



Universidad
Rey Juan Carlos

Escuela Superior de Ciencias Experimentales y Tecnología

GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA

Curso académico 2023/2024

Trabajo de Fin de Grado

AMPLIACIÓN Y REMODELACIÓN DE LA EDAR DE PALMA
DE MALLORCA

Sofía Antona Matas

ORIGINALIDAD DEL TRABAJO DE FIN DE GRADO

El alumno/a **Sofía Antona Matas** con DNI **54537570Q** matriculado en el doble grado en **Ingeniería Química e Ingeniería en Organización Industrial**, que presenta el TRABAJO FIN DE GRADO correspondiente al grado de **Ingeniería Química** titulado *Ampliación y Remodelación de la EDAR de Palma de Mallorca*.

Declara que al menos el 80% de la memoria del TRABAJO DE FIN DE GRADO es original y no presenta solapamiento con el otro Trabajo de Fin de Grado defendido o por defender.

10 de junio de 2024.

Fdo. **Sofía Antona Matas**

ÍNDICE

1.	RESUMEN.....	4
2.	INTRODUCCIÓN.....	5
2.1.	Las aguas residuales y sus principales características.....	5
2.2.	Estaciones depuradoras de aguas residuales.....	6
2.3.	Principales equipos utilizados en la línea de agua.....	7
2.4.	Principales equipos utilizados en la línea de fangos.....	9
2.5.	Problemática de las aguas residuales.....	10
2.6.	Eliminación y/o recuperación de nitrógeno y fósforo presente en las aguas residuales.....	11
3.	OBJETIVOS.....	14
4.	RESULTADOS.....	15
4.1	Caso de estudio.....	15
4.2	Selección del caudal máximo y de diseño de la nueva EDAR II.....	21
4.3	Diseño de operaciones.....	23
4.3.1	Línea de agua.....	23
4.3.1.1	Características del agua residual de entrada.....	23
4.3.1.2	Pozo de gruesos.....	24
4.3.1.3	Desbaste.....	27
4.3.1.4	Tamizado.....	28
4.3.1.5	Desarenador-Desengrasador.....	30
4.3.1.6	Decantación primaria.....	32
4.3.1.7	Diseño del reactor biológico MBR.....	35
4.3.1.8	Membranas de ultrafiltración.....	43
4.3.2	Línea de fangos.....	45
4.3.2.1	Espesamiento por gravedad.....	45
4.3.2.2	Espesamiento por flotación.....	46
4.3.2.3	Digestión anaerobia.....	48
4.3.2.4	Centrifugas.....	49
4.4.	Estimación de la inversión.....	51
5.	CONCLUSIONES.....	53
6.	BIBLIOGRAFÍA.....	54
7.	ANEXOS.....	57
7.1.	Equipos línea de aguas.....	57
7.2.	Proyecciones membranas.....	58

1. RESUMEN

El tratamiento de aguas residuales es esencial para garantizar la preservación del medio ambiente y proteger la salud pública. Las estaciones de aguas residuales (EDARs) son las plantas de tratamiento encargadas de reducir su contenido en contaminantes, como los sólidos suspendidos, la materia orgánica y los patógenos antes de reintroducirlas de nuevo en el medio acuoso, o ser reutilizadas para fines como riego, usos agrícolas, procesos industriales y recarga de acuíferos. De carácter general, las EDARs están diseñadas para eliminar contaminantes y sustancias nocivas presentes en el agua residual. Sin embargo, recientemente, se ha publicado una nueva Directiva Europea (*COM (2022)541*) donde se establecen nuevos límites de vertido para el nitrógeno y fósforo (Nitrógeno < 8 mg/l; Fosforo < 0,5 mg/l). La integración de la nueva legislación hará necesaria la modificación de las operaciones básicas de las depuradoras, así como la incorporación de nuevos tratamientos de eliminación o recuperación que consigan alcanzar los límites de vertido establecidos.

En este trabajo, se propone entonces la ampliación y reacondicionamiento de una EDAR española presente en la ciudad de Palma de Mallorca con la implementación de un reactor biológico de membranas (MBR) capaz de garantizar el cumplimiento de los nuevos límites fijados en el acuerdo de la nueva Directiva Europea. Para ello, se ha diseñado una nueva línea de agua y fangos que junto el empleo de tecnologías avanzadas, como son los biorreactores de membrana capaces de admitir mayor carga de sólidos, permitirá aumentar la capacidad y eficiencia de la misma.

La nueva **línea de agua** incluye pretratamiento y tratamiento primario con un pozo de gruesos de 15 cm, desbaste de 30 mm, tamizado de 2 mm previo al desarenado-desengrasado y decantación primaria. El tratamiento biológico se realizará en un reactor de membranas con un tamiz previo de 1 mm para proteger las membranas del sistema MBR. En cuanto, a la **línea de fangos**, la planta depuradora generará dos tipos de lodos: los primarios obtenidos del decantador primario, y los biológicos originados en el reactor biológico como su propio nombre indica. Los fangos primarios serán tamizados en un tamiz de 3 mm y enviados a espesamiento por gravedad, mientras que los biológicos serán enviados a espesamiento por flotación y luego mezclados con los primarios para su estabilización por digestión anaerobia. Posteriormente, los fangos digeridos serán deshidratados en centrífugas y almacenados en silos.

Por último, considerando la inversión requerida para implementar estas mejoras y tecnologías avanzadas, es fundamental realizar una evaluación económica para comprender los costos asociados a la ejecución de la obra y operación de la planta. El coste total del inmovilizado será de 34.765.581,2 €, de este modo, aunque la inversión inicial puede ser significativa, a largo plazo estas mejoras suelen traducirse en una mayor eficiencia en el tratamiento, reducción de costos operativos y cumplimiento de regulaciones ambientales más estrictas.

2. INTRODUCCIÓN

El agua es esencial para el desarrollo de vida en la Tierra. En la actualidad, se cuenta con un 2,5% únicamente de agua dulce, respecto al agua total del planeta, de la cual alrededor de un 67% se encuentra en estado sólido en forma de glaciares o nieve (Henry, 2024). Por ello, la gestión de los recursos hídricos toma un papel de real importancia de ámbito global. Se debe considerar que, a pesar de ser un recurso renovable, su disponibilidad se está viendo limitada con el crecimiento de la población, el aumento del urbanismo y el cambio climático. De acuerdo con este contexto, se debe seguir investigando en nuevas tecnologías sostenibles que permitan asegurar su disponibilidad en condiciones seguras para su consumo. Esto conlleva a que la construcción de nuevas estaciones depuradoras de aguas residuales, así como la modificación y actualización de las existentes, sea cada vez más significativa debido a esta necesidad incesante de reutilización del agua para cubrir la función vital que ocupa en nuestras vidas.

2.1. Las aguas residuales y sus principales características

Las aguas residuales se pueden definir de la siguiente forma: *“Conjunto de flujos de agua que han sido usados en diversas actividades humanas y que, por lo tanto, contienen materias contaminantes”* (Quiroz, S., Menéndez, C y Izquierdo, E., 2024). Por esta razón, es fundamental conocer la composición de estas aguas para el desarrollo de diferentes estrategias para su tratamiento, y/o posterior reutilización. Los principales contaminantes presentes en el agua residual son los siguientes (Quiroz, S., Menéndez, C y Izquierdo, E., 2024):

- i. **Materia orgánica:** es el conjunto de sustancias orgánicas procedentes de los diferentes usos antropogénicos del agua. Entre los principales compuestos destacan: las proteínas, los aceites y las grasas, así como los carbohidratos. Los principales indicadores en aguas residuales de presencia de materia orgánica son la demanda biológica de oxígeno (DBO) y la demanda química de oxígeno (DQO). Estos parámetros indican la cantidad de oxígeno que es necesaria para oxidar la materia orgánica, a través de procesos biológicos, en el caso de la DBO, o químicos, en el caso de la DQO.
- ii. **Sólidos en suspensión:** son partículas sólidas de naturaleza orgánica e inorgánica que se encuentran suspendidas en el agua. Los sólidos en suspensión provocan turbidez, lo que conlleva a que las aguas se vuelvan más cálidas, disminuyendo así la concentración de oxígeno disuelta y la actividad fotosintética de las plantas.
- iii. **Nutrientes:** las aguas residuales suelen poseer elevados niveles de nutrientes como son el nitrógeno y el fósforo. Cabe destacar que un exceso en la presencia de estos nutrientes puede causar la denominada eutrofización del medio, provocando un sobrecrecimiento de

plantas y algas que consumen un exceso de oxígeno que acaba provocando pérdida de la biodiversidad del ecosistema y disminuyendo la calidad del agua.

- iv. **Microorganismos patógenos:** los organismos patógenos suelen proceder de desechos humanos que porten alguna enfermedad. Los principales microorganismos son las bacterias, los virus, los protozoos y los helmintos. La alta infecciosidad de estos organismos provoca una elevada tasa de muerte en determinados países sin recursos para el tratamiento de aguas residuales (Eddy, 2001).
- v. **Productos químicos tóxicos:** productos que descargan normalmente las industrias en grandes cantidades y son muy perjudiciales tanto para la vida acuática como la humana. Estos productos químicos suelen presentarse a nivel de traza y está constituido por pesticidas, herbicidas y productos químicos de uso agrícola, provocando la muerte de seres vivos y el empeoramiento tanto de la carne del pescado como la del agua suministrada (Eddy,2001).

2.2. Estaciones depuradoras de aguas residuales

El proceso de tratamiento de aguas residuales llevado a cabo en las **Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales** (EDARs) abarca un conjunto de operaciones que tienen como objetivo eliminar los contaminantes presentes en el agua para que ésta pueda ser reintegrada en el medio ambiente. En los últimos años, las plantas depuradoras también pueden disponer de operaciones avanzadas que permiten su reutilización para usos concretos.

En las plantas de tratamiento de aguas es igual de importante tanto la gestión de agua como la gestión de los fangos generados, los cuales son todos los sólidos que se han eliminado en el proceso de acondicionamiento del agua, y pueden estar formados tanto por materia orgánica como inorgánica. Por ello las plantas depuradoras dividen sus operaciones en dos líneas: línea de agua y línea de fangos. La primera de ellas encargada de mejorar la calidad del agua residual antes de su vertido y/o reutilización, mientras que la línea de fango engloba operaciones centradas en la gestión de los lodos y aprovechamiento energético de estos.

En cuanto a las diferentes etapas que engloban la **línea de agua**, cabe destacar las siguientes: **PRIMERA. - Pretratamiento:** la finalidad de dicha etapa reside en la eliminación de sólidos grandes que puedan dañar u obstruir las tuberías y otros equipos, así como la eliminación de aceites y grasas contenidas en el agua residual. Normalmente dicha etapa es común tanto en procesos de depuración como de potabilización. Los principales equipos utilizados en esta etapa son pozo de gruesos, desbaste, tamizado y desarenado-desengrasado (Isla de Juana, 2005).

SEGUNDA. - Tratamiento primario: etapa donde se reducen los sólidos suspendidos alcanzando una eliminación de estos de hasta el 60 % (Henry,2024). Esta etapa va seguida de la mencionada

anteriormente, y está constituida por las cámaras de floculación-coagulación y el decantador primario (Isla de Juana, 2005).

TERCERA. - Tratamiento secundario: en esta etapa el agua está sometida a tratamientos biológicos para la eliminación de la materia orgánica y eliminación de nutrientes, se considera el corazón de la planta de tratamiento. Existen diversos tipos según las condiciones en las que se trabaje, pudiendo ser aerobios, anaerobios o la combinación de ellos. Los principales sistemas utilizados son los lodos activos, lagunaje, filtros biológicos y biodiscos. En el siguiente apartado se detallará más información sobre ellos (Isla de Juana, 2005).

CUARTA. - Tratamiento terciario: esta etapa se puede disponer o no de ella y se centra normalmente en la eliminación de patógenos y de microcontaminantes que no se han llegado a eliminar en los tratamientos previos. Entre los principales equipos, se encuentra, la radiación ultravioleta, filtración y cloración (MetCalf y Eddy, 1995).

En cuanto a la **línea de fangos** anteriormente mencionada consta de las siguientes etapas (Isla de Juana, 2005):

PRIMERA. - Espesamiento: el objetivo reside en aumentar la concentración de sólidos en el fango reduciendo su contenido en agua. Existen diversos tipos de espesamientos, siendo los más importantes: espesamiento por gravedad y de flotación.

SEGUNDA. - Estabilización: en esta etapa se lleva a cabo la estabilización de la materia orgánica, eliminando los principales microorganismos patógenos y olores desagradables. Existe la estabilización anaerobia, aerobia y química.

TERCERA. - Deshidratación: consiste en reducir el contenido de humedad del fango con el fin de hacer más fácil su manipulación y su transporte. Entre los diferentes procesos de deshidratación, se encuentran las centrifugas y los filtros prensa.

2.3. Principales equipos utilizados en la línea de agua

Una vez que se ha detallado las diferentes etapas que conforman tanto la línea de agua como de fangos fundamentales para el tratamiento de aguas residuales, se procede a la explicación exhaustiva de cada uno de los equipos que se engloban en la línea de agua de una EDAR.

En cuanto al **pretratamiento** cabe destacar las siguientes operaciones:

- **Pozo de gruesos:** es una balsa encargada de eliminar los sólidos de gran tamaño y peso, así como las grandes cantidades de arenas gruesas que pueden sobrecargar el desarenador o dañar las tuberías. Está compuesto por un tanque con tiempo de retención muy corto (entre 1-4 minutos) que se encuentra aislado por una serie de rejillas, las cuales permitirán

el paso del agua y retendrán los sólidos que sobrepasen la luz de paso establecida (normalmente suelen ser entre 15 o 20 cm). Posteriormente, las aguas decantarán en el pozo, y una cuchara bivalva se encargará de la extracción de residuos sólidos (Isla de Juana,2005).

- **Desbaste:** en el desbaste la separación consiste en un sistema de rejillas similar al que se tenía para el pozo de gruesos, pero la luz de paso entre las rejillas es más pequeña. De manera general, se puede tener rejilla de finos (5 a 20 mm) o rejilla de gruesos (30 a 100 mm) (Isla de Juana,2005).
- **Desarenador-Desengrasador:** consiste en la eliminación de arenas y grasas mediante el empleo de cámaras que permiten la deposición de la arena en el fondo del desarenador, y la eliminación de grasas por la superficie mediante el empleo de un sistema de aireación (Isla de Juana,2005).

En cuanto al **tratamiento primario** se encuentran los siguientes (Isla de Juana,2005):

- **Coagulación-Floculación:** en primer lugar, el proceso de coagulación se encarga de desestabilizar las partículas coloidales del agua mediante la acción de un coagulante que reduce las fuerzas que mantienen separadas. Posteriormente, la floculación o aglutinación de partículas se realiza mediante el proceso de floculación con la adición de un floculante. Estas partículas coaguladas y floculadas se separarán en el proceso de decantación.
- **Decantación primaria:** tiene como objeto principal la eliminación de sólidos en suspensión en un decantador para extraerlos en forma de fangos que serán introducidos en la línea de fangos.

En el **tratamiento secundario** se producen una serie de transformaciones biológicas que eliminarán la gran parte de materia orgánica y el exceso de nutrientes presentes en el agua de tratamiento. Hay diversos tipos pudiendo ser aerobios o anaerobios o la combinación de ellos. De entre los métodos de depuración de aguas residuales se encuentran (Isla de Juana,2005):

- **Lodos activos:** se trata del método aeróbico convencional más utilizado, se suministra oxígeno que al ponerse en contacto con las bacterias suspendidas en la materia orgánica del agua residual producen su oxidación.
- **Filtros biológicos:** a diferencia que, en el proceso de lodos activos, las bacterias se encuentran sujetas a un soporte en vez de en suspensión en el fluido. En estos filtros biológicos, el agua residual se pasa sobre ellos y el aire circula por unos huecos presentes en el soporte de los biofiltros.
- **Biodiscos:** son sistemas de tratamiento biológico aerobio, donde se produce la eliminación de materia orgánica (DBO) y el proceso de nitrificación-desnitrificación. Están compuestos por una serie de discos donde el eje de dichos discos se mantiene por encima

del agua residual. De este modo, a medida que giran los ejes se va formando un limo biológico o biofilm que comienza a depositarse en la superficie de los discos donde se producirá la oxidación de la materia orgánica cuando este expuesto al agua residual y donde se oxigenará en la zona en contacto con el aire.

- **Lagunas:** puede ser tanto aerobio como anaerobio consiste en el almacenamiento del agua durante periodos elevados de tiempo para garantizar la oxidación de la materia orgánica por las bacterias.

En cuanto al **tratamiento terciario**, a continuación, se definen las operaciones más importantes utilizadas (Valdivielso, 2024):

- **Desinfección:** se encarga de eliminar microorganismos patógenos capaces de producir enfermedades. De entre los principales tipos utilizados en las plantas de tratamiento, se encuentran: la radiación ultravioleta, la cloración y la ozonización (MetCalf y Eddy,1995).
- **Membranas de filtración:** equipo de filtración dispuesto de membranas que retienen las partículas (desde sólidos, microcontaminantes, microplásticos hasta microorganismos) con un diámetro de poro superior al suyo. La ultrafiltración, nanofiltración y la microfiltración son las más usuales si la fuerza impulsora es la presión transmembrana.
- **Fisicoquímicos:** al igual que en el tratamiento primario, se utilizan equipos de floculación-coagulación o decantadores con el fin de eliminar materia en suspensión presente aun en el agua residual.

2.4. Principales equipos utilizados en la línea de fangos

Por otra parte, nos encontramos con la línea de fangos. En la línea de fangos, se utilizan los siguientes equipos en cada etapa:

PRIMERA. - Espesamiento: se encuentran los siguientes equipos (Gonzaga,2011):

- **Espesador por gravedad:** son depósitos donde se somete al fango a un proceso de decantación de manera que el fango aumenta su concentración, mientras que el agua se clarifica devolviéndose a la cabecera de planta. Este tipo de espesador se les aplica normalmente a los fangos primarios, ya que su densidad es mayor que los secundarios. Además, se puede utilizar en fangos mixtos (primarios + biológicos), aunque normalmente los biológicos se tratan por flotación.
- **Espesador por flotación:** es un tratamiento similar al de gravedad, pero la forma de concentrar los fangos es mediante el empleo de microburbujas de aire que atrapan los flóculos de fango para arrastrarlos hasta la superficie. Este espesador es utilizado para los fangos biológicos, que tienen una densidad y resistencia menor a los primarios.

SEGUNDA. - Estabilización: el objetivo es estabilizar químicamente el fango generado en la etapa anterior. Los fangos de una EDAR son mayoritariamente biológicos por lo que, se descomponen fácilmente en el medio acuoso, generando malos olores y condiciones sépticas. La estabilización puede ser tanto anaerobia, aerobia y química:

- **Digestor anaerobio:** es un recipiente normalmente de mezcla completa que en condiciones anaeróbicas se encarga de degradar los componentes orgánicos del fango mediante microorganismos anaerobios. Alrededor de un 50% de los sólidos volátiles son eliminados en la digestión, y como resultado de las reacciones de descomposición anaerobia se genera metano. Este gas se aprovecha para la generación eléctrica de la planta, y así la consecuente mejora de su balance energético (MetCalf y Eddy,1995).
- **Digestor aeróbico:** es un recipiente donde la digestión se lleva a cabo en condiciones aerobias mediante la inyección de aire en el seno del fango, y no se recupera la energía a diferencia del anaeróbico (Isla de Juana,2005).
- **Estabilización química:** normalmente se emplea cal, que eleva el pH por encima de un nivel 12 dificultando la supervivencia de los microorganismos (MetCalf y Eddy,1995).

TERCERA. - Deshidratación:

- **Centrífugas:** son equipos formados por un tornillo sin fin y un tambor cilíndrico que giran a elevada velocidad y con un diferencial entre ellos. El fango es deshidratado de forma continua en el interior del equipo, logrando sequedades de hasta el 21% (Isla de Juana, 2005).
- **Filtros:** consiste en un sistema de filtración con una tela filtrante para aumentar la sequedad de los fangos. Existen los filtros de banda y los filtros de prensa (Isla de Juana, 2005).

2.5. Problemática de las aguas residuales

Las aguas residuales urbanas, antes de ser vertidas al medio acuoso natural, deben cumplir con los niveles adecuados para los diversos parámetros presentes en ellas que se encuentran descritos en la **Directiva Europea 91/271/CEE**. En la Tabla 1, se presentan los parámetros esenciales (DQO, DBO, SS, nitrógeno y fósforo totales) así como los límites de cumplimiento para su adecuada disposición. Sin embargo, el pasado 29 de enero se llegó a un acuerdo provisional entre el Parlamento y el Consejo de la UE en el texto de la nueva Directiva de Tratamiento de Aguas Residuales Urbanas (Torvals.N, 2022).

En la nueva Directiva propuesta **COM (2022)541** con el procedimiento legislativo número 2022/0345(COD), en el artículo 7 se modificaron los niveles de cumplimiento obligatorio de vertido en cuanto a nitrógeno y fosforo total para las plantas de tratamiento mayores de 100.000

habitantes equivalentes (h.e.). En la nueva directiva mencionada, se modifican los valores de nitrógeno y fosforo estableciendo límites más estrictos bajando a 8 mg/l para el primero y a 0,5 mg/l para el segundo y manteniéndose invariables los niveles de los parámetros de la DBO y de la DQO. Como consecuencia, para cumplir con estos estándares, las EDARs utilizan tecnologías avanzadas de tratamiento biológico para conseguir dichos niveles requeridos. Por un lado, el nitrógeno se eliminará en el proceso de desnitrificación donde los nitratos pasarán a nitrógeno gas. Por otro lado, el fósforo se eliminará mediante condiciones anaerobias donde el fosforo presente en el agua residual estará en forma de polifosfato y ortofosfato. Dichos procesos se explicarán de forma más detallada en el siguiente apartado.

A continuación, en la Tabla 1 se muestran los niveles permitidos de materia orgánica y nutrientes de la actual y de la nueva directiva propuesta (Torvals.N, 2022):

Tabla 1. Parámetros de cumplimiento para vertido a cauce de las aguas residuales legislados por la Directiva 91/271/CEE y la nueva propuesta COM (2022)541

Parámetro	Actual directiva (91/271/CEE)	Nueva directiva propuesta COM (2022)541
DBO	25 mg/l	25 mg/l
DQO	125 mg/l	125 mg/l
N	<10 mg/l (>100000 h.e)	8 mg/l (>150000 h.e.)
P	< 1 mg/l (>100000 h.e)	0,5 mg/l (>150000 h.e.)

La integración de la nueva legislación hará necesaria la modificación de las operaciones básicas de las depuradoras, así como la incorporación de nuevos tratamientos de eliminación o recuperación que consigan alcanzar los límites de vertido establecidos. En este trabajo, se propone entonces la ampliación y reacondicionamiento de una EDAR española presente en la ciudad de Palma de Mallorca con la implementación de un nuevo reactor biológico de membranas capaz de garantizar el cumplimiento de los nuevos límites fijados en el acuerdo de la nueva Directiva Europea.

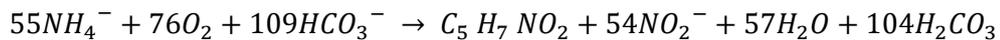
2.6. Eliminación y/o recuperación de nitrógeno y fósforo presente en las aguas residuales

Según lo mencionado anteriormente, es crucial proponer sistemas biológicos alternativos que sean también capaces de eliminar los nutrientes presentes en las aguas residuales. De este modo, para entender el mecanismo de eliminación de nutrientes en los sistemas alternativos, en primer lugar, se debe conocer la forma en la que el nitrógeno y el fósforo se presentan en el agua, así como las principales transformaciones que sufren en su degradación biológica.

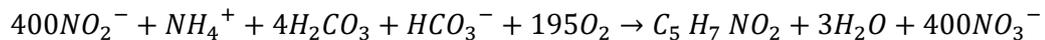
En primer lugar, el **nitrógeno** se encuentra en forma de **nitrógeno amoniacal** y sufrirá diferentes transformaciones en cada etapa (Escaler, M. I., y Mujeriego, R., 2024):

PRIMERA. - Nitrificación: en esta etapa el nitrógeno amoniacal será oxidado a **nitritos**, y seguidamente dichos nitritos son oxidados a **nitratos**. Dichos procesos son realizados por las bacterias autótrofas *Nitrosomonas* y *Nitrobacter*, siendo las primeras las encargadas de la oxidación del nitrógeno amoniacal en nitrito y las segundas de la transformación del nitrito en nitrato.

- La reacción producida por las bacterias Nitrosomonas es la siguiente:

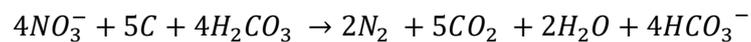


- La reacción de conversión del nitrito en nitrato realizada por las bacterias Nitrobacter:



SEGUNDA. - Desnitrificación: en este caso, los nitratos son reducidos a **nitrógeno gas** y se liberan a la atmósfera en condiciones anóxicas. Esto es, que se llevará a cabo sin un aporte externo de oxígeno, únicamente en presencia de los nitratos y nitritos del medio acuoso. Cabe destacar que se necesita una fuente de carbono orgánica para llevar a cabo este proceso, que normalmente es la contenida en el agua residual. De manera excepcional, se añade metanol para favorecer una desnitrificación más rápida o por defecto de materia orgánica en el medio.

La reacción global de síntesis y oxidación para el proceso de desnitrificación es realizada por las bacterias pseudomonas y la reacción es la siguiente:

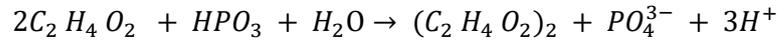


Al igual que en el proceso de nitrificación, la desnitrificación depende principalmente de la ausencia de oxígeno disuelto, la fuente de carbono utilizada (siendo más o menos rápido el proceso según la que se utilice), la concentración de nitratos, la temperatura y el pH.

En segundo lugar, en cuanto la eliminación de **fósforo** se refiere, éste se encuentra en forma de ortofosfato (PO_4^{3-}) y polifosfato (P_2O_7) en el agua residual. Los microorganismos encargados de su eliminación se denominan PAO (*Poliphosphate Accumulating Organisms*), y se engloban dentro de las acumuladoras de polifosfato los *Acinetobacter* y *Propionibacter*. El proceso de eliminación de fósforo se divide en dos etapas donde los microorganismos PAO serán protagonistas (Escaler, M. I., y Mujeriego, R., 2024):

PRIMERA. - Se realiza de forma anaerobia, en ausencia de oxígeno o de compuestos que lo contengan (por ejemplo: nitrato y nitrito). Los PAO se encargan de captar los ácidos grasos volátiles presentes en el agua residual, y almacenarlos en forma de reserva. La energía necesaria para realizar esta captación, la obtienen de los ortofosfatos liberados en el medio. La capacidad

que tienen estos microorganismos acumuladores de captar materia orgánica en condiciones anaerobias supone una ventaja frente a otros que son incapaces de realizarlo. La degradación de los PAO bajo condiciones anaerobias viene dada por la siguiente ecuación:



SEGUNDA. - Se realiza de forma aerobia (en presencia de oxígeno) o anóxica (en presencia de nitratos y nitritos). En esta etapa se produce el proceso de crecimiento y mantenimiento celular mediante la degradación de los PAO de la materia orgánica.

Dentro del contexto de eliminación de nitrógeno y fósforo explicado anteriormente, numerosos procesos biológicos avanzados y alternativos se han planteado como solución para la eliminación biológica de estos nutrientes. A continuación, se destacan los más utilizados (MetCalf y Eddy, 2001):

- **Proceso A^2/O :** este proceso es un sistema de cultivo en suspensión que alterna etapas aerobias y anaerobias con la adición de una zona anóxica para conseguir la desnitrificación. Se recircula el fango en la entrada junto con el efluente, y se dispone de una recirculación interna desde la salida de la zona aerobia hacia la anóxica.
- **Proceso Bardenpho:** se produce tanto la eliminación del nitrógeno, el fósforo y el carbono alternando las condiciones anaerobias, anóxicas y aerobias. Este proceso requiere de tiempos de retención celular más elevados que el proceso descrito anteriormente, por lo que aumentara la capacidad de oxidación del carbono.
- **Proceso UCT:** es similar al proceso A^2/O pero con la diferencia de que el fango activo de retorno se recircula a la zona aerobia y la recirculación interna de la etapa anóxica a la anaerobia.
- **Proceso VIP:** es similar al proceso UCT y A^2/O pero la recirculación del fango activado se realiza en la zona anóxica junto con el caudal de recirculación nitrificado. Por otro lado, el licor mezcla de la zona anóxica se recircula a la cabeza de la zona anaerobia.

Finalmente, cabe destacar que todos los procesos biológicos presentados se proponen como alternativa a los tratamientos convencionales. Sin embargo, la totalidad de éstos basan su diseño y mecanismo en el proceso biológico de fangos activados convencional, residiendo su principal diferencia en la disposición de sus cámaras y en el tipo de recirculación externa e interna. Todos ellos disponen de un decantador secundario al final que terminará de retirar los sólidos en suspensión restantes en el agua residual.

Sin embargo, estos últimos años se ha optado por la sustitución del decantador secundario por un módulo de membranas configurando lo que se denominan reactores biológicos de membrana.

El reactor biológico de membranas (MBR “*Membrane Bioreactor*”), es una de las tecnologías punteras que existen actualmente en reutilización de agua. Las principales ventajas que presenta son su alto rendimiento y eficacia para la obtención de una alta calidad de agua, la flexibilidad de sus configuraciones al disponer de un espacio limitado y la capacidad de trabajar con una alta carga de sólidos en suspensión, lo que supone la necesidad de tener unas recirculaciones mucho más elevadas que si de un sistema convencional se tratara. (Gold, B., 2022).

Estos reactores pueden presentar dos configuraciones en función de donde se sitúen las membranas. Por un lado, las membranas se pueden encontrar sumergidas en el interior del reactor biológico o externamente en un módulo de membranas que se ubica a la salida del reactor. Las membranas que se suelen utilizar en estos reactores son de microfiltración o de ultrafiltración predominando los materiales poliméricos o cerámicos. Todas ellas se dispondrán en módulos siendo las más habituales las membranas de fibra hueca, las tubulares y las de placa plana (Filtration Group,2024).

La tecnología MBR emerge como una alternativa al proceso de fangos convencional quedando especialmente indicado cuando se dispone de un espacio limitado de construcción de la planta de tratamiento y cuando se exige un alto nivel de calidad de agua, convirtiéndose en la mejor opción cuando se quiere un efluente con bajo contenido en contaminantes químicos y con reducciones muy altas de bacterias y virus. Es por este motivo por lo que se propone un reactor biológico de membranas capaz de conseguir los nuevos niveles de nitrógeno y fósforo propuestos por la Nueva Directiva Europea.

3. OBJETIVOS

El objetivo principal del trabajo es la realización de un proyecto de ingeniería de detalle para la ampliación y reacondicionamiento de una EDAR situada en la isla balear de Mallorca. Esta planta se va a rediseñar con el fin de tratar el agua residual generada en la ciudad de Palma de Mallorca y acondicionarla para su vertido a cauce siguiendo las líneas generales, en cuanto a límites de vertido, acordadas en la nueva Directiva de Tratamiento de Aguas Residuales Urbanas entre el Parlamento y el Consejo de la Unión Europea.

Este Trabajo Fin de Grado, tutorizado en conjunto por la Universidad Rey Juan Carlos y la empresa Tedagua (GrupoCobra), propone abordar el proyecto desde el punto de vista ingenieril con el diseño y dimensionamiento completo de la planta. Así como, desde un punto de vista económico presentando un estudio sobre la inversión inicial necesaria y los costes de mantenimiento y explotación. Con este proyecto se propone una posible solución técnica para el reacondicionamiento de una planta cuyo vertido de aguas cumpliría los nuevos límites de nutrientes establecidos (nitrógeno y fósforo). Además de aumentar su capacidad de tratamiento

se podrá realizar la gestión completa del agua que recibe sin hacer trasvases a otras plantas depuradoras. Considerando lo expuesto anteriormente, se fijan los siguientes objetivos:

- i. Presentación de caso real y el punto de partida y/o situación, ya que al ser un proyecto real se parte de ciertas particularidades que deben considerarse en el reacondicionamiento.
- ii. Determinación de los procesos y equipos necesarios para el tratamiento del agua entrante en función del caudal máximo y de diseño fijados para la planta según las características actuales y los nuevos límites establecidos por la nueva Directiva Europea. Así como, los equipos necesarios para la gestión de los fangos generados durante el proceso. Diagrama de bloque de la línea de aguas y de fangos.
- iii. Diseño de los equipos presentados en el esquema de tratamiento propuesto para la línea de aguas y de fangos, estableciendo criterios dimensionales basados en bibliografía.
- iv. Evaluación económica del diseño realizado mediante la determinación de la inversión inicial necesaria para la instalación de la planta siguiendo el método de los porcentajes basado en los precios distribuidos por los fabricantes.

4. RESULTADOS

4.1 Caso de estudio

La EDAR que va a diseñarse está ubicada en la ciudad de Palma de Mallorca, y es un proyecto que cuenta con diversas peculiaridades al tratarse de una ampliación y remodelación capaz de abastecer a una población de más de 100.000 habitantes equivalentes. Actualmente, Palma de Mallorca cuenta con dos estaciones depuradoras. Por un lado, la llamada **EDAR PALMA I**, que se encarga de tratar las aguas provenientes de la bahía de Palma y el aeropuerto. Por otro lado, se encuentra la **EDAR PALMA II**, que se construyó con el fin de abastecer a toda la ciudad de Palma y es actualmente la depuradora principal de la ciudad. A pesar de esto último, cabe destacar que, actualmente, la **EDAR PALMA II** no cuenta con la capacidad suficiente para tratar todo el caudal de agua residual que recibe, por lo que parte del agua debe ser bombeada a la **EDAR I**. Además, carece de línea de fangos, siendo estos tratados también en la **EDAR PALMA I**.

Debido a las diversas carencias de esta estación depuradora, se ha licitado un proyecto de ampliación y remodelación donde la línea de fangos será incluida sin necesidad de bombearse a la **EDAR I**. Además, se quiere aumentar su capacidad de tratamiento adecuando la gestión de aguas pluviales, y modificar su tratamiento biológico con el fin de alcanzar la calidad de agua a cauce que exigirá la nueva legislación europea de niveles de DBO, DQO, nitrógeno y fósforo. Como el proyecto es una ampliación y reacondicionamiento de la planta existente, las nuevas

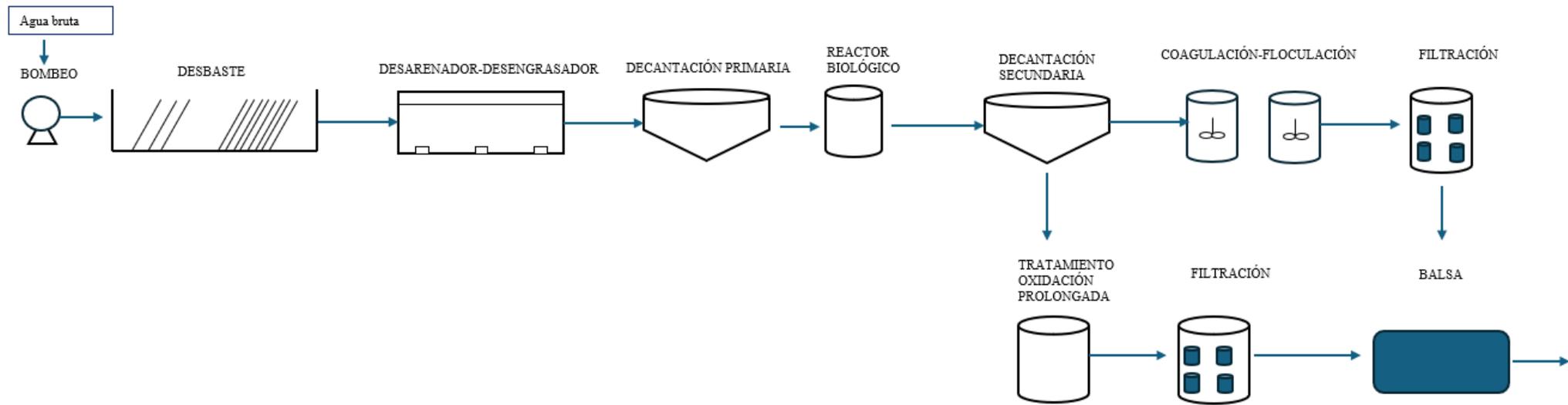


Figura 2 .Diagrama de bloques EDAR II actual

La línea de agua residual se bombea a una primera etapa que mezcla operaciones de pretratamiento y tratamiento primario con el objetivo de eliminar un alto porcentaje de sólidos grandes. En esta etapa hay actualmente un desbaste, un desarenado-desengrasado y una decantación primaria. Posteriormente, el tratamiento secundario es un reactor biológico de fangos activos convencional seguido de cuatro decantadores secundarios. El agua residual de tres de ellos pasará a un tratamiento fisicoquímico de coagulación-floculación y una filtración para finalmente almacenar el agua en una balsa donde más tarde irá a riego. Por otro lado, la línea de agua de uno de los decantadores pasa a tratamiento por oxidación prolongada seguida de una filtración, y por último al igual que los otros tres a la balsa de agua destinada a riego. El motivo por el cual el cuarto decantador de la línea de agua difiere de los otros tres es que, debido a las numerosas reformas que ha sufrido esta planta, se ha tenido que adaptar su uso a las diferentes situaciones planteadas en las remodelaciones. En cuanto a la línea de fangos, como se ha explicado anteriormente, carece de ella y los fangos son bombeados y tratados directamente a la **EDAR PALMA I**.

Como se ha demostrado en la Figura 2, la **EDAR PALMA II** necesita diversas mejoras en la línea de aguas para tratar el caudal de agua residual generado por la población a la que da servicio, así como cumplir con los futuros parámetros de legislación. Asimismo, necesita incorporar una línea completa de tratamiento de los lodos generados durante la depuración. Por esto, se propone una nueva línea de agua y de fangos donde se podrá tratar toda el agua y fango que llega sin necesidad de tener que bombear una parte a la otra estación depuradora.

Para ello, en primer lugar, se propone cambiar el reactor biológico de fangos activos convencional por un reactor biológico de membranas (MBR) con una capacidad de caudal de 90.000 m³/d capaz de admitir una carga de sólidos de 6.500 mg/L en un espacio mucho más reducido que el necesario para el primero. Gracias a este nuevo reactor, la planta depuradora será capaz de tratar un mayor caudal de agua en el espacio disponible, y conseguir aumentar la eliminación de nitrógeno y fósforo en el reactor biológico gracias a los procesos de nitrificación y desnitrificación que se favorecerán en el mismo.

La nueva línea de agua propuesta se presenta en la Figura 3 y consta de las siguientes etapas y operaciones, las cuales son necesarias y suficientes para conseguir las nuevas especificaciones de vertido a cauce:

PRIMERA. - Pretratamiento y tratamiento primario: compuesto por un pozo de gruesos que alimenta un tanque de desbaste con un paso de 30 mm, un tamiz previo al desarenador-desengrasador de un paso de 2 mm, y por último un decantador primario. Cabe destacar que se dispone de un tanque de tormentas para el agua residual con una capacidad superior al caudal de

diseño del reactor. De este modo, una vez que el agua ha pasado por el pretratamiento y tratamiento primario, si es necesario, se almacenará en dicho tanque.

SEGUNDA. - *Tratamiento secundario*: operación principal de la planta de tratamiento donde se encuentra el reactor MBR propuesto con un tamiz previo de 1mm con el objeto de proteger las membranas del módulo de ultrafiltración del reactor.

Tras estas dos etapas de tratamiento, el agua residual acondicionada cumplirá con la calidad definida por la normativa para ser vertida directamente a cauce. Cabe destacar que en un futuro se prevé licitar otro proyecto para que parte de esta agua tratada pase por un tratamiento terciario de filtración y desinfección para volver a darle uso como agua de riego.

Respecto a la línea de fangos, se originan dos tipos de **fangos**, los **primarios** procedentes del decantador primario que serán tamizados y enviados a espesamiento por gravedad y, por otro lado, los **fangos biológicos o secundarios** procedentes del tratamiento biológico que serán enviados a espesamiento por flotación y más tarde mezclados con los primarios y enviados a digestión anaerobia. La razón por la que los fangos primarios se tratan por espesamiento por gravedad es debido a la facilidad que tienen de espesar mediante esta fuerza impulsora; sin embargo, los fangos biológicos presentan una alta resistencia a compactarse y su baja densidad lo que dificulta el proceso al decantar lentamente. Por esto, los fangos biológicos deberán tratarse por espesamiento por flotación, consiguiendo su concentración mediante el empleo de aire para arrastrarlos hasta la superficie (Gonzaga. L, 2011).

Una vez que los fangos han sido espesados, se mezclan y se llevan a una etapa de estabilización mediante una digestión anaerobia. Esta etapa es necesaria para reducir los patógenos, eliminar olores y reducir o eliminar la capacidad de putrefacción de la materia orgánica presente en el lodo. Tras ser digeridos, son enviados a unas centrífugas donde se producirá su secado, disminuyendo así su volumen para su posterior manipulación y almacenamiento en silos.

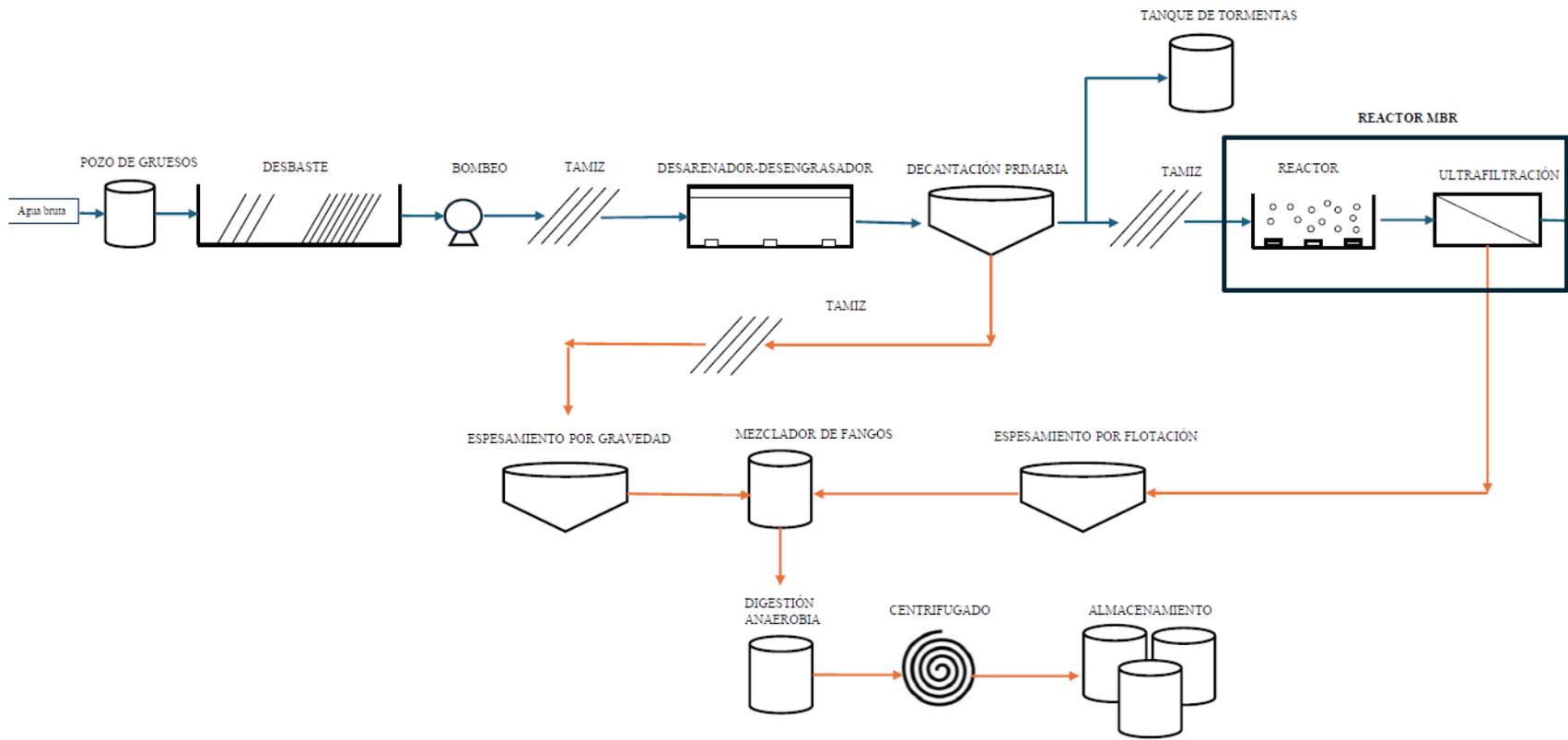


Figura 3. Diagrama de bloques propuesto para la EDAR II

4.2 Selección del caudal máximo y de diseño de la nueva EDAR II

Como se ha mencionado anteriormente, la presente estación depuradora cuenta con diversas peculiaridades. Una de las más destacables, es la utilización de un caudal máximo de tratamiento muy superior al caudal del diseño establecido.

En este caso, el reactor biológico debe estar diseñado según el pliego de la licitación para tratar un caudal de 3.750 m³/h, es decir, 90.000 m³/d, y así abastecer a las necesidades de la población de Palma Mallorca junto con la EDAR PALMA I. Sin embargo, el caudal máximo se encuentra en 33.000 m³/h siendo nueve veces más grande que el caudal medio a tratar en el tratamiento biológico. Como ya se ha comentado, esto es debido a las exigencias del pliego que solicita el cliente respecto al sobredimensionamiento del pretratamiento, que debe estar preparado para abarcar tanto el agua residual de entrada a la depuradora como la posible agua de lluvia. Cabe destacar que esta agua de tormentas es almacenada una vez haya pasado por el pretratamiento y el tratamiento primario. A continuación, se explica esta situación de manera más detallada.

Previa a la explicación de los distintos escenarios que puede darse en mi planta, se va a definir los siguientes conceptos de caudal de diseño y caudal máximo para este caso de estudio:

- **Caudal de diseño:** es el caudal que es capaz de admitir el tratamiento biológico y terciario (3750 m³/h).
- **Caudal máximo horario:** es el caudal que es capaz de admitir el pretratamiento y el tratamiento primario (33.000 m³/h).

Una vez aclarados dichos conceptos, se procede a explicar los diferentes escenarios que se pueden dar y que justifican el elevado caudal máximo horario de la planta respecto a su caudal de diseño:

ESCENARIO A

En el primer escenario, nos encontramos ante una situación donde el caudal de agua residual que entra en la planta es menor que el valor del caudal de diseño ($Q_{\text{entrada}} < 3750 \text{ m}^3/\text{h}$). Por ello, el reactor biológico puede asumir directamente toda el agua que entra a la depuradora sin tener que almacenar una parte en el tanque de tormentas. Considerando esta situación, en mi línea de agua pasarán como máximo hasta 3.750 m³/h.

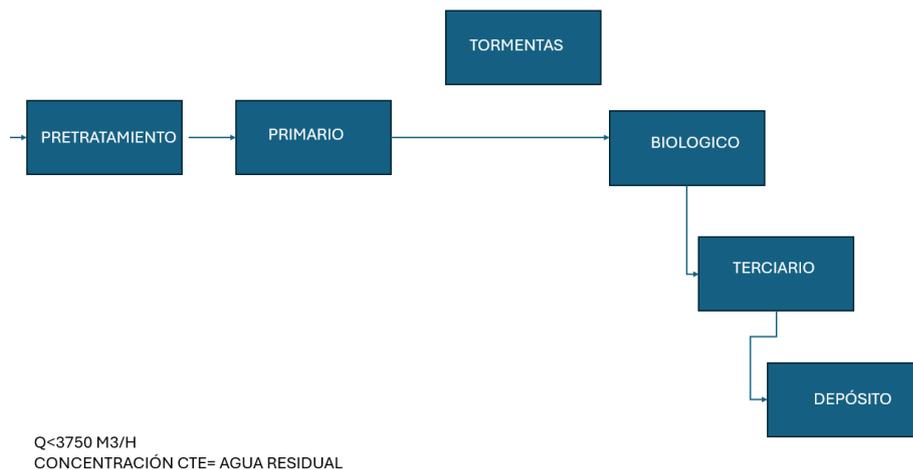


Figura 4. Escenario A donde el agua de entrada tiene un $Q < 3750 \text{ m}^3/\text{h}$

En este escenario, únicamente, se puede dar la necesidad de introducir al reactor biológico agua procedente del tanque de tormentas si hay previamente agua almacenada en el mismo, lo que sería completamente asumible, ya que el reactor biológico está diseñado para tratar un caudal de hasta $3750 \text{ m}^3/\text{h}$. Si se diese esta casuística (escenario A'), se irá introduciendo poco a poco el agua de tormentas que ha sido pretratada antes de llegar al tanque de almacenamiento y que estará más diluida que mi agua residual.

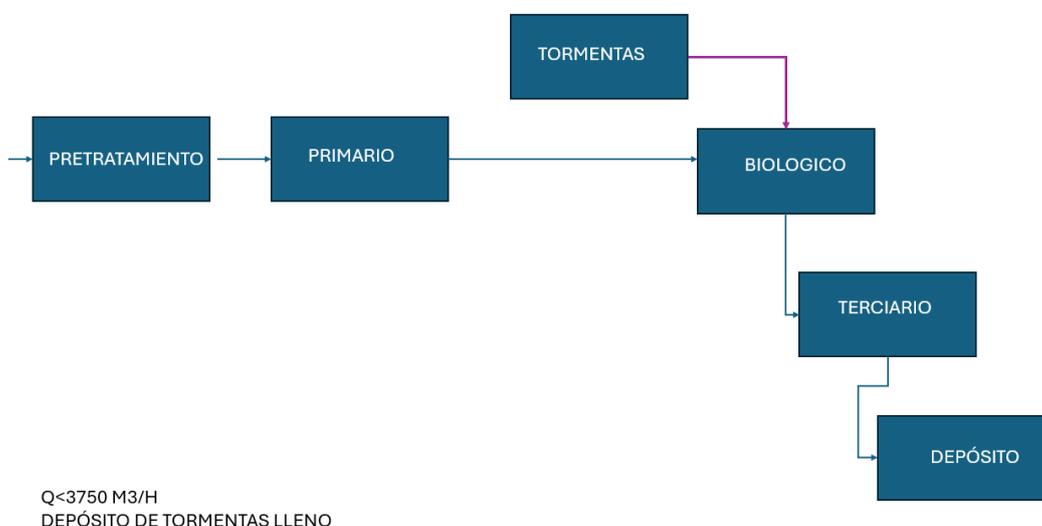


Figura 5. Escenario A' donde el agua de tormentas se introduce en el reactor

ESCENARIO B

En el segundo escenario, el caudal de agua residual a la entrada de la planta está entre mi caudal de diseño y mi caudal máximo horario ($33.000 \text{ m}^3/\text{h} > Q_{\text{entrada}} > 3750 \text{ m}^3/\text{h}$). En este caso, mi reactor biológico no puede asumir el caudal de entrada directamente, por ello la diferencia de caudal que no puede entrar a mi reactor biológico será almacenada en el tanque de tormentas. Como se aprecia en la

Figura 6, la corriente 1 (Q_I) mantendrá el caudal de $3.750 \text{ m}^3/\text{h}$, mientras que la corriente 2 (Q_{II}) asumirá la diferencia entre el caudal de entrada y el de diseño. Se ha de puntualizar que todo el caudal de entrada ya ha pasado por todo el pretratamiento y tratamiento primario para su almacenamiento. Cabe destacar, que el agua almacenada en el tanque de tormentas se tratará en el reactor biológico cuando se vuelva a plantear el escenario A, dando lugar al escenario A'.

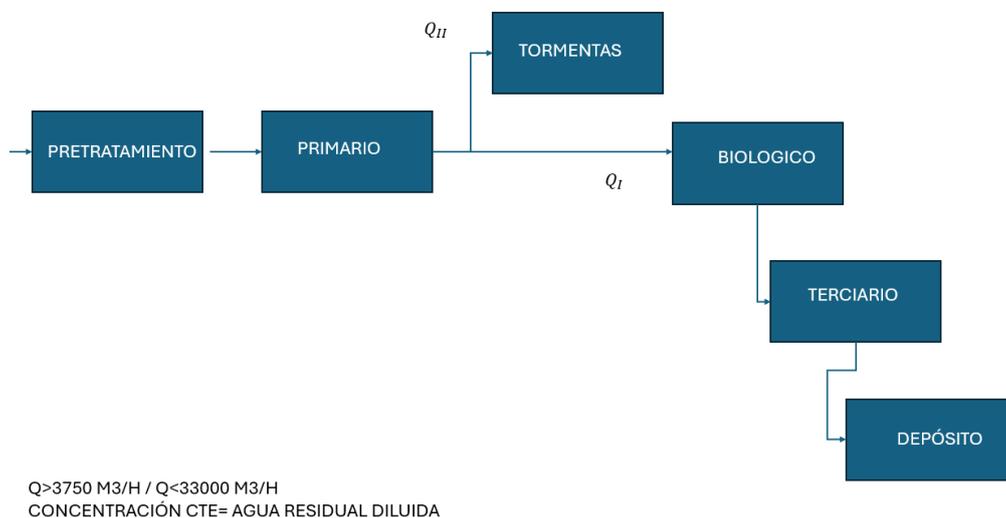


Figura 6. Escenario B a $Q > 3750 \text{ m}^3/\text{h}$

Finalmente, cabe destacar que se conoce que podría existir otro posible escenario donde el caudal de entrada de agua residual fuese superior al caudal máximo horario ($Q_{\text{entrada}} > 33.000 \text{ m}^3/\text{h}$). Sin embargo, este escenario se considera muy poco probable, ya que el caudal máximo se ha estimado recopilando los datos de las últimas lluvias en la ciudad de Palma de Mallorca. Aun así, si se diese este último caso, todo lo que excede de $33000 \text{ m}^3/\text{h}$ se vertería directamente a cauce natural ya que se consideraría un agua residual muy diluida de características muy similares a la pluvial.

4.3 Diseño de operaciones

4.3.1 Línea de agua

4.3.1.1 Características del agua residual de entrada

A la vista de los resultados de la campaña analítica realizada para la caracterización del agua residual y de los datos disponibles de la explotación de EMAYA, se han tomado las siguientes consideraciones para establecer los parámetros de diseño de la EDAR de PALMA II:

Tabla 2. Concentraciones de entrada a pretratamiento y biológico

Parámetros	Entrada al pretratamiento	Entrada al biológico
DBO ₅ (mg/l)	664	415
DQO (mg/l)	1332	787
SST (mg/l)	737,8	267
NKT (mg/l)	93	86,5
P (mg/l)	19	16,3

Con la disponibilidad de los datos reflejados en la Tabla 2 y mediante el empleo de los balances de materia, se puede saber que concentración tenemos en cada etapa del proceso. Se emplean las siguientes ecuaciones para su cálculo, empleando los respectivos rendimientos de eliminación:

$$DBO_{salida} = DBO_{entrada} - DBO_{entrada} * Rendimiento\ DBO \quad [1]$$

$$DQO_{salida} = DQO_{entrada} - DQO_{entrada} * Rendimiento\ DQO \quad [2]$$

$$SST_{salida} = SST_{entrada} - SST_{entrada} * Rendimiento\ SST \quad [3]$$

$$N_{salida} = N_{entrada} - N_{entrada} * Rendimiento\ N \quad [4]$$

$$P_{salida} = P_{entrada} - P_{entrada} * Rendimiento\ P \quad [5]$$

4.3.1.2 Pozo de gruesos

En primer lugar, el agua residual entrará al pozo de gruesos, que es una balsa que tiene como objeto eliminar los sólidos de tamaño grande (>15 cm), evitando la sedimentación de materia orgánica y sólidos pequeños mediante la utilización de tiempos de residencia muy cortos (1-4 min).

En la EDAR PALMA II se van a construir dos pozos de gruesos, que para su dimensionamiento se debe considerar los parámetros mostrados en la Tabla 3 según los rangos considerados en literatura (Isla de Juana, 2005).

Tabla 3. Parámetros de partida del pozo de gruesos

Parámetros de partida	Rango usual de diseño	Valor seleccionado	Valor unitario por pozo
Caudal de diseño (m ³ /h)	3.750	3.750	1.875
Caudal máximo (m ³ /h)	33.000	33.000	16.500
Tiempo medio de residencia a caudal de diseño (minutos)	1 a 4	4	4
Velocidad ascensional a caudal de diseño (m ³ /m ² .minuto)	0,5 a 3	1	1
Relación longitud/anchura del pozo	1 a 3	1	1

En la Tabla 3, como se ha mencionado anteriormente, se establecen los parámetros de partida para el dimensionamiento del pozo de gruesos. Antes de proceder al cálculo de sus dimensiones, se explicarán los siguientes conceptos necesarios para su diseño:

- Tiempo medio de residencia a caudal de diseño (t_{res}): es el tiempo en el que el agua residual permanecerá en la balsa cuando coincide con el caudal de diseño. El valor seleccionado es de 4 minutos (Isla de Juana, 2005).
- Velocidad ascensional a caudal de diseño (V_{asc}): es la velocidad a la que asciende el agua por la balsa cuando el caudal a tratar coincide con el de diseño. Se ha seleccionado un valor de 1 m³/m²min (Isla de Juana, 2005).

Para los cálculos asociados al dimensionamiento se han utilizado las siguientes ecuaciones encontrada en bibliografía (Isla de Juana, 2005):

- **Volumen útil** ($V_{\text{útil}}$): el volumen del pozo de grueso sin considerar el resguardo (distancia de seguridad) ni tolva de almacenamiento. El resguardo suele ser de 0,5 m (Isla de Juana, 2005).

$$V_{\text{útil}} = t_{res} * \left(\frac{Q_{\text{diseño}}}{60} \right) \quad [6]$$

- **Superficie** (S): se calculará mediante el empleo del caudal de diseño por pozo y la velocidad ascensional seleccionada en bibliografía (Isla de Juana, 2005).

$$S = \frac{Q_{\text{diseño}}}{60 V_{asc}} \quad [7]$$

- **Profundidad útil** ($H_{\text{útil}}$): profundidad del pozo sin considerar la altura del resguardo ni de la tolva de arena.

$$H_{\text{útil}} = \frac{V_{\text{útil}}}{S} \quad [8]$$

- **Longitud del canal** (L) del pozo de gruesos.

$$L = \left(\frac{L}{A} * S \right)^{0,5} \quad [9]$$

- **Anchura del canal** (A) del pozo de gruesos.

$$A = \frac{S}{L} \quad [10]$$

-**Velocidad ascensional a caudal máximo (V_a):** es la velocidad media a la que asciende el agua por una superficie igual al de la balsa cuando el caudal tratado coincide con el máximo. De la misma forma pasará con la velocidad ascensional a caudal de diseño (V_{asc}).

$$V_a = \frac{Q_{max}}{S \cdot 60} \quad [11]$$

A continuación, se muestra en la Tabla 4 los resultados de cálculo por pozo considerando un caudal de diseño para cada uno de 1.875 m³/h:

Tabla 4. Dimensionamiento pozo de gruesos

Dimensionamiento pozo de gruesos	
Volumen útil (m ³)	125
Superficie (m ²)	31,25
Profundidad útil (m)	4
Longitud (m)	5,59
Anchura (m)	5,59
Tiempo de residencia a caudal máximo (min)	0,45
Velocidad ascensional a caudal máximo (m ³ /m ² *min)	2,2

Por tanto, una vez empleadas las diferentes ecuaciones de dimensionamiento para el pozo de gruesos, se obtienen dos pozos con una capacidad cada uno de 125 m³ y una longitud y anchura de 5,59 m.

Para asegurarse de que las dimensiones han sido correctamente calculadas, se procede a la comprobación de la velocidad ascensional aplicando la Ecuación [11], para el caudal de diseño, quedando:

$$V_a = \frac{1875}{31,25 \cdot 60} = 1 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{min}$$

Dicha velocidad ascensional coincide con la seleccionada como parámetro de partida y nos confirma la veracidad de los resultados.

4.3.1.3 Desbaste

El desbaste es la siguiente etapa dentro del pretratamiento, y viene justo después del pozo de gruesos. Esta operación se encarga de proteger a los equipos aguas abajo de los posibles daños que pueden ocasionar los sólidos de gran tamaño. El sistema de desbaste diseñado para la planta depuradora EDAR PALMA II cuenta con una serie de rejas de gruesos mecánicas e inclinadas dispuestas a lo largo del ancho del canal por las que pasa el agua a tratar.

Los parámetros de partida quedan reflejados en la siguiente Tabla 5:

Tabla 5. Parámetros de partida para desbaste

Parámetros de partida		
	Rango usual de diseño	Valor seleccionado
Caudal de diseño (m ³ /h)	3.750	3.750
Caudal máximo (m ³ /h)	33.000	33.000
Velocidad de paso (V _p) a caudal de diseño (m/s)	0,8-1	0,9
Número de líneas de desbaste	7	7
Espesor de barrotes (mm)	8-15	15
Luz de paso (d) o distancia entre barrotes (mm)	15-50	30
Inclinación (alfa)	45-90	75
Máxima colmatación ©	30	30
Relación h _{útil} /A	1-3	1

Para el cálculo de las dimensiones de los canales se divide el caudal de diseño en 7 líneas de desbaste de tal forma que el caudal de diseño por línea será de 536 m³/h, obteniéndose bajo la siguiente ecuación:

- **Caudal de diseño por línea (Q_{diseño línea})**

$$Q_{diseño\ línea} = \frac{Q_{diseño}}{N^{\circ}líneas} \quad [12]$$

De la misma forma se hará para el caudal máximo horario y se procederá al cálculo de los siguientes parámetros (Isla de Juana,2005):

- **Superficie útil del canal ($S_{\text{útil}}$):** se tiene en cuenta la luz de paso, el espesor de los barrotes, el grado de colmatación, la velocidad de paso y el caudal de diseño. El grado de colmatación (C) es la superficie libre de la reja y el valor recomendado es de un 30%.

$$S_{\text{útil}} = \frac{Q_{\text{diseño línea}}}{3600} * \frac{d + e}{d} * \frac{1}{\frac{1 - C}{100}} * \frac{\text{seno}(\alpha * 2 * \pi)}{360} \quad [13]$$

- **Anchura del canal (A):**

$$A = \left(\frac{S}{L} \right)^{0,5} \quad [14]$$

- **Profundidad útil del canal ($H_{\text{útil}}$):**

$$H_{\text{útil}} = \frac{S}{A} \quad [15]$$

- **Profundidad total del canal (H_{total}):**

$$H_{\text{total}} = H_{\text{útil}} + \text{Resguardo canal} \quad [16]$$

Los resultados de los canales de desbaste quedan reflejados en la siguiente Tabla 6:

Tabla 6. Dimensionamiento Desbaste de gruesos de 30 mm

Dimensionamiento desbaste	
Caudal de diseño por línea (m ³ /h)	535,71
Caudal máximo por línea (m ³ /h)	4714,29
Superficie útil del canal (m ²)	0,34
Anchura del canal (m)	0,59
Profundidad útil del canal (m)	0,59
Profundidad total del canal (m)	0,89

Por lo que, la planta EDAR PALMA II contará con 7 canales de desbaste de gruesos de 30 mm, con una superficie de 0,34 m² cada uno y con una profundidad total de canal de 0,89 m aplicando un resguardo de 0,3 m en cada uno.

4.3.1.4 Tamizado

La planta depuradora PALMA II cuenta con dos operaciones de tamizado según se puede observar en la Figura 3. Una de ellas, se encuentra situada tras el desbaste de gruesos y previa al desarenador-desengrasador, con el fin de reducir los sólidos en suspensión del agua a tratar. Este tamiz, que se

denominará **tamiz pretratamiento**, cuenta con una luz de paso de 2 mm y se dispondrá al final de cada uno de los canales del desbaste de gruesos.

Por otro lado, la planta cuenta con un segundo tamiz previo al reactor biológico MBR que será imprescindible para evitar dañar las membranas presentes en el módulo de ultrafiltración del reactor. Este tamiz, llamado tamiz secundario, contará con una luz de paso de 1 mm.

Ambos tamices se diseñan de la misma forma y los parámetros de partida utilizados quedan recogidos en la siguiente Tabla 7, considerando el tamiz del pretratamiento el de 2 mm y el tamiz secundario el de 1 mm.

Tabla 7. Parámetros de partida de tamices del pretratamiento y el secundario.

Parámetros de partida	Tamiz pretratamiento	Tamiz secundario
Caudal de diseño (m ³ /h)	3.750	3.750
Número de líneas en paralelo	7	7
Sólidos en suspensión en el agua a tratar (mg/l)	737,8	280,36
Eliminación de sólidos en suspensión (%)	5	5
Distancia entre barras (Luz del tamiz) (mm)	2	1

Los tamices se encargan de eliminar un porcentaje de los sólidos en suspensión presentes en el agua residual. En este caso, la eliminación considerada ha sido de un 5% (Isla de Juana, 2005) y las concentraciones de entrada del tamiz se han extraído de la Tabla 2 y calculadas con la Ecuación [3], siendo suministradas por la empresa Grupo Cobra. Considerando todos estos valores, se obtienen los siguientes resultados:

Tabla 8. Dimensionamiento tamices

Dimensionamiento tamices		
	Tamiz pretratamiento	Tamiz secundario
Caudal de diseño por línea (m ³ /h)	535,7	535,7
Carga hidráulica máxima a caudal de diseño (m ³ /m de ancho de tamiz. h)	151,9	88,8
Anchura del tamiz filtrante (m)	6,1	6,4
Superficie en planta aproximada ocupada por un tamiz (m ²)	10,3	10,8
Concentración salida sólidos en suspensión (mg/l)	700,9	267

Las ecuaciones empleadas para el dimensionamiento de los tamices son las extraídas según la bibliografía (Isla de Juana, 2005) y quedan definidas de la siguiente forma:

- **Carga hidráulica a caudal de diseño ($Q_{hidráulica}$):**

$$Q_{hidraulica} = (85,47 * Luz\ paso^{0,7736}) * 1,04 \quad [17]$$

- **Anchura del tamiz filtrante (A):**

$$A = \frac{\frac{Q_{diseño\ por\ línea}}{\left(\frac{250}{SS}\right)^{0,5}}}{Q_{hidraulica}} \quad [18]$$

- **Superficie ocupada por tamiz (S):**

$$S = A * 1,7 \quad [19]$$

4.3.1.5 Desarenador-Desengrasador

Como se ha explicado en la introducción, la finalidad de esta operación es la eliminación de sólidos abrasivos y/o arena que puedan dañar las tuberías o canales. Normalmente, se utilizan desarenadores aireados donde se lleva a cabo tanto la operación de desarenado como desengrasado, depositando las partículas más pesadas en el fondo, y siendo las partículas orgánicas más ligeras arrastradas por la superficie mediante el uso de difusores de aire que favorecen dicho fenómeno.

En la planta depuradora a diseñar, se dispondrá de 6 desarenadores- desengrasadores, para los cuales se han obtenido sus dimensiones partiendo de los siguientes parámetros seleccionados:

Tabla 9. Parámetros de partida desarenador-desengrasador

Parámetros de partida	
Caudal diseño (m ³ /h)	3.750
Caudal máximo (m ³ /h)	33.000
Velocidad ascensional a caudal de diseño (m ³ /m ² .h)	30
Velocidad de paso a caudal de diseño (m ³ /m ² .h)	60
Tiempo de residencia a caudal de diseño (minutos)	20
Número de líneas	6
Metros cúbicos de aire por metro cuadrado de superficie y hora	8

Previo al dimensionamiento de dichos desarenadores, se definen a continuación el concepto de diferentes parámetros de partida:

- Velocidad ascensional a caudal de diseño (V_{ase}): es la “*velocidad a la que asciende el agua por una superficie igual a la de la balsa cuando el caudal tratado coincide con el caudal de diseño*”. El rango usual para este parámetro es de 10-30 y se ha seleccionado 30 (Isla de Juana,2005).

- Velocidad de paso a caudal de diseño (V_{paso}): “*velocidad media a la que circularía el agua por una superficie igual a la sección transversal del desarenador cuando el caudal tratado coincidiera con el de diseño*”. El rango usual para este parámetro es de 50 a 100, y se ha seleccionado 60. (Isla de Juana,2005).
- Tiempo medio de residencia a caudal de diseño ($t_{residencia}$): “*tiempo medio que permanecerá el agua en la balsa*”. El rango usual es de 15 a 20, y se ha seleccionado 20 para estos desarenadores (Isla de Juana,2005).
- Metros cúbicos de aire por metro cuadrado de superficie y hora (m^3_{aire}):son los necesarios para los desarenadores. El rango usual es entre 4-10, y el valor recomendado utilizado es de 8 (Isla de Juana,2005).

Para el dimensionamiento de los seis desarenadores, dividimos nuestro caudal de diseño en 6 líneas de 625 m³/h y se procede al cálculo de los siguientes parámetros:

- **Superficie horizontal ($S_{horizontal}$)**: corresponde a la superficie del desarenador, y se calculará de la misma forma que la superficie de un pozo de gruesos *Ecuación [7]*.
- **Sección transversal ($S_{transversal}$)**: superficie vertical del desarenador excluyendo el resguardo y la tolva de arena. Se calcula de la siguiente forma:

$$S_{transversal} = \frac{Q_{diseño\ por\ línea}}{V_{paso}} \quad [20]$$

- **Volumen útil unitario ($V_{útil}$)**: volumen del desarenador excluyendo tolva y resguardo.

$$V_{útil} = \frac{t_{residencia}}{60} * Q_{diseño\ por\ línea} \quad [21]$$

- **Longitud (L)** del desarenador:

$$L = \frac{V_{útil}}{S_{transversal}} \quad [22]$$

- **Profundidad útil ($H_{útil}$)** del desarenador:

$$H_{útil} = \frac{V_{útil}}{S_{horizontal}} \quad [23]$$

- **Anchura del desarenador (A)**:

$$A = \frac{V_{útil}}{L * H_{útil}} \quad [24]$$

- **Caudal total de aire necesario (Q_{aire})**:

$$Q_{aire} = (m^3_{aire} * S_{horizontal}) * N^{\circ}\ líneas \quad [25]$$

Los resultados obtenidos por desarenador-desengrasador quedan recogidos en la siguiente Tabla 10:

Tabla 10. Dimensionamiento por desarenador-desengrasador

Dimensionamiento por desarenador-desengrasador	
Caudal de diseño por línea (m ³ /h)	625,0
Superficie horizontal (m ²)	20,8
Sección transversal (m ²)	10,4
Volumen útil unitario (m ³)	208,3
Longitud (m)	20,0
Profundidad útil (m)	10,0
Anchura (m)	1,0
Caudal total de aire necesario (m ³ /h)	1000

Se obtendrán 6 desarenadores de una superficie horizontal de 20,8 m² cada uno y con un volumen unitario de 208,3 m³. Cabe resaltar que es importante que el caudal de aire necesario se suministre en cada desarenador, ya que determinará la eficacia de la operación en cuanto a la eliminación de grasas se refiere. En este caso, será de 1.000 m³/h en total, suministrando 166,6 m³/h de aire en cada uno.

4.3.1.6 Decantación primaria

La decantación primaria tiene como objetivo reducir los sólidos en suspensión. Sin embargo, esta separación de sólidos también lleva consigo una reducción de la DBO, DQO, nitrógeno y fósforo. A su vez, en los decantadores primarios se formarán los fangos primarios que se introducirán en el espesador por gravedad de la línea de fangos.

En cuanto al dimensionamiento del decantador primario se debe tener en cuenta los siguientes parámetros de partida:

Tabla 11. Parámetros de partida decantación primaria

Parámetros de partida	
Caudal de diseño (m ³ /h)	3.750
Caudal máximo (m ³ /h)	33.000
Velocidad ascensional a caudal de diseño (m ³ /m ² h)	1,3
Tiempo medio de residencia a caudal de diseño (h)	2,5
N.º de líneas	10

Los parámetros de partida utilizados para el proceso de decantación primaria tienen el mismo significado que los utilizados para la operación de desarenado-desengrasado. Por un lado, la velocidad ascensional seleccionada será de 1.3 (m³/m² h) y, por otro lado, el tiempo de residencia seleccionado es de 2,5 h. Estos parámetros son seleccionados por bibliografía (Isla de Juana, 2005).

Una vez seleccionados los parámetros de partida, se procede a calcular las dimensiones de los decantadores primarios a partir de las siguientes ecuaciones:

- **Superficie del decantador (S):**

$$S = \frac{Q_{\text{diseño por línea}}}{V_{\text{ascensional}}} \quad [26]$$

- **Diámetro interno (D_{int}):**

$$D_{\text{int}} = \left(\frac{S_{\text{decantador}} * 4}{\pi} \right)^{0,5} \quad [27]$$

- **Volumen cilíndrico útil (V):**

$$V = Q_{\text{diseño por línea}} * t_{\text{residencia}} \quad [28]$$

- **Profundidad cilíndrica útil (H_{útil}):**

$$H_{\text{útil}} = \frac{V}{S} \quad [29]$$

Empleando dichas ecuaciones y teniendo en cuenta que se han empleado 10 decantadores, se llega a los siguientes resultados reflejados en la Tabla 12:

Tabla 12. Dimensionamiento decantadores primarios

Dimensionamiento Decantador Primario	
Caudal de diseño por línea (m ³ /h)	375
Diámetro interno (m)	19,2
Superficie del decantador (m ² /h)	288,5
Volumen cilíndrico útil (m ³)	937,5
Profundidad cilíndrica útil (m)	3,25

El caudal de diseño por línea al tener 10 decantadores será de 375 m³ /h con un volumen unitario de 937,5 m³ y una superficie por decantador de 288,5 m².

Como se ha mencionado anteriormente, en los decantadores primarios se originan fangos primarios y es necesario, para el posterior diseño de la línea de fango, conocer las concentraciones de entrada y de salida del proceso de decantación primaria, que vienen recogidos en la siguiente Tabla 13:

Tabla 13. Concentraciones de entrada y de salida de la decantación primaria

Parámetros	C _{entrada}	C _{salida}
DBO ₅ (mg/l)	663	417,7
DQO (mg/l)	1.333	786,5
SST (mg/l)	700,9	280,4
N (mg/l)	93	86,5
P (mg/l)	19	16,3

Las concentraciones de salida se obtienen empleando las Ecuaciones [1],[2],[3],[4]y[5] y los rendimientos de eliminación recogidos en la Tabla 14 que son suministrados por la empresa Tedagua (Grupo Cobra):

Tabla 14.Rendimiento decantación primaria

Rendimiento decantación primaria	
Rendimiento DQO ₅ (%)	41
Rendimiento DBO ₅ (%)	37
Rendimiento en SS (%)	60
Rendimiento en NTK (%)	7
Rendimiento en P (%)	14

Para el dimensionamiento del espesador por gravedad, es necesario conocer la producción de fangos primarios ($P_{fangos\ primarios}$, kg/d sólidos), el caudal medio de fangos primarios ($Q_{fangos\ primarios}$, m³/h), que se calcularán mediante las siguientes ecuaciones y la concentración de fango decantado ($C_{fango\ decantado}$, kg/m³):

$$P_{fangos\ primarios} = \left(\frac{Q_{diseño} * SS_E * \frac{\%Eliminación\ SS}{100}}{1000} \right) * 24 \quad [30]$$

$$Q_{fangos\ primarios} = \frac{P_{fangos\ primarios}}{C_{fango\ decantado} * 24} \quad [31]$$

La producción de fangos primarios en los decantadores será de 37.849,1 kg/d sólidos y el caudal de fangos primarios es de 105,1 m³/h, habiendo seleccionado una concentración de fango de decantado de 15 kg/m³ suministrada por bibliografía (Isla de Juana,2005). En la Tabla 15 se muestra los resultados de los fangos primarios originados:

Tabla 15. Producción de fangos primarios

Producción de fangos primarios	
Eliminación de sólidos en suspensión (%)	60
Eliminación de DBO (%)	37
Concentración de sólidos en suspensión en la entrada (mg/l)	700,9
Concentración de DBO en la entrada de la decantación (mg/l)	663
Concentración de fango decantado (kg/m ³)	15
Producción de fangos primarios (kg/d sólidos)	37.849,1
Caudal medio de fangos primarios (m ³ /h)	105,1

4.3.1.7 Diseño del reactor biológico MBR

En el reactor biológico se produce la eliminación de la mayoría de la materia orgánica presente en el agua residual, así como la eliminación del nitrógeno y fósforo. Como se explicó anteriormente, para el rediseño y acondicionamiento de la **EDAR PALMA II** se propone un sistema MBR como reactor biológico capaz de admitir una carga de sólidos de 6.500 mg/L (MLSS). Este reactor se ha seleccionado debido a su compacidad, y a que gracias a la integración en su diseño de un módulo de ultrafiltración se puede eliminar la operación de decantación secundaria generalmente utilizada en los sistemas convencionales.

En este caso, el diseño del MBR, se realizará de manera análoga a un reactor biológico convencional de fangos activos, en el cual dispondremos de varias cámaras que operaran bajo diferentes condiciones para conseguir favorecer los procesos de desnitrificación-nitrificación y la eliminación de fósforo. De este modo, el reactor cuenta con una primera **cámara anaerobia** para eliminar el fósforo, y seguidamente dos **cámaras anóxica y aerobia** para la desnitrificación-nitrificación. Finalmente, se integra en el MBR un módulo de ultrafiltración capaz de conseguir los nuevos niveles requeridos de nitrógeno y fósforo en cuando a la Nueva Directiva Europea se refiere.

Se procederá al dimensionamiento de cada una de las balsas por separado, teniendo en cuenta las concentraciones de partida, y obteniendo las dimensiones de cada balsa para las concentraciones de salida deseadas.

a) Dimensionamiento de la balsa anaerobia para la eliminación de fósforo

La primera balsa presente en el reactor biológico es la balsa de eliminación de fósforo que se operará en condiciones anaerobias. Para su dimensionamiento se tendrán en cuenta los siguientes parámetros de partida:

Tabla 16. Parámetros de partida balsa anaerobia

Parámetros de partida	
Caudal de diseño (m ³ /h)	3.750
Tiempo de retención a caudal de diseño (h)	1,5
Profundidad útil (m)	4
Longitud/Anchura	2
Concentración de fósforo a la salida (mg/l)	0,5

Para entender el dimensionamiento de la balsa anaerobia, se deben seleccionar y definir los siguientes parámetros:

- Tiempo de retención hidráulica a caudal de diseño (t_{rh}): es el tiempo que permanecerá el agua residual en la balsa cuando coincida con el caudal de diseño. Según bibliografía se selecciona un valor de 1,5 (Isla de Juana,2005).
- Relación Longitud/Anchura (L/A): es el resultado de dividir la longitud de la balsa entre su anchura. Se selecciona una relación de 2 (Isla de Juana,2005).
- Profundidad útil ($h_{\text{útil}}$): corresponde a la profundidad de la balsa sin tener en cuenta el resguardo. El resguardo es una distancia de seguridad que se deja entre el nivel de agua de la parte superior y el muro de la balsa. La profundidad útil que se selecciona es de 4 m (Isla de Juana,2005).

Una vez definidos los parámetros de partida, se procede a calcular las dimensiones de la balsa anaerobia:

- **Volumen total de balsa/s anaerobias** (V_{total}):

$$V_{\text{total}} = t_{rh} * Q_{\text{diseño}} \quad [32]$$

- **Volumen unitario por balsa** (V_{unitario}):

$$V_{\text{unitario}} = \frac{V_{\text{total}}}{N^{\circ} \text{lineas}} \quad [33]$$

- **Superficie unitaria de cada balsa** (S_{unitario}):

$$S_{\text{unitario}} = \frac{V_{\text{unitario}}}{H_{\text{útil}}} \quad [34]$$

- **Anchura de cada balsa** (A):

$$A = \left(\frac{S_{\text{unitario}}}{\frac{L}{A}} \right)^{0,5} \quad [35]$$

- **Longitud de cada balsa** (L):

$$L = \frac{S_{unitaria}}{A} \quad [36]$$

Se debe tener en cuenta que el volumen de la balsa anaerobia se ha configurado en 4 líneas de reacción. Por lo que, aunque se obtenga un volumen total de 5.625 m³, el volumen unitario de balsa por la línea de reacción será de 1.406 m³.

A continuación, se muestran los resultados asociados a las dimensiones de las balsas anaerobias:

Tabla 17. Dimensionamiento balsa anaerobia

Dimensionamiento balsa anaerobia	
Volumen total balsas anaerobias (m ³)	5.625
Volumen unitario por balsa (m ³)	1.406
Superficie unitaria de cada balsa (m ²)	352
Anchura de cada balsa (m)	13,3
Longitud de cada balsa (m)	26,52

b) Dimensionamiento de la balsa anóxica para la desnitrificación

La balsa que sigue a la balsa anaerobia es la balsa anóxica de desnitrificación donde se liberará el nitrógeno en forma de nitrógeno gas. La desnitrificación se lleva a cabo en condiciones anóxicas, y en ella se mezcla el licor mixto procedente de la balsa de nitrificación que aportará los nitratos y nitritos para su oxidación y, por otro lado, el fango recirculado.

Para el cálculo del volumen total de la balsa de desnitrificación ($V_{anóxica}$) se tienen en cuenta la siguiente ecuación:

$$V_{anóxica} = \frac{Q_{diseño} * (NO_3 - N_{ER} - NO_3 - N_s) * 24}{MLSS * 0.8 * \left(\frac{F}{M}\right)_{anóxica}} \quad [37]$$

- $NO_3 - N_{ER}$: es la concentración de nitratos y nitritos en la entrada de la balsa anóxica. Se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$NO_3 - N_{ER} = \frac{\frac{\%recirculación}{100} + \frac{Q_{teórico rec.}}{Q_{diseño}}}{\frac{\%recirculación}{100} + \frac{Q_{teórico rec.}}{Q_{diseño} + 1}} * (NKT_{Inf} - NKT_{SR}) + DO * 0.35 + NO_3 - N_e \quad [38]$$

$NO_3 - N_e$: concentración de nitratos y nitritos en la entrada del reactor biológico en el agua a tratar. Se toma un valor de 0 mg/l (Isla de Juana,2005).

DO : es de 2 mg/l y queda definido en la balsa aerobia.

NKT_{INF} : se calcula con la Ecuación [52] de la balsa aerobia.

NKT_{SR} : se toma un valor de 6 mg/l y viene definido en el dimensionamiento de la balsa aerobia.

$Q_{teórico rec.}$: se calcula con la siguiente ecuación:

$$Q_{teórico\ rec.} = \frac{MLSS}{(MLSS - MLSS_{rec})} * Q_{diseño} \quad [39]$$

La concentración de MLSS es de 6500 mg/l y la concentración de MLSS_{REC} de recirculación se toma un valor de 8000 mg/l por literatura (Isla de Juana,2005). El caudal teórico de recirculación del licor mixto es de un 433,33% por encima del caudal de diseño.

- **NO₃-N_s**: es la concentración de nitratos y nitritos expresados como nitrógeno en la salida del reactor biológico. El valor seleccionado es de 5 mg/l. (Isla de Juana,2005).
- **Relación alimento/microorganismos (F/M)**: kilos de nitratos y de nitritos eliminados (NO₃-N) diariamente por los kilos de sólidos en suspensión contenidos en las balsas de desnitrificación, cuando el caudal de entrada coincide con el caudal de diseño (Isla de Juana,2005).

Para el cálculo de la relación de alimento/ microorganismos (F/M) se sigue la siguiente ecuación:

$$\frac{F}{M} = \frac{1}{\theta_{CD} + C_{pseudomonas}} * \frac{1}{C_{bacterias}} \quad [40]$$

- **Coefficiente máximo de bacterias (C_{bacterias})**: es la producción máxima de bacterias y el valor seleccionado es de 0.8 (kg MLVSS/kg NO₃-N), siendo MLVSS los sólidos volátiles en suspensión (Isla de Juana, 2005).
- **Tiempo de residencia celular de diseño (θ_{CD})**: es el tiempo que permanecerá el agua residual en la balsa a caudal de diseño y se calcula con la ecuación 39:

$$\theta_{CD} = 2 * \theta_{min} \quad [41]$$

- **Tiempo de residencia celular mínimo (θ_{min})**:

$$\theta_{min} = \frac{1}{C_{pseudomonas}} \quad [42]$$

Para el cálculo del **coeficiente de producción de pseudomonas (C_{pseudomonas})**, se debe tener en cuenta los siguientes parámetros:

- **DBO_{ER}**: concentración de DBO₅ a la entrada del biológico. Se toma 415 mg/l a la entrada del biológico (Tabla 2).
- **SS_{ER}**: concentración de sólidos en suspensión en la entrada del biológico. Se toma un valor de 267 mg/l a la entrada del biológico (Tabla 2).
- **T^a**: Temperatura de diseño. Se tiene una temperatura de diseño de 15 °C.

$$C_{pseudomonas} = 0.041 * \frac{(NO_3 - N_s)}{2 + NO_3 - N_s} * \frac{(DBO_{ER} - 0.55 * SS_{ER})}{10 + (DBO_{ER} - 0.55 * SS_{ER})} * 1.064^{(T^a - 20)} \quad [43]$$

Con todos los parámetros ya definidos, se muestra a continuación en la Tabla 18 el dimensionamiento de la balsa anóxica de desnitrificación:

Tabla 18. Dimensionamiento balsa anóxica

Dimensionamiento balsa anóxica	
Tiempo de residencia celular mínimo (d)	48,30
Tiempo de residencia celular de diseño(d)	96,60
Relación F/M	0,063
Volumen anóxico (m ³)	14.742
Volumen anóxico por balsa (m ³)	3.685,5
Superficie unitaria de cada balsa (m ²)	921,4
Anchura de cada balsa (m)	21,5
Longitud de cada balsa (m)	43

Las demás dimensiones como la superficie unitaria, anchura y longitud de las balsas, se calcularán de la misma forma que en la balsa anaerobia de eliminación de fósforo empleando las Ecuaciones [34],[35] y [36].

Al igual que sucedía para las balsas anaerobias, la cámara anóxica se divide en 4 líneas de tratamiento, obteniendo así un volumen total anóxico de desnitrificación de 14.742,07 m³ y un volumen anóxico unitario por balsa de 3.685,51 m³.

c) Dimensionamiento de la balsa aerobia de nitrificación

Para el dimensionamiento de la balsa de nitrificación, se ha de tener en cuenta que, al presentar condiciones aerobias, se calcularán también las necesidades de aporte de oxígeno que tendrán que suministrar los difusores para que se dé la nitrificación. Además, se debe considerar que será donde se producirán los fangos en exceso que introduciremos en la línea de fangos.

Para el cálculo del volumen total de la balsa de nitrificación ($V_{aerobio}$) se emplea la siguiente ecuación:

$$V_{aerobio} = \frac{Q_{diseño} * (DBO_{ER} - DBO_e) * 24}{\left(\frac{F}{M}\right)_{aerobio} * MLSS * 0.8} \quad [44]$$

- **DBO_{ER}**: se emplea un valor de 415 mg/l al igual que en la balsa de desnitrificación y la balsa anóxica (Tabla 2).
- **DBO_E** (concentración de DBO soluble en el efluente): se calcula mediante la siguiente ecuación encontrada en bibliografía (Isla de Juana,2005):

$$DBO_e = 15 - 20 * 0.627 = 2,46 \text{ mg/l} \quad [45]$$

- **Parámetro alimento entre microorganismos (F/M)**: igual que para la desnitrificación

$$\left(\frac{F}{M}\right)_N = \frac{1}{\theta_{CDN} + C_{nitrosomonas}} \cdot C_{bacterias\ nitrificación} \quad [46]$$

Se obtiene un valor de 0.17.

- Tiempo de residencia celular de diseño para nitrificación (θ_{CDN}): al igual que para la desnitrificación se calculará un tiempo de residencia para la nitrificación de la siguiente forma:

$$\theta_{CDN} = \theta_{min} * 3 \quad [47]$$

- Tiempo de residencia mínimo (θ_{min}):

$$\theta_{min} = \frac{1}{C_{nitrosomonas}} \quad [48]$$

- Coefficiente máximo de producción de bacterias en nitrificación ($C_{bacterias\ nitrificación}$):

$$C_{bacterias\ nitrificación} = (0.904 - 0.144 * \ln(SRT)) * 0.985^{(T-10) * (\frac{DBO}{DQO} + 0.5)} \quad [49]$$

Se obtiene un valor de 0.81 kg MLVSS/kg DBO.

Para el cálculo del **coeficiente de producción de nitrosomonas ($C_{nitrosomonas}$)**, se definen los siguientes parámetros:

- Concentración de NKT a la entrada del biológico (NKT_{ER}): esto es el nitrógeno Kjeldahl constituido por el nitrógeno orgánico más el amoniacal. Se establece un valor de 86,49 mg/l fuera del rango utilizado en la bibliografía de entre 20-60, debido a poseer datos reales sobre la concentración del NKT a la entrada del biológico (Tabla 2).
- Concentración de NKT a la salida del biológico (NKT_{SR}): se toma un rango de entre 2 a 5 (mg/l), en este caso se ha seleccionado un valor de 6 mg/l suministrado por Grupo Cobra.
- Concentración de oxígeno disuelto (DO): concentración de oxígeno disuelto en la balsa que se considera el óptimo para el desarrollo bacteriano y funcionamiento de los lodos activos. El valor seleccionado es de 2 mg/l (Isla de Juana,2005).
- pH: el pH de diseño es 7.2 (Isla de Juana,2005).
- T^a: temperatura de diseño es de 15°C.

$$C_{nitrosomonas} = 0.47 * e^{0.098 * (T-15)} * \frac{NKT_{ER}}{10^{0.065 * T^a - 1.1558} + NKT_{SR}} * \frac{DO}{1.3 + DO} * (1 - 0.833 * (7.2 - pH)) \quad [50]$$

El valor que se obtiene del coeficiente de nitrosomonas es de 0.26 kg/kg.d.

Como se ha mencionado anteriormente, en esta balsa es donde se producirán los fangos secundarios en exceso que introduciremos en la línea de fangos. Para su cálculo se emplea la siguiente ecuación:

$$Producción\ fangos\ en\ exceso = \frac{\frac{V_{Aerobio} * MLSS * 0.8}{\theta_{CDN} * 24 - Q_{diseño} * 20 * 0.75} * \frac{1000}{24}}{0.8} \quad [51]$$

Una vez se han definido todos los parámetros para el dimensionamiento de la balsa aerobia y para el cálculo de los fangos biológicos, se procede a mostrar los resultados en la siguiente Tabla 19:

Tabla 19. Dimensionamiento balsa aerobia

Dimensionamiento balsa aerobia	
Volumen total balsa nitrificación (m³)	42.500
Volumen unitario por balsa (m³)	10.63
Superficie unitaria de cada balsa (m²)	2.656,3
Anchura de cada balsa (m)	29,8
Longitud de cada balsa (m)	86,3
Tiempo de retención hidráulico a caudal de diseño (d)	11,3
Producción de fangos en exceso (kg/d de SS a purgar)	21.956,6

De la misma forma que para las balsas anteriores, se obtienen 4 líneas de tratamiento que, para el caso de la nitrificación, serán de un volumen total de 42.500 m³ y un volumen por balsa contenida en cada línea de 10.63 m³. Para el cálculo de la superficie, anchura y longitud, se emplearán las Ecuaciones [35],[36] y [37].

d) Necesidades de oxígeno en la balsa aerobia

En el proceso de nitrificación, que se da en la balsa aerobia, es necesario el suministro de oxígeno para favorecer la oxidación de la DBO, y del nitrógeno amoniacal a nitritos y nitratos por las bacterias aerobias *Nitrobacter* y *Nitrosomas*. El oxígeno suministrado será la suma del oxígeno requerido para la síntesis celular, la respiración celular y para el proceso de nitrificación. Cabe destacar que éste se aplicará mediante difusores presentes en las balsas aerobias.

Para el cálculo de las cantidades teóricas de oxígeno requeridas, se debe definir previamente los siguientes parámetros de partida (Isla de Juana,2005):

- Concentración de nitrógeno amoniacal en el influente (NKT_{INF}): es el NTK que se incorpora al fango. Para su cálculo se sigue la siguiente ecuación:

$$NKT_{Inf} = NKT_{ER} - \frac{(DBO_{ER} - 15) * \left(\frac{1}{\theta_{CDN}}\right)}{\left(\frac{F}{M}\right)_N} * 0.07 \quad [52]$$

- Coefficiente de síntesis celular (C_{SC}): es un coeficiente que fija los kilos de DBO eliminados en función de los kilos de oxígeno utilizados y de la relación alimento/microorganismos. Se ha obtenido un valor de 0,61.

$$C_{SC} = 0.682 * 2.71828^{(-0.643 * (F/M))} \quad [53]$$

- Coefficiente de respiración celular (C_{RC}): es un coeficiente que fija los kilos de oxígeno necesarios para la respiración celular de las bacterias, en función de los kilos de sólidos de la balsa aerobia (MLSS). Se ha obtenido un valor de 0,085.

$$C_{RC} = 0.143 + 0,0327 * LN * (F/M) \quad [54]$$

- Rendimiento de nitrificación (R): es el rendimiento de eliminación del NKT por la oxidación de los nitritos y nitratos de la balsa (Isla de Juana,2005).

$$R = 256 * 2,7183^{(-6,44 * (F/M))} \quad [55]$$

En cuanto al cálculo asociado a las necesidades teóricas de oxígeno, se diferencian las siguientes (Isla de Juana, 2005):

- **Oxígeno teórico requerido para la respiración celular** (O_{2RC}):

$$O_{2RC} = \frac{C_{SC} * V_{aerobio} * \frac{MLSS}{1000}}{24} \quad [56]$$

- **Oxígeno teórico requerido para nitrificación** (O_{2N}):

$$O_{2N} = \frac{4,3 * (NKT_{inf} - NKT_{SR}) * Q_{diseño} * 24}{1000 * 24} \quad [57]$$

- **Oxígeno teórico requerido para síntesis celular** (O_{2SC}):

$$O_{2SC} = \frac{C_{SC} * \left(\frac{DBO_{ER} - 15}{DBO_{ER}}\right) * DBO_{ER/D}}{24 - \frac{2,86 * \left(\frac{R}{100}\right) * (NKT_{influyente} - NKT_{SR}) * Q_{diseño} * 24}{1000 * 24}} \quad [58]$$

Por lo que las necesidades de oxígeno teórico requerido en la balsa aerobia tanto de la síntesis celular, respiración celular y nitrificación, quedan recogidas en la siguiente Tabla 20, así como las necesidades de oxígeno total teórico requerido necesario a suministrar por los difusores:

Tabla 20.Necesidades de oxígeno balsa aerobia

Necesidades de oxígeno para balsa aerobia	
O_{2SC} (kg/h)	235
O_{2RC} (kg/h)	1.200
O_{2N} (kg/h)	1.068
O_{2TOTAL} (kg/h)	2.503

Siendo necesario el suministro de 2.503 kg/h de oxígeno total por los difusores en cada una de las balsas aerobias de nitrificación presentes en el tratamiento biológico.

e) Volumen total del reactor

El volumen total de mi reactor será la suma de las 3 balsas, y se ha diseñado de tal forma que dispondremos de cuatro líneas de tratamiento. Por lo que, el volumen total se ha obtenido con la siguiente ecuación:

$$V_{total} = V_{anaerobio} + V_{anóxico} + V_{aerobio} \quad [59]$$

Dicho volumen se dividirá por el número de líneas obteniendo el volumen por línea:

$$V_{línea} = \frac{V_{total}}{N^{\circ}líneas} \quad [60]$$

En la Tabla 21, quedan reflejados los volúmenes de las balsas, siendo la suma total de 62.867 m³ de reactor, configurado en cuatro líneas de 15.716,5 m³ cada una.

Tabla 21. Resumen del volumen balsas reactor biológico

Volumen total de las balsas		Volumen unitario de las balsas
V _{anaerobio} (m ³)	5.625	1406
V _{anoxico} (m ³)	14.742	3685,5
V _{aerobio} (m ³)	42.500	10625
V _{total} (m ³)	62.867	15.716

4.3.1.8 Membranas de ultrafiltración

El reactor biológico MBR llevará integrado un módulo de ultrafiltración tras el tratamiento en las balsas biológicas para la eliminación de los sólidos en suspensión presentes en el agua. Este módulo se ha integrado con la finalidad de no tener que disponer de una operación de decantación secundaria. Para las membranas del módulo de ultrafiltración se ha decidido hacer uso del *software* que facilita el proveedor de membrabas *Hydranautis Nitto Group Company*, que nos permite realizar las proyecciones de membrana ajustándose a las condiciones del proyecto. Se ha seleccionado la membrana *HYDRACAP® MAX80* y se han introducido los siguientes datos de entrada:

Tabla 22. Datos entrada proyección membranas

Datos de entrada	
Nombre del proyecto	EDAR II
Temperatura mínima (°C)	14
Turbidez (NTU)	2
Tipos de módulos	HYDRACAP®MAX80
Volumen de diseño (m ³ /h)	3.750
Bases de diseño	Constant Flux

A parte de los datos de entrada mostrados en la Tabla 22, el programa solicita introducir los siguientes datos que vienen recogidos en la siguiente Tabla 23:

Tabla 23.Otros datos de entrada

Otros datos de entrada	
Temperatura media (°C)	17
SS (mg/l)	13,1
DQO (mg/l)	39,3
DBO (mg/l)	18,85
pH	7,2

Los datos correspondientes a la DBO, DQO y SST reflejados en la Tabla 21, se han calculado suponiendo una eliminación del 95% en las balsas del reactor biológico y empleando las ecuaciones [1], [2] y [3]. Una vez se han calculado, se introducen en el programa y se realiza la simulación del diseño de las membranas.

El sistema de membranas diseñado para la EDAR II tendrá 6 bastidores con 83 módulos por bastidor, la recuperación será de un 98,13% y el tiempo de filtración será de 35 min. Se ha de puntualizar que las membranas son de fibra hueca que, como se mencionó en la introducción del trabajo, son las más utilizadas junto a las membranas tubulares y de placa plana. En la siguiente Figura 7, se muestra la vista general del proceso con los principales cálculos realizados por el software y en el anexo 7.2 quedan recogidos en su totalidad.

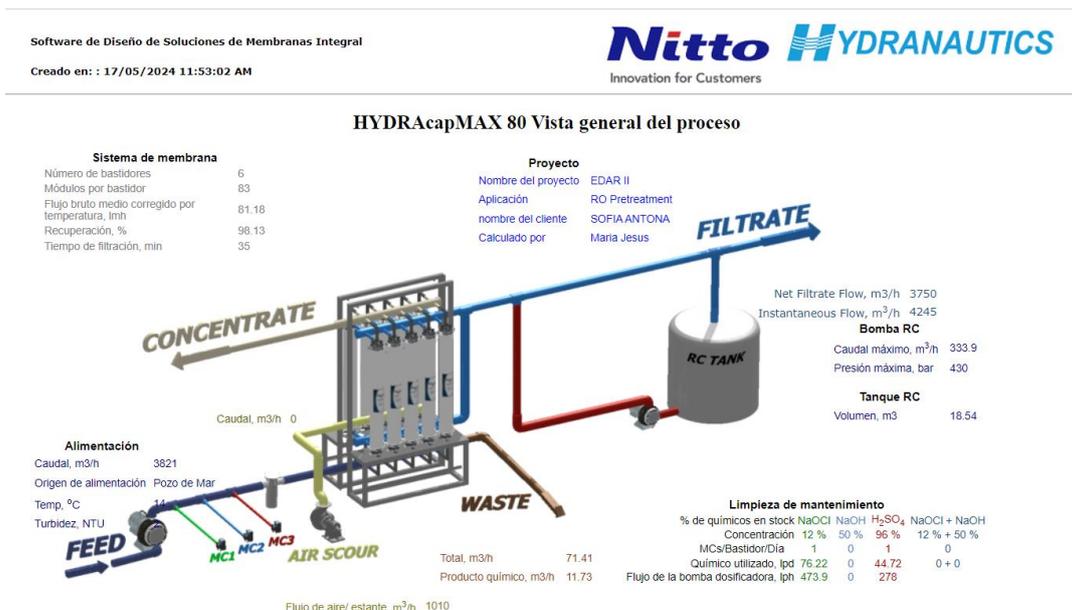


Figura 7.Vista general del proceso de ultrafiltración

4.3.2 Línea de fangos

4.3.2.1 Espesamiento por gravedad

Cabe recordar que el espesamiento por gravedad se realizará a aquellos fangos originados en el decantador primario. Para el diseño del espesador se deben definir una serie de conceptos que utilizaremos como parámetros de partida:

- **Carga de sólidos ($Q_{SÓLIDOS}$):** son los kilos de sólidos contenidos en los fangos alimentados diariamente al espesador por metro cuadrado de superficie de espesador. Rango usual <70 ($\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$) (Isla de Juana, 2005).
- **Tiempo de residencia hidráulico (t_{RH}):** tiempo medio que permanecerá el fango alimentado en el espesador en condiciones de diseño. El valor seleccionado es de 24 h (Isla de Juana, 2005).
- **Concentración de salida de fangos espesados ($C_{SALIDA DE FANGOS ESPESADOS}$):** normalmente entre 30 a 70. Se ha seleccionado $60 \text{ kg}/\text{m}^3$ (Isla de Juana, -2005).

En la Tabla 24, quedan recogidos los parámetros de partida utilizados para el dimensionamiento del espesador por gravedad:

Tabla 24. Parámetros de partida de espesamiento por gravedad

Parámetros de partida	
Carga de sólidos ($\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$)	60
Tiempo de residencia hidráulico (h)	24
Número de unidades	3
Concentración de salida de fangos espesados (kg/m^3)	60
Sólidos contenidos en los fangos del decantador primario (kg/d)	37849,1
Sólidos contenidos en los fangos del decantador secundario	0
Concentración de los fangos primarios (kg/m^3)	15
Concentración de los fangos secundarios (kg/m^3)	0

Se han dimensionado tres espesadores por gravedad donde se introducirán los 37.849,1 kg/d sólidos generados en la decantación primario, calculados con la Ecuación [30]. Se deben tener en cuenta los fangos originados en el decantador primario y el secundario, pero al carecer del secundario toman el valor de 0.

Se procede al cálculo de las principales dimensiones del espesador mediante las siguientes

- **Superficie unitaria del espesador ($S_{unitaria}$):**

$$S_{unitaria} = \frac{\text{Sólidos contenidos en fangos primarios + secundarios}}{N^{\circ} \text{ unidades}} \quad [61]$$

- **Diámetro interno ($\Phi_{interno}$):**

$$\Phi_{interno} = \left(\frac{S_{unitaria} * 4}{\pi} \right)^{0,5} \quad [62]$$

- **Volumen cilíndrico útil unitario ($V_{\text{útil}}$):**

$$V_{\text{útil}} = Q_{fangos} * t_{rh} \quad [63]$$

- **Caudal salida de fangos ($Q_{\text{salida fangos}}$):**

$$Q_{\text{salida fangos}} = \frac{\text{Sólidos contenidos en fangos primarios}}{\frac{C_{\text{SALIDA FANGOS ESPESADOS}}}{24}} \quad [64]$$

- **Velocidad ascensional (V_{asc}):**

$$V_{\text{ascensional}} = \frac{Q_{fangos}}{S_{unitaria} * N^{\circ} \text{ unidades}} \quad [65]$$

En la Tabla 25, quedan recogidos todos los cálculos asociados al empleo de las anteriores ecuaciones definidas para el dimensionamiento, así como el caudal de salida de fangos ya espesado.

Tabla 25. Dimensionamiento espesamiento por gravedad

Dimensionamiento espesamiento por gravedad	
Caudal de fangos primarios	105,1
Sólidos contenidos en fangos primarios+ secundarios (mixtos)	37.849,1
Superficie unitaria del espesador (m ²)	210,3
Diámetro interno (m)	16,4
Volumen cilíndrico útil unitario (m ³)	2.523,3
Profundidad cilíndrica útil (m)	12
Caudal salida de fangos (m ³ /h)	26,3
Velocidad ascensional (m ³ /m ² .h)	0,2

La profundidad útil cilíndrica se calculará de la misma forma que para el dimensionamiento de los demás equipos, empleando la *Ecuación [29]*.

4.3.2.2 Espesamiento por flotación

En el espesador por flotación serán introducidos los fangos originados en el reactor biológico. Considerando que en el reactor biológico se originan 21.956,64 kg/d, que son los fangos en exceso que se formarán en la balsa aerobia, se tiene que considerar los siguientes parámetros:

- **Carga de sólidos ($Q_{\text{SÓLIDOS}}$):** el rango usual es entre 2-5 y el valor recomendado es 3 kg /m²h (Isla de Juana, 2005).
- **Tiempo de residencia hidráulica (t_{RH}):** rango usual entre 4-8. Se selecciona 6 h (Isla de Juana,2005).

- **Concentración de salida de fangos espesados** ($C_{\text{SALIDA DE FANGOS ESPESADOS}}$): el rango usual es de 25 a 35 y el valor recomendado para este parámetro es de 30 kg/m³.

Tabla 26. Parámetros de partida de espesamiento por flotación

Parámetros de partida	
Carga de sólidos (kg/m ² h)	3
Tiempo de residencia hidráulico (h)	6
Número de unidades	2
Concentración de salida de los fangos espesados (kg/m ³)	30
Sólidos contenidos en los fangos biológicos (kg/d)	21.956,7
Concentración de los fangos biológicos (mg/l)	6.500

Para el cálculo de la profundidad, diámetro, volumen y caudal de salida de fangos, se emplean las Ecuaciones [29],[62],[63] y [64]. Los demás resultados se calcularán a través de las siguientes ecuaciones:

- **Caudal de fangos biológicos** ($Q_{\text{fangos biológicos}}$): el caudal de fangos de mi reactor biológico que introduciremos en mi espesador por flotación.

$$Q_{\text{fangos biológicos}} = \frac{\frac{\text{Sólidos contenidos en fangos biológicos}}{24}}{\frac{\text{Concentración fangos biológicos}}{1000}} \quad [66]$$

- **Superficie unitaria del espesador** (S_{unitaria}): superficie que tendrá mi espesador para tratar todos los sólidos contenidos en mis fangos secundarios o biológicos.

$$S_{\text{unitaria}} = \frac{\frac{\text{Sólidos contenidos en fangos biológicos}}{\text{carga de sólidos} * 24}}{N^{\circ} \text{ unidades}} \quad [67]$$

- **Necesidades de aire para presurización** (N_{aire}): se necesitará el suministro de burbujas de aire que hagan ascender al fango y se calculará mediante la siguiente ecuación:

$$N_{\text{aire}} = \frac{\frac{\text{Sólidos contenidos en fangos biológicos}}{24}}{1,202} * 4 \quad [68]$$

Se debe tener en cuenta que se dispondrá de dos espesadores por flotación y las dimensiones de cada uno de ellos serán las siguientes:

Tabla 27. Dimensionamiento unitario de espesamiento por flotación

Dimensionamiento unitario espesamiento por flotación	
Caudal de fangos biológicos (m ³ /h)	140,7
Superficie unitaria del espesador (m ²)	152,5
Diámetro interno (m)	13,9
Volumen cilíndrico unitario (m ³)	418,7
Profundidad cilíndrica útil (m)	2,7
Caudal de salida de fangos (m ³ /h)	30,5
Necesidades de aire para presurización (m ³ /h)	45,7

4.3.2.3 Digestión anaerobia

En el digestor entran los fangos procedentes del espesamiento por gravedad y flotación, y serán digeridos en ausencia de oxígeno logrando eliminar gran parte de la materia orgánica transformándola en biogás. Para obtener el dimensionamiento del digestor, deben definirse los siguientes parámetros de partida (Isla de Juana, 2005):

- Tiempo de retención del digestor primario ($t_{\text{Retención}}$): tiempo medio que permanecerá el fango en condiciones de diseño. El rango oscila entre 10 a 30 días y se ha seleccionado 20 días.
- Altura cilíndrica del digestor primario ($H_{\text{Cilíndrica}}$): es la altura que ocupa el fango. Se ha seleccionado un valor de 13 metros.
- Altura del fondo cónico del digestor primario ($H_{\text{Fondo cónico}}$): se selecciona una altura del fondo cónico del digestor de 8 metros.
- Caudal de fangos a digerir ($F_{\text{fangos a digerir}}$): es la suma del caudal de fangos primarios y el caudal de fangos secundarios calculados en el espesamiento por gravedad y por flotación que se encuentra en la Tabla 25 y 27. El caudal de fangos a digerir es de 245,9 m³/h y de 5901,2 m³/d.

Para el cálculo del volumen y diámetro interno del digestor primario se calculan con las Ecuaciones [69] y [70]:

$$V_{\text{total digestores primarios}} = Q_{\text{fangos a digerir}} * t_{\text{retención}} \quad [69]$$

$$\phi_{\text{interno}} = \left(\frac{V_{\text{unitario digestor}}}{\frac{\pi * H_{\text{cilíndrica}}}{4} + \frac{\pi * H_{\text{fondo cónico}}}{4 * 3}} \right)^{0,5} \quad [70]$$

Considerando el empleo de tres digestores primarios, se obtiene un volumen total de digestores primarios de 118.024 m³, con un volumen por digestor de 39.342 m³ y un diámetro interno de 56,5 m para tratar un caudal de fangos de 245,9 m³/h.

4.3.2.4 Centrifugas

Por último, el secado de fangos se realizará en centrifugas, las cuales presentan un tambor cilíndrico y un tornillo sinfin en su interior. Para su dimensionamiento, al igual que en los equipos anteriores, se deben definir los siguientes parámetros de partida:

- Días de funcionamiento por semana (d): número de día laborables que se prevé que trabajen las centrifugas a lo largo de una semana. Se ha seleccionado 5 días. (Isla de Juana,2005).
- Horas de funcionamiento por día (h): número de horas laborables que se prevé que trabajen a lo largo de un día. Se ha seleccionado 12 horas de funcionamiento por día (Isla de Juana,2005).
- Concentración de sólidos contenidos en el fango deshidratado: se ha seleccionado un valor de 220 kg/m³ (Isla de Juana,2005).
- Dosis polielectrolito: se ha seleccionado 5 kg/tonelada de materia seca (Isla de Juana,2005).
- Relación Longitud/diámetro del rotor (L/D): se ha seleccionado el valor de 3 (Isla de Juana,2005).
- Capacidad específica de la centrifuga (C_E): es la capacidad que tiene la centrifuga para deshidratar volumen de fango por hora. Se ha seleccionado un valor de 60 %.

Para el cálculo del diámetro (Φ_{rotor}) y longitud del rotor (L_{rotor}) de la centrifuga, se emplean las ecuaciones [71] y [72]:

$$\Phi_{rotor} = \left(\frac{\frac{Q_{fangos\ a\ digerir}}{24}}{C_e * N^{o}centrifugas} \right)^{\frac{1}{3}} \quad [71]$$

$$L_{rotor} = \Phi_{rotor} * Relación \frac{L}{D} \quad [72]$$

Siendo el caudal de fangos a digerir el mismo que para el proceso de digestión anaerobia y el empleo de los valores seleccionados presentados anteriormente para cada uno de los parámetros de partida, se obtiene un diámetro de rotor de 0,2 m y una longitud de rotor de 0,7 m, respectivamente.

Por otro lado, es importante conocer el volumen de fango deshidratado generado para saber las necesidades de almacenamiento que posteriormente necesitaremos. Además, también nos servirá para saber qué tipo de silo de almacenamiento elegir, lo que tendrá una influencia directa en la estimación de la inversión realizada.

Para el cálculo del volumen fango deshidratado por las centrifugas, se deben definir los parámetros que vienen definidos en la siguiente Tabla 28:

Tabla 28. Parámetros de partida volumen de fango

Parámetros de partida	
Caudal medio de fangos a filtrar (m ³ /h)	245,9
Días de funcionamiento por semana (d)	5,0
Horas de funcionamiento por día (h)	12,0
Sólidos contenidos en los fangos secundarios (kg/d)	21.956,6
Sólidos contenidos en los fangos primarios (kg/d)	37.849,1
Sólidos contenidos en los fangos (kg/d)	59.805,8
Concentración de los fangos (kg/m ³)	10,1

En cuanto al caudal medio de fangos a filtrar, es la suma del caudal de fangos primarios y fangos biológicos, obteniendo un valor de 245,9 m³/h. Los sólidos contenidos en los fangos, de la misma manera, serán la suma de los primarios y secundarios, obteniendo un valor de 59.805,8 kg/d.

Se tiene entonces la siguiente ecuación para el cálculo de la concentración de fangos:

$$C_{\text{sólidos}} = \frac{59805,8}{\frac{24}{245,9}} = 10,1 \text{ kg/m}^3 \quad [73]$$

Por otro lado, para saber el caudal de fangos que hay que filtrar por hora laborable, se hará uso de la siguiente ecuación:

$$Q_{\text{fangos por hora lab}} = \frac{Q_{\text{fangos a filtrar}} * 7}{h * d} \quad [74]$$

El caudal de fangos a filtrar por hora laborable será de 28,7 m³/h y para saber los sólidos contenidos en ellos se multiplicará por la concentración calculada en la Ecuación [73], obteniendo que los sólidos que se alimentarán a las centrifugas serán 290,7 kg/h laborable.

Por último, para el cálculo del volumen de fango deshidratado en las centrifugas, se debe establecer un valor de concentración de fango deshidratado, se establece 220 kg/m³ (Isla de Juana,2005), y se emplearán las siguientes ecuaciones:

$$V_{\text{fango deshidratado}} \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right) = \frac{\text{Sólidos alimentados}}{220} \quad [75]$$

$$V_{\text{fango deshidratado}} \left(\frac{\text{m}^3}{\text{semana}} \right) = V_{\text{fango deshidratado}} \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right) * h * d \quad [76]$$

El volumen de fango generado deshidratado por las centrifugas es de 79,3 m³/semana. En la siguiente Tabla 29, se recogen los cálculos asociados a los fangos deshidratados en las centrifugas:

Tabla 29. Fangos deshidratados para almacenar

Fangos deshidratados generado para almacenar	
Concentración de fangos (kg/m ³)	10,1
Caudal de fango a filtrar por hora laborable (m ³ /h)	28,7
Sólidos alimentados a las centrifugas (kg/h laborable)	290,7
Volumen fango deshidratado (m ³ /h)	1,3
Volumen fango deshidratado (m ³ /semana)	79,3
Concentración de sólidos en el fango deshidratado (kg/m ³)	220

4.4. Estimación de la inversión

La estimación del capital inmovilizado necesario para el proyecto rediseño de la EDAR PALMA II se realizará mediante el **método de los porcentajes**, que consiste en determinar el valor de los activos de la planta aplicando una serie de porcentajes. Esto permitirá estimar cuanto del valor de estos activos corresponden al valor del inmovilizado.

En primer lugar, se procederá a la división de una serie de partidas que se detallan a continuación: equipos principales, materiales, ingeniería de detalle, construcción, servicios auxiliares, gastos de puesta en marcha y contingencias e imprevistos. Todas las partidas se estiman a partir del valor de la primera partida (equipos-E) y la aplicación de un determinado porcentaje. Los valores obtenidos para los principales equipos de la EDAR PALMA II quedan recogidos en la siguiente Tabla 30:

Tabla 30. Costes de equipos principales

Equipo	Precio (€)
Pozo de gruesos	66.019
Desbaste	455.704
Tamices finos	807.320
Desarenador-desengrasador	1.244.337
Decantación primaria	137.594
Tamiz ultrafino	200.000
MBR	4.774.941
Espesamiento	746.700
Digestión anaerobia	243.584
Centrifugas	211.547
Almacenamiento	140.624
Coste total	9.028.370

El precio de los equipos principales explicado de forma detallada queda recogido en el Anexo 7. 1.. Algunos de estos valores son costes extraídos directamente del proyecto licitado, que reflejan una estimación más realista del inmovilizado.

El resto de las partidas se calculará aplicando los porcentajes que se muestran en la Tabla 31. Las partidas basadas en los materiales representan el 60% del valor de los equipos principales, y el sumatorio de la Ingeniería de detalle, construcción, supervisión junto con los equipos y los materiales resulta el total del inmovilizado dentro del límite de batería (ISBL). El ISBL será el valor que se utilizará para el cálculo de las partidas restantes, que son los servicios auxiliares, off-sites, gastos de puesta en marcha y contingencias e imprevistos.

Todos estos gastos conformarán el coste total del inmovilizado de mi planta y refleja el valor económico necesario para la realización de mi proyecto, resultando ser de 34.765.581,24€.

Tabla 31. Costes del inmovilizado

Partida	Porcentaje	Coste
Equipos (E)	-	9.028.370,2
Materiales (M)	representa un 60% de €	5417022,1
Obra Civil y Edificios	30% de los materiales (M)	1625106,7
Tuberías y estructuras	45% de los materiales (M)	2437660
Instrumentación	10% de los materiales (M)	541702,2
Electricidad	10% de los materiales (M)	541702,2
Aislamiento	2.5% de los materiales (M)	135425,6
Pintura	2.5% de los materiales (M)	135425,6
Subtotal de equipos y materiales	suma igual al 100% de (M)	14.445.392,3
Ingeniería de Detalle	representa un 25 % de (E+M)	3611348,1
Construcción	representa un 50 % de (E+M)	7222696,2
Supervisión de la Construcción	representa un 12% de (E+M)	1733447,1
Total, Área de Proceso (ISBL)		
Servicios auxiliares (SA)	representa un 5 % de (ISBL)	1350644,2
Off-sites (OS)	representa un 8 % de (ISBL)	2161030,7
Gastos de puesta en marcha (PM)	representa un 4 % de (ISBL)	1080515,4
Contingencias e imprevistos (CI)	un 10% (ISBL + SA+OS+PM)	3160507,4
Coste Inmovilizado	ISBL +SA+OS+PM+CI	34.765.581,2

En resumen, este estudio proporciona una visión general sobre la financiación que debe tener mi proyecto al comienzo, que por su envergadura y complejidad se necesitará un financiamiento adecuado para cubrir los gastos, una gestión eficiente de recursos y una buena planificación.

5. CONCLUSIONES

La necesidad de abastecer a una población de más de 100.000 habitantes equivalentes, así como cumplir los nuevos límites de vertido establecido en la futura directiva europea determina revela que la **línea de aguas** De acuerdo con los objetivos mencionados, se llegan a las siguientes conclusiones:

PRIMERA. – *Presentación del caso real y punto de partida de la EDAR II.*

Se ha presentado el caso real de rediseño de la planta EDAR PALMA II, concluyendo que el **caudal de diseño** es de 3.750 m³/h y el **caudal máximo** de 33.000 m³/h según las necesidades de abordar el tratamiento de agua de lluvias en el pretratamiento y tratamiento primario de la planta.

SEGUNDA. - *Determinación de procesos y equipos necesarios de la EDAR II, así como la Nueva Directiva Europea.*

de la EDAR PALMA II deberá incluir: pretratamiento, tratamiento primario y un tamiz previo (1mm) al reactor biológico con el fin de garantizar la vida útil de las membranas del reactor biológico.

Como punto a destacar es que el tratamiento biológico se realizará con el empleo de un **reactor de membranas** para garantizar la calidad del efluente en concentración de nutrientes (nitrógeno y fósforo) trabajando con un sistema compacto que admite una alta carga de sólidos (6500 mg/l).

Del mismo modo, se construirá una línea de fangos que incluya las siguientes operaciones: espesamiento, digestión anaerobia y centrifugado de los fangos.

TERCERA. - *Diseño de equipos de la línea de agua y la línea de fangos de la EDAR II*

Respecto al diseño de los equipos, en el **pretratamiento** cabe destacar la presencia de dos pozos de gruesos de 125 m³ cada uno, un sistema de 7 líneas de desbaste con un tamiz de 2 mm al final de cada línea de 0,34 m² cada una y 6 desarenadores-desengrasadores de 208,3 m³ cada uno.

El diseño del reactor biológico MBR se ha realizado utilizando balsas que operan en diferentes condiciones (anóxica-aerobia) para la desnitrificación-nitrificación. Estas balsas tuvieron unas dimensiones de 14742 m³ para el caso de la anóxica y 42500 m³ para la aerobia. Para el caso de eliminación del fósforo, se diseñó una balsa anaerobia previa a las anteriores que debe tener un dimensionado de 5625 m³. Para las balsas aerobias se calculó las necesidades de oxígeno ascendiendo a un total de 2503 kg/h. El volumen total del reactor biológico será de 62.867,085 m³ configurado en 4 líneas de tratamiento de 15.716,77 m³ cada una. Este reactor biológico MBR lleva integrado un módulo de membranas de ultrafiltración de tipo HYDRACAP® MAX80 ofreciendo una recuperación del 98,13% del agua.

Respecto al diseño de la línea de fangos, cabe destacar que la cantidad de sólidos contados en los fangos primarios y biológicos serán de 59805,8 kg/d, el volumen de fango generado a almacenar en los silos de almacenamiento será de 79,3 m³/ semana y se dispondrá de un depósito de 150 m³.

CUARTA. - *Evaluación económica del diseño realizado de la EDAR II.*

La evaluación económica realizada mediante el método de los porcentajes basado en precios de proveedores aportados por la empresa Cobra, obtiene que el coste del inmovilizado para dicho proyecto será de 34.756.581,24€. Dicha cantidad está perfectamente justificada debido a la envergadura del proyecto.

6. BIBLIOGRAFÍA

Asociación Española de Desalación y Reutilización (2019). *La tecnología de reutilización de agua más compacta: Reactores Biológicos de Membranas (MBR)*. Consultado en la página web: <https://aedyr.com/tecnologia-reutilizacion-agua-compacta-reactores-biologicos-membranas-mbr/>

Catalán, J. (1997). *Depuradoras “Bases Científicas”*. Librería editorial BELLISCO. Madrid

Centro de Investigación y Desarrollo Tecnológico del Agua. *Eliminación biológica de fósforo en fangos activos*. Consultado en la página web: <https://cidta.usal.es/cursos/bioindicacion/modulos/curso/PDF/UNIDAD%201/BIB.U1D5.pdf>

Agencia Estatal Boletín Oficial del Estado (s.f.). *Directiva 2000/60/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 23 de octubre de 2000, por la que se establece un marco comunitario de actuación en el ámbito de la política de aguas*. Consultado en la página web: <https://www.boe.es/buscar/doc.php?id=DOUE-L-2000-82524>

EMAYA (2024). *EDAR II. Saneamiento y Depuración*. Consultado en la página web: <https://www.emaya.es/ciclo-agua/ciclo-integral-del-agua/saneamiento-y-depuracion/edar-2/>

Escaler, M. I., y Mujeriego, R. (2024) (s/f). *Eliminación biológica de nutrientes (nitrógeno y fósforo) mediante un proceso discontinuo de fangos activados*. Consultado en la página web: <https://riunet.upv.es/bitstream/handle/10251/119439/2860-8214-1-PB.pdf?sequence=1>

Escuela Superior Politécnica del Litoral (2024). *Aguas residuales: clasificación, composición y características*. Consultado en la página web: <https://dspace.espol.edu.ec/bitstream/123456789/6087/5/CAPITULO%202.pdf>

Fernández, R. (2015/2016). *Desbaste aguas residuales escuela de organización industrial.EOI*.

- Fernández, R. (2016). *Sedimentación escuela de organización industrial*. EOI
- Filtration Group. (2024). *Biorreactores de membrana (MBR) - PCI Membranes*. Consultado en la página web: <https://www.pcimembranes.com/es/industrias/biorreactores-de-membrana-mbr/>
- Gerardi, M. (2022). *Nitrification and denitrification in the activated sludge process*. Wiley Interscience. New York.
- Gold, B. (2022, 24 marzo). *Biorreactor de membranas: etapas del proceso, ventajas y comparativa con sistemas convencionales*. Consultado en la página web: <https://www.iagua.es/noticias/blue-gold/biorreactor-membranas-etapas-proceso-ventajas-y-comparativa-sistemas>
- Gonzaga, L. (2011). *Comparación entre dos tecnologías distintas de espesamiento de fangos en una E.D.A.R.U.* Consultado en la página web: https://www.bing.com/search?pglt=43&q=luis+gonzaga+espesamiento&cvid=e4b6021d265749508b6a7675c07246ef&gs_lcrp=EgZjaHJvbWUyBggAEEUYOdIBCDM2MjNqMGoxqAIAsAIA&FORM=ANNTA1&PC=LCTS
- Guyer, J. P. (2019). *Una Introducción al Tratamiento de Aguas Residuales Municipales* Independently Published.
- Henry (2024). *Recursos Hídricos: La importancia del agua como recurso vital para la humanidad*. Instituto del Agua. Consultado en la página web: <https://institutodelagua.es/recursos-hidricos/el-agua-como-recurso-hidricorecursos-hidricos/>
- Isla de Juana, R. (2005). *Proyectos de plantas de tratamiento de aguas: aguas de proceso, residuales y de refrigeración*. Bellisco Ediciones.
- Torvalds, N. (2022). *Revision of the urban wastewater treatment directive*. European Parliament. Consultado en la página web: [https://www.europarl.europa.eu/legislative-train/theme-a-european-green-deal/file-revision-of-the-urban-wastewater-treatment-directive-\(refit\)](https://www.europarl.europa.eu/legislative-train/theme-a-european-green-deal/file-revision-of-the-urban-wastewater-treatment-directive-(refit))
- Madigan, M.T. (2012). *Biología de los microorganismos*, 12 Ed. Pearson Addison Wesley. Madrid
- Mario, D. F. J. (2019). *Ecuaciones y cálculos para el tratamiento de aguas*. Ediciones Paraninfo, S.A.
- Metcalf y Eddy (2001). *Ingeniería de Aguas Residuales 3 Volume Set (4a ed.)*. McGraw-Hill Companies.
- Ministerio para la Transición Ecológica y el Reto Demográfico (2023). *Anteproyecto de la ampliación y remodelación de la edar de Palma II*. Consultado en la página web: https://www.miteco.gob.es/es/agua/temas/saneamiento-depuracion/actuaciones/palma_ii.html

Pimentel, H. R. (2017). *Las aguas residuales y sus efectos contaminantes*. Consultado en la página web: <https://www.iagua.es/blogs/hector-rodriguez-pimentel/aguas-residuales-y-efectos-contaminantes>

Quiroz, S., Menéndez, C, y Izquierdo, E. (2024). *Aguas Residuales: Definición, Tipos y Tratamiento*. Consultado en la web del Instituto del Agua en abril 2024: <https://institutodelagua.es/aguas-residuales/aguas-residuales-definicion-pdfaguas-residuales/>

Ramalho, R. S. (2021). *Tratamiento de aguas residuales*. Reverte

7. ANEXOS

7.1. Equipos línea de aguas y fangos

LINEA DE AGUA

A. POZO DE GRUESOS

En cuanto al pozo de gruesos se selecciona la empresa JASO como suministrador y tendrá un coste total por las dos unidades de 66019,01 €.

B. DESBASTE DE GRUESOS

En el desbaste de sólidos gruesos, se elige la empresa PRAMAR como proveedor y el coste total por unidad de 65100,59€ siendo el coste total de 455704,16€ de los 7 canales de desbaste.



Figura 8. Rejas desbaste empresa PRAMAR

C. TAMIZ SÓLIDOS FINOS 2 MM

Al igual que en el desbaste, se dispone de 7 líneas de tamizado, uno por cada línea de desbaste y su precio unitario será de 115331,4€.

El proveedor será SULZER y nos han proporcionado un presupuesto total de 807320,24€.

D. DESARENADOR-DESENGRASADOR

El proveedor del desarenador-desengrasador, será CMO teniendo un coste unitario de 207389,43€ por desarenador.

En el precio se incluye los equipos de aireación y el coste total por las 6 unidades será de 1244336,62€.

E. DECANTACIÓN PRIMARIA

El proveedor al igual que para el desarenador, será CMO teniendo un coste unitario de 113759,4€ teniendo 10 decantadores por un coste total de 137594,08€.

F. TAMIZ ULTRAFINO

El tamiz de ultrafino se encuentra en las 7 líneas y el proveedor será DIMASA con un coste total de 200000€.

G. MBR

Se incluye el precio de las balsas y de los módulos de ultrafiltración. Se hace una estimación a un precio aproximado a lo real debido a las grandes magnitudes del reactor diseñado.

El coste total del reactor, teniendo en cuenta las recirculaciones interna y externa tanto las membranas y los difusores de oxígeno es de 4774941,08€.

Habrà distintitos proveedores para cada parte del reactor, y entre ellos se han elegido SULZER y XYLEM.

LINEA DE FANGOS

A. ESPESAMIENTO

El coste total del espesamiento será 746700€ y la empresa suministradora será WAETIC.



Ilustración 9.Productos empresa WAETIC

B. DIGESTIÓN ANAEROBIA

El coste total del equipo de digestión anaerobia será de 243.584,95€ entre los que se encuentran los siguientes proveedores: SULZER, XYLEM y ZORG BIOGAS.

C. CENTRIFUGAS

Las centrifugas son las suministradas serán de ALFA LAVAL y tendrán un coste total de 211547,17€.

El modelo de la centrifuga seleccionado es el ALDEC-105-AT.

D. SILOS DE ALMACENAMIENTO

Los silos de almacenamiento serán suministrados por TALLERES CORONILLA y tendrán un precio unitario de 243584€ con una capacidad de 150 m3.

7.2. Proyecciones membranas

Software de Diseño de Soluciones de Membranas Integral



Innovation for Customers

Creado en: 17/05/2024 10:21:43 AM

Nombre del proyecto	EDAR II	Origen	Pozo de Mar
Aplicación	RO Pretreatment	Caudal de filtrado	3750.02 m3/h
nombre del cliente	SOFIA ANTONA	Recuperación	98.13 %
Calculado por	María Jesus	Flujo bruto medio corregido por temperatura	81.18 lmh

Calidad del agua de alimentación

Temperatura mínima	14 °C	BOD5	18.85 ppm	Al	0.05 mg/l
Turbidez	2 NTU	TOC	2 ppm	Alcalinidad	400 mg/l as CaCO3
Sólidos en Suspensión Totales	13.35 ppm	pH	7.2	Ca	2000 mg/l as CaCO3
Sólidos Disueltos Totales	30000 ppm	Fe	0.05 mg/l	Dureza total	6000 mg/l as CaCO3
COD	39.3 ppm	Mn	0.02 mg/l	LSI*	0.753

Si el LSI es negativo, hay de poco a ningún potencial de precipitación en la forma de CaCO3; si el LSI es positivo, hay potencial de precipitación en la forma de CaCO3

Calidad esperada del agua del permeado

Turbidez	<=0.1 NTU
TSS	<0.5 ppm
SDI	3

Estos valores son valores genéricos basados en algunas características del agua de alimentación

Principales parámetros de funcionamiento

Tiempo de filtración	35 min	Químico para MC1 y RC1	HIPOCLORITO DE SODIO
Duración de la secuencia de limpieza de aire	3.116 min	Químico para MC1 y RC1	HIDRÓXIDO SODICO
Duración del ciclo	38.116 min	Químico para MC1 y RC1	Sulfuric Acid and Citric Acid
Número de ciclos por día	37.78	MC1 Frecuencia MC1	1 /bastidor/dia
Número de ciclos por día sin MC	25.78	MC2 Frecuencia MC1	0 /bastidor/dia
Número de ciclos por día con MC	12	MC3 Frecuencia MC1	1 /bastidor/dia
Bases de diseño	Constant Flux	MC1 + 2 Frecuencia MC1	0 /bastidor/dia
Eliminación de sólidos mejorada	NO	RC1 Frecuencia MC1	0.51 /bastidor/mes
Rechazo %	0 %	RC2 Frecuencia MC1	0.51 /bastidor/mes
Sangrado de concentrado %	0 %	RC3 Frecuencia MC1	0.51 /bastidor/mes
Agua de preparación de solución de limpiezas de mantenimiento	Feed Water	MIT Frecuencia MC1	0.999 /bastidor/mes

CONFIDENCIAL

Los cálculos del rendimiento del producto están basados en el rendimiento del elemento nominal cuando opera en un agua de alimentación de calidad aceptable. Los resultados que se muestran en las impresiones producidas por este programa son estimaciones del rendimiento del producto. No expresa ni está implícita ninguna garantía del producto o del rendimiento del sistema a menos que sea provee en una declaración de garantía separada firmado por un representante autorizado de Hydranautics. Los cálculos del consumo de químicos se proporcionan para su conveniencia y están basados en varios supuestos relacionados con la calidad del agua y composición. Como la cantidad real de sustancia química necesaria para el ajuste del pH depende del agua de alimentación y no de la membrana, Hydranautics no garantiza el consumo de sustancias químicas. Si se requiere una garantía del producto o sistema, comuníquese con su representante de Hydranautics. Las garantías no estándar o extendidas pueden resultar en precios diferentes a los ofertados previamente.

Descripción general del diseño del sistema			
Números de módulos por bastidor	83	Número de sistemas de dosificación de químicos en servicio	1
Número de bastidores en servicio	6	Volumen total diario de alimentación	3821 m ³ /h
Número de bastidores en reserva	0	Volumen de filtrado neto diario	3750.02 m ³ /h
Número total de bastidores	6	Volumen de filtrado bruto diario	3750.02 m ³ /h
Superficie ocupada por el total de bastidores	266.4 m ²	Volumen total de aguas residuales	71.41 m ³ /h
Longitud de un bastidor	10.3 m	Volumen total de aguas residuales sin productos químicos	59.66 m ³ /h
Ancho de un bastidor	2 m	Volumen total de aguas residuales químicas	11.73 m ³ /h
Superficie ocupada por un solo bastidor*	20.37 m ²	Volumen total del concentrado	0 m ³ /h
Número de válvulas/bastidor**	11	Volumen de purga de concentrado total	0 m ³ /h
Número total de válvulas***	69	Recuperación media	98.13 %
Tipo de módulos	HYDRACap MAX 80	Tiempo de operación	24 h/24
Material de la membrana	PVDF	Tiempo de producción del sistema con n bastidores en servicio.	10.34 h
Área de membrana por módulo	105 m ²	Tiempo de producción del sistema con n - 1 bastidores en servicio.	10.55 h
Número total de módulos de servicio	498	Tiempo de producción del sistema con n - 2 bastidores en servicio.	3.116 h
Número total de módulos en reserva	0	Tiempo de producción del sistema con n - 3 bastidores en servicio.	0 h
Número total de módulos	498	Tiempo de producción por estante con n - 1 bastidores en servicio	8.79 h
Número de bombas de alimentación de servicio	3	Tiempo de producción por estante con n - 2 bastidores en servicio	2.077 h
Número de soplantes para limpiezas con aire en servicio	2	Tiempo de producción por bastidor con n-3 bastidores en servicio	0 h

* Para el cálculo de la superficie ocupada por el total de bastidores se considera una separación entre bastidores de 2 m (7 pies).

** Se supone que hay válvulas automáticas y manuales para todas las válvulas principales (es decir, alimentación, filtrado, concentrado, etc.) Además, incluye puntos de inyección de químicos en alimentación para cloro, sosa cáustica y ácido si se requiere

*** Se suponen tres válvulas extra para los puntos de inyección de químicos para RCs.

Bastidores en servicio		N	N-1	N-2	N-3
Caudal de alimentación total instantáneo	m ³ /h	4245	3538	2830	0
Caudal de alimentación para un bastidor instantáneo	m ³ /h	707.5	707.5	707.5	0
Caudal de filtrado total instantáneo	m ³ /h	4245	3538	2830	0
Caudal de filtrado para un bastidor instantáneo	m ³ /h	707.5	707.5	707.5	0
Concentrado total instantáneo	m ³ /h	0	0	0	0
Concentrado por bastidor instantáneo	m ³ /h	0	0	0	0
Caudal de purga de concentrado total instantáneo	m ³ /h	0	0	0	0
Caudal de purga de concentrado por bastidor instantáneo	m ³ /h	0	0	0	0
Flujo por bastidor instantáneo	lmh	81.18	81.18	81.18	0
Flujo instantáneo corregido en temperatura	lmh	81.18	81.18	81.18	0
Flujo bruto medio	lmh			81.18	
Factor de corrección de temperatura				1	
Flujo bruto medio corregido por temperatura	lmh			81.18	

CONFIDENCIAL

Los cálculos del rendimiento del producto están basados en el rendimiento del elemento nominal cuando opera en un agua de alimentación de calidad aceptable. Los resultados que se muestran en las impresiones producidas por este programa son estimaciones del rendimiento del producto. No expresa ni está implícita ninguna garantía del producto o del rendimiento del sistema a menos que sea provee en una declaración de garantía separada firmado por un representante autorizado de Hydranautics. Los cálculos del consumo de químicos se proporcionan para su conveniencia y están basados en varias supuestos relacionados con la calidad del agua y composición. Como la cantidad real de sustancia química necesaria para el ajuste del pH depende del agua de alimentación y no de la membrana, Hydranautics no garantiza el consumo de sustancias químicas. Si se requiere una garantía del producto o sistema, comuníquese con su representante de Hydranautics. Las garantías no estándar o extendidas pueden resultar en precios diferentes a los ofertados previamente.

Acaecimiento de limpieza y consumo de tiempo			
Secuencia	Duración (min)	Número de repeticiones en la planta por día	Tiempo total de limpieza de la planta por día
AS	3.116	214.7	669
MC1	28.16	6	168.9
MC2	0	0	0
MC3	28.16	6	168.9
MC1 + 2	0	0	0
MIT	8.921	0.2	1.782
RC1	121.2	0.1	12.12
RC2	121.2	0.1	12.12
RC3	121.2	0.1	12.12
Total por día (min)			1009
Tiempo de no producción por estante (min)			168.1

Producción de aguas residuales					
Secuencia	Volumen/secuencia de aguas residuales sin productos químicos (m3)	Volumen/secuencia de las aguas residuales químicas (m3)	Número de repeticiones por día	Volumen total de aguas residuales / día (m3)	Aguas residuales %
Sangrado de concentrado		0.0		0	0
AS	6.131	~	214.7	1316	76.77
MC1	9.377	22.87	6	193.5	11.29
MC2	0	0	0	0	0
MC3	9.377	22.87	6	193.5	11.29
MC1 + 2	0	0	0	0	0
MIT	6.023	0	0.2	1.203	0.084
RC1	9.609	23.57	0.1	3.319	0.232
RC2	9.609	23.57	0.1	3.319	0.232
RC3	9.609	23.57	0.1	3.319	0.232
Total por día				1714	
Total de agua residual libre de químicos por día				1432	
Total de agua residual con químicos por día				281.6	

CONFIDENCIAL

Los cálculos del rendimiento del producto están basados en el rendimiento del elemento nominal cuando opera en un agua de alimentación de calidad aceptable. Los resultados que se muestran en las impresiones producidas por este programa son estimaciones del rendimiento del producto. No expresa ni está implícita ninguna garantía del producto o del rendimiento del sistema a menos que sea provee en una declaración de garantía separada firmado por un representante autorizado de Hydranautics. Los cálculos del consumo de químicos se proporcionan para su conveniencia y están basados en varios supuestos relacionados con la calidad del agua y composición. Como la cantidad real de sustancia química necesaria para el ajuste del pH depende del agua de alimentación y no de la membrana, Hydranautics no garantiza el consumo de sustancias químicas. Si se requiere una garantía del producto o sistema, comuníquese con su representante de Hydranautics. Las garantías no estándar o extendidas pueden resultar en precios diferentes a los ofertados previamente.

Resumen de especificaciones de equipos principales

Equipo	Detalle	Unidades	Valor	Notas
Bomba de alimentación(s)	Número de bombas en servicio		3	Las bombas de alimentación deben estar equipadas con VFDs.
	Caudal promedio de alimentación por bomba	m ³ /h	1274	
	Presión media de alimentación	bar	217	
	Presión de filtrado promedio asumida	bar	35	
	Caudal máximo de alimentación por bomba	m ³ /h	1415	
	Presión de alimentación máxima	bar	279.9	
	Consumo de energía de bomba de alimentación total promedio estimado	kwh/m ³	0.094	
Limpieza de aire y soplante(s)	Número de soplantes en operación		2	
	Tasa de aireación promedio por bastidor / soplante	m ³ /h	1010	
	Tasa de aireación máxima por bastidor / soplante	m ³ /h	1262	
	Medio D300 de presión de aire	bar	53.06	
	Máximo arrastre de presión de aire	bar	70	
	Consumo promedio total de energía de soplante estimado	kwh/m ³	0.003	

*No incluye las pérdidas en tuberías fuera del bastidor, es decir, tuberías que entran y salen desde el bastidor.

**Los químicos para las RCs pueden ser vertidas y mezcladas directamente en el tanque RC, en cuyo caso, no se requeriría bomba de dosificación RC.

Resumen de mantenimiento limpio

	Unidad	MC1	MC2	MC3	MC1+2	
General						
Químico utilizado		HIPOCLORITO DE SODIO	HIDRÓXIDO SODICO	Sulfuric Acid	HIPOCLORITO DE SODIO	HIDRÓXIDO SODICO
Agua de maquillaje		Agua de alimentación	N/A	FeedWater	N/A	
Numero de MC		1	0	1	0	
Duración	min	28.16	0	28.16	0	
Concentración de la solución objetivo	ppm	200	0	1470	0	0
Datos de consumo						
Densidad de químicos en stock	kg/l	1.174	1.527	1.839	1.174	1.527
% de químicos en stock	%	12	50	96	0	0
Volumen de producto químico utilizado por MC	l	12.7	0	7.453	0	0
Llenado de químicos						
Bomba utilizada para el llenado de soluciones químicas		Feed Pump	N/A	Feed Pump	N/A	
Caudal de llenado	m ³ /h	333.9	0	333.9	0	
Caudales de la bomba dosificadora	l/h	473.9	0	278	473.9	0
Tiempo de funcionamiento de la bomba dosificadora	s	96.5	0	96.5	0	0
Enjuague químico						
Bomba usada para el enjuague químico		Bomba de alimentación	N/A	Bomba de alimentación	N/A	
Flujo de enjuague	lmh	N/A	0	80.9	0	
Caudal de enjuague	m ³ /h	707.5	0	707.5	0	
Especificaciones de la bomba dosificadora						
Químico dosificado en		Feed Line	N/A	Feed Line	N/A	
Caudal máximo de la bomba dosificadora	l/h	473.9	0	278	0	0
Presión máxima de la bomba dosificadora	bar	430	0	430	0	

CONFIDENCIAL

Los cálculos del rendimiento del producto están basados en el rendimiento del elemento nominal cuando opera en un agua de alimentación de calidad aceptable. Los resultados que se muestran en las impresiones producidas por este programa son estimaciones del rendimiento del producto. No expresa ni está implícita ninguna garantía del producto o del rendimiento del sistema a menos que sea provee en una declaración de garantía separada firmado por un representante autorizado de Hydranautics. Los cálculos del consumo de químicos se proporcionan para su conveniencia y están basados en varias supuestos relacionados con la calidad del agua y composición. Como la cantidad real de sustancia química necesaria para el ajuste del pH depende del agua de alimentación y no de la membrana, Hydranautics no garantiza el consumo de sustancias químicas. Si se requiere una garantía del producto o sistema, comuníquese con su representante de Hydranautics. Las garantías no estándar o extendidas pueden resultar en precios diferentes a los ofertados previamente.

Resumen de limpieza de recuperación				
	Unidad	RC1	RC2	RC3
General				
Químico utilizado		HIPOCLORITO DE SODIO	HIDRÓXIDO SODICO	Ácido cítrico
Agua de maquillaje		Filtrado	Filtrado	Filtrado
Número de días por bastidor	días	59.99	59.99	59.99
Duración	min	121.2	121.2	121.2
Concentración química objetivo	ppm	1000	3500	20000
Temperatura objetivo de la solución.	°C	40	40	40
Datos de consumo				
Densidad de químicos en stock	kg/l	1.174	1.527	1.243
Solución comercial	%	12	50	50
Volumen de producto químico a utilizar por RC	l	63.52	41.04	288.2
Llenado de químicos				
Bomba usada para el llenado de la solución química		Bomba RC	Bomba RC	Bomba RC
Caudal de llenado	m ³ /h	333.9	333.9	333.9
Enjuague químico				
Bomba usada para el enjuague químico		Bomba de alimentación	Bomba de alimentación	Bomba de alimentación
Caudal de enjuague	m ³ /h	707.5	707.5	707.5
Especificaciones de la bomba dosificadora				
Químico dosificado en				
Caudal máximo de la bomba dosificadora	l/h	2369	1531	10750
Presión máxima de la bomba dosificadora	bar	230	230	230

Resumen de consumo químico				
General	Unidad	12% HIPOCLORITO DE SODIO	50% HIDRÓXIDO SODICO	96% Sulfuric Acid & 50% Citric Acid
Consumo debido a MC1 MC1	l/m ³ filtrate	0.000847	NA	NA
Consumo debido a MC1 MC2	l/m ³ Filtrado	NA	0.000000	NA
Consumo debido a MC1 MC3	l/m ³ Filtrado	NA	NA	0.000497
Consumo debido a MC1 MC1 + 2	l/m ³ Filtrado	0.000000	0.000000	NA
Consumo debido a MC1 RC1	l/m ³ Filtrado	0.000071	NA	NA
Consumo debido a MC1 RC2	l/m ³ Filtrado	NA	0.000046	NA
Consumo debido a MC1 RC3	l/m ³ Filtrado	NA	NA	0.000320
Consumo total	l/m ³ Filtrado	0.000917	0.000046	0.000817
Consumo total diario	l/day	82.57	4.105	73.54
Consumo total anual	l/year	30139	1498	26841

CONFIDENCIAL

Los cálculos del rendimiento del producto están basados en el rendimiento del elemento nominal cuando opera en un agua de alimentación de calidad aceptable. Los resultados que se muestran en las impresiones producidas por este programa son estimaciones del rendimiento del producto. No expresa ni está implícita ninguna garantía del producto o del rendimiento del sistema a menos que sea provee en una declaración de garantía separada firmado por un representante autorizado de Hydranautics. Los cálculos del consumo de químicos se proporcionan para su conveniencia y están basados en varias supuestos relacionados con la calidad del agua y composición. Como la cantidad real de sustancia química necesaria para el ajuste del pH depende del agua de alimentación y no de la membrana, Hydranautics no garantiza el consumo de sustancias químicas. Si se requiere una garantía del producto o sistema, comuníquese con su representante de Hydranautics. Las garantías no estándar o extendidas pueden resultar en precios diferentes a los ofertados previamente.

Software de Diseño de Soluciones de Membranas Integral

Creado en: 17/05/2024 10:21:43 AM

Recomendaciones de equipos auxiliares

RECOMENDACIÓN*

Número de bombas RC	1	
Caudal máximo de bomba RC	333.9	m ³ /h
Presión máxima de la bomba RC	430	bar
Tamaño del tanque RC	18.54	m ³
Cantidad de compresores / receptores de aire / secadores	1	
Tamaño del receptor de aire comprimido **	0.713	m ³ 4
Volumen de aire requerido para hacer un drenaje a presión y MIT ***	3.332	m ³
Clasificación del compresor ****	75.12	cfm
Clasificación del secador *****	15	cfm

*Todas las dimensiones expresadas en esta tabla dependen de los requisitos del sitio

**Todos las dimensiones expresadas corresponden con las capacidades de volumen de trabajo no incluyendo tuberías desde el tanque hacia los bastidores o factores de seguridad

***Assumes air in receiver is at {0}. Only considers volume required for air assisted chemical drain and integrity testing, which is delivered to the rack at {1}. Does not consider requirements of any other equipment requiring compressed air for operation.

****Asume la presión necesaria para los módulos (sin tuberías) y un factor de seguridad del 50%.

*****Asume un factor de seguridad del 50% y que el aire se entregará dentro del primer tercer paso del arrastre de aire y drenaje químico - por favor, compruebe el idioma

***** Se supone que el secador será usado solo para operaciones de válvulas neumáticas.

Válvulas automáticas

Número de válvulas / bastidor	Número total de válvulas	Descripción de la válvula	Velocidad de la tubería(m/s)	Tamaño(mm)	Notas
1	6	Válvula de alimentación	≤2.7	350	
1	6	Válvula de filtrado	<2.7	350	Tamaño de la sección de tubería de filtrado común *
1	6	Válvula de concentrado	≤8.6	200	
0	0	Válvula de retorno del concentrado			
1	6	Válvula de drenaje	≤1.2	350	
1	6	Válvula de entrada de limpieza de aire	≤0.75 kPa ΔP/30.5m of pipe	150	
1	6	Válvula de filtrado a drenaje	≤2.7	250	
1	6	Válvula de alimentación RC	≤2.7	250	
1	6	Válvula de prueba de integridad de membrana	≤0.75 kPa ΔP/30.5m of pipe	50	
1	6	Válvula de inyección de cloro en línea de alimentación			
1	1	Válvula de inyección de cloro en línea de filtrado			
1	6	Válvula de inyección de sosa cáustica en línea de alimentación			
1	1	Válvula de inyección de sosa cáustica en línea de filtrado			
1	6	Válvula de inyección de ácido en línea de alimentación			
1	1	Válvula de inyección de ácido en línea de filtrado			

*El tamaño de la cabecera superior e inferior es 250 mm

CONFIDENCIAL

Los cálculos del rendimiento del producto están basados en el rendimiento del elemento nominal cuando opera en un agua de alimentación de calidad aceptable. Los resultados que se muestran en las impresiones producidas por este programa son estimaciones del rendimiento del producto. No expresa ni está implícita ninguna garantía del producto o del rendimiento del sistema a menos que sea provee en una declaración de garantía separada firmado por un representante autorizado de Hydranautics. Los cálculos del consumo de químicos se proporcionan para su conveniencia y están basados en varios supuestos relacionados con la calidad del agua y composición. Como la cantidad real de sustancia química necesaria para el ajuste del pH depende del agua de alimentación y no de la membrana, Hydranautics no garantiza el consumo de sustancias químicas. Si se requiere una garantía del producto o sistema, comuníquese con su representante de Hydranautics. Las garantías no estándar o extendidas pueden resultar en precios diferentes a los ofertados previamente.