiento de las bacterias PAOs encargadas del almacenamiento y captura del fósforo. Además, aunque se aumentó el porcentaje de la zona anaerobia, tampoco pareció ser una condición favorable que promoviera la liberación de fósforo, ya que para que se produzca esta eliminación se requieren aproximadamente 20 mg de AGV – DQO para eliminar 1 mg de fósforo. (Rössle & Pretorius, 2001)
- Debido a que no es posible la eliminación biológica del fósforo, se evaluó su eliminación mediante precipitación química con Cloruro

Férrico, obteniéndose buenos resultados mediante dosis de reactivo de 5 m³ Cl Fe/día concentrados a 500.000 mg/l para las condiciones de invierno y verano respectivamente. Estas cantidades de precipitante presentan altas eficiencias en la eliminación del fósforo, lográndose así concentraciones de vertidos entorno a a 2 mg/l, teniendo en cuenta que es necesario tal y como se ha calculado la instalación de un tratamiento terciario consiste en la instalación de un filtro de arena que sea capaz de eliminar el componente suspendido del fosforo cumpliendo así con los requisitos de vertidos exigidos por la directiva europea 91/271/CEE.

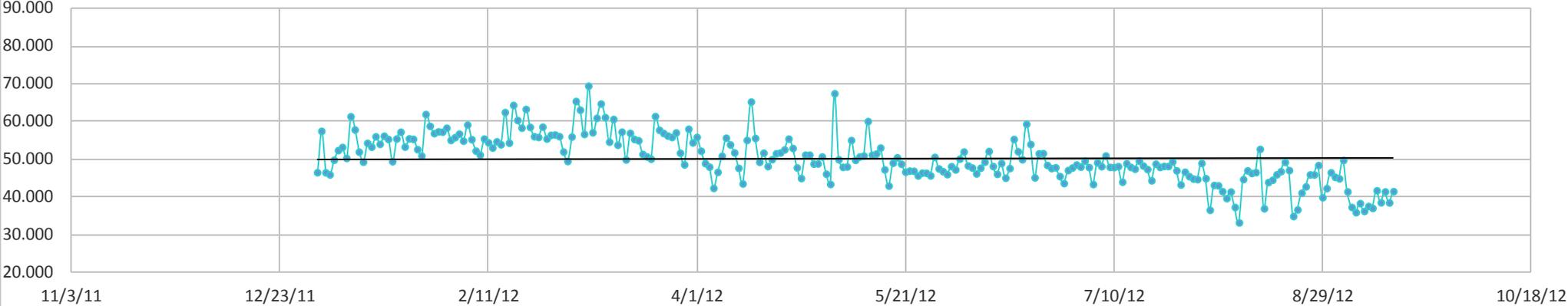
- La alternativa de instalación de un bio-reactor de membranas para evitar tener que ampliar la decantación secundaria, resulta viable técnicamente debido a que se cumplen los requisitos de vertido, además permite trabajar con altas concentraciones de sólidos suspendidos. Sin embargo esta alternativa resulta inviable desde el punto de vista económico debido a que no queda justificada su instalación por el elevado coste de instalación que supone, según se desprende en la determinación de costes anuales calculado anteriormente. Esta tecnología es frecuente en el caso de instalaciones que no disponen de espacio disponible para albergar nuevos elementos de decantación.

10.- ANEXO I DATOS ANALÍTICOS DEL INFLUENTE

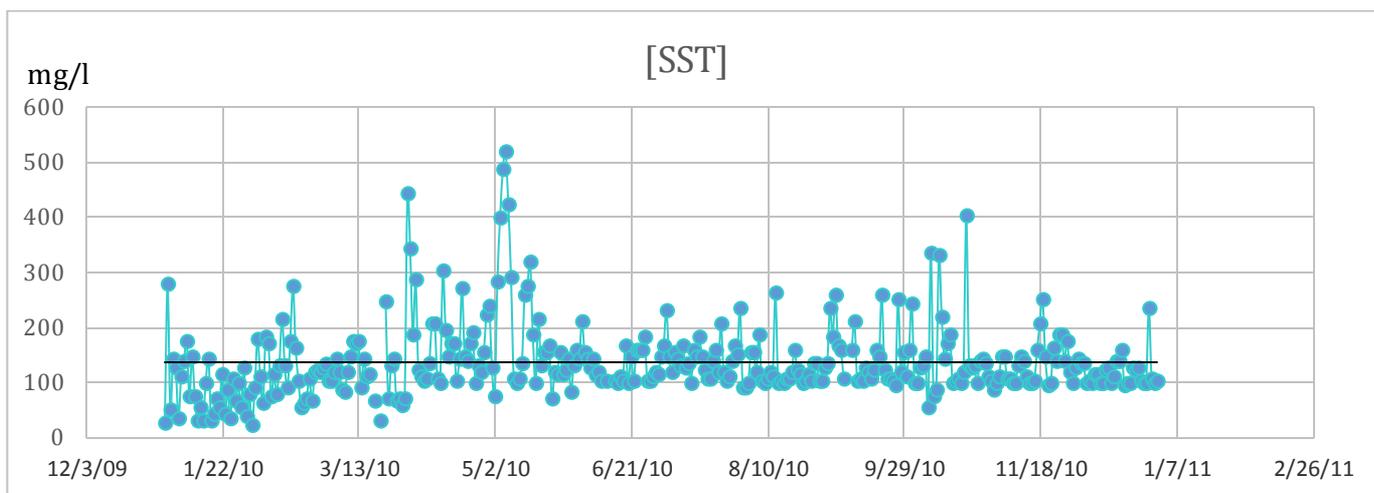
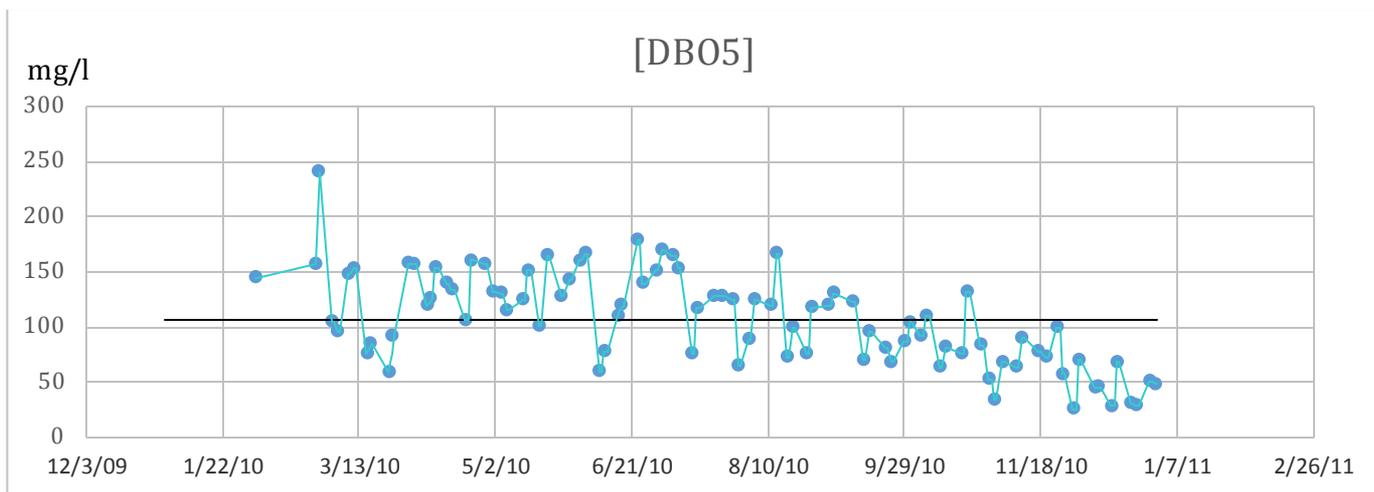
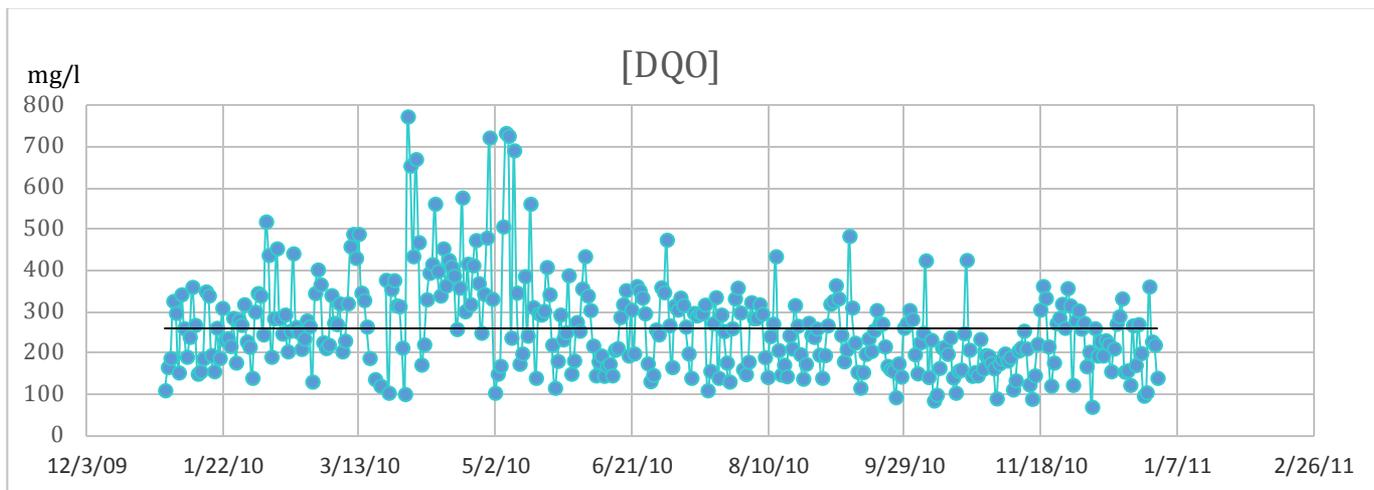
10.1 Datos de caudal bruto de entrada en tres años

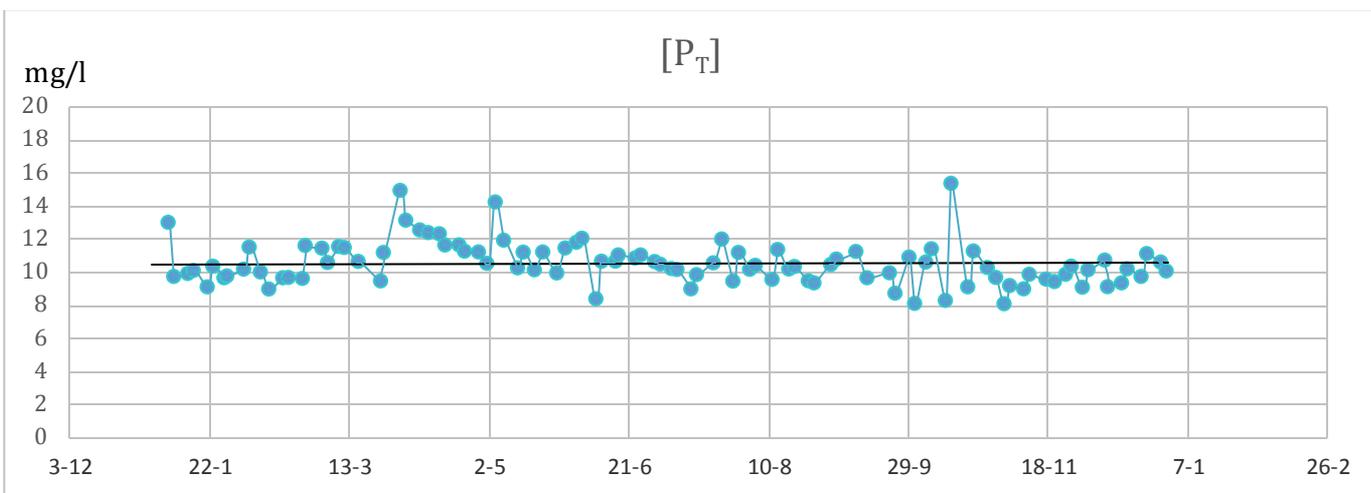
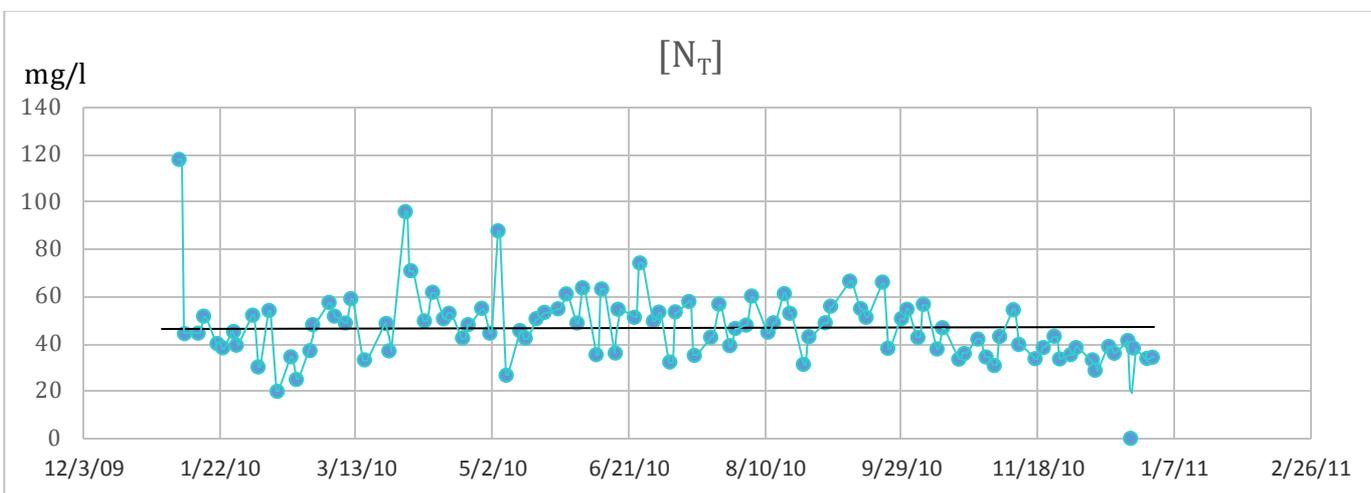
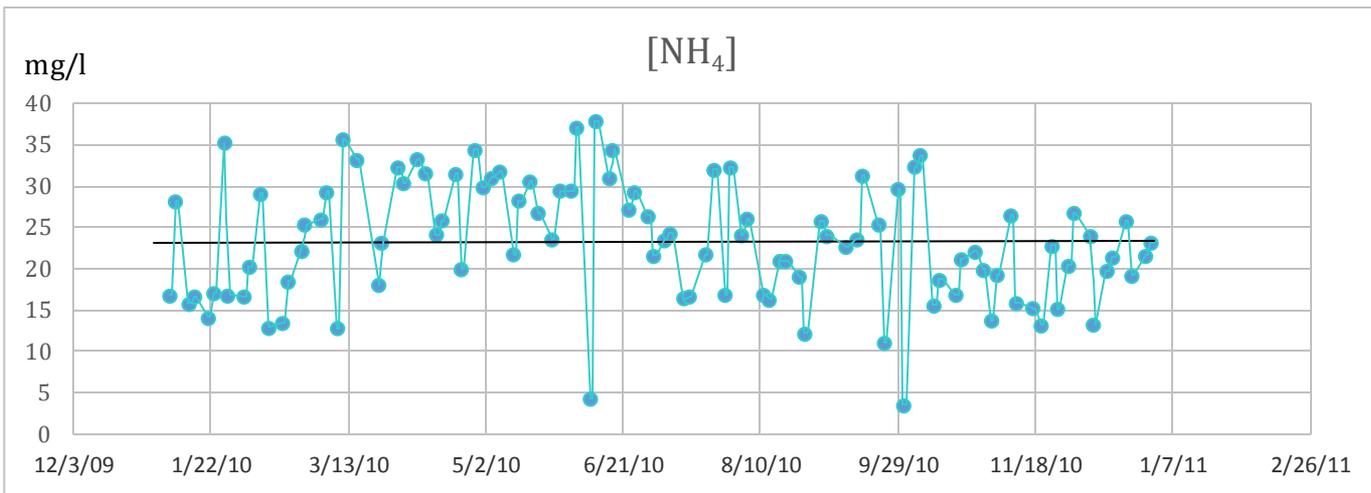


CAUDAL DIARIO TRATADO AÑO 2012 m³/dia

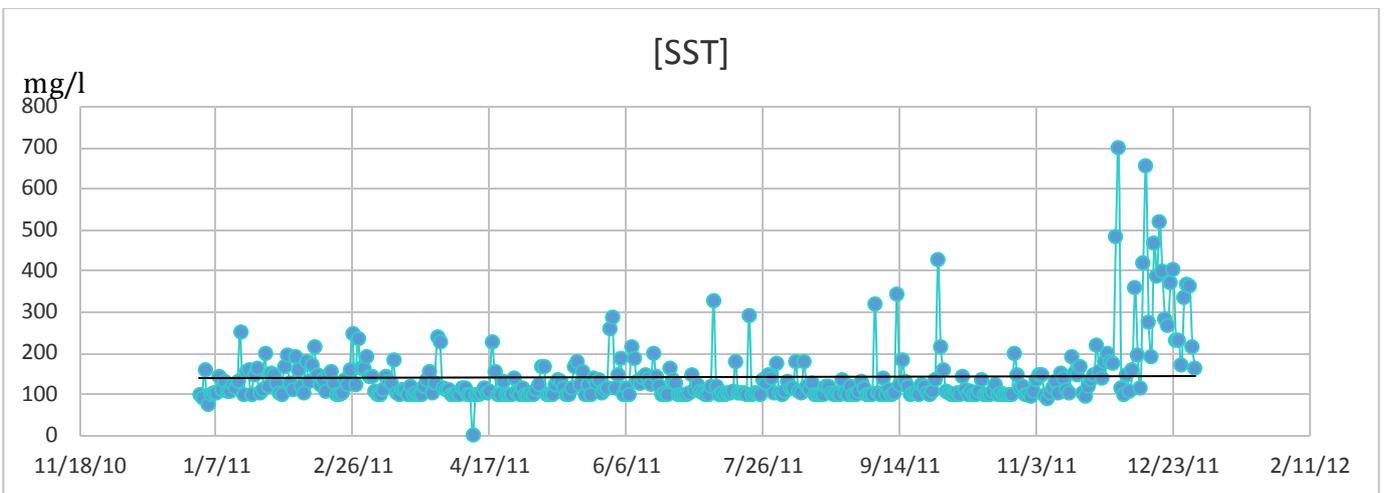
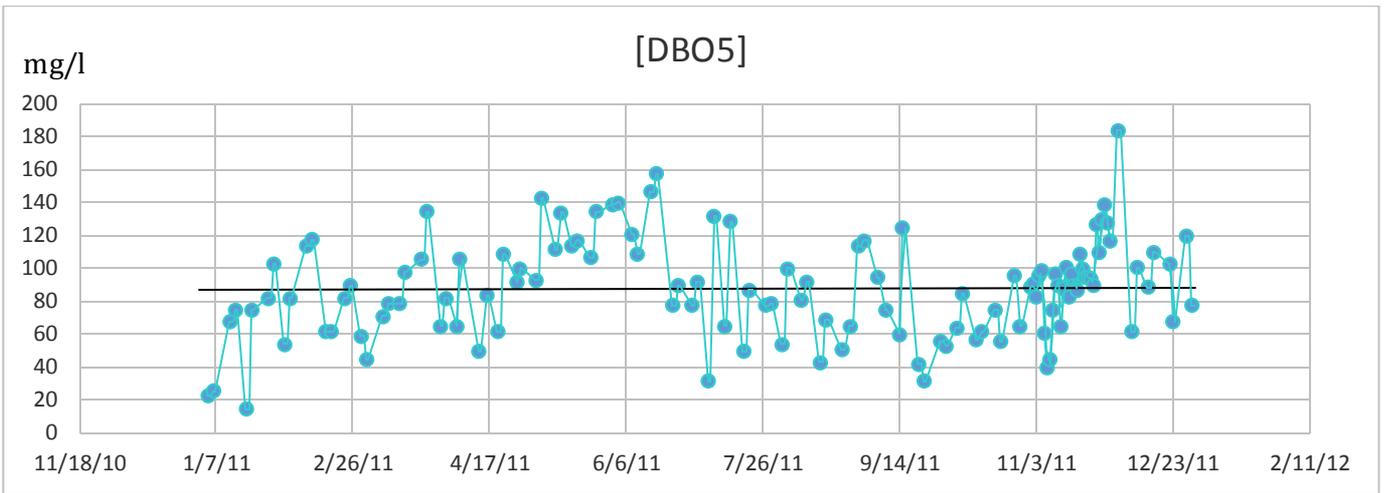
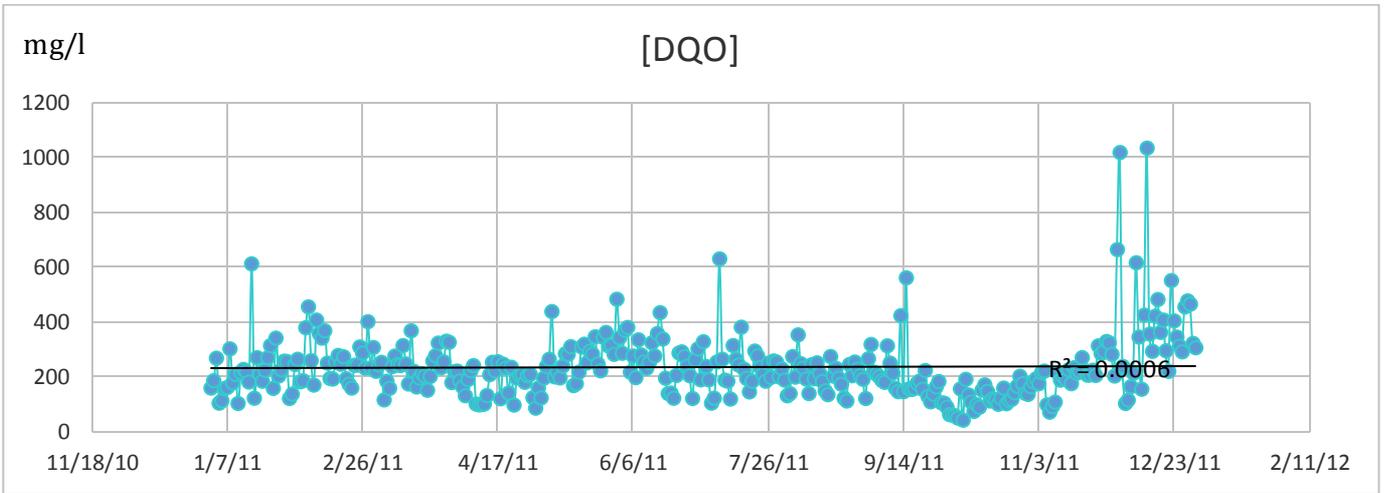


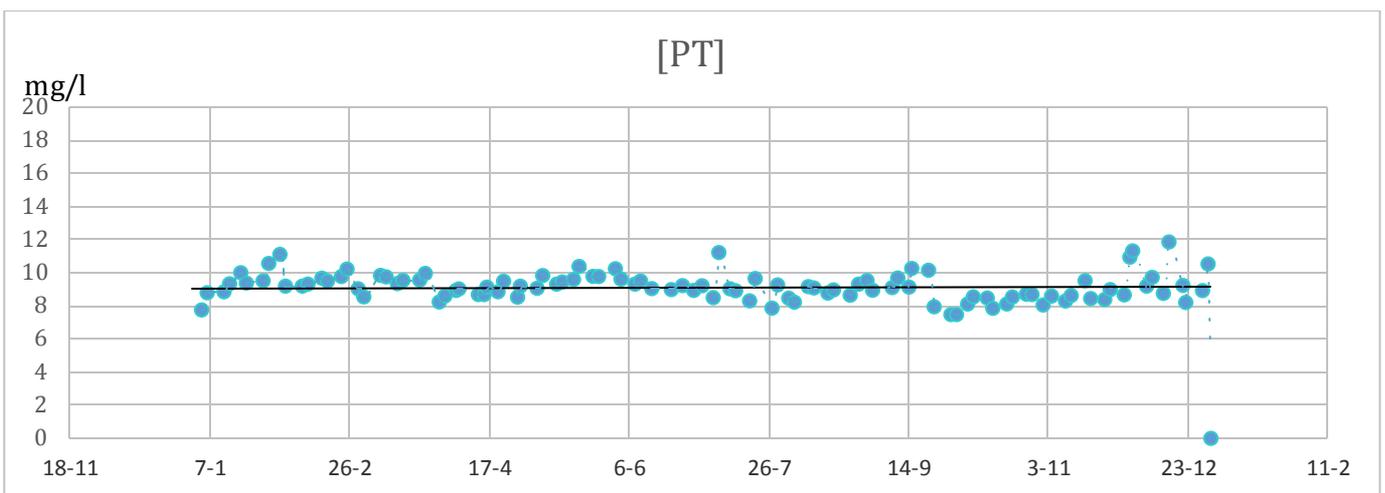
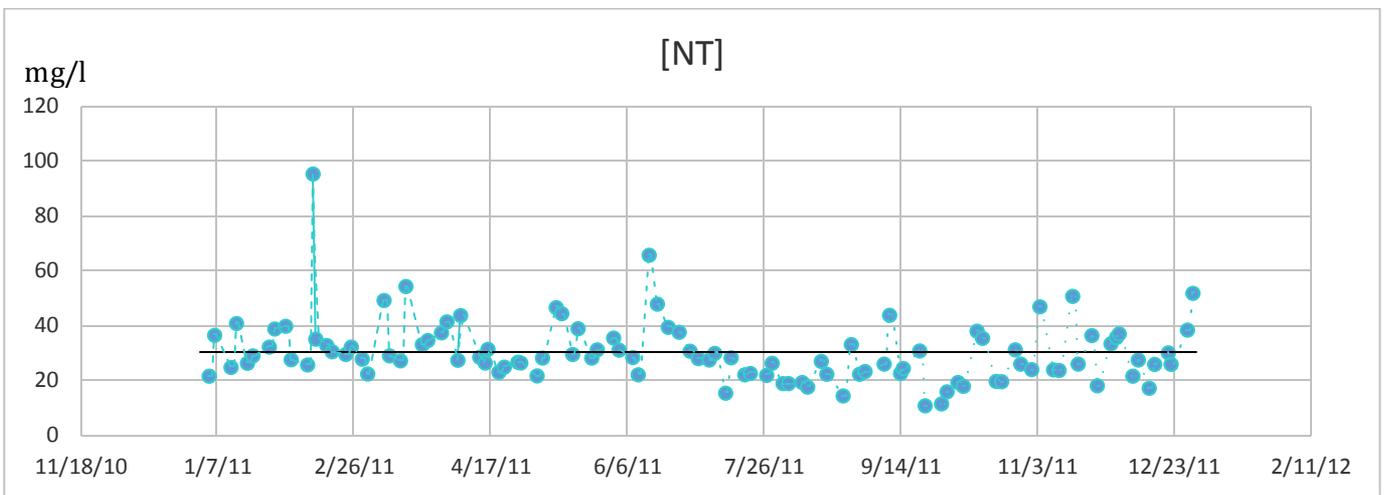
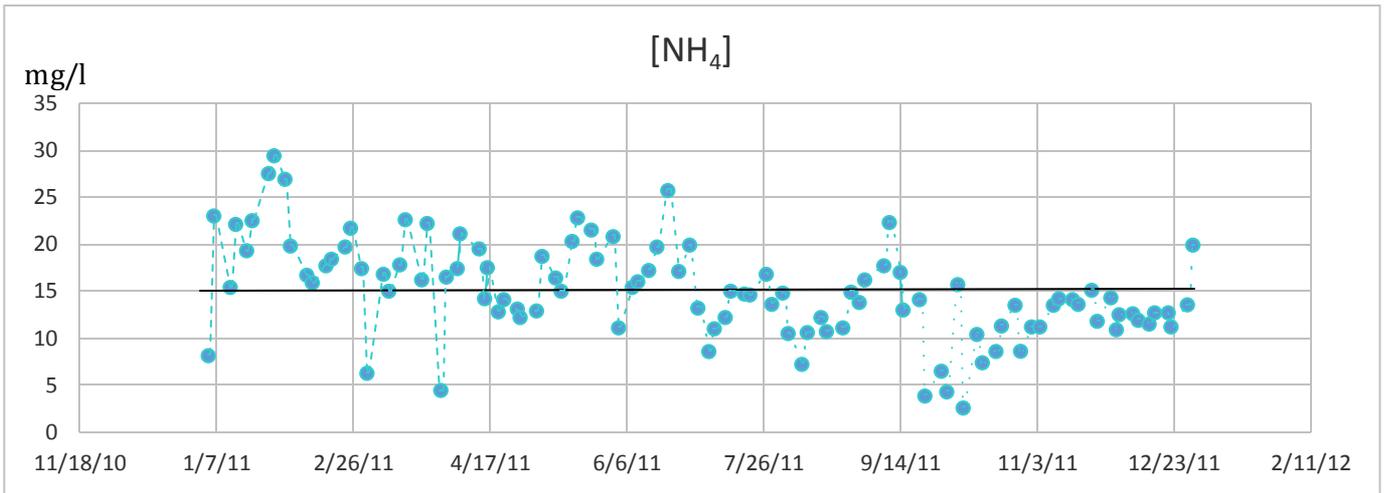
10.2 Datos analíticos del agua residual en 2010



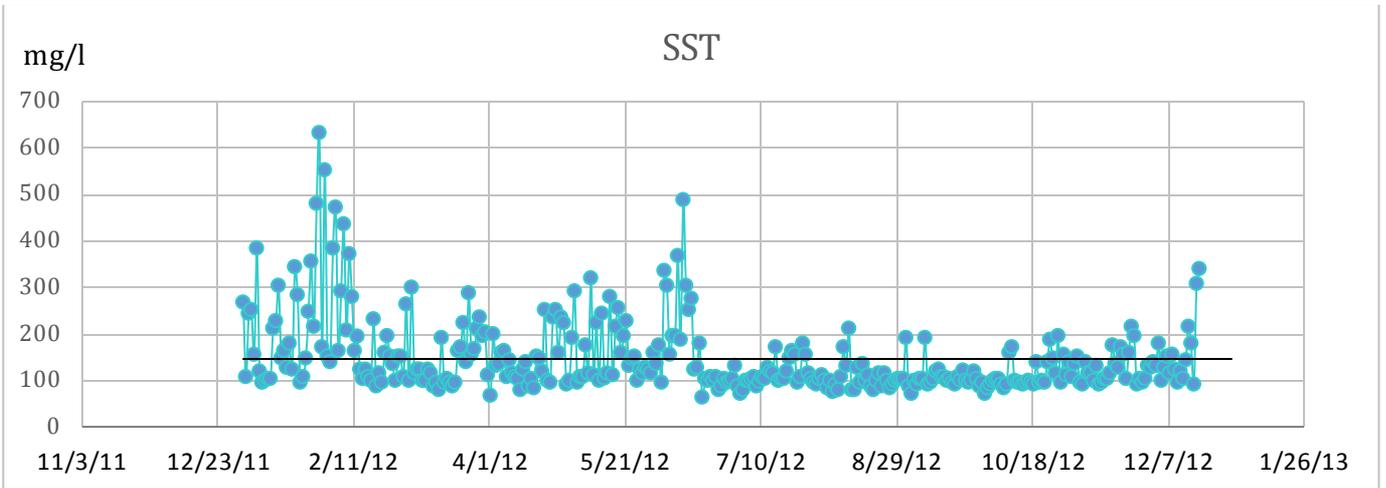
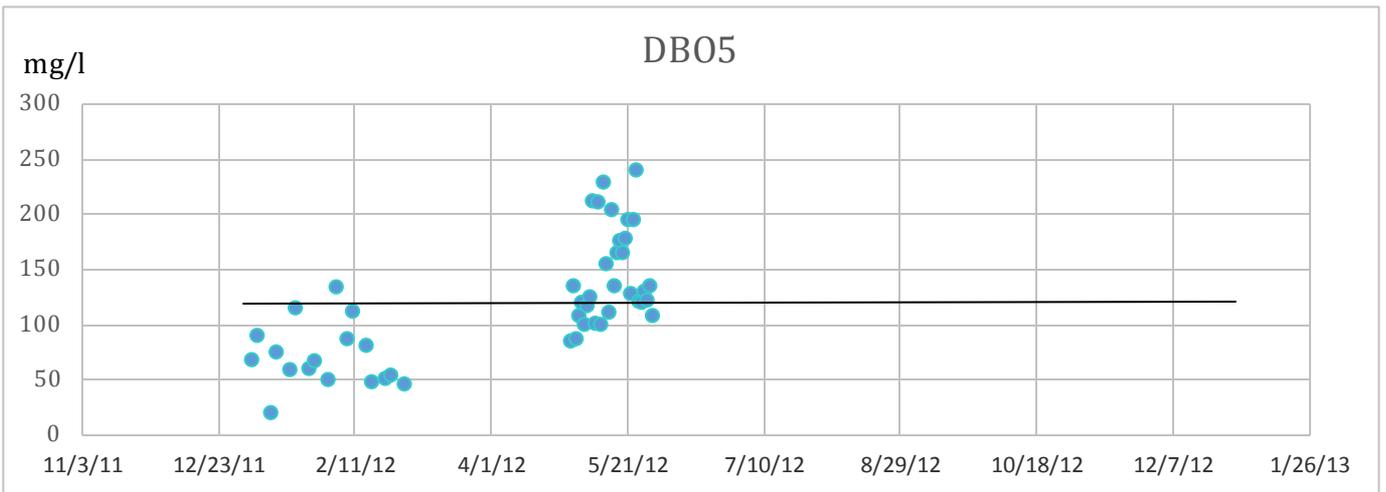
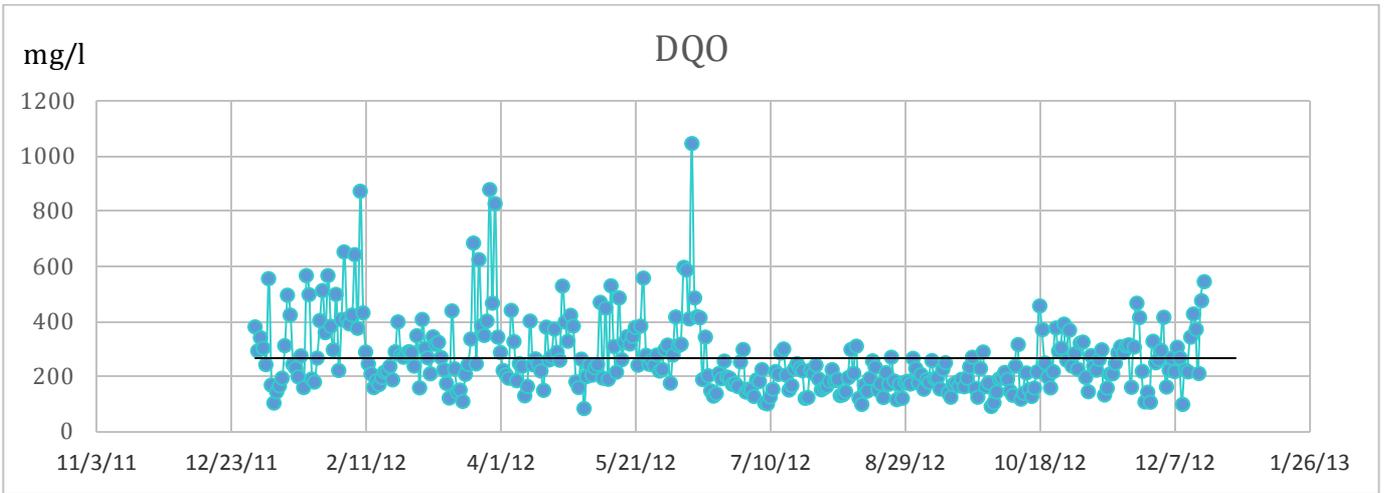


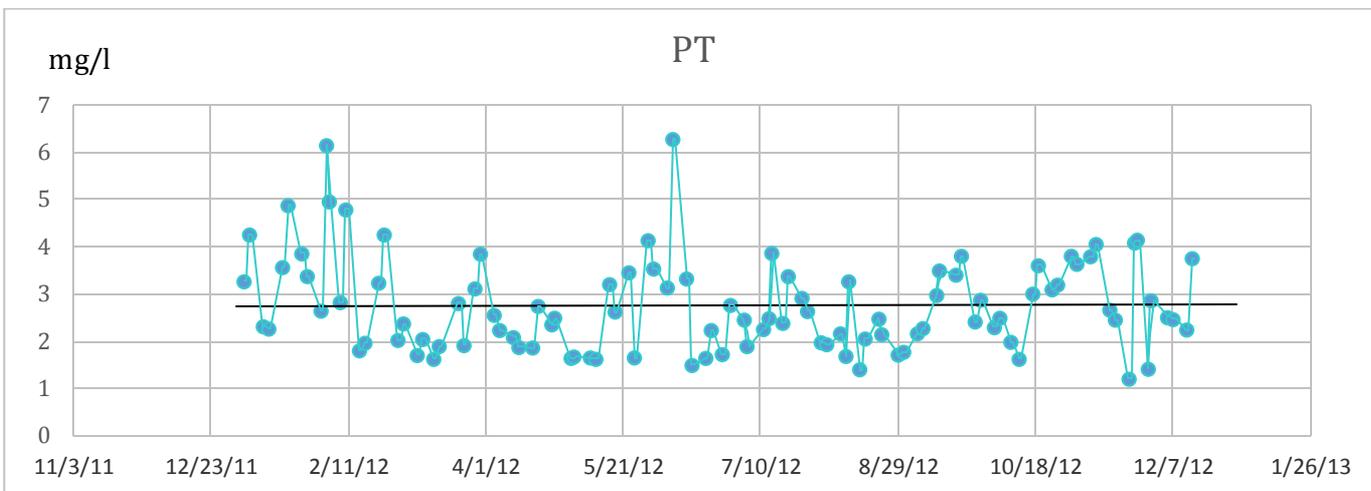
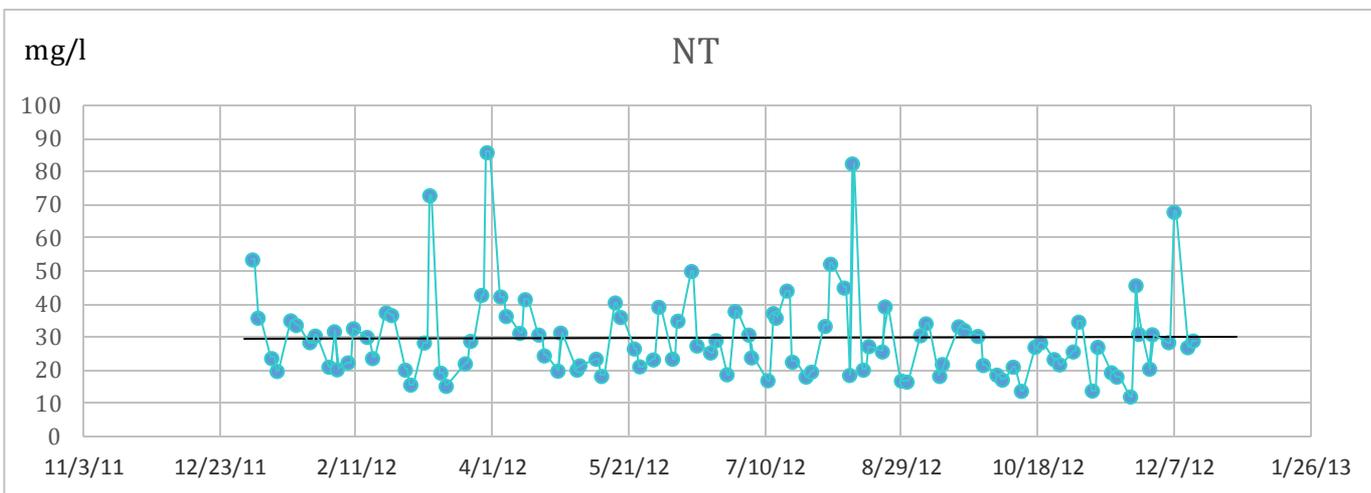
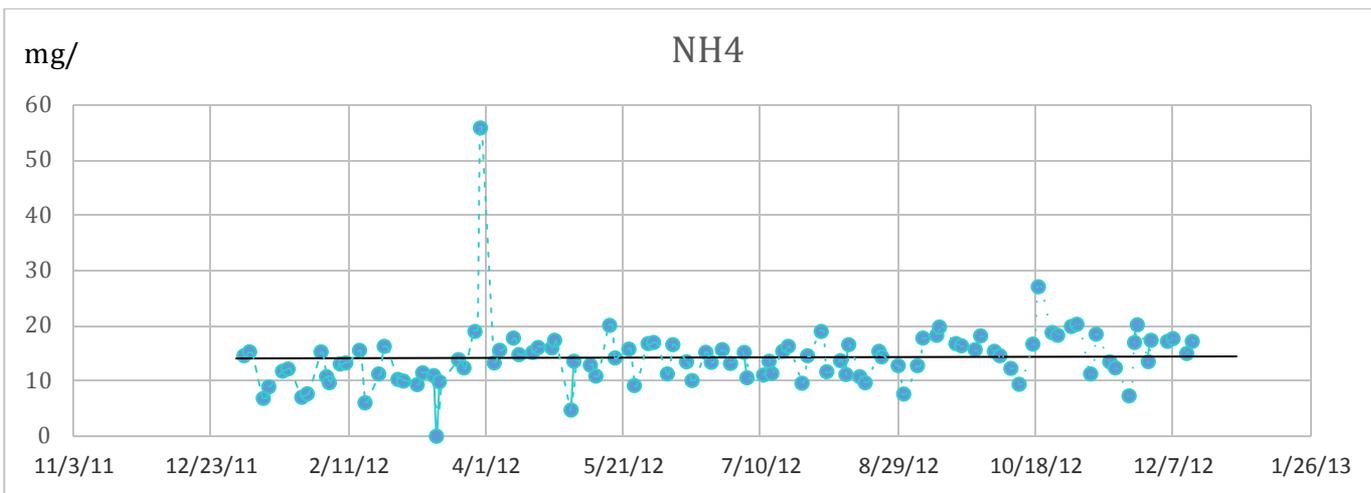
10.3 Datos analíticos del agua residual en AÑO 2011



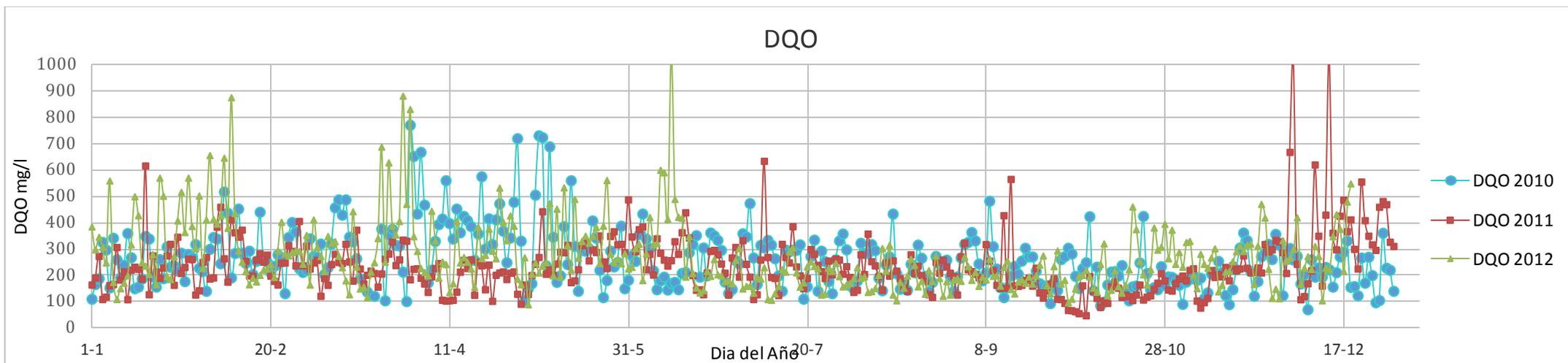


10.4 Datos analíticos del agua residual en 2012





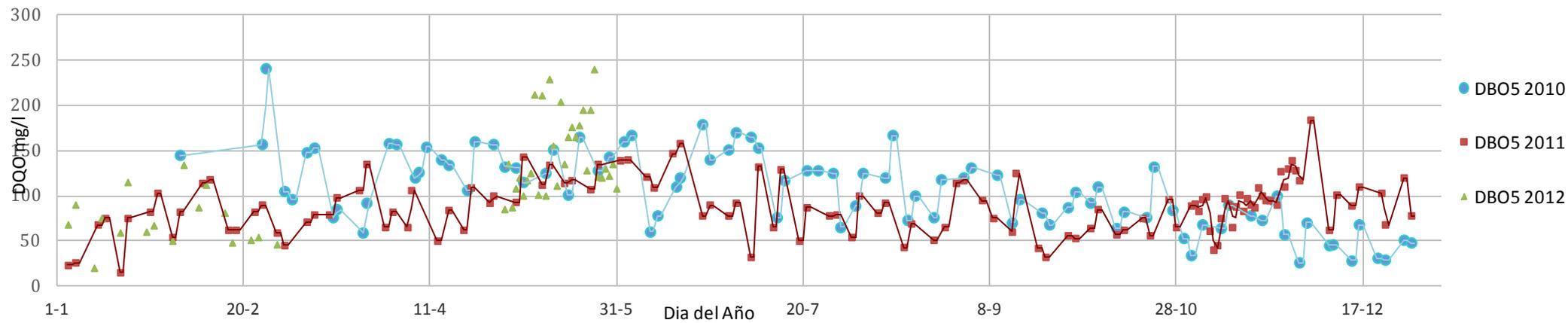
10.5 Promedio de datos en tres años



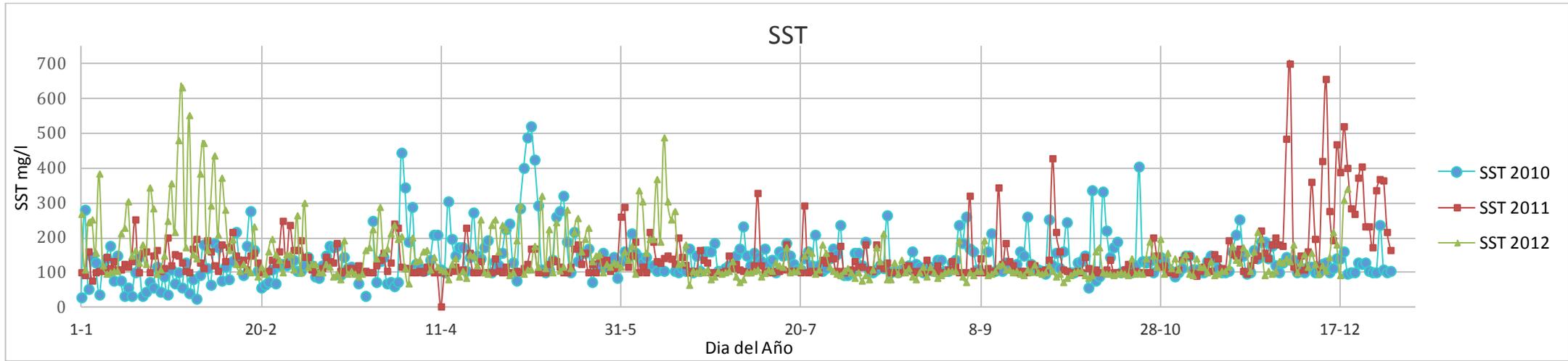
DQO

Promedio 2010	261,37 mg/l
Promedio 2011	235,58 mg/l
Promedio 2012	269,18 mg/l
VALOR MEDIO	255,37 mg/l

DBO5

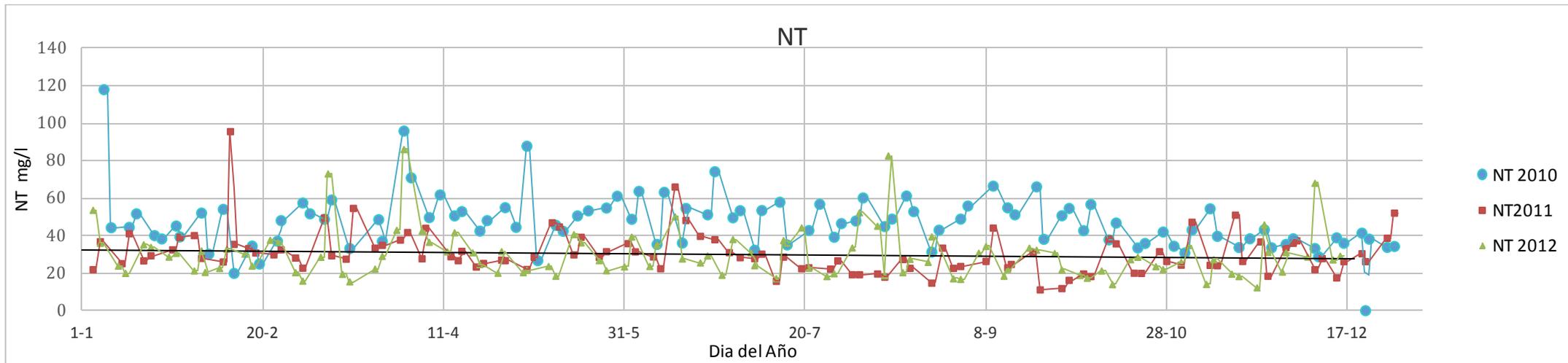


Promedio 2010	106,58 mg/l
Promedio 2011	87,90 mg/l
Promedio 2012	119,38 mg/l
VALOR MEDIO	104,62 mg/l



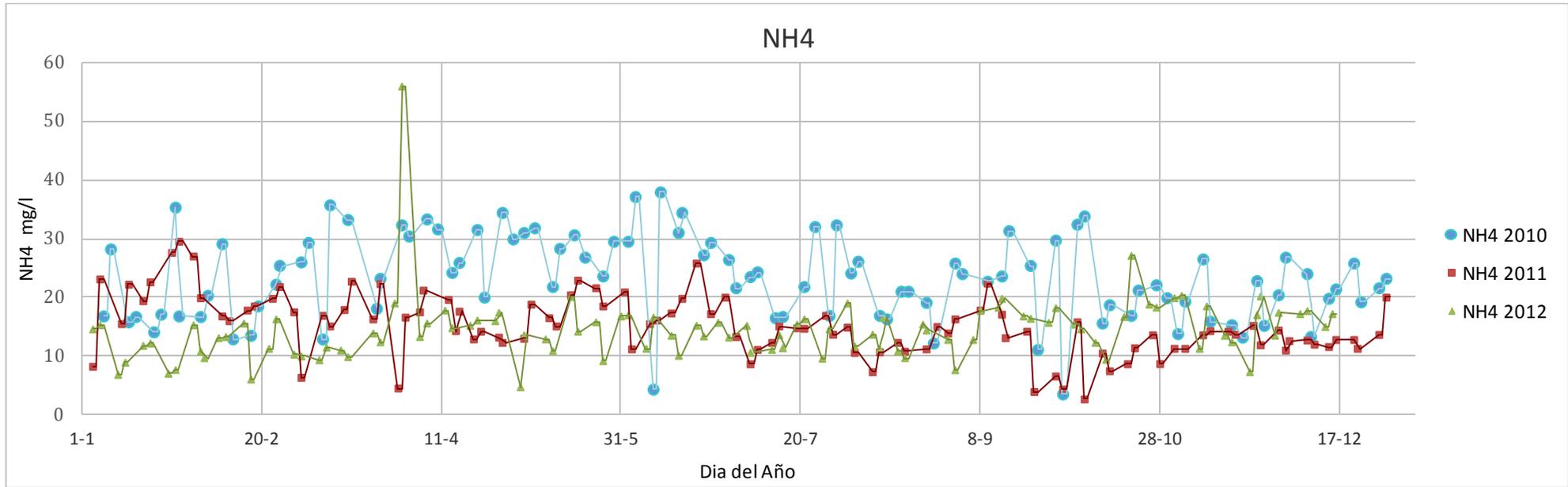
SST

Promedio 2010	138,38 mg/l
Promedio 2011	143,40 mg/l
Promedio 2012	147,11 mg/l
Valor MEDIO	142,96 mg/l



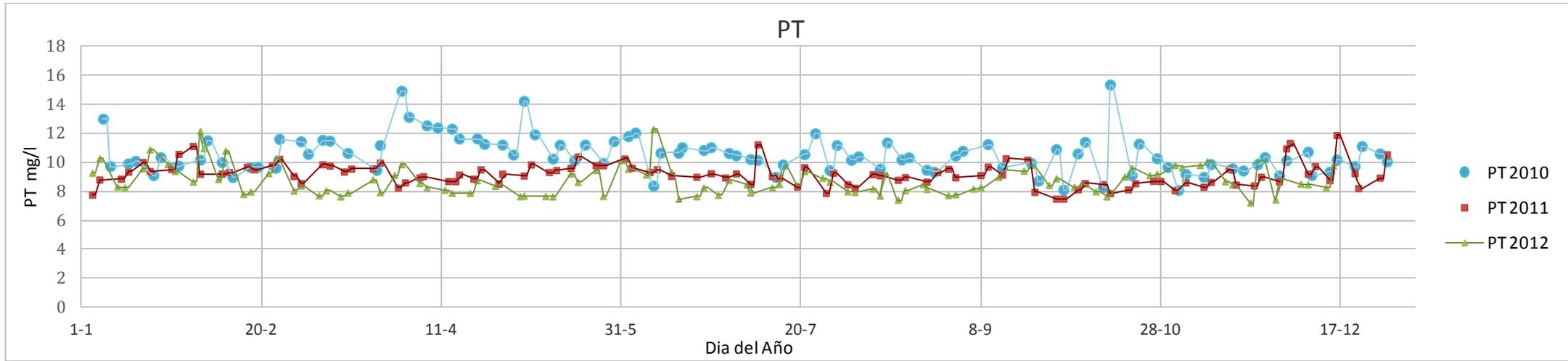
NT

Promedio2010	47,34 mg/l
Promedio2011	30,64 mg/l
Promedio2012	29,88 mg/l
Valor Medio	35,95 mg/l



NH4

Promedio 2010	23.23 mg/l
Promedio 2011	15.17 mg/l
Promedio 2012	14.40 mg/l
Valor Medio	17,60 mg/l



Promedio 2010	10,53 mg/l
Promedio 2011	9,18 mg/l
Promedio 2012	8,76 mg/l
Valor Medio	9,49 mg/l

10.6 Datos demográficos

Alzira	71.609,60 Hab
Algemesi	45.124,80 Hab
Pobla Llarga	7.321,60 Hab
Carcaixent	33.022,40 Hab
Benimuslem	1.081,60 Hab
Villanueva de Castellon	11.846,40 Hab
Senyera	1.910,40 Hab
Sant Joanet	766,40 Hab
Cogulluda	204,80 Hab
TOTAL	172.888,00 Hab

*Tabla 8 : Datos demográficos
Fuente: Instituto Nacional de Estadística*

	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006
Uso domestico	166	156	158	163	178	171	185
Otros usos	79	83	65	76	77	58	5

Tabla 9: Serie 1996-2006 (usos del agua en la Comunidad valenciana)

11.- ANEXO II INTRODUCCION AL PROGRAMA DE CALCULO DESASS

La filosofía con la que se ha desarrollado este modelo consiste en la utilización de un único modelo para representar los procesos físicos, químicos y biológicos más importantes que tienen lugar en las estaciones depuradoras. Por lo tanto, el modelo BNRM1 ampliado puede utilizarse para diseñar y simular todas las operaciones básicas de una EDAR, permitiendo tener en cuenta los efectos combinados de los diferentes procesos de tratamiento. De esta forma el funcionamiento global de la EDAR puede ser optimizado. El modelo considera los procesos físicos, químicos y biológicos más importantes que tienen lugar en una EDAR. Los procesos físicos considerados son: procesos de sedimentación y clarificación (sedimentación floculada, zonal y compresión), elutriación de los ácidos grasos volátiles y procesos de transferencia de materia entre las fases líquida y gaseosa. Los procesos químicos considerados comprenden las principales reacciones ácido base, asumiendo condiciones de equilibrio químico local e instantáneo para estos procesos, los procesos de precipitación y redisolución y los procesos de ión común. Los procesos biológicos considerados son: eliminación biológica de materia orgánica, nitrógeno y fósforo, acidogénesis, acetogénesis, metanogénesis y sulfatoreducción.

El modelo BNRM1 ampliado puede ser utilizado para el diseño, la simulación y la optimización de la estación depuradora incluyendo decantadores primarios, sistemas de fangos activados para la eliminación de materia orgánica nitrógeno y fósforo (incluyendo los procesos de desnitrificación en los decantadores secundarios), reactores biológicos de membranas aerobios o anaerobios, espesadores de gravedad, digestores de fango anaerobios. El efecto de la recirculación a cabeza de planta del sobrenadante de la digestión anaerobia será tenido en cuenta simulando el proceso de deshidratación del fango mediante un simple balance de materia. Para conseguir un diseño realista y fiable de una estación depuradora es necesario tener en cuenta la carga de nitrógeno y fósforo recirculada a través del sobrenadante de la deshidratación.

El modelo considera un total de 51 componentes, de los cuales 21 son solubles (S) y 30 particulados (X). Todos esos componentes se definen a continuación.

COMPONENTES SOLUBLES

S _A	Acetato + Ácido Acético. Es el principal producto de la fermentación, y se modela de forma independiente al resto de los ácidos grasos volátiles.
S _{Al}	Aluminio presente en el medio, empleado como micronutriente y como compuesto presente en los procesos de precipitación.
S _{Ca}	Calcio presente en el medio, empleado como micronutriente y como compuesto presente en los procesos de precipitación.
S _{CH₄}	(Metano. Es el principal producto generado en los sistemas de digestión anaerobia.
S _F	Sustratos orgánicos fácilmente biodegradables, fermentables. Es la fracción de la DQO soluble que está disponible directamente para la degradación por los organismos heterótrofos. Se asume que S _F puede servir como sustrato para el proceso de fermentación.
S _{Fe}	Hierro presente en el medio, empleado como micronutriente y como compuesto presente en los procesos de precipitación.
S _{H₂}	Hidrógeno. Subproducto generado en los sistemas de digestión anaerobia, se forma en el proceso de fermentación pero en su mayoría es transformado en metano S _{H₂S} (M _{sL-3}): Ácido sulfhídrico, producto de la reducción del sulfato. Es la suma de H ₂ S + HS ⁻ + S ⁻² .
S _I	materia orgánica inerte. La principal característica de este elemento es que no puede ser degradado. Se asume que este elemento es parte del influente.
S _{IC}	Carbono inorgánico.
S _K	Potasio presente en el medio, empleado como micronutriente y como compuesto para mantener la electroneutralidad del polifosfato dentro de la bacteria.
S _{Mg}	Magnesio presente en el medio, empleado como micronutriente y como compuesto para mantener la electroneutralidad del polifosfato dentro de la bacteria.
S _{N₂}	Nitrógeno gaseoso, N ₂ . Se asume que solamente es un producto de la desnitrificación.
S _{NH₄}	Amonio más nitrógeno amoniacal. Para el balance de las cargas eléctricas, se asume que el S _{NH₄} es solamente NH ₄ ⁺ , sin embargo, en la realidad está compuesto de NH ₃ + NH ₄ ^{+-N} .
S _{NO₃}	Nitrato, compuesto que se genera de la oxidación del nitrito.

SNO2	Nitrito, compuesto de $\text{NO}_2^- + \text{HNO}_2 + \text{-N}$ generado a partir de la oxidación del amonio y la reducción nitrato.
SO2	Oxígeno disuelto en el medio.
SPO4	Fósforo soluble inorgánico, principalmente ortofosfatos. Para el balance de las cargas eléctricas, se asume que este componente está compuesto de un 50% de H_2PO_4^- y un 50% de HPO_4^{2-} , independiente del pH.
SPRO	Productos de la fermentación excluyendo el ácido acético. Para los cálculos estequiométricos se asume que SPRO equivale a propionato.
SSO4	Sulfato presente en el agua residual empleado como aceptor de electrones por las bacterias sulfatoredutoras
TH	Protón. Este componente representa la concentración total de protones en disolución, siendo la suma analítica de las concentraciones de protones libres en disolución (H^+)

COMPONENTES PARTICULADOS

XACID	Bacterias acidogénicas. Son los organismos responsables de la generación de ácidos grasos volátiles por fermentación y de la hidrólisis de la materia orgánica particulada en condiciones anaerobias
XANA	Bacterias amoniooxidantes anaerobias. Estas bacterias son las responsables de que el amonio y el nitrito se convierta directamente en gas nitrógeno en condiciones anaerobias.
XAMM	Bacterias amoniooxidantes. Se encargan de la oxidación del amonio a nitrito y sólo serán tenidas en cuenta cuando el usuario decida que la nitrificación se calcule como un proceso de dos etapas.
XAUT	(MDQOL-3): organismos nitrificantes autótrofos.
XH	Organismos heterótrofos. Se asume que estos organismos pueden crecer en condiciones aerobias y anóxicas, utilizando como aceptor de electrones el oxígeno, el nitrato o el nitrito, respectivamente.
XI	Material orgánico inerte. Este material no se puede degradar. Xi puede ser una fracción del influente o puede producirse dentro del proceso de lisis (muerte celular).
XNIT	Bacterias nitratooxidantes. Se encargan de la oxidación del nitrito a nitrato y sólo serán tenidas en cuenta cuando el usuario decida que la nitrificación se calcule como un proceso de dos etapas.
XNV	Sólidos suspendidos no volátiles. Este componente no participa en los procesos biológicos, únicamente se concentra por sedimentación.

X _{MAC}	Bacterias metanogénicas acetoclásticas. Estos organismos son anaerobios estrictos y son los responsables de la conversión del ácido acético en metano.
X _{PAO}	Organismos acumuladores de polifosfatos (PAOs). Se asume que estos organismos representan a todos los organismos acumuladores de polifosfatos.
X _{PHA}	Es un producto almacenado intracelularmente en los organismos acumuladores de polifosfatos, PAOs. Éste incluye poli-hidroxialcanoatos (PHA), glicógeno, etc.
X _{PP}	El polifosfato es un producto almacenado intracelularmente en las PAOs, Aunque está asociado con X _{PAO} , sin embargo, no está incluido en la masa de X _{PAO} .
X _{PRO}	Bacterias acetogénicas. Son los organismos responsables de la transformación en ácido acético de los ácidos grasos volátiles que no pueden ser transformados en metano.
X _S	Sustrato lentamente biodegradable. Es un sustrato orgánico particulado y coloidal de alto peso molecular que necesita ser hidrolizado antes de estar disponible para la degradación. Se asume que los productos de la hidrólisis (S _F) se pueden fermentar.
X _{SRB-PRO}	Organismos sulfato reductores, capaces de emplear como sustrato el ácido propiónico para su desarrollo.
X _{SRB-AC}	Organismos sulfato reductores, capaces de emplear como sustrato el ácido acético para su desarrollo.
X _{SRB-H₂}	Organismos sulfato reductores, capaces de emplear como sustrato el hidrógeno para su desarrollo.
X _{MEOH}	Hidróxidos metálicos. Este componente se añade al sistema para llevar a cabo el proceso de precipitación química del fósforo. Se asume que este componente está compuesto de Fe(OH) ₃ . Es posible reemplazar este componente por otros reactivos.
X _{MEP}	Fosfatos metálicos. Este componente resulta de la precipitación química del fósforo. Se asume que este componente está compuesto de FePO ₄ .
X _{TSS}	Sólidos suspendidos totales, SST. No son un componente del modelo pero se calcula su concentración a partir de los correspondientes factores estequiométricos.
X _{MAP}	Precipitado de estruvita, está formado por MgNH ₄ PO ₄ ·6H ₂ O.
X _{HAP}	Precipitado de hidroxiapatita, está formado por fosfato de calcio cristalino (Ca ₁₀ (PO ₄) ₆ (OH) ₂).
X _{Var}	Precipitado de estruvita, está formado por mineral de fosfato con fórmula AlPO ₄ ·2H ₂ O
X _{ACP}	Precipitado de fosfato de calcio amorfo (ACP), está formado por mineral de fosfato con fórmula Ca ₄ H(PO ₄) ₃ ·2.5H ₂ O

X _{New}	Precipitado de newberita, está formado por mineral de fosfato con formula $MgHPO_4 \cdot 3H_2O$.
X _{Viv}	Precipitado de vivianita, está formado por mineral fosfato de hierro con formula $Fe_3(PO_4)_2 \cdot 8(H_2O)$.
X _{Est}	Precipitado de estrengita, está formado por $FePO_4 \cdot 2H_2O$.
X _{Cal}	Precipitado de calcita, es un mineral del grupo de los carbonatos y está formado por $CaCO_3$.
X _{Sid}	Precipitado de siderita, es un carbonato de hierro (II) ($FeCO_3$), del grupo de la calcita
X _{Mag}	Precipitado de magnesita, es un mineral de composición química fundamentalmente carbonato de magnesio ($MgCO_3$) con impurezas de Fe, Mn, Ca, Co o Ni

Las características del agua residual influente a la planta deben definirse como datos medios para ambas estaciones (Invierno o Verano).

Para imputar la caracterización del agua residual obtenida anteriormente, se realizará a través de las Dotaciones y Temperatura, Cargas y Sedimentabilidad una vez dentro del programa de cálculo. En la sub-ventana Cargas, se deben introducir las concentraciones medias en el influente de todos los elementos considerados en el modelo biológico, así como, en su caso, las variaciones temporales.

Una vez introducidos los datos de acuerdo a la caracterización que utiliza DESASS y definido el esquema de tratamiento se procede a la simulación del DESASS, el cual automáticamente realiza los cálculos pertinentes de cada una de las unidades de tratamiento mediante un balance de masas. Las unidades del tratamiento secundario (reactor biológico y el decantador secundario) son consideradas los puntos claves de simulación en el sistema de tratamiento para la obtención de una buena calidad del efluente y fango estabilizado.

Una de las posibilidades que ofrece el programa encaminadas a mejorar la velocidad de cálculo y a facilitar la rápida convergencia del sistema consiste en la resolución del esquema de tratamiento elegido por grupos de elementos. Cada vez que comienza la resolución en estado estacionario de un esquema de tratamiento, el programa detecta automáticamente los grupos de elementos que pueden resolverse de

forma independiente y antes de comenzar su resolución ofrece al usuario la posibilidad de resolverlos uno tras otro por separado.

Resolviendo por grupos de elementos, el programa detecta primero los bucles que puedan existir en el esquema a resolver y divide el esquema en grupos independientes. Posteriormente establece el orden en que ha de resolver dichos grupos y también el orden en que ha de resolver los elementos dentro de cada grupo. En los casos de estudio se calculará independientemente el bucle formado por el sistema reactor biológico-decantador secundario de forma independiente y una vez resuelto se añadirá la línea de fangos al sistema.

En cada uno de los esquemas utilizados para las tres alternativas planteadas, para facilitar el manejo operativo del reactor de fangos, se ha introducido el concepto de Grupo de reactores. Un Grupo de reactores es un conjunto de reactores de fangos activados conectados en serie y asociados a un decantador secundario en particular. Una vez configurado el sistema de fangos activados en la ventana de trabajo, el algoritmo general del programa identifica el número de Grupos de reactores que se forman. Este concepto agiliza la introducción de los criterios de diseño para un grupo de reactores y facilita la aplicación de las ecuaciones del modelo biológico.

Como criterio de cálculo se utilizará el criterio de diseño por tiempo de retención celular (se debe fijar el volumen del reactor de fangos y el tiempo de retención celular deseado). Esta característica debe ser así porque se trata de optimizar un reactor que ya existe y por lo tanto tiene sus dimensiones constructivas fijadas. Tanto el volumen como el tiempo de retención celular hacen referencia al Grupo de Reactores, es decir el volumen representa la suma de los volúmenes de todos los reactores que forman el grupo. Cuando un grupo de reactores esté formado por más de 1 reactor, se debe establecer la fracción del volumen correspondiente a cada uno de los reactores.

Para los reactores de tipo óxico, se deben introducir en el cuadro O.D. las concentraciones de oxígeno que se desean mantener en condiciones medias y punta. DESASS impondrá esa concentración de oxígeno en la resolución de las ecuaciones del modelo biológico. Sin embargo, el funcionamiento de un reactor en condiciones

anóxicas o anaerobias dependerá de la concentración de nitratos calculada por las ecuaciones del modelo y no del tipo de tanque seleccionado por el usuario.

Cuando se instale una línea de recirculación de agua entre dos reactores de fangos activados, se deberá especificar su caudal introduciendo ya sea la relación caudal de recirculación a caudal influente.

Respecto a la presentación de resultados, DESASS muestra los resultados obtenidos en el cálculo de los distintos elementos de tratamiento de 3 formas diferentes: a través de las pantallas de resultados de los distintos elementos, a través de las representaciones gráficas, o a través de la información contenida en las líneas de unión. En este trabajo se expondrá la información de los resultados obtenida a partir de las líneas de unión de tal forma que se puedan comparar los resultados obtenidos entre cada una de las alternativas.

Para facilitar el manejo operativo del reactor de fangos, se ha introducido el concepto de Grupo de reactores. Un Grupo de reactores es un conjunto de reactores de fangos activados conectados en serie y asociados a un decantador secundario en particular. Una vez configurado el sistema de fangos activados en la ventana de trabajo, el algoritmo general del programa identifica el número de grupos de reactores que se forman. Este concepto agiliza la introducción de los criterios de diseño para un grupo de reactores y facilita la aplicación de las ecuaciones del modelo biológico.

12.- ANEXO III CÁLCULO DE COSTES UNITARIOS

12.1 Coste unitario de decantador primario de 26 m de diámetro.

Unidad	Resumen	Medición	Precio	Importe
	DECANTADOR PRIMARIO			
m3	Excavación en cimientos y pozos en terreno de tránsito, incluso carga y transporte del material sobrante a vertedero o lugar de empleo.	846	2,5	2.115,00 €
m3	Relleno localizado en trasdós de muros con productos de la excavación, extendido, humectación y compactación en capas de 30 cm. de espesor, con un grado de compactación del 95% del proctor modificado.	460	2,61	1.200,60 €
m3	Hormigón HM-12,5 N/mm ² , consistencia blanda, T _{máx.} 20 mm. elaborado en obra para limpieza y nivelado de fondos de cimentación, fabricado con cementos resistentes a los sulfatos y al agua de mar, para ambiente IV-Qb, incluso vertido con pluma-grúa, vibrado	34	56,9	1.934,60 €
m3	Hormigón HA-30 N/mm ² , consistencia blanda, T _{max.} 20 mm. en elementos estructurales, fabricado con cemento resistente a los sulfatos y al agua de mar, para ambiente IV-Qb, incluso vertido, vibrado y colocado, según norma EHE.	304	73,51	22.347,04 €
m2	Encofrado y desencofrado curvo con madera suelta en zapatas, losas de cimentación y vigas considerando 4 posturas. Según NTE-EME.	35,7	21	749,70 €
m2	Encofrado y desencofrado curvo, en muros con paneles metálicos de 5 a 10 m ² . de superficie y 20 posturas. Según NTE.	912	23,5	21.432,00 €
m2	de encofrado recto en losas, vigas y pilares, incluso p.p. de apuntalamientos y desencofrado.	90,54	17	1.539,18 €
m2	Encofrado y desencofrado recto, en muros con paneles metálicos de 5 a 10 m ² . de superficie y 20 posturas. Según NTE.	49,6	23,5	1.165,60 €

kg	Acero corrugado B-500 SD, cortado, doblado, armado y colocado en obra, incluso p.p. de despuntes, según norma EHE.	30400	0,91	27.664,00 €
m	de junta de p.v.c. de 24 cm. de anchura de colocación centrada, incluso p.p. de piezas especiales, colocado.	80	21	1.680,00 €
			TOTAL CAPÍTULO	81.827,72 €
DECANTACIÓN PRIMARIA				
Ud	Mecanismo decantador circular de tracción periférica. Marca: FILTRAMAS, S.A. o similar. Diámetro interior: 26 m. Incluye: pasarela radial de 0.8 m de anchura útil, con barandilla tubular, rodapié y piso de TRAMEX en PRFV. Campana deflectora central.	1,00	47.325,43	47.325,43 €
Ud	Carretes pasamuros de DN 200 con extremos lisos, completamente fabricados en acero inoxidable AISI 316, con anillo de estanqueidad y longitud de 500 mm.	4,00	125,30	501,20 €
Ud	Carretes pasamuros de DN 300 con extremos lisos, completamente fabricados en acero inoxidable AISI 316, con anillo de estanqueidad y longitud de 500 mm.	1,00	225,40	225,40 €
Ud				
m	Tubo guía para izado de bombas de 3/4" construido totalmente en acero inoxidable.	9,00	11,97	107,73 €
m	Cadena izado de 8 mm de diámetro construido en acero inoxidable.	12,00	25,90	310,80 €
Ud	Válvula de compuerta de cierre elástico DN 65 PN-10, extremos con bridas, distancia entre bridas según DIN 3202 F-4, material del cuerpo y tapa en fundición nodular GGG-50, cierre recubierto en su totalidad tanto interior como exteriormente en EPDM, husi	2,00	85,93	171,86 €
Ud	Válvula de retención a clapeta DN 65, PN-10, extremos con bridas, material del cuerpo, tapa y clapeta en hierro gris GG-25, cierre en neopreno. Tapa atornillada al cuerpo.	2,00	71,76	143,52 €
m	Tubería de acero inoxidable de las siguientes características: Diámetro interior: 65 mm. Diámetro exterior: 76.1 mm. Espesor: 2 mm. Incluyendo la parte proporcional de accesorios y uniones.	12,00	33,05	396,60 €

Ud	Toma de agua para limpieza incluyendo una (1) válvula de bola manual DN-40 y un (1) racor rápido de DN-40 acoplado a la válvula.	1,00	131,15	131,15 €
Kg	Estructura metálica ligera construida en perfiles laminados comerciales para soporte y nivelación de equipos y tuberías, incluyendo suministro y montaje.	89,00	5,52	491,28 €
TOTAL CAPÍTULO				49.804,97 €
TOTAL				131.632,69 €

12.2 Coste unitario de un decantador secundario de 35 m de diametro

Unidad	Resumen	Cantidad	Precio €	Importe €
DECANTACIÓN SECUNDARIA				
m3	Excavación en cimientos y pozos en terreno de tránsito, incluso carga y transporte del material sobrante a vertedero o lugar de empleo.	1.269,00	2,5	3.172,50 €
m3	Relleno localizado en trasdós de muros con productos de la excavación, extendido, humectación y compactación en capas de 30 cm. de espesor, con un grado de compactación del 95% del proctor modificado.	690,00	2,61	1.800,90 €
m3	Hormigón HM-12,5 N/mm ² , consistencia blanda, T _{máx.} 20 mm. elaborado en obra para limpieza y nivelado de fondos de cimentación, fabricado con cementos resistentes a los sulfatos y al agua de mar, para ambiente IV-Qb, incluso vertido con pluma-grúa, vibrado	51,00	56,90	2.901,90 €
m3	Hormigón HA-30 N/mm ² , consistencia blanda, T _{max.} 20 mm. en elementos estructurales, fabricado con cemento resistente a los sulfatos y al agua de mar, para ambiente IV-Qb, incluso vertido, vibrado y colocado, según norma EHE.	456,00	73,51	33.520,56 €

m2	Encofrado y desencofrado curvo con madera suelta en zapatas, losas de cimentación y vigas considerando 4 posturas. Según NTE-EME.	53,55	21,00	1.124,55 €
m2	Encofrado y desencofrado curvo, en muros con paneles metálicos de 5 a 10 m ² . de superficie y 20 posturas. Según NTE.	1.368,00	23,50	32.148,00 €
m2	de encofrado recto en losas, vigas y pilares, incluso p.p. de apuntalamientos y desencofrado.	135,81	17,00	2.308,77 €
m2	Encofrado y desencofrado recto, en muros con paneles metálicos de 5 a 10 m ² . de superficie y 20 posturas. Según NTE.	74,40	23,50	1.748,40 €
kg	Acero corrugado B-500 SD, cortado, doblado, armado y colocado en obra, incluso p.p. de despuntes, según norma EHE.	45.600,00	0,91	41.496,00 €
m	de junta de p.v.c. de 24 cm. de anchura de colocación centrada, incluso p.p. de piezas especiales, colocado.	238,20	21,00	5.002,20 €

TOTAL CAPÍTULO : 125.223,78 €

DECANTACIÓN SECUNDARIA

Ud	Mecanismo decantador circular de tracción periférica. Marca: FILTRAMAS, S.A. o similar. Diámetro interior: 12 m. Incluye: pasarela radial de 0.8 m de anchura útil, con barandilla tubular, rodapié y piso de TRAMEX en PRFV. Campana deflectora central. Rasqu	1,00	54.432,43	54.432,43 €
Ud	Carretes pasamuros de DN 300 con extremos lisos, completamente fabricados en acero inoxidable AISI 316, con anillo de estanqueidad y longitud de 500 mm.	4,00	225,40	901,60 €
Ud	Carretes pasamuros de DN 400 con extremos lisos, completamente fabricados en acero inoxidable AISI 316, con anillo de estanqueidad y longitud de 500 mm.	1,00	254,40	254,40 €
Ud	Bomba centrífuga sumergible. Marca: TFB-Flygt o similar. Modelo: DP 3057.181 MT. Caudal: 40 m ³ /h. Altura manométrica: 10 m.c.a. Tipo de impulsor: Vortex. Paso de sólidos: 48 mm. Estanqueidad mediante dos juntas mecánicas: interior/superior de cerámica-cer	2,00	785,43	1.570,86 €

Ud				
m	Tubo guía para izado de bombas de 3/4" construido totalmente en acero inoxidable.	9,00	11,97	107,73 €
m	Cadena izado de 8 mm de diámetro construido en acero inoxidable.	12,00	25,90	310,80 €
Ud	Válvula de compuerta de cierre elástico DN 65 PN-10, extremos con bridas, distancia entre bridas según DIN 3202 F-4, material del cuerpo y tapa en fundición nodular GGG-50, cierre recubierto en su totalidad tanto interior como exteriormente en EPDM, husi	2,00	85,93	171,86 €
Ud	Válvula de retención a clapeta DN 65, PN-10, extremos con bridas, material del cuerpo, tapa y clapeta en hierro gris GG-25, cierre en neopreno. Tapa atornillada al cuerpo.	2,00	71,76	143,52 €
m	Tubería de acero inoxidable de las siguientes características: Diámetro interior: 140 mm. Diámetro exterior: 76.1 mm. Espesor: 2 mm. Incluyendo la parte proporcional de accesorios y uniones.	12,00	33,05	396,60 €
Ud	Toma de agua para limpieza incluyendo una (1) válvula de bola manual DN-40 y un (1) racor rápido de DN-40 acoplado a la válvula.	1,00	131,15	131,15 €
Kg	Estructura metálica ligera construida en perfiles laminados comerciales para soporte y nivelación de equipos y tuberías, incluyendo suministro y montaje.	125,00	5,52	690,00 €
TOTAL CAPÍTULO				59.110,95 €
TOTAL				184.334,73 €

12.3 Coste unitario de un bio-reactor de membrana sobre decantador existente de 35 m

Unidad	Resumen	Cantidad	Precio €	Importe €
DECANTACIÓN				
m2	Módulos de Membranas Membranas del tipo PURON serie 1500 de placa plana	213.000,00	40,00	8.520.000,00 €
Ud	Acc de unión PVC y ensamblaje de módulos	142,00	184,00	26.128,00 €
Ud	Bomba de Succión Bomba de aspiración con presión transmembranal de 0,5 bar y potencia de 200Cv	1,00	4.728,32	4.728,32 €
TOTAL				8.550.856,32 €

12.4 Coste unitario de un reactor biológico de 9.653,00 m³

Resumen	Medición	Cantidad	Precio €	Importe €
M3	Excavación mecánica en cimentaciones de obras de fábrica, en cualquier tipo de terreno excepto roca, incluso carga directa sobre camión y p.p. de nivelación y rasanteo.	500.00	3.05	1.525.00
M3	Relleno en tongadas no superiores a 30 cm, con suelos procedentes de excavación exentos de materiales gruesos mayores de 10 cm de diámetro en trasdós de obras de fábrica, extendidos, humectados o desecados, rasanteados y compactados al 90% del ensayo proctor modificado.	20.00	1.98	39.60
M3	Suministro y puesta en obra de hormigón en masa tipo HM 12,5 N/mm ² fabricado con cemento de características SR, en capas de nivelación y limpieza.	155.00	57.35	8.889.25
M3	Suministro y puesta en obra de hormigón para armar tipo HA-30/P/20/IV Qb fabricado con cemento de características SR, en soleras y cimentaciones, colocado y vibrado.	925.00	91.73	84.850.25
M3	Suministro y puesta en obra de hormigón para armar tipo HA-30/P/20/IV Qb fabricado con cemento de características SR, en alzados y estructuras, colocado y vibrado.	450.00	96.32	43.344.00
M3	Suministro y puesta en obra de hormigón para armar tipo HA-30/P/20/IV Qb fabricado con cemento de características SR, en cubiertas, losas, bóvedas, etc, colocado y vibrado.	17.00	98.24	1.670.08
M3	Suministro y puesta en obra de hormigón para armar tipo HA-30/P/20/IV Qb fabricado con cemento de características SR, en vigas y pilares, colocado y vibrado.	15.30	100.15	1.532.30
M2	Encofrado recto en soleras y cimentaciones, colocado a cualquier profundidad o altura, incluso desencofrado y limpieza.	125.00	20.64	2.580.00

M2	Encofrado recto en muros de estructura y alzado, colocado a cualquier profundidad o altura, incluso desencofrado y limpieza.	1.524.00	25.23	38.450.52
M2	Encofrado en vigas y pilares, incluso limpieza, aplicación de desencofrante y p.p. de elementos complementarios para su estabilidad y adecuada ejecución, desencofrado, reparación y limpieza.	125.00	32.11	4.013.75
M2	Encofrado recto en losas situadas a menos de 5 m de altura de la superficie de apoyo, incluso apeos, desencofrado y limpieza.	111.23	33.63	3.740.66
M2	Encofrado curvo en soleras y cimentaciones, colocado a cualquier profundidad o altura, incluso desencofrado y limpieza.	45.00	31.34	1.410.30
M2	Encofrado curvo en muros de estructura y alzado, colocado a cualquier profundidad o altura, incluso desencofrado y limpieza.	1.722.00	35.92	61.854.24
Kg	Acero en barras corrugadas B 500-S (500 N/mm ²), incluso cortes, colocación y p.p. de solapes, despuntes, atado con alambre recocido, separadores y elementos de montaje.	24.299.00	0.80	19.439.20
M2	Chapa estriada galvanizada de 6-7 mm de espesor, incluso p.p. de cerco y bastidor, recibido en losa de hormigón, totalmente colocada.	2.50	61.16	152.90
Ud	Pate de escalera de polipropileno con alma de acero, incluso taladro de 25 mm y colocación.	16.00	15.30	244.80
Ml	Barandilla de aluminio anodizado de 1,00 m de altura, a base de perfil tubular extrusionado de 40 mm de diámetro, incluso casquillos, peanas, rodapiés y anclajes, totalmente terminada.	134.00	77.09	10.330.06
Ml	Escalera metálica formada por perfiles laminados metálicos anclados al hormigón y peldaños de entramado tipo "TRAMEX" de 80 x 27, incluso barandilla de protección, anclajes y estructuras de sujeción, totalmente instalada.	19.00	152.89	2.904.91
Ml	Junta de dilatación formada por banda de PVC con bulbo tubular, poliestireno expandido y sellado.	250.00	15.29	3.822.50
Total capítulo 01.04.02.-				290.794.32

ELEMENTOS HIDRAULICOS
TRATAMIENTO BIOLÓGICO

Cámara de reparto

MI	Vertedero construido en AISI 316, incluso p.p. de soportes y anclajes; Dimensiones: Espesor: 4 mm; Altura vertedero: 300 mm.	4.00	71.93	287.72
Ud	Compuerta mural de las siguientes características: Marca: PRAMAR; Ancho de hueco: 0,50 m; Altura del hueco: 0,50 m; Altura de banquetta: 3,64 m; Carga de agua: 2,95 m; Accionamiento: Manual; Servicio: Aislamiento reactores biológicos; Materiales: Marco: acero inoxidable AISI-316 L; Tablero: acero inoxidable AISI-316 L; Cierres laterales: inoxidable-inoxidable; Según ET.2100200.	2.00	1.980.20	3.960.40
Ud	Carrete pasamuros con placa de estanqueidad. Extremo liso-bridado; DN: 500; Material: acero inoxidable AISI 316; PN: 10; Longitud aproximada: 500 mm; Según ETG. 29.	2.00	1.015.07	2.030.14
Kg	Acero en soportes contruidos a base de perfiles laminados y chapa de acero, con anclajes, abrazaderas, etc.; Material: Estructuras en acero inoxidable AISI-316; Abrazaderas: Acero inoxidable.	30.00	5.99	179.70
Total capítulo 01.08.01.-				6.457.96

Equipos propios del canal de oxidación

Ud	Carrete pasamuros con placa de estanqueidad. Extremo liso-bridado; DN: 500; Material: acero inoxidable AISI 316; PN: 10; Longitud aproximada: 500 mm; Según ETG. 29.	2.00	1.015.07	2.030.14
Ud	Deflector de entrada de las siguientes características: Altura: 2 m; Ancho: 0,50 m; Espesor: 4 mm; Material: acero inoxidable AISI-316 L.	2.00	181.83	363.66

Ml	Deflector de las siguientes características: Dimensiones: Altura: 600 mm; Espesor: 4 mm; Material: acero inoxidable AISI-316. Incluso p.p. de anclajes a la pared.	6.00	107.90	647.40
Ud	Carrete pasamuros con placa de estanqueidad. Extremo liso-brida; DN: 600; Material: acero inoxidable AISI 316; PN: 10; Longitud aproximada: 500 mm; Según ETG. 29.	1.00	1.236.87	1.236.87
Kg	Acero en soportes contruidos a base de perfiles laminados y chapa de acero, con anclajes, abrazaderas, etc.; Material: Estructuras en acero inoxidable AISI-316; Abrazaderas: Acero inoxidable.	15.00	5.99	89.85
Ud	Carrete pasamuros con placa de estanqueidad. Extremo liso-brida; DN: 200; Material: acero inoxidable AISI 316; PN: 10; Longitud aproximada: 500 mm; Según ETG. 29.	2.00	321.70	643.40
Ud	Válvula de compuerta de las siguientes características: Marca: BELGICAST; Tipo: husillo no ascendente; DN: 200; PN: 10; Conexiones: embridadas; Accionamiento: manual por volante. Según ETG. 12.	2.00	383.65	767.30
Ud	Junta de desmontaje de acero con junta de estanqueidad; DN: 200; Tipo: brida-brida; Material: acero inoxidable AISI 304. Según ETG. 27.	2.00	271.75	543.50
Ml	Tubería acero inoxidable AISI-316 L, DIN 2463, incluso parte proporcional de uniones y accesorios. DN 200. Según ETG 45.	4.00	65.94	263.76
Ud	Colector de vaciado construido en tubería de acero inoxidable AISI-316 L, DIN 2463, compuesto por: 2 Carretes embridados DN 200 de longitud aproximada 500 mm. Según ETG.45.	2.00	139.87	279.74
Kg	Acero en soportes contruidos a base de perfiles laminados y chapa de acero, con anclajes, abrazaderas, etc.; Material: Estructuras en acero inoxidable AISI-316; Abrazaderas: Acero inoxidable.	30.00	5.99	179.70
Total capítulo 01.08.03.-				7.045.32 €
Aireación reactores biológicos				

Ud	Grupo motosoplante de émbolos rotativos, de las siguientes características: Marca: M.P.R.; Caudal de impulsión: 5.000 Sm ³ /h. Altura manométrica: 5,25 m.c.a. Velocidad de la soplante: 1.733 r.p.m.; Potencia absorbida: 88 KW; Potencia motor: 110 KW; Servicio: Aeración biológico; Según ET.2120104.	2.00	12.342.00	24.684.00
Ud	Válvula de mariposa de las siguientes características: Marca: AMVI; DN: 350; PN: 10; Montaje: Entre bridas; Accionamiento: Manual. Según ETG 10.	2.00	1.260.85	2.521.70
Ud	Juego de silent-blocs elásticos y placas de montaje.	2.00	191.81	383.62
Ud	Colector de impulsión general de las soplantes de aereación del reactor biológico, construido en tubería de acero inoxidable AISI-316 L, DIN 2463, compuesto por: 8 bridas planas DN 350; 1 Codo 90° DN 350; 1 Reducción DN 350/DN 600; 3 Tes 90° DN 350/600; 3 ml de tubería DN 350; 8 ml de tubería DN 600; Según ETG. 45.	1.00	10.268.60	5.343.00
Ud	Válvula de alivio de arranque tipo AEROMAT; peso unitario: 15 kg.	2.00	957.12	1.914.24
Ud	Manómetro de esfera de las siguientes características: Marca: BOURDON; Tipo: muelle tubular; Diámetro de conexión: 1/2" rosca gas; Diámetro de esfera: 100 mm; Protección: en baño de glicerina; Fluido: aire; Escala de medida: de acuerdo a las condiciones de trabajo; Accesorios: sifón, válvula de aislamiento y purga. Según ETG. 37 y 38.	2.00	161.86	323.72
Ud	Cabina insonorización para montar sobre la soplante destinada a la impulsión de aire al reactor biológico; Material: Chapa galvanizada con revestimiento interior de moltopreno; Presión sonora máxima con cabina: 82 dB(A). Incluye ventilador para ventilación forzada.	2.00	4.549.83	9.099.66
MI	Tubería acero inoxidable AISI-316 L, DIN 2463, incluso parte proporcional de uniones y accesorios. DN 600. Según ETG 45.	35.00	345.69	12.099.15

Ud	Junta de dilatación de las siguientes características: Marca: BOA; DN: 600; Materiales: Anillos: nitrilgrado T; Bridas: acero al carbono, DIN 2576; Cuerpo: acero al carbono ST-33. Según ETG. 28.	2.00	2.036.13	4.072.26
Ud	Junta de dilatación de las siguientes características: Marca: BOA; DN: 400; Materiales: Anillos: nitrilgrado T; Bridas: acero al carbono, DIN 2576; Cuerpo: acero al carbono ST-33; Según ETG. 28.	4.00	1.176.92	4.707.68
MI	Tubería acero inoxidable AISI-316 L, DIN 2463, incluso parte proporcional de uniones y accesorios. DN 400. Según ETG 45.	15.00	221.79	3.326.85
Ud	Válvula de guillotina con diafragma pentagonal, de las siguientes características: Marca: CMO; DN 400; Modelo: A; Accionamiento: motor de regulación AUMA; Materiales: cuerpo: hierro fundido GG-25; Tajedera: AISI-304; Cierre: EPDM; Instalación: tipo WAFER PN 10; Según ET. 2036704.	2.00	6.725.84	13.451.68
MI	Tubería acero inoxidable AISI-316 L, DIN 2463, incluso parte proporcional de uniones y accesorios. DN 300. Según ETG 45.	50.00	113.89	5.694.50
Ud	Válvula de mariposa de las siguientes características: Marca: AMVI; DN: 200; PN: 10; Montaje: Entre bridas; Accionamiento: Manual; Según ETG 10.	8.00	433.60	3.468.80
Ud	Junta de dilatación de las siguientes características: Marca: BOA; DN: 200; Materiales: Anillos: nitrilgrado T; Bridas: acero al carbono, DIN 2576; Cuerpo: acero al carbono ST-33; Según ETG. 28.	8.00	551.51	4.412.08
MI	Tubería acero inoxidable AISI-316 L, DIN 2463, incluso parte proporcional de uniones y accesorios. DN 200. Según ETG 45.	150.00	65.94	9.891.00

Ud	Parrilla de fijación para suministro de aire al reactor biológico, de las siguientes características: Marca: NOPON NOPOL; Tipo: membrana de burbuja fina; N° difusores: 266 unidades; Acometida a parrilla: DN 200 fabricada en acero inoxidable AISI-316; Parrilla: fabricada en PVC con 14 filas de tubos de diámetro 110 mm, espesor 3,2 mm, y 19 difusores por fila; Soportes en acero inoxidable AISI-316. Según ET. 2130200.	4.00	13.234.00	52.936.00
Kg	Acero en soportes contruidos a base de perfiles laminados y chapa de acero, con anclajes, abrazaderas, etc.; Material: Estructuras en acero inoxidable AISI-316; Abrazaderas: Acero inoxidable.	200.00	5.99	1.198.00
	Total capítulo 01.08.04.-			159.527.94
	TOTAL HIDRAULICO REACTOR BIOLOGICO 9653 m3			173.031.22 €
	TOTAL REACTOR BIOLOGICO COMPLETO			463.825.54 €

13.- BIBLIOGRAFÍA

Brett, S., Guy, J., & Morse, J. (1997). *Phosphorus removal and recovery technologies*. London Selper Publications.

Buisson, H., P. Cote, M., & Praderie and H., P. (1998). The use of immersed membranes for upgrading wastewater treatment plants. *Water Science and Technolog* , 89-95.

Cicek, N., France, J., & Suidan, M. (1997). *Characterization and Comparison of a Membrane Bioreactor and a Conventional Sludge System in the Treatment of Wastewater Containing High Molecular Weight Compounds*.

Eddy, & Metcalf . (1995). *Ingeniería de Aguas Residuales. Tratamiento, Vertido y Reutilización* (Vol. 3). Madrid: Mc Graw-Hill.

Ferrer Polo, J., & Seco Torrecillas, A. (2005). *Tratamientos físicos y químicos de aguas residuales*. (UPV, Ed.)

Ferrer, J., Seco, A., Serralta, J., Ribes, J., & Manga, J. (2008). DESASS: a software tool for designing simulating and optimising WWTPs. *Environmental Modelling and Software* , 23, 19–26.

Fundation, A. W. (Ed.). (1998). *Biorreactores de Membrana. Tratamiento del Agua por procesos de membrana. Principios, procesos y aplicaciones*. Madrid: McGrawHill.

Gander, M., & Jefferson. (2000). *Aerobic MBRs for domestic wastewater treatment: a review with cost considerations*. *Separation and Purification Technology*.

Hellinga, C, Schellen, A.A.J.C, & Mulder, J.W. (1998). *The SHARON process: an innovative method for nitrogen removal from ammonium-rich waste Water*.

Muñoz, A. H. (1976). Avances y tendencias de la depuración de aguas residuales. *Revista de obras públicas* , N° 3135.

RAMALHO, & RS. (1996). *Tratamiento de Aguas Residuales*. (E. R. S.A, Ed.)

Barcelona.

Rössle, J. W., & Pretorius, J. W. (2001). A review of characterisation requirements for inline fermenters Paper 1: Wastewater Characterisation.

Sedlak, R. (1991). Phosphorus and nitrogen removal from municipal wastewater. Principle and practice. Lewis Publishers.