



Universidad de Valladolid



**ESCUELA DE INGENIERÍAS
INDUSTRIALES**

UNIVERSIDAD DE VALLADOLID

ESCUELA DE INGENIERIAS INDUSTRIALES

Grado en Ingeniería Química

**DISEÑO DEL PRETRATAMIENTO DE AGUA
RESIDUAL URBANA MEDIANTE PROCESOS
CON MEMBRANAS**

Autor:

Huerta Sanz, Luca

Tutor:

**Peña Miranda, María del Mar
Dpto. Ingeniería Química y
Tecnología del Medio Ambiente.**

Valladolid, septiembre 2020.

Resumen.

El tratamiento de agua residual urbana mediante fangos activos requiere de un alto aporte energético, por lo que uno de los retos del futuro es conseguir reducir la cantidad de energía necesaria. En este proyecto se va a proponer como alternativa el tratamiento del agua mediante membranas de ultrafiltración.

Los resultados obtenidos muestran que esta alternativa al proceso convencional de fangos activos proporciona un agua tratada de mayor calidad, con rendimientos de eliminación de DQO del 93,4% y de SST del 100%, frente al 87,3% y 91,3% del proceso lodos activados. Además, se recupera casi el doble de energía: 65,4kW obtenidos en el proceso mediante ultrafiltración frente a los 37,9kW del de fangos activos.

Sin embargo, el coste económico es también mucho mayor en el caso del proceso de membranas 249.600€, frente a los únicamente 34.584,4€ de la construcción de la etapa de fangos activos (reactor aerobio + sedimentador secundario).

Palabras clave: membranas, ultrafiltración, fangos activos, diseño, retrolavado.

Abstract.

The active sludge urban wastewater treatment requires a high energy input, that is why one of the challenges of the future is to achieve the reduction of the energy used. In this project, the using of ultrafiltration membranes as part of the process will be proposed as an alternative.

The results show that this alternative to the conventional activated sludge process provides a higher quality treated water, achieving yields of COD removal of 93,4% and SST of 100% while the active sludge process only reaches 87,3% and 91,3% respectively. In addition, almost double the energy is recovered: 65,4kW obtained in the ultrafiltration process compared to 37,9kW for activated sludge.

However, the economic cost is also higher in the membrane process 249.600€, compared to only 34.584,4€ for the construction of the activated sludge stage (aerobic reactor + secondary settler).

Key Words: membrane, ultrafiltration, active sludge, design, backwash.

Índice general.

1. Introducción.....	9
1.1. Problemática del agua residual urbana.....	9
1.2. Tratamiento mediante fangos activos.	10
1.2.1. Pretratamiento.	11
1.2.2. Tratamiento primario.	11
1.2.3. Tratamiento secundario.....	12
1.3. Requerimiento energético.	13
1.4. Tratamiento con membranas.	15
1.4.1. Definición.....	15
1.4.2. Proceso con membranas.....	16
1.4.3. Membranas de ultrafiltración.....	17
1.4.4. Limitaciones de las membranas.....	21
2. Objetivo.....	23
2.1. Objetivos específicos.....	23
3. Características del agua residual urbana.....	25
3.1. Consideraciones generales.	25
3.1.1. Características Físicas.	25
3.1.2. Características químicas.	26
3.1.3. Características biológicas.....	27
4. Base de diseño.....	29
4.1. Ubicación.....	29
4.2. Clima.....	29
4.3. Composición del agua residual.	31
4.4. Dotación y caudales.	33
4.5. Características del efluente.....	34
5. Diseño del proceso convencional de fangos activos.....	35
5.1. Pretratamiento.....	35
5.1.1. Pretratamiento.	35
5.1.2. Pozo de gruesos.	35
5.1.3. Rejas y canal de desbaste.....	37
5.1.4. Desarenador-desengrasador.....	39

5.2. Tratamiento primario.....	41
5.2.1. Sedimentación primaria.....	41
5.3. Tratamiento secundario.....	45
5.3.1. Proceso de fangos activos.....	45
5.4. Producción de biogás.....	53
5.5. Necesidades de calor.....	56
6. Diseño del proceso mediante membranas de ultrafiltración.....	59
6.1. Dimensionado del equipo.....	59
6.2. Producción de biogás.....	68
6.3. Necesidades de calor.....	70
6.4. Operación de limpieza.....	71
7. Comparación de diseños.....	75
8. Conclusiones.....	81
9. Bibliografía.....	83

Índice de Figuras.

Figura 1. Diagrama de bloques de una EDAR.

Figura 2. Potencia requerida por unidad de tratamiento.

Figura 3. Esquema del funcionamiento una membrana.

Figura 4. Diagrama de bloques de una EDAR con módulo de membranas.

Figura 5. Módulo de membranas de placas y marcos.

Figura 6. Módulo de membranas en espiral.

Figura 7. Módulo de membrana tubular y de fibra hueca.

Figura 8. Temperaturas y precipitaciones medias anuales en Valladolid.

Figura 9. Evolución de la temperatura en Valladolid (1882-2012).

Figura 10. Factor de punta en función de caudal medio y número de habitantes.

Figura 11. Aforador tipo Parshall

Figura 12. Esquema de un sedimentador circular con alimentación central.

Figura 13. Esquema del sedimentador primario.

Figura 14. Esquema etapa fangos activados.

Figura 15. Difusor de tipo domo.

Figura 16. Difusor de tipo disco.

Figura 17. Difusor de tipo tubo.

Figura 18. Soplante de desplazamiento positivo.

Figura 19. Diagrama de bloques de la línea de lodos.

Figura 20. Esquema del módulo de membranas ZeeWeed 500D

Figura 21. Esquema del casete de membranas ZeeWeed 500D

Figura 22. Esquema del sistema de limpieza del módulo de membranas.

Índice de Tablas.

Tabla 1. Temperatura y precipitaciones medias anuales en Valladolid (1982-2012).

Tabla 2. Base de diseño de las características del agua residual a tratar.

Tabla 3. Límites de vertido para depuradoras de agua residual urbana con tratamiento secundario.

Tabla 4. Límites de vertido de nitrógeno y fosforo en función de los habitantes equivalentes.

Tabla 5. Resumen dimensionado pozo de gruesos.

Tabla 6. Dimensiones típicas de rejillas de desbaste.

Tabla 7. Base de partida para el dimensionado de rejillas.

Tabla 8. Características de las rejillas de desbaste.

Tabla 9. Características del canal de desbaste.

Tabla 10. Parámetros típicos para el diseño de desarenadores aireados.

Tabla 11. Base de diseño del desarenador-desengrasador.

Tabla 12. Características del desarenador-desengrasador.

Tabla 13. Valores típicos de cargas superficiales y tiempos de residencia para decantadores primarios.

Tabla 14. Parámetros geométricos típicos de sedimentadores circulares.

Tabla 15. Bases de diseño para el sedimentador primario.

Tabla 16. Tabla de valores corriente de entrada al sedimentador primario.

Tabla 17. Tabla de corrientes del sedimentador primario.

Tabla 18. Características del sedimentador primario.

Tabla 19. Datos típicos para el diseño de reactores aerobios de mezcla completa.

Tabla 20. Base de partida para el diseño de la etapa de fangos activos.

Tabla 21. Características del proceso de fangos activos.

Tabla 22. Características del proceso de fangos activos.

Tabla 23. Resumen de corrientes del proceso de fangos activos.

Tabla 24. Dimensiones del reactor aerobio.

Tabla 25. Características del sedimentador secundario.

Tabla 26. Corrientes de lodo primario y secundario.

Tabla 27. Metano y biogás obtenido en el tratamiento de lodos.

Tabla 28. Tiempo de retención en función de la temperatura de operación.

Tabla 29. Características del digester anaerobio.

Tabla 30. Calor obtenido por la combustión del metano.

Tabla 31. Características del digester anaerobio.

Tabla 32. Valores típicos de los coeficientes de transferencia de calor según el material.

Tabla 33. Características del módulo de membranas.

Tabla 34. Especificaciones de operación y limpieza del módulo de membranas.

Tabla 35. Dimensiones del casete.

Tabla 36. Especificaciones técnicas del casete.

Tabla 37. Valores típicos para el diseño de módulos de membranas.

Tabla 38. Parámetros de partida para el diseño del módulo de membranas de ultrafiltración.

Tabla 39. Composición de la corriente de entrada al módulo de membranas.

Tabla 40. Composiciones de las corrientes de permeado y rechazo.

Tabla 41. Superficie de filtración y número de módulos, casetes y trenes necesarios.

Tabla 42. Resumen de la etapa de ultrafiltración.

Tabla 43. Parámetros de diseño recomendados para el cálculo del biorreactor anaerobio.

Tabla 44. Datos de partida para el diseño del biorreactor anaerobio.

Tabla 45. Composición del efluente y carga volumétrica del biorreactor anaerobio.

Tabla 46. Características del biorreactor anaerobio.

Tabla 47. Flujos de metano y biogás producido en el reactor anaerobio.

Tabla 48. Flujos de metano y biogás producidos en el digester anaerobio.

Tabla 49. Producción de metano y biogás total en el proceso mediante membranas.

Tabla 50. Potencia calorífica obtenida en la combustión del metano en el proceso de membranas.

Tabla 51. Características del digestor anaerobio del proceso de membranas.

Tabla 52. Necesidades de calor del biorreactor anaerobio y del digestor anaerobio.

Tabla 53. Parámetros típicos de diseño para operaciones de retrolavado.

Tabla 54. Parámetros de la operación de lavado de membranas.

Tabla 55. Comparación de efluentes fangos activos y ultrafiltración.

Tabla 56. Rendimientos de recuperación de agua, eliminación de DQO y SST de las dos alternativas.

Tabla 57. Producción de biogás y metano en los procesos de fangos activos y ultrafiltración.

Tabla 58. Potencia calorífica obtenida de la combustión del metano.

Tabla 59. Potencia calorífica recuperada.

Tabla 60. Potencia eléctrica obtenida de la combustión del metano en los procesos de fangos activos y ultrafiltración.

Tabla 61. Volumen de hormigón necesario para la construcción del reactor aerobio y el sedimentador secundario en el proceso de fangos activos.

1. Introducción.

1.1. Problemática del agua residual urbana.

El agua residual se puede definir como el agua que desprende una comunidad una vez contaminada debido a su uso en los diferentes procesos en los que ha sido empleada. (Metcalf & Eddy, 2003)

Esto incluye las aguas procedentes de industrias que vierten al colector municipal, de comercios o residencias particulares que han sido modificadas por la adición de materia o energía antes de ser desechada. Así pues, este cambio en la composición del agua la hace impropia o peligrosa para el consumo humano o para la realización de actividades ganaderas, agrícolas o recreativas.

No se debe permitir la acumulación y estancamiento de este tipo de aguas ya que la descomposición de los diferentes compuestos presentes conlleva una formación de gases malolientes que pueden afectar a la vida cotidiana de las personas y el entorno. Así mismo, el agua residual bruta suele tener una gran cantidad de bacterias patógenas en su composición, lo que supone un potencial riesgo biológico para la salud, tanto humana como del ecosistema en el que se viertan dichas aguas. Además, cabe destacar la presencia de compuestos inorgánicos, algunos de los cuales pueden ser realmente tóxicos (metales pesados), o nutrientes que estimulan el crecimiento de plantas acuáticas, cuyo efecto es letal en el medio de vertido ya que conlleva asociada la eutrofización del medio y la muerte de los seres vivos que allí habitan. (Metcalf & Eddy, 2003)

Es por esto que es de vital importancia la evacuación inmediata de las aguas residuales de su foco de generación, y su posterior tratamiento para ser devuelta a su fuente natural de la forma más inocua posible para no afectar a los ecosistemas ni a la calidad de vida general de las personas.

Esto cobra una mayor importancia en la actualidad, ya que el agua es un bien cada vez más escaso y preciado, por lo que un óptimo proceso de depuración es esencial para mantener un recurso imprescindible para la vida. Es por ello que el desarrollo se está enfocando en obtener alternativas más eficaces y económicas en el campo del tratamiento del agua residual urbana.

1.2. Tratamiento mediante fangos activos.

El proceso de fangos activos es el más ampliamente utilizado a la hora de tratar agua residual urbana. Se lleva a cabo en estaciones depuradoras de agua residual (EDAR), en las que se eliminan los diferentes contaminantes presentes en el agua para poder devolverla a su cauce con concentraciones de los mismos inferiores a lo exigido por la legislación vigente. Los contaminantes son compuestos orgánicos, inorgánicos o sólidos suspendidos, entre otros.

Para llevar a cabo tal fin, las estaciones depuradoras de aguas residuales constan de una serie de etapas mecánicas, químicas y biológicas, en la que se consigue separar o eliminar los diferentes contaminantes presentes en el agua.

El proceso consta de 2 líneas diferentes, una de tratamiento de agua y otra de tratamiento de lodos, obtenidos a partir de los sólidos separados en la línea de agua.

En la siguiente figura se muestra el diagrama de bloques del proceso de depuración de agua mediante fangos activos:

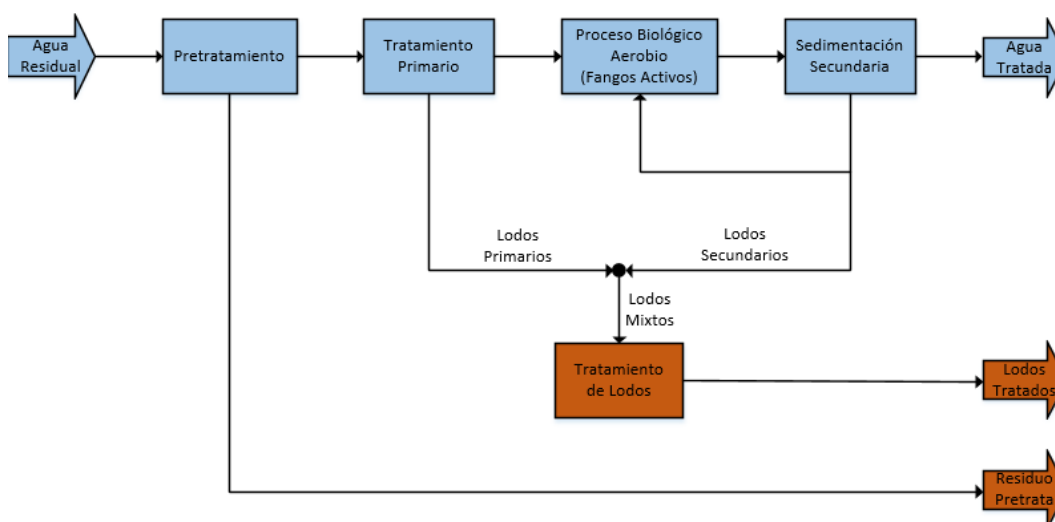


Figura 1. Diagrama de bloques de una EDAR

En este trabajo únicamente se va a trabajar sobre la línea de tratamiento de agua, la cual se compone de las siguientes etapas:

1.2.1. Pretratamiento.

La primera etapa del proceso es el pretratamiento, en la que se retiran los sólidos más grandes, así como la arena y las grasas o aceites presentes en el agua. Para tal fin se llevan a cabo las siguientes operaciones físicas:

- Desbaste: Haciendo uso de rejillas y tamices, se consigue eliminar sólidos de gran tamaño arrastrados por el agua, para evitar que obstruyan o dañen los equipos. La luz de paso que se suele emplear cuando se utilizan rejillas es de entre 12 y 60mm. (Metcalf & Eddy, 2003)
- Homogeneización: El objetivo de esta operación es mantener constante el caudal y concentración del agua tratada. Para ello, el agua que recibe la planta se lleva a un tanque de grandes dimensiones que sirve como alimentación a las operaciones posteriores. Solo es necesario en estaciones que tratan caudales y concentraciones muy variables a lo largo del día, como es el caso de las aguas residuales urbanas.
- Desarenado: Se lleva a cabo en desarenadores longitudinales, en los que se disminuye la velocidad de agua permitiendo que las partículas de arena o grava en suspensión se depositen en el fondo, para evitar obstrucciones en los conductos. Estos equipos se suelen proyectar para que el agua se mantenga a velocidades en torno a 0,3 m/s, con un tiempo de retención lo suficientemente elevado como para que las partículas de arena puedan sedimentar en el fondo.
- Desengrasado: Mediante esta operación se consigue eliminar grasas, aceites, y materiales cuya densidad sea menor que la del agua. Se puede llevar a cabo junto con el desarenado, insuflando aire para desmenuar las grasas y aceites, favoreciendo su ascenso a la superficie.

1.2.2. Tratamiento primario.

Se trata de un proceso físico-químico cuyo objetivo es la eliminación de sólidos suspendidos, que por su pequeño tamaño no han sido eliminados en el pretratamiento.

- Sedimentación: En la sedimentación, por efecto de la gravedad, se separan las partículas suspendidas que, por su reducido tamaño, no han sido eliminadas en el pretratamiento. En algunos casos suele ser necesaria una etapa previa de coagulación/floculación para aumentar el rendimiento de eliminación, aunque no es muy común.

1.2.3. Tratamiento secundario.

Consiste en la eliminación de la materia orgánica disuelta en el agua. Para ello se emplean tratamientos biológicos con microorganismos capaces de degradar la materia orgánica. Se pueden diferenciar:

- Microorganismos aerobios: Son aquellos microorganismos que necesitan oxígeno para vivir y reproducirse. Degradan materia orgánica y nutrientes para obtener energía por oxidación, en la que el oxígeno actúa como aceptor de electrones. Como se mencionó antes, el proceso más comúnmente empleado en el tratamiento de agua residual urbana es el de fangos activos, en el que la biomasa se encuentra en suspensión dentro del reactor, y puede crecer libremente formando flóculos. Es necesaria una sedimentación posterior, en la cual se separan los flóculos formados por los microorganismos. Una parte del lodo separado se recircula al reactor con el fin de mantener constante la cantidad de microorganismos en él, y el resto se purga y se conduce hasta la etapa de digestión anaerobia.
- Microorganismos anaerobios: En este caso, los microorganismos empleados no necesitan oxígeno para crecer y el aceptor de electrones es la propia materia orgánica, que, en este caso, es degradada a dióxido de carbono y metano (biogás) por lo que se puede recuperar energía gracias a la combustión del metano obtenido.

El empleo de uno u otro depende de la carga orgánica del agua residual a tratar. Si la carga orgánica es baja, como ocurre con el agua residual urbana, el empleo de un reactor aerobio proporciona la eficacia de eliminación suficiente, por lo que no es necesario el empleo de un anaerobio, que además no sería rentable ya que los microorganismos necesitan temperaturas superiores a la del ambiente para trabajar en condiciones óptimas (microorganismos mesófilos), y la producción de metano no compensaría el aporte energético necesario. Para cargas altas, el rendimiento de eliminación del reactor aerobio no es suficiente, por lo que se hace necesario emplear un anaerobio, mediante el cual, además, se obtendría una cantidad de metano suficiente como para que el empleo de este tipo de microorganismos sea rentable.

En el proceso de depuración de agua residual urbana, lo más común es emplear el proceso mediante fangos activados, con una etapa anaerobia posterior para estabilizar los fangos obtenidos a lo largo del tratamiento de la línea de aguas, ya que, como se ha comentado antes, las aguas residuales urbanas suelen tener una baja carga de materia orgánica. Sin embargo, en este tipo de procesos aerobios convencionales no se aprovecha todo el contenido de materia orgánica del agua residual, sino que es oxidado hasta CO_2 .

1.3. Requerimiento energético.

El proceso de tratamiento de agua residual urbana mediante fangos activos requiere una gran cantidad de energía para su funcionamiento. En concreto, en base al estudio publicado por el Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía de España, en adelante IDAE, (Embid Irujo, 2010) el gasto energético medio se sitúa, aproximadamente, entre 0,5-0,7 kWh por metro cubico de agua tratada. Esto se traduce en que la depuración de agua a nivel nacional representa el 1% del consumo energético en España (Embid Irujo, 2010).

En términos de optimización energética, existe una gran diferencia entre las grandes plantas depuradoras y las pequeñas. Por lo general, las estaciones depuradoras que tratan bajos caudales no poseen sistemas de control de la aireación, lo que sumado al sobredimensionado de los equipos implica un consumo unitario elevado.

En cambio, las plantas de mayor tamaño y capacidad suelen estar muy optimizadas en cuanto al dimensionado de los equipos y el control y automatización del proceso, pudiéndose obtener valores en torno a 20-30kWh por habitante equivalente y año, situándose la media en España en 50kWh por habitante equivalente y año, o lo que es lo mismo, 0,9kWh por metro cubico de agua residual tratada (Embid Irujo, 2010). Se trata de un valor elevado, debido a la gran cantidad de plantas sin optimizar.

Además, hay tener en cuenta que en las plantas de gran tamaño se emplean reactores biológicos anaerobios para la digestión del fango purgado, que como se ha comentado en el punto anterior, producen metano que puede ser empleado para obtener energía, aumentando aún más la diferencia respecto a las estaciones pequeñas.

En la siguiente imagen se muestra la potencia requerida por cada unidad de tratamiento en una EDAR, en función de los habitantes equivalentes:

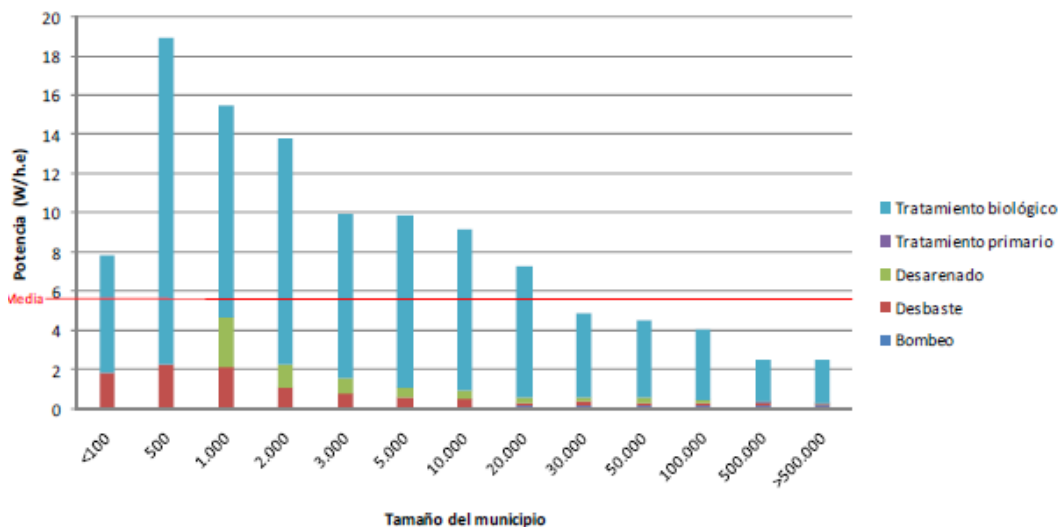


Figura 2. Potencia requerida por unidad de tratamiento

Es por esto que se necesitan medidas para reducir el consumo energético en los procesos de depuración de agua, y es lógico pensar que el mayor impacto en este sentido se obtendría actuando sobre las plantas de pequeño tamaño, ya que son las que más margen de mejora presentan.

Una de las opciones a tener en cuenta es la modificación del pretratamiento, introduciendo el uso de membranas. De esta forma se conseguirían unos lodos con una concentración elevada de materia orgánica, lo que se traduce en una mayor cantidad de biogás producido en el posterior tratamiento en el digestor anaerobio. De esta forma se consigue reducir el impacto de la etapa biológica aerobia, así como los correspondientes consumos energéticos de la misma, y se obtendría un mayor beneficio por el aumento en la producción de biogás. Por otra parte, los equipos verían reducido su tamaño, lo que se traduce en un coste de equipos menor.

1.4. Tratamiento con membranas.

Como se ha visto en el apartado anterior, uno de los mayores defectos del proceso de tratamiento de agua residual urbana mediante fangos activos es la enorme cantidad de energía requerida para su operación. Debido a esto, los estudios en el campo de la depuración de aguas residuales urbanas se han centrado en la obtención de alternativas más eficientes energéticamente.

Una de las alternativas con mayor proyección de cara al futuro y que más se está investigando y desarrollando es la introducción de membranas en el proceso, sobretodo en estaciones depuradoras de pequeño tamaño.

Las ventajas que presenta este tipo de tecnología con respecto al proceso de lodos activos se enumeran a continuación (American Water Association Research Foundation, 1998):

- Son procesos significativamente más compactos que los convencionales
- Se puede alcanzar unas mayores concentraciones de biomasa, lo que se traduce en cantidades menores de fangos.
- El efluente puede estar libre de partículas y totalmente desinfectado al final del proceso.

Además, las membranas permiten una operación a temperatura ambiente, sin necesidad de calentar el agua residual, y no requiere de adición de productos químicos.

1.4.1. Definición.

Una membrana puede definirse como una lámina delgada que separa dos fases y actúa como barrera selectiva al transporte de materia. Esta definición implica que existe una diferencia de potencial químico entre las fases.

La operación de membrana es aquella en la que una corriente de alimentación se divide en dos por acción de la membrana. Una corriente de permeado con los componentes capaces de atravesar la membrana, y un retenido con los componentes que no la atraviesan (American Water Association Research Foundation, 1998).

En la imagen siguiente se muestra el esquema del funcionamiento de una membrana:

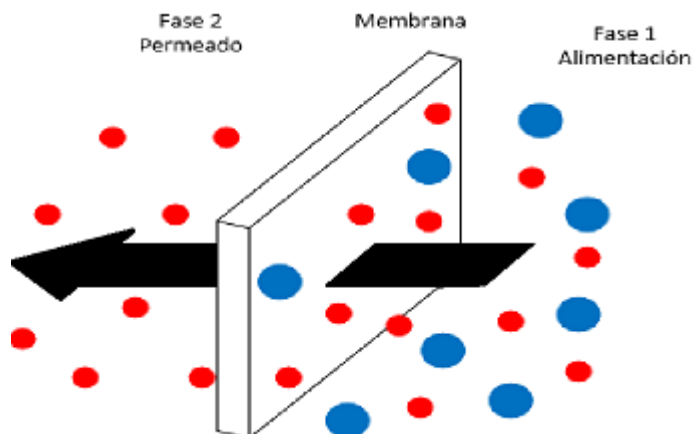


Figura 3. Esquema del funcionamiento una membrana.

1.4.2. Proceso con membranas.

El objetivo de los procesos de membrana es la separación de ciertos componentes presentes en una disolución fluida por medio de una barrera física (membrana semipermeable) que retiene, en función del tamaño de poro, los solutos indeseados. La separación, por tanto, se lleva a cabo a nivel molecular y es necesaria una fuerza impulsora, ya que no es una operación de separación basada en el equilibrio.

En este tipo de procesos de tratamiento con membranas, al igual que en el de fangos activados, el agua que llega a la planta se somete en primer lugar a un desbaste, desarenado-desengrasado y sedimentación primaria. Después, el agua pasa a un módulo de membranas en el que, se lleva a cabo la filtración del agua residual, consiguiendo que todas las partículas suspendidas que no decantaron en la etapa anterior queden retenidas en la membrana, y el agua junto con los componentes en disolución atraviesan la membrana.

De este módulo se obtiene un permeado que, dependiendo de la carga del agua residual, podría cumplir con las características de vertido si son aguas de baja carga o podría tratarse en un reactor anaerobio psicofílico para aprovechar el contenido de materia orgánica y transformarlo en metano y el agua directamente podría utilizarse para riego agrícola, ya que contendría todo el nitrógeno amoniacal y el fósforo. Este reactor trabaja bajo condiciones psicofílicas, ya que el calentamiento del agua residual sería un consumo energético inviable económicamente. El tamaño de dicho reactor anaerobio será mucho menor al del reactor aerobio del proceso de fangos activos equivalente, gracias a la gran concentración de materia orgánica particulada que se alcanza con las membranas.

El rechazo obtenido en las membranas, junto a los sólidos sedimentados, forman un lodo muy rico en materia orgánica que se trata en un digestor anaerobio para obtener metano y producir así energía para abastecer a la planta.

En resumen, el desarrollo de procesos de tratamiento de agua residual con membranas podría reducir las necesidades energéticas, así como disminuir la superficie necesaria para las instalaciones de la planta, ya que se simplifica notablemente los equipos necesarios y el tamaño de los mismos.

A continuación, se muestra el diagrama de bloques de una instalación de depuración de agua residuales mediante membranas:

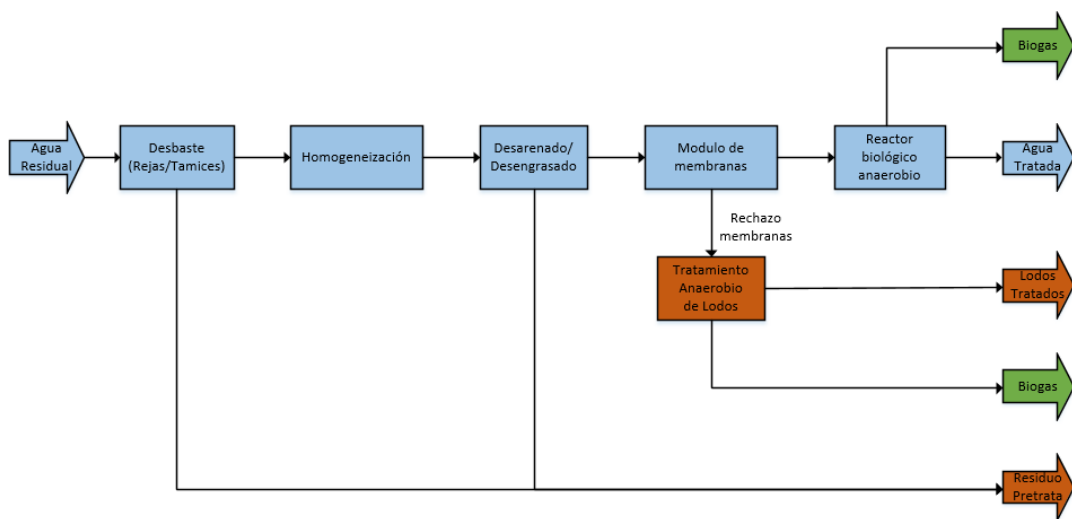


Figura 4. Diagrama de bloques de una EDAR con módulo de membranas.

1.4.3. Membranas de ultrafiltración.

La ultrafiltración es un proceso de transferencia de masa en el que la fuerza impulsora es la presión, por el cual, coloides, partículas suspendidas y sustancias disueltas de alta masa molecular son retenidos en una membrana. Este tipo de membranas permiten el paso de sustancias o especies químicas en función del tamaño del poro de la propia membrana, que en procesos de ultrafiltración suele estar comprendido entre $0,001\mu\text{m}$ y $0,1\mu\text{m}$ (P.C.WANKAT, 2012).

Las membranas de ultrafiltración pueden ser de dos tipos:

- **Membranas porosas:** Son el tipo de membrana más comúnmente utilizadas en procesos de ultrafiltración. Se trata de membranas cristalinas con poros interconectados, en las que la separación de basa en el tamaño. Son membranas de elevada permeabilidad, pero, por el contrario, la selectividad es baja.

- Membranas densas: Este tipo de membranas no tienen poros, por lo que la separación no está basada en el tamaño, si no en la difusión de la solución en la estructura amorfa de la membrana. Poseen una alta selectividad, pero una menor permeabilidad.

Los equipos empleados para llevar a cabo la operación se componen de módulos, que están formados por las membranas, estructuras de soporte de la presión, válvulas de alimentación, distribuidores de caudal y puntos de salida del permeado y drenaje del concentrado (American Water Association Research Foundation, 1998). Estos módulos se pueden agrupar en cassettes y estos a su vez en trenes. Esto es así para aumentar la superficie necesaria de filtrado de las membranas, dividiendo la superficie de filtrado, en lugar de tener una única membrana de enormes dimensiones.

Los módulos de membrana se pueden clasificar en función de su disposición, existiendo cuatro tipos diferentes (American Water Association Research Foundation, 1998):

- Placa y marco: Se compone de membranas en forma de láminas, ensambladas individualmente, por las que fluye la solución de alimentación. Ofrecen una gran versatilidad, con unos costes de operación relativamente bajos y una caída de presión baja. Además, la limpieza es sencilla, pero ha de ser manual. Los costes del equipo, por el contrario, son elevados y la densidad de empaquetamiento que se consigue es mala.
- Espiral: La membrana es en esencia una hoja plana enrollada a lo largo de un tubo perforado en el que se recoge el permeado. Las capas de membrana quedan separadas por un elemento espaciador, que mantiene abierto un canal para permitir el paso de la alimentación. Este elemento espaciador suele ser una redcilla. Las ventajas fundamentales que ofrece este tipo de equipos son bajos costes, tanto de operación como del equipo, una buena ratio de empaquetado, es decir, la relación superficie de filtración/volumen del equipo es buena y las membranas son fácilmente reemplazables. Por el contrario, no es fácil controlar el flujo y no está recomendado para soluciones con una alta concentración de partículas. Por esto último, no es una buena opción para su uso en el tratamiento de aguas residuales.

- **Tubular:** Las membranas son fabricadas en forma de tubos, cuyo diámetro suele estar comprendido entre 6 y 25mm, siendo 13mm el más empleado para procesos de tratamiento de agua. Son menos propensas al ensuciamiento que los otros tipos de configuración y, además, se limpian mecánicamente de forma sencilla. Generalmente, las membranas se colocan en paralelo dentro de un recipiente para reducir la pérdida de carga individual de cada membrana. Los costes son bastante elevados, tanto los de operación como los del propio equipo.
- **Fibra hueca:** En este caso las membranas empleadas son también tubos cilíndricos, llamados capilares, pero de un diámetro mucho menor (entre 0,35 y 1mm). La presión de operación en este caso es limitada, pero tienen un bajo coste de equipo, así como bajas caídas de presión y un alto ratio de empaquetamiento. Son el tipo de membranas más empleadas en el tratamiento de agua residual debido a que admiten la posibilidad de retrolavar, lo que facilita enormemente la limpieza y mantenimiento de las mismas.

A continuación, se muestra un esquema y una imagen del equipo empleado para cada configuración comentada:

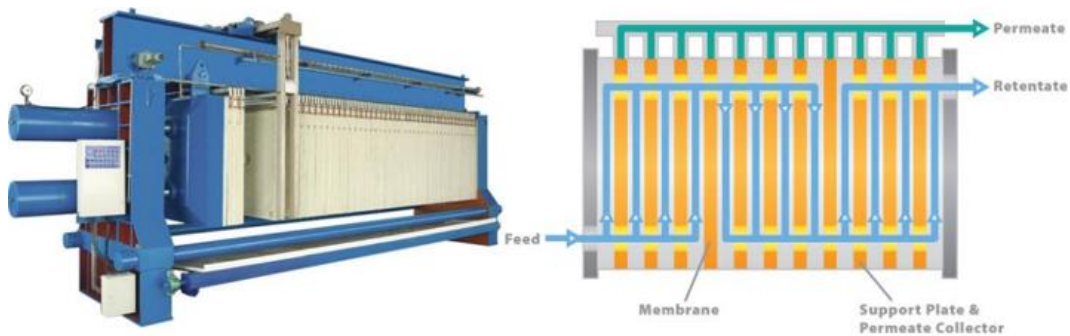


Figura 5. Módulo de membranas de placas y marcos.

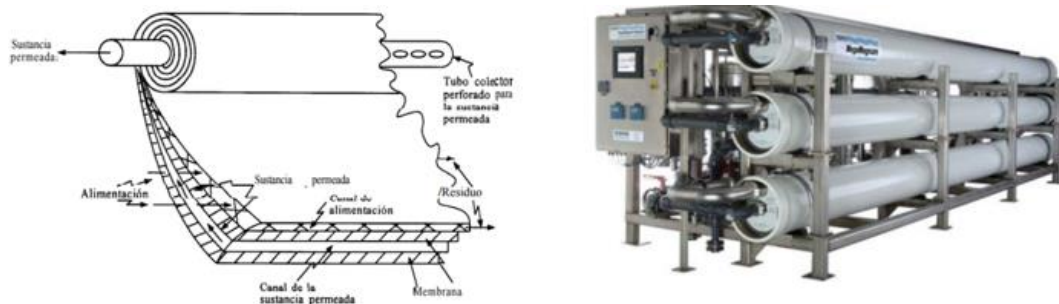


Figura 6. Módulo de membranas en espiral.



Figura 7. Módulo de membrana tubular y de fibra hueca.

Para la fabricación de las membranas se emplean, fundamentalmente, dos tipos de materiales (American Water Association Research Foundation, 1998):

- **Polímeros:** Para el caso concreto de membranas de ultrafiltración, se utilizan polímeros amorfos (vítreos) porque el pequeño tamaño de poro asociado a estas membranas puede ser regulado y controlado con relativa facilidad con materiales con dichas características durante el proceso de fabricación. Se recomienda que los materiales empleados posean un amplio rango de tolerancia al pH, resistente a altas temperaturas y a oxidantes y un amplio rango de tamaños de poro (American Water Association Research Foundation, 1998)

Los polímeros más empleados son: polisulfona, poliacrilonitrilo, polietersulfonas y polifluoruro de vinilideno. (American Water Association Research Foundation, 1998). Las membranas poliméricas utilizadas en ultrafiltración deben estar siempre húmedas, ya que si llegara a secarse se produce una pérdida de flujo irreversible por colapso de la estructura amorfa.

- **Cerámicos:** Este tipo de membranas están compuestas por materiales inorgánicos, siendo el óxido de aluminio el más comúnmente empleado. Las ventajas de las membranas cerámicas respecto a las poliméricas son: una mayor resistencia al Ph y a las temperaturas, menor ensuciamiento, mayor caudal de permeado obtenido y una elevada selectividad. Pero la principal desventaja es el coste de fabricación de las mismas (American Water Association Research Foundation, 1998).

Para el campo del tratamiento del agua residual urbana, lo más recomendable es emplear membranas poliméricas, ya que las ventajas que ofrecen las cerámicas no compensan la gran diferencia de precios.

1.4.4. Limitaciones de las membranas.

La gran limitación en la actualidad del tratamiento mediante procesos de membranas es el ensuciamiento de las mismas.

El termino ensuciamiento engloba todos aquellos fenómenos causantes de una reducción del caudal de permeado. Por definición, estos fenómenos son dinámicos y dependen del fluido y de las propiedades del material del que está fabricada la membrana, y de las condiciones de operación (American Water Association Research Foundation, 1998).

Los diferentes mecanismos que producen ensuciamiento en la membrana se pueden clasificar según los siguientes fenómenos fisicoquímicos:

- Polarización: La polarización es la consecuencia de que el soluto sea dirigido hacia la membrana y quede retenido en ella. Esta acumulación de solutos tiene como consecuencia un aumento en la resistencia al flujo, lo que produce una reducción del caudal permeado. Cuando la concentración de soluto en la pared de la membrana es suficientemente alta, se produce una formación de gel que debe ser eliminada mediante lavado mecánico o químico para recuperar la eficacia de la membrana (American Water Association Research Foundation, 1998).
- Formación de torta: La acumulación de partículas en la pared de la membrana conlleva asociado la formación de una torta que puede ser considerada como una segunda membrana, cuya resistencia se suma a la de la propia membrana, haciendo que el flujo de permeado se reduzca. Se trata de un tipo de ensuciamiento reversible, ya que puede ser eliminada mediante lavados (American Water Association Research Foundation, 1998).
- Adsorción de materia orgánica: La materia orgánica puede conducir al ensuciamiento de la membrana, bien por adsorción a las partículas que forman la torta, dándola así cohesión, o bien por adsorción a la propia membrana, taponando los poros. Este tipo de ensuciamiento es un equilibrio dinámico y depende de la afinidad de la materia orgánica con el material de fabricación de la membrana. Este es un tipo de ensuciamiento difícilmente reversible, ya que es necesaria una desorción de las moléculas orgánicas, y es un proceso lento. Suele requerir de algún oxidante durante el proceso de lavado para acelerar el proceso. (American Water Association Research Foundation, 1998).

Sabiendo esto, es necesario que la operación de ultrafiltración sea interrumpida cada cierto tiempo para llevar a cabo una limpieza de las membranas. Esta operación de limpieza, generalmente, consiste en un retrolavado de la membrana con el fin de eliminar los solutos que quedan retenidos, o la propia torta. Estos retrolavados se suelen realizar empleando la propia agua de permeado, y, en algunos casos, añadiendo algún oxidante (normalmente una sal de cloro) para favorecer la desorción. Además, se suele emplear un gas inerte para facilitar la eliminación de la torta, ya que puede tener un alto grado de compactación y no ser suficiente el agua de retrolavado para despegarla. Se debe emplear un gas inerte para no degradar la materia orgánica y poder aprovecharla para la producción de metano. En instalaciones industriales se emplea un circuito cerrado, en el que se introduce aire inicialmente, pero, a medida que pase el tiempo, el oxígeno se consumirá en la degradación aerobia de la materia orgánica, formándose CO_2 , que, junto con el nitrógeno que compone el aire forma una mezcla gaseosa inerte con un coste económico bajo.

Además, para mantener el caudal de permeado constante, la presión debe ir aumentando con el tiempo para compensar el aumento de la resistencia en la membrana. Por lo que los tiempos de parada para el lavado se deben controlar mediante la presión. Cuando se alcance cierto valor de presión transmembrana, la bomba de alimentación para e invierte el flujo para llevar a cabo el retrolavado y se activa el compresor de gas inerte de limpieza.

2. Objetivo.

El objetivo de este proyecto es determinar si el empleo de membranas de ultrafiltración en el pretratamiento del agua residual urbana es una buena alternativa al proceso convencional de fangos activos. Para ello, se va a evaluar el rendimiento de eliminación de contaminantes del agua, así como las necesidades energéticas y el coste económico de los procesos mediante fangos activos y membranas de ultrafiltración, y se van a comparar los resultados para determinar si los procesos de membrana son rentables.

2.1. Objetivos específicos.

- Diseño de la etapa de pretratamiento y tratamiento primario del agua residual urbana para una población equivalente de 5000 habitantes (operación común a las dos alternativas de tratamiento propuestas).
- Diseño del proceso convencional de fangos activos, balsa de aireación y decantador secundario.
- Diseño del proceso de concentración de sólidos mediante membranas de ultrafiltración de fibra hueca.
- Estudio comparativo de los costes energéticos de operación y de consumo de reactivos en ambas tecnologías.

3. Características del agua residual urbana.

3.1. Consideraciones generales.

A continuación, se exponen, de una forma resumida, las principales características físicas, químicas y biológicas de las aguas residuales:

3.1.1. Características Físicas.

- Sólidos totales: es aquel residuo seco obtenido al evaporar una muestra de agua residual (Metcalf & Eddy, 2003). Dichos sólidos pueden ser clasificados en suspendidos o disueltos, en función de si quedan retenidos en un filtro o lo atraviesan. Cada una de estas dos fracciones puede dividirse, según su volatilidad a 550 °C, en volátiles o fijos. En función del tamaño, se definen como sólidos sedimentables aquellos que decantan en el fondo de un recipiente cónico (cono de Imhoff) en un tiempo de 60 minutos.
- Temperatura: Generalmente la temperatura del agua residual es más alta que la del agua de suministro, y suele variar a lo largo de las estaciones del año entre 10 y 20 °C. Es un parámetro de gran importancia, ya que influye en la actividad biológica de los microorganismos de los aerobios y anaerobios, así como en la vida acuática del cauce donde se vierta. (Metcalf & Eddy, 2003)
- Color: Suelen tener un color grisáceo claro cuando es un agua residual reciente. A medida que pasa el tiempo, el agua residual se va oscureciendo hasta llegar al color negro. Se dice entonces que el agua es séptica. (Metcalf & Eddy, 2003)
- Olor: Los malos olores son debidos a los gases, como el sulfuro de hidrogeno, formados en el proceso de putrefacción. Es por eso que el olor de las aguas residuales recientes es menos desagradable que el de las aguas sépticas. (Metcalf & Eddy, 2003)
- Turbidez: Causada por los sólidos, tanto disueltos como suspendidos, es un parámetro de medida de la calidad del agua

3.1.2. Características químicas.

3.1.2.1. Materia orgánica.

Un alto porcentaje de los sólidos presentes en un agua residual urbana son compuestos orgánicos. Esta materia orgánica está formada por diferentes compuestos, como proteínas, carbohidratos, lípidos y compuestos orgánicos sintéticos (pesticidas...). Los parámetros de medida de la concentración de materia orgánica en un agua residual son:

- Demanda biológica de oxígeno (DBO): mide la cantidad de oxígeno que requieren los microorganismos para estabilizar la materia orgánica presente, y suele emplearse el dato a los 5 días, es decir la DBO₅.
- Demanda química de oxígeno (DQO): mide el consumo de oxígeno necesario para oxidar la materia orgánica presente en el agua residual por vía química. El valor de DQO suele ser más grande que el de DBO, debido a que no todos los compuestos pueden ser oxidados por vía biológica y no serían tenidos en cuenta en la medida de DBO. Se puede establecer una relación entre ambos parámetros, lo cual es muy útil, puesto que para medir la DQO solo se necesitan ensayos de 3 horas, frente a los 5 días de la DBO. La relación entre estos dos parámetros puede dar una idea de la viabilidad del tratamiento biológico en la depuración del agua residual. Así pues, si el cociente DQO/DBO₅ es menor a 2,5 el tratamiento biológico es viable, mientras que si es mayor a 3,5 sería mejor un tratamiento físico-químico.
- Carbono orgánico total (COT): Este parámetro es directamente medido en un equipo instrumental mediante infrarrojos. El análisis mide todo el carbono liberado en forma de CO₂. Esta técnica es especialmente útil cuando la concentración de materia orgánica es baja.

3.1.2.2. Materia inorgánica.

Entre las características más importantes, se encuentran:

- pH: el pH es la medida de la concentración de iones $[H^+]$. Es un parámetro importante puesto que el rango de pH adecuado para la vida es bastante estrecho, y se mueve entre 6 y 9. Por tanto, debe ser tenido en cuenta a la hora de devolver el agua a su cauce natural. (Metcalf & Eddy, 2003)
- Nutrientes: los nutrientes son los compuestos empleados por los microorganismos como alimento para su crecimiento y desarrollo. Estos nutrientes están compuestos por diferentes elementos, pero los más importantes son los compuestos de nitrógeno y fósforo. Es importante que los niveles de estos nutrientes sean siempre los adecuados para que los microorganismos puedan llevar a cabo su trabajo. Hay que tener en cuenta que verter agua con alto contenido en nutrientes favorece el crecimiento desproporcionado de microorganismos en los cauces receptores, por lo que su eliminación del agua residual también ha de estar controlada. (Metcalf & Eddy, 2003)
- Gases disueltos: mayoritariamente estos gases disueltos son: oxígeno, nitrógeno, dióxido de carbono, debido a que son los gases mayoritarios en la atmósfera, y sulfuro de hidrógeno, amoníaco y metano, que son debidos a los procesos de descomposición de la materia orgánica presente en el agua. (Metcalf & Eddy, 2003)

3.1.3. Características biológicas.

Las aguas residuales contienen gran cantidad de microorganismos, siendo algunos de ellos peligrosos para la salud humana, como patógenos o virus. Los microorganismos más abundantes son bacterias, que, como se mencionó anteriormente, degradan y estabilizan la materia orgánica, aunque algunas son patógenas y pueden causar problemas de salud. Otro tipo de microorganismos presentes en el agua son las arqueas, las cuales tienen gran importancia en los procesos anaerobios. Además, aunque en menor medida, las aguas residuales también pueden contener virus, protozoos, algas u hongos.

4. Base de diseño.

4.1. Ubicación.

La localización es una decisión de gran importancia a la hora de comenzar un proyecto, ya que se deben tener en cuenta diversos factores, como el clima de la zona, los accesos y conexiones y, para el caso de una planta de tratamiento de agua residual urbana, las redes de alcantarillado y transporte del agua y los problemas de olores. Por todo esto, no se puede localizar una planta de este tipo en el centro de un municipio o ciudad, sino que lo ideal es que este lo suficientemente alejada del núcleo urbano para interferir lo menos posible con la vida normal de la población, pero no excesivamente alejado ya que se complicaría de gran forma la conducción del agua residual hasta el emplazamiento de la planta.

La planta a diseñar se va a ubicar en la localidad vallisoletana de Aldeamayor de San Martín. La elección de este municipio se fundamenta en que es una zona en la que recientemente se han construido varias urbanizaciones residenciales y que se encuentra en una zona con una gran actividad agrícola, lo que implica una gran necesidad de agua. Además, una de las urbanizaciones consta con campos de golf para los residentes que también demanda y utiliza para el mantenimiento del césped una cantidad de agua considerable. Así pues, la construcción de una estación depuradora de agua residual puede servir para ayudar a completar con la demanda de agua de riego tanto de cultivos como del campo de golf. Al emplear el agua con fines de regadío, se evita tener que implementar un procedimiento de eliminación de nitrógeno y fosforo del agua residual, así como otros nutrientes que pudieran estar presentes en el agua, que de usarse para uso doméstico si deberían eliminarse.

4.2. Clima.

El clima en la provincia de Valladolid es muy diferente a lo largo del año. Los veranos son muy cálidos y secos, mientras que los inviernos son muy fríos, y nubosos. Durante el verano las temperaturas son generalmente altas con días superando los 30°C, mientras que en invierno las temperaturas rondan los 0°C, pudiendo llegarse incluso a temperaturas bajo cero.

La temperatura es un factor de gran importancia para el proceso de depuración del agua, ya que influye en las propiedades de la misma y en la eficacia de los procesos, así como causar posibles problemas de congelación si la temperatura llega a descender en exceso.

Este hecho cobra una mayor importancia en los equipos en los que se emplean microorganismos, ya que estos seres vivos necesitan unas condiciones muy concretas para trabajar de manera óptima, y si estas condiciones cambian de manera brusca pueden llegar a morir.

A modo de ilustrar los datos de temperatura y precipitaciones a lo largo del año en la provincia de Valladolid, se adjuntan las siguientes gráficas y tabla (Climate-Data, 2019)

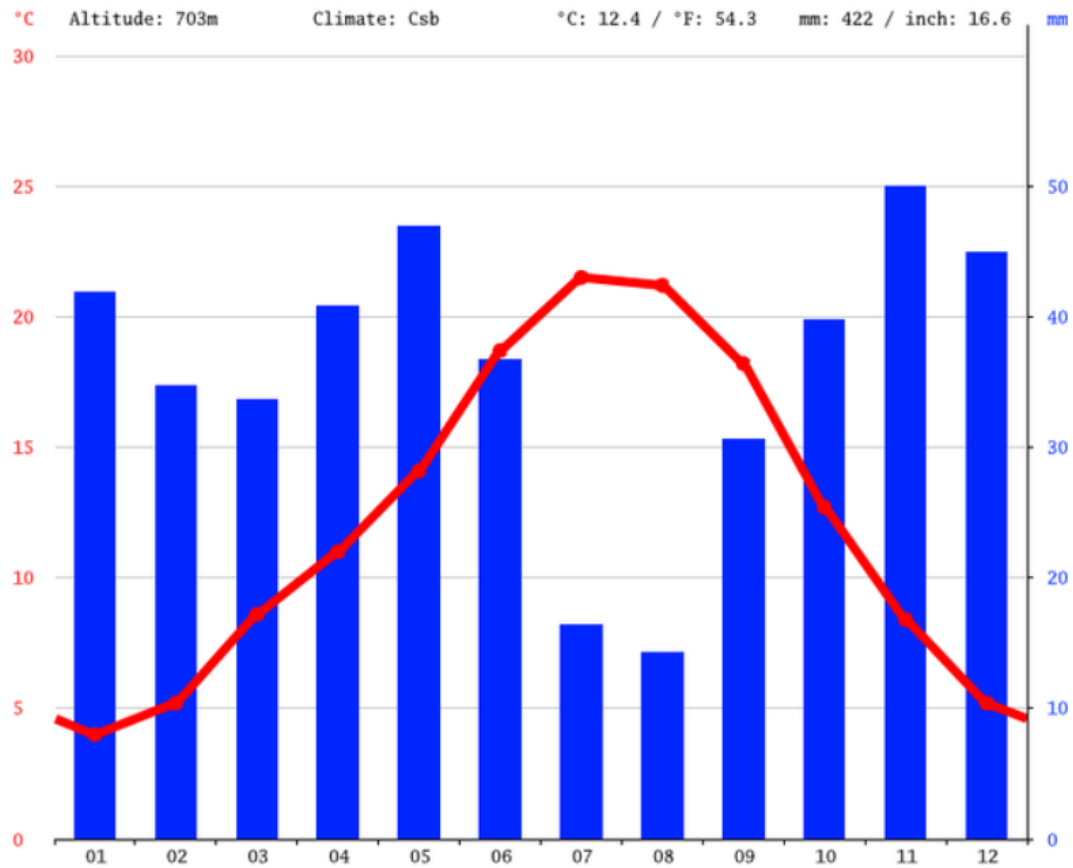


Figura 8. Temperaturas y precipitaciones medias anuales en Valladolid.

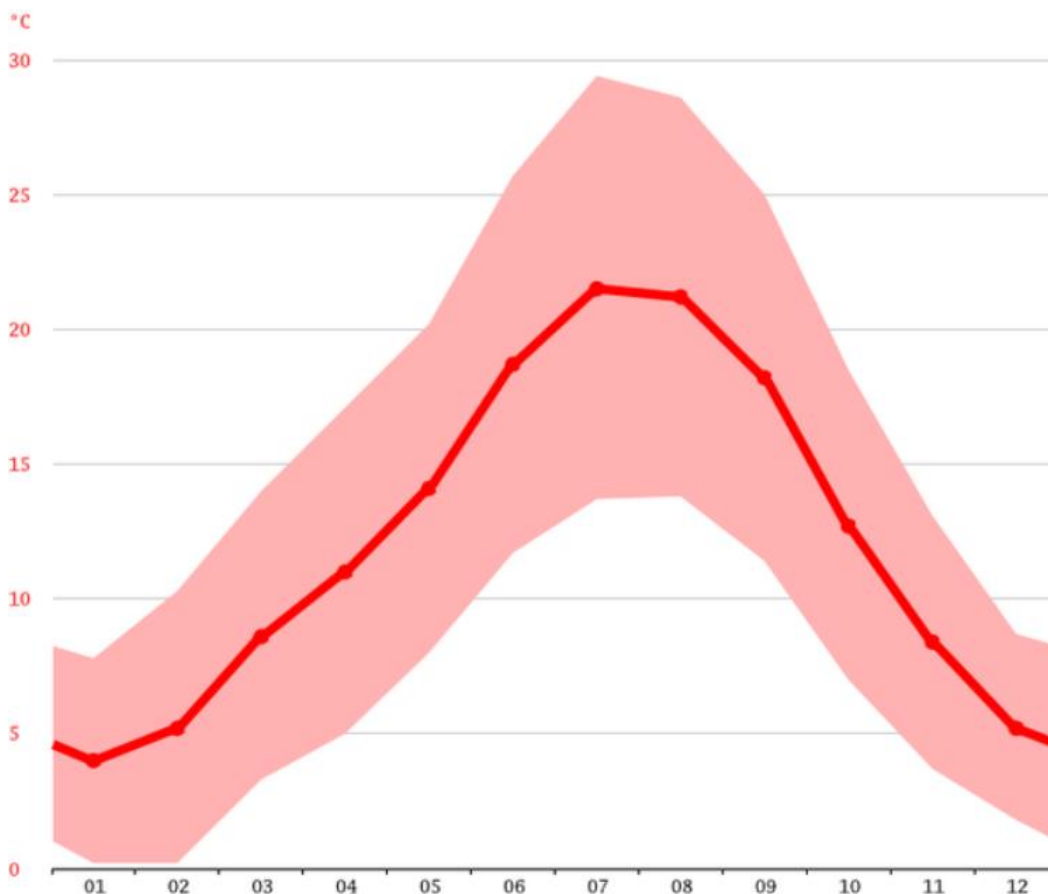


Figura 9. Evolución de la temperatura en Valladolid (1982-2012).

Tabla 1. Temperatura y precipitaciones medias anuales en Valladolid (1982-2012)

	Enero	Febrero	Marzo	Abril	Mayo	Junio	Julio	Agosto	Septiembre	Octubre	Noviembre	Diciembre
Temperatura media (°C)	4	5.2	8.6	11	14.1	18.7	21.5	21.2	18.2	12.7	8.4	5.2
Temperatura mín. (°C)	0.2	0.2	3.3	5	8	11.7	13.7	13.8	11.4	7	3.7	1.8
Temperatura máx. (°C)	7.8	10.3	14	17.1	20.2	25.7	29.4	28.6	25	18.5	13.1	8.7
Precipitación (mm)	41	34	33	40	46	36	16	14	30	39	49	44

Por tanto, a la vista de estos datos, es necesario equipar las instalaciones con los servicios auxiliares necesarios para mantener las condiciones ambientales idóneas durante todo el proceso, y que las condiciones ambientales tengan la menor repercusión posible sobre el proceso.

4.3. Composición del agua residual.

Para el diseño de las diferentes alternativas de tratamiento que se van a plantear en este proyecto, se van a emplear valores medios de agua residual urbana de diferentes cargas obtenido a partir del análisis de diferentes muestras tomadas en distintos lugares (Metcalf & Eddy, 2003). Los datos se reflejan en la tabla siguiente:

Tabla 2. Base de diseño de las características del agua residual a tratar.

Contaminantes	Unidades	Concentración		
		Baja	Media	Alta
Sólidos totales (ST)	mg/L	390	720	1230
Disueltos totales (SDT)	mg/L	270	500	860
Fijos	mg/L	160	300	520
Volátiles	mg/L	110	200	340
Suspendidos totales (SST)	mg/L	120	210	400
Fijos	mg/L	25	50	85
Volátiles	mg/L	95	160	315
Sólidos sedimentables	mg/L	5	10	20
Carbono orgánico total (COT)	mg/L	80	140	260
Demanda biológica de oxígeno (DBO ₅ , 20 °C)	mg/L	110	190	350
Demanda química de oxígeno (DQO)	mg/L	250	430	800
Nitrógeno total	mg/L	20	40	70
Orgánico	mg/L	8	15	25
Amoníaco libre	mg/L	12	25	45
Nitritos	mg/L	0	0	0
Nitratos	mg/L	0	0	0
Fosforo total	mg/L	4	7	12
Orgánico	mg/L	1	2	4
Inorgánico	mg/L	3	5	10
Cloruros	mg/L	30	50	90
Sulfatos	mg/L	20	30	50
Alcalinidad (como CaCO ₃)	mg/L	50	100	200
Grasas	mg/L	50	90	100
Coliformes totales	n°/100mL	10 ⁶ - 10 ⁸	10 ⁷ -10 ⁹	10 ⁷ - 10 ¹⁰
Compuestos orgánicos volátiles (COVs)	µg/L	<100	100- 400	>400

4.4. Dotación y caudales.

Para el diseño, es necesario conocer a cuánta población va a servir la estación depuradora, ya que para dimensionar los equipos es indispensable conocer el caudal a tratar.

Para ello, se va a hacer uso del concepto de habitante equivalente, que se define, según la directiva 91/271/CEE del consejo europeo, del 21 de mayo de 1991, sobre el tratamiento de aguas residuales urbanas, como “la carga orgánica biodegradable con una demanda bioquímica de oxígeno de 5 días (DBO₅) de 60 g de oxígeno por día”.

Según el Instituto nacional de estadística (INE), se estima que la dotación de agua en España es de 132 litros de agua por habitante y día (Instituto Nacional de Estadística, 2017).

Para el caso de este proyecto, se va a tomar como referencia para el diseño una población de 5.000 habitantes equivalentes (he) y una dotación (d) de agua de 150 litros por habitante y día, superior al dato proporcionado por el INE como factor de seguridad.

El caudal medio de diseño se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$Q_m = (he) \cdot d = 5.000 \cdot 150 = 750000 \frac{L}{\text{día}} \rightarrow 750 \frac{m^3}{\text{día}} \quad \text{Ecuación 1}$$

Sin embargo, a lo largo del día, el caudal que recibe la planta no es constante. Es por eso que el dimensionado de los equipos ha de realizarse para el caso más desfavorable, que será cuando el caudal tenga un pico máximo. Ese caudal máximo, denominado caudal pico, se obtiene aplicando un factor de punta al caudal medio. En la siguiente figura se muestra una gráfica de factores pico para aguas residuales de origen doméstico (Metcalf & Eddy, 1995):

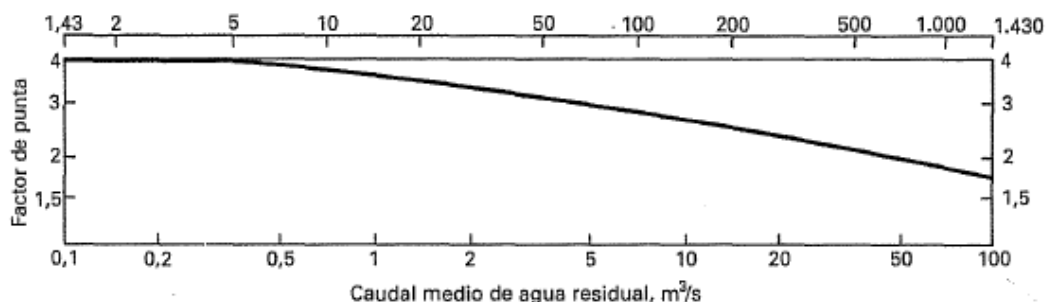


Figura 10. Factor de punta en función de caudal medio (eje inferior) y número de habitantes (eje superior).

En el caso de este proyecto, entrando a la gráfica con el número de habitantes equivalentes (5.000h.e.) se obtiene un factor de pico de 4. Por tanto, el caudal pico será:

$$Q_p = Q_m \cdot 4 = 750 \cdot 4 = 3000 \frac{m^3}{\text{día}} \quad \text{Ecuación 2}$$

4.5. Características del efluente.

El efluente que sale de la planta de tratamiento debe cumplir unos mínimos en su composición de acuerdo a la ley vigente. En España se deben cumplir los siguientes valores límite de emisión para estaciones depuradoras con tratamiento secundario, como la del caso de este proyecto, se muestran en las tablas 3 y 4 (Dirección General del Agua del Ministerio de Medio Ambiente, 2007):

Tabla 3. Límites de vertido para depuradoras de agua residual urbana con tratamiento secundario.

Parámetros	Concentración	Porcentaje mínimo de reducción (b)
DBO ₅ (c) (a 20° C sin nitrificación)	25 mg/l O ₂	70-90 %
DQO	125 mg/l O ₂	75 %
Total sólidos en suspensión	35 mg/l (d)	90 % (d)

Tabla 4. Límites de vertido de nitrógeno y fósforo en función de los habitantes equivalentes.

Parámetros	Concentración		Porcentaje mínimo de reducción (b)
	10.000 a 100.000 hab-eq	> 100.000 hab-eq	
Fósforo total	2 mg/l P	1 mg/l P	80 %
Nitrógeno total (c) (mg/l N)	15 mg/l N (d)	10 mg/l N	70-80 %

Por tanto, el agua que sale de la planta debe, como mínimo, tener una composición como la indicada en la tabla.

Cabe destacar que para el caso de diseño que se está planteando se ha tomado una población de 5000 habitantes, por lo que para fósforo y nitrógeno se aproximara al criterio de concentración entre 10000 y 100000 habitantes.

5. Diseño del proceso convencional de fangos activos.

5.1. Pretratamiento.

Como se comentó en el apartado 1.2.1., la función del pretratamiento es eliminar del agua residuos sólidos de diferentes tamaños, así como arena o grasa, para evitar que produzcan problemas en el resto de las instalaciones y equipos.

Se proponen los siguientes equipos para llevar a cabo el pretratamiento:

5.1.1. Pretratamiento.

La medición del caudal que circula por la planta depuradora es un aspecto muy importante en la eficacia del proceso. Para ello se emplean medidores de caudal, que están compuestos de un detector y un convertidor. (Metcalf & Eddy, 1995)

El medidor de caudal más frecuentemente empleado en canales abiertos es el aforador Parshall, cuyo esquema se muestra en la siguiente imagen:

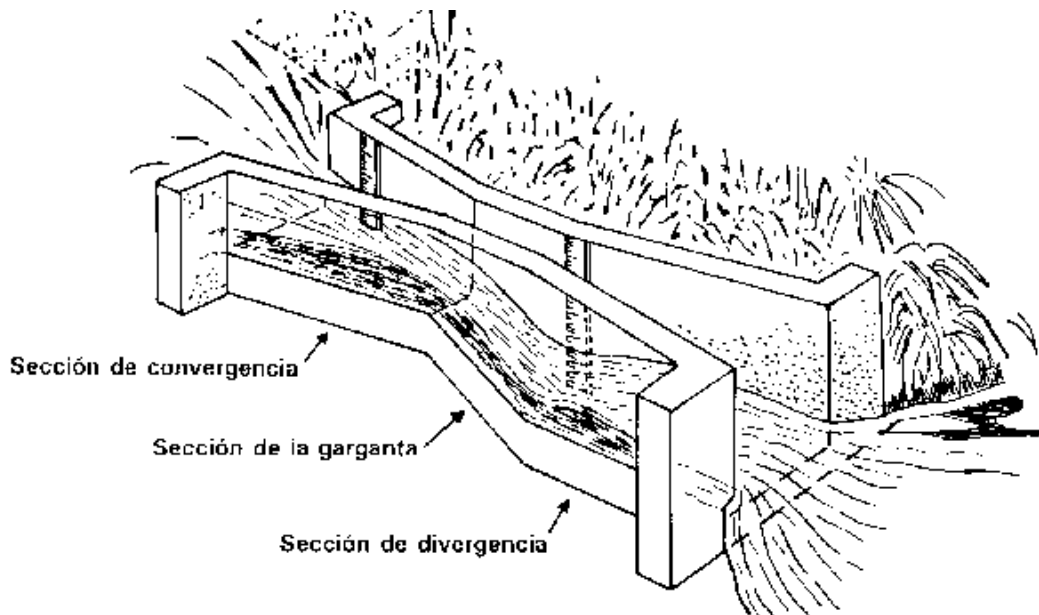


Figura 11. Aforador tipo Parshall

5.1.2. Pozo de gruesos.

El pozo de gruesos es un recipiente rectangular, con tiempos de residencia cortos (entre 45 y 90 segundos) para evitar sedimentación de materia orgánica y sólidos suspendidos de tamaño reducido. (Isla de Juana, 2005)

La función del pozo de gruesos es eliminar los sólidos de gran tamaño que darían problemas en las rejillas de gruesos, así como reducir la cantidad de arena

en el agua, que puede obstruir conducciones, rejas, e incluso sobrecargar los desarenadores reduciendo su eficacia. (Isla de Juana, 2005)

A la salida del pozo se le suele colocar una reja de grandes dimensiones, con separación de barrotes grande (entre 15 y 25cm) para retener los sólidos más grandes. Para la limpieza del pozo se emplea una cuchara bivalva debido a la variedad de productos y tamaños de los residuos. La cuchara se coloca en un puente móvil encima del pozo, y periódicamente extrae los residuos acumulados en el fondo del mismo. (Isla de Juana, 2005)

El pozo de gruesos puede servir también como aliviadero para las ocasiones en las que la planta reciba más caudal del que pueda admitir, como, por ejemplo, en periodos de tormentas fuertes.

Las características del pozo diseñado para este proyecto se recogen en la tabla 5. Se ha considerado un tiempo hidráulico de residencia de 1 minuto para el diseño del pozo. Todos los cálculos realizados para obtener dichos valores se encuentran detallados en el ANEXO II: Cálculos.

Tabla 5. Resumen dimensionado pozo de gruesos.

Volumen real (m³)	3,15
Volumen útil (m³)	2,10
Superficie (m²)	0,85
Profundidad (m)	3,75
Longitud (m)	1,30
Anchura (m)	0,65
Residuos retenidos (m³/día)	4,00

5.1.3. Rejas y canal de desbaste.

Las rejas se emplean en las plantas depuradoras de agua residual para retener los sólidos más grandes y evitar que produzcan atascamientos y problemas en el resto de equipos de la planta. Se ha considerado colocar unas rejas para residuos gruesos, como piedras, ramas o trapos, y otras para sólidos más finos capaces de atravesar las primeras.

Las rejas pueden ser verticales o inclinadas, o, según el sistema de limpieza, manuales o mecánicas.

Para el caso de este proyecto se ha optado por rejas verticales de limpieza mecánica, ya que reducen el tiempo de mantenimiento y disminuyen los problemas de atascamiento con respecto a las de limpieza manual. El sistema de limpieza suele ser un peine rascador que se desplaza por la reja retirando los residuos retenidos cuando la caída de presión en la reja alcanza un valor determinado. (Metcalf & Eddy, 1995)

A la hora de diseñar las rejas se debe tener en cuenta lo siguiente:

- Para reducir la sedimentación de arenas y otros sólidos en el canal de rejas, la velocidad de aproximación debe ser mayor a 0,4m/s. (Metcalf & Eddy, 1995)
- A caudales punta, la velocidad de paso a través de las rejas no debe ser mayor que 0,9m/s para evitar arrastres de residuos. (Metcalf & Eddy, 1995)
- La pérdida de carga a través de las rejas de barras se suele limitar a valores en torno a 150mmca. Una vez alcanzado dicho valor, entrarían en funcionamiento los peines rascadores de limpieza.

Para el dimensionado de las rejas y del canal de desbaste, se va a emplear el caudal máximo, ya que es el caso más desfavorable en el que puede funcionar la planta.

Las dimensiones típicas para el espesor y luz de paso de las rejas de gruesos y finos se recogen en la tabla 6 (Metcalf & Eddy, 2003):

Tabla 6. Dimensiones típicas de rejas de desbaste.

	Rejas de gruesos	Rejas de finos
Espesor (mm)	≥ 12	≥ 6
Luz de paso (mm)	≤ 60	≤ 12

Los parámetros de partida para el dimensionado de las rejatas que se van a emplear son los siguientes:

Tabla 7. Base de partida para el dimensionado de rejatas.

	Reja de gruesos	Reja de finos
Caudal de diseño (m ³ / día)	3000	3000
Velocidad de aproximación(m/s)	0,4	0,4
Velocidad de paso (m/s)	0,9	0,9
Espesor barrotes (mm)	12	6
Luz de paso (mm)	50	12
Resguardo del canal (m)	0,4	0,4
Coficiente de atascamiento	0,7	0,7
Angulo de inclinación de la reja (°)	60	60

En el ANEXO II se recogen todos los cálculos realizados para el diseño de las rejatas y del canal de desbaste. En las siguientes tablas se adjunta, a modo de resumen, los datos obtenidos del dimensionado de los mismos:

Tabla 8. Características de las rejatas de desbaste.

	Rejatas de gruesos	Rejatas de finos
Espesor barrotes (mm)	12	6
Luz de paso (mm)	50	12
Velocidad de paso (m/s)	0,9	0,9
Ángulo de inclinación (grados)	60	60
Ancho rejatas (m)	0,45	0,25
Área de libre de paso (m ²)	0,16	0,20
Numero de barrotes	6	13
Perdida de carga (mm)	10,0	25,4
Residuos retenidos (m ³ /día)	0,018	0,23
Modo de limpieza	Mecánica	Mecánica

Tabla 9. Características del canal de desbaste.

Velocidad de aproximación (m/s)	0,6
Resguardo del canal (m)	0,4
Ancho canal (m)	0,45
Altura del canal (m)	0,53
Área del canal (m ²)	0,24
Pendiente del canal (%)	0,5

5.1.4. Desarenador-desengrasador.

La siguiente etapa en el proceso es la eliminación de arenas y grasas, que se va a llevar a cabo de forma conjunta en un desarenador-desengrasador aireado.

Con el desarenado se pretende eliminar arenas, ceniza, grava o cualquier sólido suspendido con velocidad de sedimentación notablemente superior a la de los sólidos putrescibles contenidos en el agua residual. La instalación de desarenadores sirve para proteger los elementos mecánicos móviles de un desgaste excesivo, reducir la formación de depósitos sólidos en canales, conducciones y tuberías, y reducen la frecuencia de limpieza de los reactores biológicos (Metcalf & Eddy, 1995).

Existen tres tipos diferentes de desarenadores:

- De flujo horizontal.
- Aireados.
- De vórtice.

En cuanto al desengrasado, su objetivo es la eliminación de aceites, grasas, jabones o cualquier sustancia o compuesto más ligero que el agua. La eliminación de las grasas es importante puesto que puede provocar serios problemas en la instalación, así como interferir de forma negativa en la eficacia de las diferentes etapas del proceso. Algunos de los problemas típicos causados por las grasas son (Hernández Muñoz, 2001):

- Obstrucción de rejillas finas
- Dificultar la sedimentación en los decantadores
- Dificultan la correcta aireación de los reactores biológicos aerobios
- Incrementan el contenido de DQO en el agua residual.

En este caso se van a llevar a cabo ambas operaciones de forma conjunta en un desarenador aireado, ya que tiene las siguientes ventajas (Hernández Muñoz, 2001):

- Las velocidades de sedimentación de arena y de flotación de las grasas no se ven afectadas por el desarrollo de operación conjunta.
- El aire insuflado ayuda a la desemulsión de las grasas y dificulta la sedimentación de partículas de fango, lo cual se traduce en que las arenas recogidas estén más limpias.
- Las partículas de arena, al sedimentar, deceleran las velocidades ascensionales de partículas de grasa, disponiendo estas de más tiempo para ponerse en contacto entre sí lo que produce un aumento en el rendimiento.

Cabe destacar que el diseño de un desarenador-desengrasador es muy similar al de un desarenador aireado, con la salvedad del tiempo de residencia. Se necesita un tiempo mayor para desemulsión de las grasas que para la sedimentación de las arenas, por lo que se debe dimensionar en base al mayor tiempo.

Los parámetros recomendados para el diseño de desarenadores aireados se recogen en la tabla 10 (Metcalf & Eddy, 2003):

Tabla 10. Parámetros típicos para el diseño de desarenadores aireados.

	Intervalo	Típico
Tiempo de residencia (min)	2-5	3
Profundidad (m)	2,0-5,0	
Longitud (m)	7,5-20	
Anchura (m)	2,5-7	
Relación anchura-profundidad	1:1 a 5:1	1,5:1
Relación longitud-anchura	3:1 a 5:1	4:1
Suministro de aire (m ³ /m de longitud·min)	0,18-0,45	
Carga de arena en agua (m ³ /10 ⁶ m ³)	4-195	15

Como se ha mencionado antes, el tiempo de residencia debe ser mayor para dar tiempo a que las grasas asciendan para lo que se recomiendan tiempos de retención de entre 12 y 16 minutos para caudales pico (Embidi Irujo, 2010).

La base de diseño seleccionada para realizar el dimensionado se recoge en la siguiente tabla:

Tabla 11. Base de diseño del desarenador-desengrasador.

Caudal de diseño (m³/ día)	3000
Tiempo de retención (min)	16
Profundidad (m)	2
A/P	1,25
Suministro de aire (m³/m de longitud·min)	0,25
Cantidad de arena retenida (m³/10⁶ m³ ARU)	75

Todos los cálculos necesarios para el dimensionado se encuentran detallados en el ANEXO II.

A continuación, se muestra un cuadro resumen con las dimensiones y parámetros característicos del desarenador-desengrasador:

Tabla 12. Características del desarenador-desengrasador.

Caudal de diseño (m³/día)	3000
Tiempo de retención (min)	16
Volumen (m³)	40
Longitud (m)	8
Anchura (m)	2,5
Profundidad (m)	2,0
Necesidades de aireación (m³/h)	120,0
Arena retenida (m³/día)	0,225

5.2. Tratamiento primario.

5.2.1. Sedimentación primaria.

El objetivo de esta etapa es eliminar los sólidos suspendidos presentes en el agua residual que no han podido ser eliminados en las etapas de pretratamiento anteriores.

En muchas ocasiones, los tanques de decantación primarios pueden constituir el proceso de tratamiento de agua residual completo, aunque lo normal es que vayan sucedidos por un tratamiento biológico que mejora la calidad final del efluente.

Si son diseñados correctamente, y empleados de forma eficiente, deberían eliminar entre el 50-70% de los sólidos suspendidos y entre el 25-40% de la DBO₅ (Metcalf & Eddy, 2003).

Para proyectar un sedimentador primario se debe tener en cuenta lo siguiente:

- Tiempo de retención: Los sólidos suspendidos presentes en las aguas residuales son de naturaleza heterogénea, lo que produce que sus velocidades de sedimentación sean muy diferentes. Sin embargo, la turbulencia favorece la floculación en el interior de los tanques, lo que se traduce en un aumento de la eficacia. Por lo tanto, cuanto mayor sea el tiempo de retención del agua residual en el sedimentador más tiempo tendrán las partículas para flocular, y mayor cantidad de lodos se eliminarán. Normalmente, los tanques de sedimentación se proyectan para tiempos de 1,5-2,5 horas. (Metcalf & Eddy, 1995)
- Carga superficial: Normalmente, los tanques de sedimentación se suelen dimensionar en base a la carga de superficie. La elección de una carga de superficie adecuada depende del tipo de suspensión a decantar.
- Carga sobre vertedero: No es un parámetro muy importante en el diseño de sedimentadores porque tiene una escasa influencia en el rendimiento.

Los valores recomendados, según la bibliografía consultada, se recogen en la tabla 13, que se muestra a continuación (Metcalf & Eddy, 2003):

Tabla 13. Valores típicos de cargas superficiales y tiempos de residencia para decantadores primarios.

	Intervalo	Típico
Decantación primaria seguida de tratamiento biológico:		
Tiempo de residencia (h)	1,5-2,5	2,0
Carga de superficie (m ³ /m ² -día)		
Caudal medio	30-50	40
Caudal punta	80-120	100
Carga sobre vertedero (m ³ /m-día)	125-500	250
Sedimentación primaria con adición de fango activado en exceso:		
Tiempo de residencia (h)	1,5-2,5	2,0
Carga de superficie (m ³ /m ² -día)		
Caudal medio	24-32	28
Caudal punta	48-70	60
Carga sobre vertedero (m ³ /m-día)	125-500	250

Otro factor importante es a geometría del tanque. Actualmente, casi todas las plantas depuradoras emplean tanques normalizados rectangulares o circulares, con dispositivos mecánicos para la extracción de fangos (Metcalf &

Eddy, 1995). La elección de uno u otro viene determinada por el tamaño de la instalación, de las condiciones del terreno y de la estimación de costes. Para este proyecto se va a seleccionar un sedimentador circular.

En dicho tipo de tanques el flujo es radial, y para conseguirlo el agua residual se introduce por el centro, como se muestra a continuación en la figura 12 (Metcalf & Eddy, 1995):

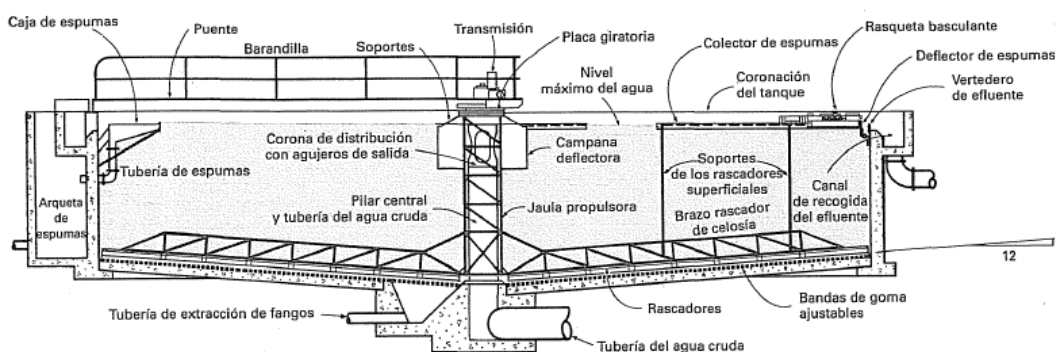


Figura 12. Esquema de un sedimentador circular con alimentación central.

Empleando esta configuración, el agua residual es conducida hasta el centro del tanque mediante una tubería por debajo de la solera. En la zona central, el agua residual pasa por una campana cuyo objetivo es distribuir uniformemente el flujo de agua. Suelen incorporar un puente rascador con brazos de fondo y de superficie para retirar tanto el fango decantado como las espumas que se pudieran producir. Los brazos giran lentamente arrastrando el fango depositado y eliminando la espuma producida (Metcalf & Eddy, 1995).

La solera del tanque está en pendiente, generalmente de 1 a 12, para facilitar la recogida del fango, que se arrastra hasta un depósito situado en la zona central del sedimentador. La producción de fango va a depender de las características del agua residual y de la naturaleza de los sólidos presentes y del tiempo de retención. El fango decantado es bombeado hasta la etapa de tratamiento correspondiente (Metcalf & Eddy, 1995).

En la tabla siguiente se muestran los valores recomendados para el diseño de tanques de decantación circulares y que se van a usar como referencia (Metcalf & Eddy, 1995):

Tabla 14. Parámetros geométricos típicos de sedimentadores circulares.

	Intervalo	Típico
Profundidad (m)	3-4,5	3,6
Diámetro (m)	3-60	12-45
Pendiente de la solera (mm/m)	6,25-16	12
Velocidad rascadores (rad/min)	0,02-0,05	0,03

Para comenzar con el diseño del sedimentador, se van a tomar los siguientes valores mostrados en la tabla 15:

Tabla 15. Bases de diseño para el sedimentador primario.

Caudal de diseño ($\text{m}^3/\text{día}$)	3000
Tiempo de residencia (h)	1,5
Carga superficial ($\text{m}^3/\text{m}^2\text{h}$)	72
Velocidad rascadores (rad/min)	0,03
Pendiente (mm/m)	12

Los cálculos detallados se adjuntan en el ANEXO II. A continuación, se muestran los resultados obtenidos, a modo de resumen, tanto de las corrientes como de las características del sedimentador primario a emplear, y un pequeño esquema con la nomenclatura de cada corriente:

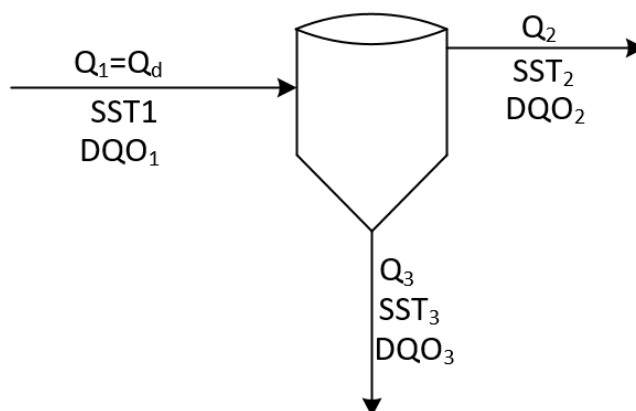


Figura 13. Esquema del sedimentador primario.

Tabla 16. Valores de las corrientes de entrada al sedimentador primario.

	Q1 ($\text{m}^3/\text{día}$)	SST 1 (kg/m^3)	DQO 1 (kg/m^3)
Carga baja	3000,0	0,12	0,25
Carga media	3000,0	0,21	0,43
Carga alta	3000,0	0,40	0,80

Tabla 17. Corrientes del sedimentador primario.

	Q 2 ($\text{m}^3/\text{día}$)	SST 2 (kg/m^3)	DQO 2 (kg/m^3)	Q3 ($\text{m}^3/\text{día}$)	SST 3 (kg/m^3)	DQO 3 (kg/m^3)
Carga baja	2997,1	0,06	0,18	2,9	61,80	72,10
Carga media	2994,5	0,10	0,29	5,5	61,80	74,99
Carga alta	2988,3	0,16	0,52	11,7	61,80	72,10

Tabla 18. Características del sedimentador primario.

Caudal de diseño (m ³ /día)	3000
Tiempo de retención (h)	1,5
Carga superficial (m ³ /m ² -día)	72
Velocidad rasquetas (rad/min)	0,03
Volumen (m ³)	187,5
Superficie (m ²)	41,7
Profundidad (m)	4,5
Diámetro (m)	7,3
Carga por vertedero (m ³ /m-día)	131
Tiempo retención en poceta (h)	6
Volumen poceta de fangos (m ³)	3

Como se puede observar, todos los parámetros están dentro del rango de valores recomendado en la bibliografía para cada uno de ellos.

5.3. Tratamiento secundario.

Se trata de la última etapa del proceso de tratamiento del agua residual urbana, en la que se elimina materia orgánica por medio de microorganismos en un biorreactor. Consta de dos operaciones: una biológica en un reactor, y otra física como es la sedimentación.

5.3.1. Proceso de fangos activos.

La etapa está fundamentada en la capacidad de los microorganismos de eliminar la materia orgánica presente en el agua para la realización de sus funciones vitales.

Como ya se comentó anteriormente, los microorganismos empleados son de naturaleza aerobia. Al no tener una carga orgánica elevada, la eficacia de un reactor aerobio es suficiente para conseguir un efluente que cumpla con las condiciones mínimas exigidas por la legislación.

Para la elección y diseño de este tipo de reactores se deben tener en cuenta los siguientes factores:

- La cinética de las reacciones: los dos tipos de reactores más comúnmente empleados son los de flujo pistón y los de mezcla completa. Desde el punto de vista práctico, los tiempos de residencia hidráulicos son prácticamente iguales en ambos tipos de reactor. (Metcalf & Eddy, 1995)
- La necesidad de transferencia de oxígeno: Se ha constatado que en los reactores de flujo pistón, a menudo, puede ser complicado suministrar la cantidad necesaria de oxígeno en la cabeza del reactor. De ahí la importancia del método de mezcla completa (entre otros) en el que se proporciona aire en exceso mediante un agitador mecánico. (Metcalf & Eddy, 1995)
- La naturaleza del agua residual: En este caso, si el agua residual no contiene una composición constante en el tiempo, el reactor de mezcla completa puede amortiguar los picos de concentración debido a que la carga se distribuye de manera homogénea en el interior del mismo.
- Las condiciones ambientales: Especialmente se debe tener en cuenta la temperatura y el pH. Esto es debido a que los microorganismos disminuyen su actividad biológica con la temperatura. Si la temperatura se reduce, la velocidad de las reacciones también lo hará. Pasa lo mismo con el pH. Un cambio repentino en este parámetro puede ser fatal para los microorganismos. Una forma de prevenir estos cambios es el empleo de baterías de reactores de mezcla en serie o reactores de flujo pistón de longitud ajustable mediante compuertas. (Metcalf & Eddy, 1995)
- El coste del proceso: Por norma general, resulta más económico aumentar el gasto en instalaciones físicas para reducir los costes posteriores de explotación y mantenimiento. (Metcalf & Eddy, 1995)

Teniendo en cuenta estos puntos, se va a elegir un reactor de mezcla perfecta puesto que absorbe mejor los picos de concentración y dan menos problemas a la hora de cubrir la demanda de oxígeno. El punto de las condiciones ambientales no se va a tener en cuenta a la hora del diseño, puesto que el fin de este proyecto es la comparativa de este proceso con una alternativa mediante membranas y en ambos casos se supondrán unas condiciones ambientales estables, constantes y óptimas para el tratamiento.

La etapa constará del reactor de mezcla completa mencionado y de un sedimentador secundario posterior para recircular parte de los lodos y mantener, de esta manera, constante la concentración de microorganismos en el tanque de reacción. A continuación, se muestra un esquema del proceso de fangos activos seleccionado:

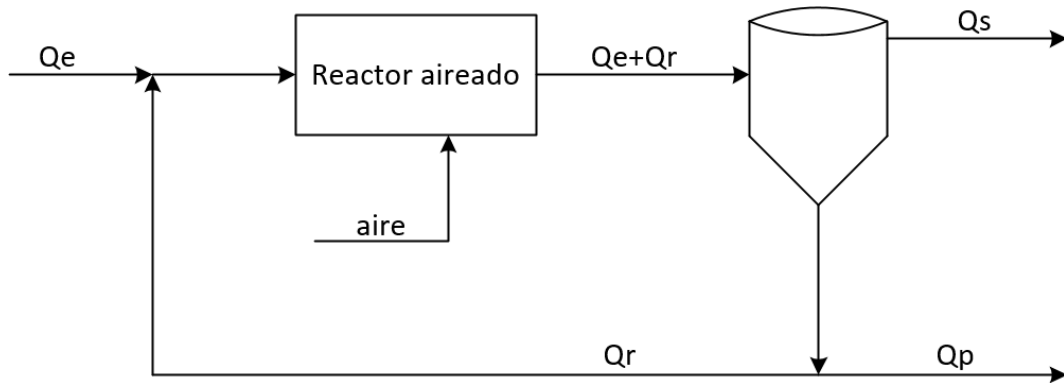


Figura 14. Esquema etapa fangos activados.

Los parámetros de típicos recomendados para realizar el diseño, según la bibliografía consultada, se recogen en la siguiente tabla (Metcalf & Eddy, 2003):

Tabla 19. Datos típicos para el diseño de reactores aerobios de mezcla completa.

Parámetro	Intervalo
Tiempo de retención celular (día)	3-15
Relación alimento/microorganismos (kg DQO _{alim} /kg SSVLM _{reactor} ·día)	0,2-0,6
Carga volumétrica (kg DQO _{alim} /m ³ _{reactor} ·día)	0,3-1,92
Concentración de microorganismos en el reactor (kg SSVLM/m ³ _{reactor})	1,5-4
Tiempo de retención hidráulico (h)	3-5
Relación caudal recirculado/caudal entrada	0,25-1
Rendimiento (%)	85-95

En base a la tabla 19, se ha considerado elegir los siguientes valores como datos de partida para realizar los cálculos pertinentes de diseño:

Tabla 20. Base de partida para el diseño de la etapa de fangos activos.

Parámetro	Valor
Tiempo de retención celular (día)	5
Relación alimento/microorganismos (kg DQO _{alim} /kg SSVLM _{reactor} ·día)	0,6
Concentración de microorganismos en el reactor (kg SSVLM/m ³ _{reactor})	2,5
Rendimiento (%)	90,00%
Relación caudal recirculado/caudal entrada	0,5

Los cálculos realizados se detallan en el ANEXO II. A partir de dichos cálculos, se han obtenido los siguientes resultados:

Tabla 21. Características del proceso de fangos activos.

	X_R (kg X/m ³ reactor)	F/m (kg DQO/kg SSVLM-día)	V_R (m ³)	θ (h)
Carga baja	2,50	0,6	360	2,88
Carga media	2,50	0,6	585	4,69
Carga alta	3,20	0,6	813	6,53

Tabla 22. Características del proceso de fangos activos.

	P_x (kg X/día)	C_v (kg DQO alim/m ³ reac-día)	u_s (kg DQO elim/kgX · día)	R_o (kg O ₂ /día)	Q_{aire} (m ³ /d)
Carga baja	180,0	1,50	0,540	230,4	4579,4
Carga media	292,4	1,50	0,540	374,3	7439,1
Carga alta	520,0	1,92	0,540	665,6	13229,1

Tabla 23. Resumen de corrientes del proceso de fangos activos.

	Q_s (m ³ /día)	X_s (kg/m ³)	$(DQO_{total})_s$ (kg/m ³)	Q_p (m ³ /día)	X_p (kg/m ³)	Q_r (m ³ /día)	X_r (kg/m ³)
Carga baja	2987,0	0,035	0,068	10,1	7,44	5994,2	7,44
Carga media	2969,0	0,035	0,079	25,4	7,40	5989,0	7,40
Carga alta	2944,1	0,035	0,102	44,2	9,43	5976,7	9,43

Tabla 24. Dimensiones del reactor aerobio.

Profundidad reactor (m)	5,5
Relación L/A	4,0
Superficie (m ²)	177,3
Longitud (m)	26,6
Ancho (m)	6,7

Tabla 25. Características del sedimentador secundario.

Carga superficial (m ³ /m ² -d)	Profundidad (m)	Velocidad rasquetas (rad/min)	Volumen (m ³)	Superficie (m ²)	Diámetro (m)	Tiempo de retención (h)
40	4,00	0,030	300,00	75,00	9,8	2,4

Para proporcionar a los microorganismos el aire suficiente para el correcto desarrollo de sus funciones se propone la instalación de difusores en el fondo del reactor. Este sistema está formado por una serie de difusores sumergidos en el agua residual, las conducciones del aire y las soplantes para impulsar el aire (Metcalf & Eddy, 2003).

Los difusores se pueden clasificar en función de sus características físicas en (Metcalf & Eddy, 2003):

- Porosos.
- No porosos.
- Otros.

Los difusores porosos son los que mayor eficacia de transferencia presentan, por lo que para el caso de este proyecto se van a seleccionar difusores porosos.

Dentro de este grupo, se pueden diferenciar 4 tipos:

- De disco
- De domo
- De tubo

Estos difusores se montan o roscan en los conductos distribuidores de aire, que se pueden disponer a lo largo del tanque en la solera o en un lateral, o se pueden montar en brazos de aireación extraíbles.

Para conseguir una aireación homogénea en todo el tanque se suelen instalar difusores de disco o de domo en el fondo del tanque en forma de malla.

A continuación, se muestran unas figuras con la forma típica de los diferentes tipos de difusores:

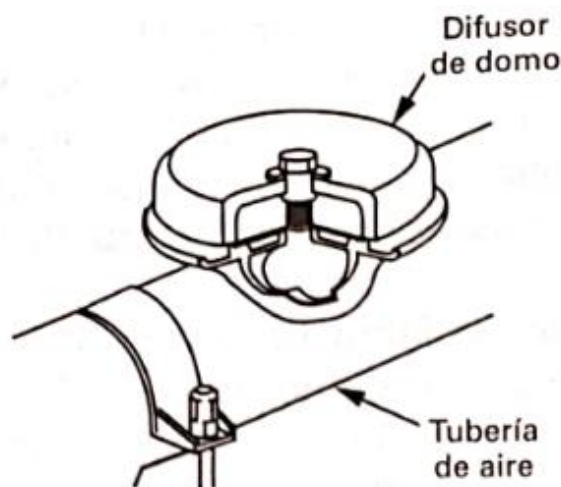


Figura 15. Difusor de tipo domo.

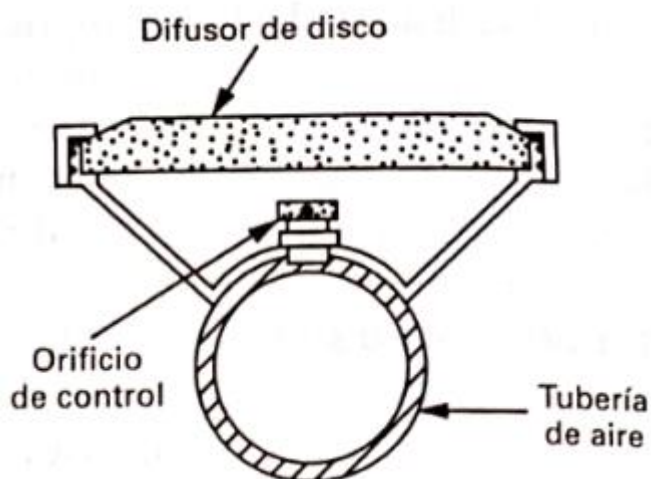


Figura 16. Difusor de tipo disco.

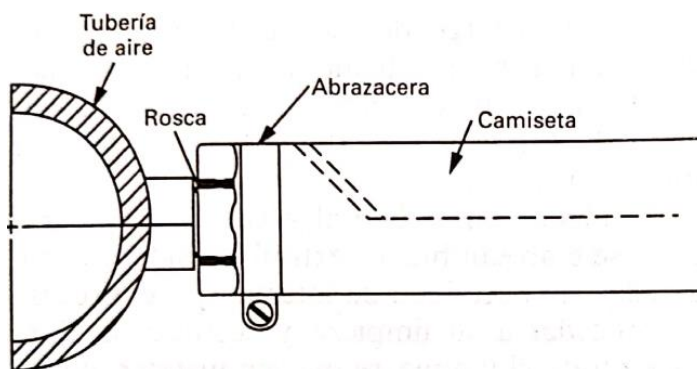


Figura 17. Difusor de tipo tubo.

Es muy importante que el aire suministrado al reactor este limpio y libre de partículas de polvo o cualquier otra sustancia que pudiera obstruir los difusores. Para evitar esto, se suelen colocar filtros de aire antes de la toma de alimentación de las soplantes. Estos filtros suelen ser de un material seco (Metcalf & Eddy, 2003).

En cuanto a las soplantes, estas suelen ser de dos tipos (Metcalf & Eddy, 2003):

- De desplazamiento positivo.
- Centrifugas.

La elección entre una u otra se hace en base a las necesidades de aire requeridas. Para capacidades superiores a $85 \text{ m}^3/\text{min}$ de aire suelen utilizarse las centrifugas, y para capacidades inferiores se recurre a las de desplazamiento positivo. En el caso de este diseño, las necesidades de aire son bastante bajas, en cualquiera de los 3 casos de carga, por lo que se va a

emplear una soplante de desplazamiento positivo, cuyo esquema se muestra a continuación (Metcalf & Eddy, 1995):

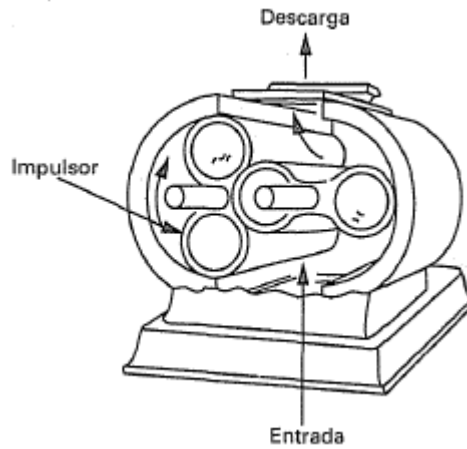


Figura 18. Soplante de desplazamiento positivo.

Las soplantes deben suministrar un flujo de aire variable a lo largo de la operación, dentro de un intervalo de presiones muy estrecho y en condiciones ambientales muy diversas y cambiantes. Para adaptar la demanda de aire a las condiciones de la soplante se debe mantener un sistema de control muy eficiente y estricto que regule el caudal. Dichos métodos de regulación de la potencia en la bomba son (Metcalf & Eddy, 2003):

- Bypass en la alimentación.
- Estrangulamiento de la sección de aspiración.
- Difusores de descarga variable.
- Motores de velocidad variable.
- Funcionamiento en paralelo de varias unidades.

El método de control más típicamente empleado en soplantes de desplazamiento positivo es el uso de motores de velocidad variable para adaptar el caudal suministrado (Metcalf & Eddy, 2003).

Por último, en cuanto a las conducciones de aire, estas se deben dimensionar para minimizar la pérdida de carga. Así pues, el parámetro de diseño será la velocidad del aire al circular por las mismas. Se deben tener en cuenta también las válvulas y medidores necesarios para el correcto funcionamiento de la instalación.

La potencia de aireación necesaria para cubrir las necesidades de este proyecto se calcula mediante la siguiente ecuación (Metcalf & Eddy, 2003):

$$P_w = \frac{G_{aire} \cdot R \cdot T_{amb}}{29,7 \cdot n \cdot e} \cdot \left[\left(\frac{p_{des}}{p_{amb}} \right)^\gamma - 1 \right] \quad \text{Ecuación 3}$$

Siendo P_w la potencia necesaria en la soplante, G_{aire} el flujo másico de aire, R la constante universal de los gases, T_{amb} la temperatura ambiente, p_{amb} la presión ambiental, p_{des} la presión de descarga, e la eficacia de la soplante y γ la relación de calores específicos del aire, cuyo valor es de 0,283.

Según la bibliografía consultada, la presión de descarga suele estar comprendida entre 48 y 62 kN/m², que en atmosferas es entre 1,42 y 1,62 atmosferas (Metcalf & Eddy, 2003). En este caso, la presión de descarga se va a fijar en 1,5 atmosferas. En cuanto a la presión ambiente, se va a considerar que es constante e igual a una atmosfera.

En cuanto a la temperatura, se debe tomar la del día más caluroso del verano, ya que, a mayor temperatura ambiente, mayor potencia de compresión será necesaria. Esta temperatura se va a fijar en 40°C.

Sustituyendo para el caso de agua residual de alta carga, puesto que serán las condiciones para las que se necesita más aire y, por tanto, mayor potencia en las soplantes, se obtiene que la potencia requerida es:

$$P_w = 8,1kW$$

Se va a aplicar un coeficiente de seguridad del 10% para asegurar que las soplantes cumplan con las necesidades sean cuales sean las condiciones en el tanque o ambientales. La potencia real será:

$$P_{wr} = 9kW$$

Para cumplir con esto, se van a emplear tres soplantes de 3 kW cada una, distribuidas a lo largo del reactor biológico para así conseguir una mayor eficiencia en la difusión del aire.

5.4. Producción de biogás.

Finalmente, para terminar con el proceso de fangos activos, se calcula la cantidad de biogás producida en la etapa de tratamiento de lodos. Cabe decir que no se dimensiona dicha línea de tratamiento, sino que simplemente se va a estimar, de forma aproximada, la cantidad de biogás que se puede obtener de los fangos producidos en la línea de tratamiento de agua, y conocer la energía que se puede obtener a partir del metano presente en dicho biogás.

La línea de tratamiento de lodos consiste en un proceso de mezcla en el que se juntan los lodos primarios obtenidos en la decantación primaria, con los lodos purgados en el proceso de fangos activos. Una vez mezclados, los lodos se espesan en una centrifuga en la que se retira la mayor cantidad de agua posible, y los lodos son tratados en un digestor anaerobio, donde se obtiene un lodo estabilizado y el biogás producido por acción de los microorganismos. A continuación, se muestra un diagrama de bloques del proceso de tratamiento de lodos:

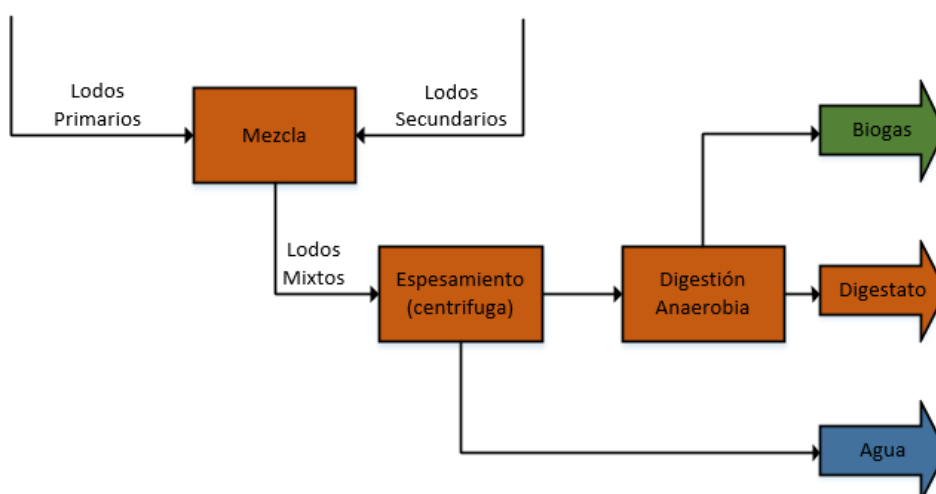


Figura 19. Diagrama de bloques de la línea de lodos.

La cantidad y composición de lodo primario y secundario se muestra en la tabla siguiente:

Tabla 26. Corrientes de lodo primario y secundario.

Carga	Lodo primario				Lodo secundario			
	Q_p (m ³ /día)	SST _p (kg/m ³)	(SSV/SST) _p (%)	SSV _p (kg/m ³)	Q_s (m ³ /día)	SST _s (kg/m ³)	(SSV/SST) _s (%)	SSV _s (kg/m ³)
Baja	2,91	61,80	75%	46,35	10,1	7,44	90%	6,70
Media	5,50	61,80	75%	46,35	25,5	7,40	90%	6,66
Alta	11,65	61,80	75%	46,35	44,2	9,43	90%	8,48

Como se puede observar en la tabla 26, hay menor cantidad de lodo primario, y la fracción de sólidos suspendidos volátiles también es menor que en el caso del secundario. Esto es así porque los lodos primarios, que son los que provienen del sedimentador primario, son las partículas más grandes que son retiradas del agua por gravedad, mientras que el lodo secundario proviene del reactor anaerobio, por lo que también está compuesto de microorganismos y sus desechos, lo que lo hace más voluminoso y rico en sólidos suspendidos volátiles.

En la etapa de mezcla simplemente se juntan ambas corrientes en un depósito con un agitador para obtener una corriente de composición única.

La corriente de lodos mixtos se espesa en una centrifuga en la que se retira la mayor cantidad de agua posible, que es devuelta a la cabeza de la planta.

Finalmente, la corriente de lodos espesados llega al digestor anaerobio, que no es más que un tanque de reacción, cargado con microorganismos cuyo metabolismo es anaerobio, es decir, trabajan en ausencia de oxígeno. Dichos microorganismos, mediante sus procesos metabólicos, degradan la materia orgánica presente en los lodos, produciendo biogás y un digestato como consecuencia de las reacciones producidas por el metabolismo de los microorganismos.

El volumen de metano que se obtiene mediante en este proceso, depende de la cantidad de DQO presente en el lodo que los microorganismos consiguen eliminar. Expresado mediante una ecuación se tendría:

$$V_{CH_4} = 0,35 \cdot M_{DQOelim} \quad \text{Ecuación 4}$$

Siendo el 0,35 una constante teórica, que indica que se obtienen 0,35 Nm³ de metano en condiciones estándar (0°C y 1atm) por cada kg de DQO eliminada (Metcalf & Eddy, 2003).

La obtención de la cantidad de biogás es sencilla, ya que se conoce que aproximadamente un 70% de su composición es metano y el resto dióxido de carbono, por tanto, las cantidades de biogás y metano obtenidas en este proceso se muestra en la siguiente tabla:

Tabla 27. Metano y biogás obtenido en el tratamiento de lodos.

	V_{CH_4} (m ³ /día)	V_{biogas} (m ³ /día)
Carga baja	57,5	82,2
Carga media	133,8	191,2
Carga alta	317,1	453,1

Todos los cálculos realizados para llegar a los valores indicados en la tabla 27 se encuentran reflejados con detalle en el ANEXO II.

Se debe tener en cuenta que los microorganismos que llevan a cabo la digestión son mesófilos, es decir, la temperatura en el digestor debe ser elevada para que los microorganismos lleven a cabo sus funciones de manera óptima.

Se va a fijar la temperatura en 35°C. Para mantener dicha temperatura se necesita un sistema de calefacción del tanque de reacción, por lo que el metano producido se aprovechará para producir el calor necesario en el tanque.

Para conocer cuánto calor va a ser necesario aportar o retirar del tanque de digestión, se debe conocer su diseño. En este caso se va a hacer una aproximación, sin entrar en mucho detalle, de las dimensiones del digestor. Se va a suponer un depósito cilíndrico, y, para conocer el volumen del mismo, se debe fijar el tiempo de retención hidráulico. Para la planta de diseño, se propone un digestor anaerobio de mezcla completa con alimentación continua, que es el tipo de digestor más común en las plantas de tratamiento de agua residual urbana, y en este tipo de digestores el tiempo de retención hidráulico coincide con el tiempo de retención celular (Metcalf & Eddy, 1995).

Así pues, según la bibliografía consultada (Metcalf & Eddy, 2003), se recomiendan los siguientes tiempos de retención en función de la temperatura a la que se vaya a operar:

Tabla 28. Tiempo de retención en función de la temperatura de operación.

Temperatura de operación (°C)	Tiempo de retención mínimo (día)	Tiempo de retención recomendado (día)
18	11	28
24	8	20
30	6	14
35	4	10
40	4	10

La obtención de las necesidades de calor se muestra en el “Anexo II” para el caso más desfavorable, es decir, en el día más frío del invierno. A continuación, se muestran los resultados, a modo de resumen, del digestor anaerobio:

Tabla 29. Características del digestor anaerobio.

V_{da} (m ³)	S_{da} (m ²)	H_{da} (m)	D_{da} (m)	Q_{da} (kW)
94,8	82,7	5,7	4,6	7,4

Quemando el metano obtenido por medio de la digestión se pueden compensar las necesidades de calor del proceso. Según el caso, el calor que se puede obtener de la combustión del metano es:

Tabla 30. Calor obtenido por la combustión del metano.

	q_{CH_4} (kW)
Carga baja	24,3
Carga media	56,5
Carga alta	133,9

Como era de esperar, a mayor carga orgánica presente en el agua residual, mayor cantidad de metano producida y, por tanto, mayor potencia calorífica obtenida. Ahora hay que calcular las necesidades caloríficas de la planta, para comprobar cuanto calor sobra o es necesario aportar para el correcto funcionamiento de la misma.

5.5. Necesidades de calor.

El digester anaerobio necesita calefacción para mantener unas condiciones de temperatura optimas de 35 °C para que los microorganismos trabajen con la máxima eficiencia. Para conocer la potencia calorífica requerida para mantener dicha temperatura en el tanque de digestión, es necesario conocer en primer lugar el volumen del mismo.

Para calcularlo, es necesario conocer el tiempo de residencia hidráulico en el tanque, y que, al tratarse de un digester de mezcla completa, dicho tiempo coincidirá con el tiempo de retención celular (Metcalf & Eddy, 1995). En la tabla 28 se muestra los tiempos de retención recomendados en función de la temperatura de operación (Metcalf & Eddy, 2003).

El tiempo de retención recomendado para una temperatura de 35 °C es de 10 días. A partir de ese dato se puede obtener el volumen del depósito de digestión aplicando:

$$V_{da} = \frac{M_{esp}}{\rho_{esp}} \cdot \theta_{da} \cdot C_{sb} \quad \text{Ecuación 5}$$

Siendo V_{da} el volumen del digester anaerobio, ρ_{esp} la densidad del lodo espesado, θ_{esp} el tiempo de retención en el digester y C_{sb} un coeficiente de sobredimensionado, empleado por seguridad, cuyo valor será del 20%. Se va a suponer una densidad del lodo de 1100kg/m³, ya que es un valor variable dependiendo de la calidad de lodos primario y secundario.

A partir del volumen del tanque de digestión, y sabiendo que se trata de un recipiente cilíndrico, se puede dimensionar el digester como se muestra en el ANEXO II. Los resultados obtenidos se muestran a continuación:

Tabla 31. Características del digester anaerobio.

V_{da} (m^3)	S_{da} (m^2)	H_{da} (m)	D_{da} (m)
94,8	82,7	5,7	4,6

Conocidas las dimensiones del digester, el cálculo de las necesidades caloríficas se obtiene del empleo de la siguiente ecuación:

$$q_{da} = U_{da} \cdot S_{da} \cdot \Delta T_{da} \quad \text{Ecuación 4}$$

Siendo q_{da} el calor necesario, U_{da} el coeficiente de transmisión de calor a través de la superficie del digester y ΔT_{da} la diferencia de temperaturas entre el interior y el exterior del tanque digester.

La diferencia de temperaturas se va a calcular para el día más frío del invierno, que es el caso más desfavorable, fijando una temperatura de $-10^\circ C$.

El coeficiente de transmisión de calor depende del material del que esté construido el tanque. A continuación, se muestran coeficientes de transferencia de calor para los materiales más típicamente empleados:

Tabla 32. Valores típicos de los coeficientes de transferencia de calor según el material.

Elemento	W/m ² ·°C
Muros de hormigón en masa (por encima del terreno)	
Muro de 300 mm de espesor, sin aislamiento	4,71-5,10
Muro de 300 mm de espesor con cámara de aire más revestimiento de fábrica de ladrillo	1,83-2,38
Muro de 300 mm con aislamiento	0,62-0,79
Muros de hormigón en masa (por debajo del terreno)	
Rodeados de tierra seca	0,57-0,68
Rodeados de tierra húmeda	1,08-1,42
Soleras de hormigón en masa	
Solera de 300 mm de espesor en contacto con tierra húmeda	0,57-0,68
Solera de 300 mm de espesor en contacto con tierra seca	0,28-0,39
Cubiertas flotantes	
Con plataforma de tableros de madera de 35 mm, impermeabilización y sin aislamiento	1,82-1,99
Con tableros de madera, aislante de 25 mm instalados debajo del material de impermeabilización	0,90-1,02
Cubiertas fijas de hormigón	
de 100 mm de espesor con impermeabilización sin aislamiento	3,97-4,99
de 100 mm de espesor y cubiertas con tablero de madera aislante de 25 mm de espesor	1,19-1,59
de 25 mm de espesor	3,00-3,57
Cubiertas fijas de acero (6 mm de grosor)	3,97-5,39

Se va a elegir un muro de hormigón en masa de 300mm de espesor, con cámara de aire más revestimiento de ladrillo, y se va a fijar un coeficiente de transferencia de 2 W/m²°C

Sustituyendo en la ecuación 4, se obtiene que el calor necesario a aportar al digestor para mantener la temperatura en 35 °C es:

$$q_{da} = 7,4kW$$

En el ANEXO II se muestran todas las operaciones detalladamente. Como se puede apreciar, el calor de calefacción es menor que el calor producido por la combustión del metano, por lo que es rentable llevar a cabo la digestión. El calor sobrante puede ser transformado en energía eléctrica para abastecer al resto de equipos de la planta.

6. Diseño del proceso mediante membranas de ultrafiltración.

6.1. Dimensionado del equipo.

El objetivo de esta alternativa de tratamiento es concentrar el agua residual urbana mediante una membrana de ultrafiltración, que permite retener todos los sólidos en suspensión que contiene el agua además de parte del material coloidal, dejando pasar a través de la membrana únicamente el agua y el material en disolución presente en dicha agua residual.

En este proceso de concentración, las etapas iniciales de tratamiento del agua residual, como son el desbaste y el pretratamiento son las mismas que en el proceso anteriormente diseñado de fangos activos, hasta la sedimentación primaria. Por este motivo, los cálculos ya realizados a estos equipos se van a mantener, ya que el flujo de agua residual a tratar es mismo en ambos casos.

La principal diferencia entre ambos procesos es la sustitución del reactor biológico aerobio por un módulo de membranas en el que quedará retenida la materia orgánica, y un reactor biológico anaerobio para tratar el permeado que atraviese las membranas, en caso que fuera necesario por presentar el agua una gran cantidad de materia orgánica disuelta, y adecuar el agua vertida a los límites establecidos por la legislación. Por tanto, el punto de partida para el diseño de esta etapa será la salida del sedimentador primario.

Esta es la etapa clave del proceso, ya que es la etapa más costosa de operar, no solo en términos económicos debido al elevado precio de las membranas, si no en términos de control para garantizar un correcto funcionamiento del proceso y evitar así posibles problemas que encarecerían aún más el proceso.

En el apartado 1.4.3. se habló de los diferentes tipos de membranas que existen, así como las configuraciones y materiales más típicos. Para el caso de este proyecto, se van a seleccionar membranas porosas con configuración de fibra hueca (o capilar) poliméricas, más concretamente fabricadas en fluoruro de polivinilideno (PVFD), debido a que según la bibliografía consultada son las más recomendadas para procesos de depuración de agua residual (American Water Association Research Foundation, 1998).

Se han elegido membranas fabricadas por la empresa “Suez”, de la familia ZeeWeed 500.

A continuación, se adjuntan las características técnicas de los diferentes modelos que ofrece la compañía “Suez” y se va a valorar cual será el más adecuado a las necesidades del presente proyecto (Suez Water Technologies, 2019):

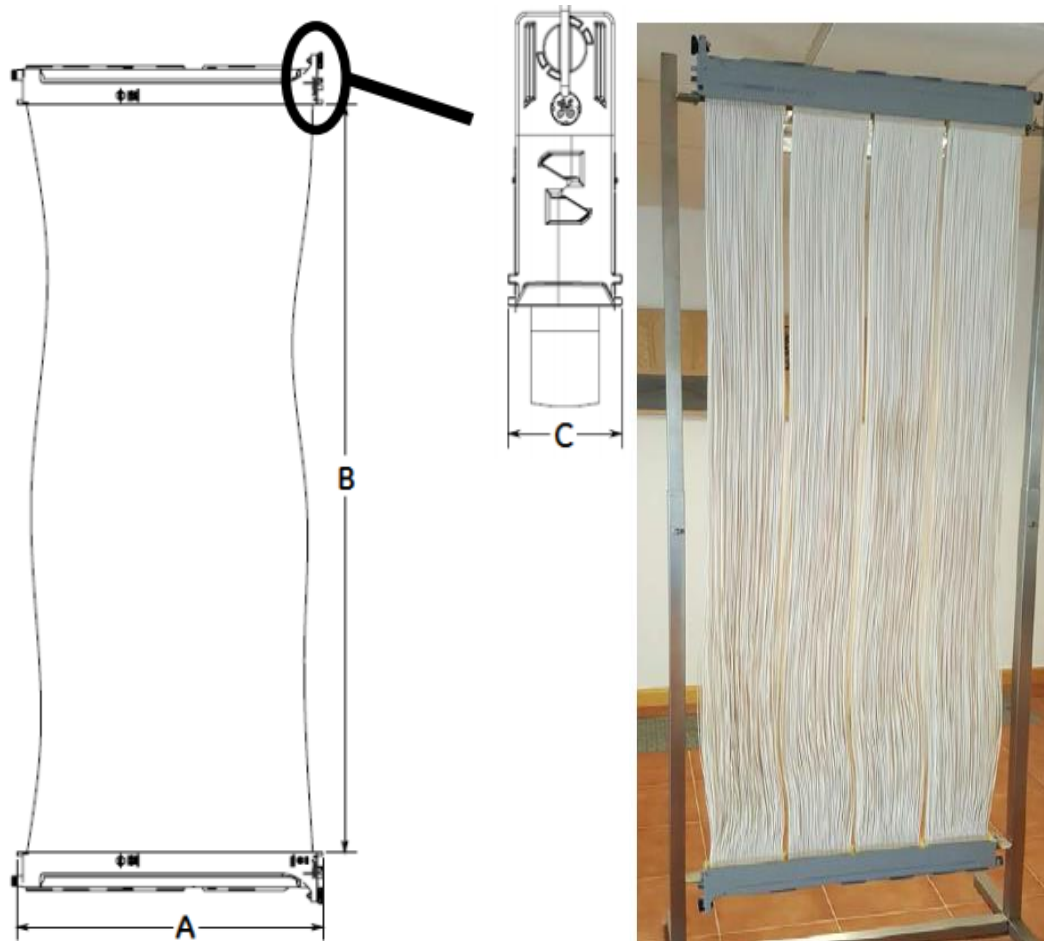


Figura 20. Esquema del módulo de membranas ZeeWeed 500D.

Tabla 33. Características del módulo de membranas.

Aplicación	Producto	Área nominal de membrana (m ²)	Tamaño nominal de poro (μm)	Propiedades de la superficie	Diámetro de la fibra (mm)
BRM	370	34,4	0,04	No iónica e hidrofílica	De=1,9
	300s	27,9	0,04		
No BRM	440	40,9	0,04		Di=0,8
	350s	32,5	0,04		
Todas	340	31,6	0,04		

Tabla 34. Especificaciones de operación y limpieza del módulo de membranas.

Aplicación	Producto	Rango de PTM (bar)	Temperatura máxima de operación (°C)	Rango de pH en operación	Temperatura máxima de limpieza (°C)	Rango de pH en limpieza
BRM	370	-0,55 a 0,55	40	5,0-9,5	40	2-10
	300s	-0,55 a 0,55	40	5,0-9,5	40	2-10
No BRM	440	-0,9 a 0,9	40	5,0-9,5	40	2-10
	350s	-0,9 a 0,9	40	5,0-9,5	40	2-10
	340	-0,9 a 0,9	40	5,0-9,5	40	2-10

Según la recomendación del propio fabricante, el modelo “s” es el más adecuado para plantas pequeñas, como es el caso de este proyecto, y se ha elegido el modelo 350s.

Como se necesita un área de filtrado grande para llevar a cabo el proceso son necesarios varios módulos, los cuales se agrupan en casetes. Los casetes que se van a emplear en este proyecto también van a ser de la empresa “Suez”, y sus especificaciones técnicas se recogen en las tablas 35 y 36 (Suez Water Technologies, 2019):

Tabla 31. Dimensiones del casete.

Producto	Anchura (mm)	Altura (mm)	Profundidad (mm)
68M	1,745	2136	2561
64M	1,745	2116	2561
48M	1,745	2116	2561
20M	738	1744	2512
16M	738	1744	2512
20Ms	738	1744	2149
16Ms	738	1744	2149
10Ms	738	980,2	2085
8Ms	738	980,2	2085

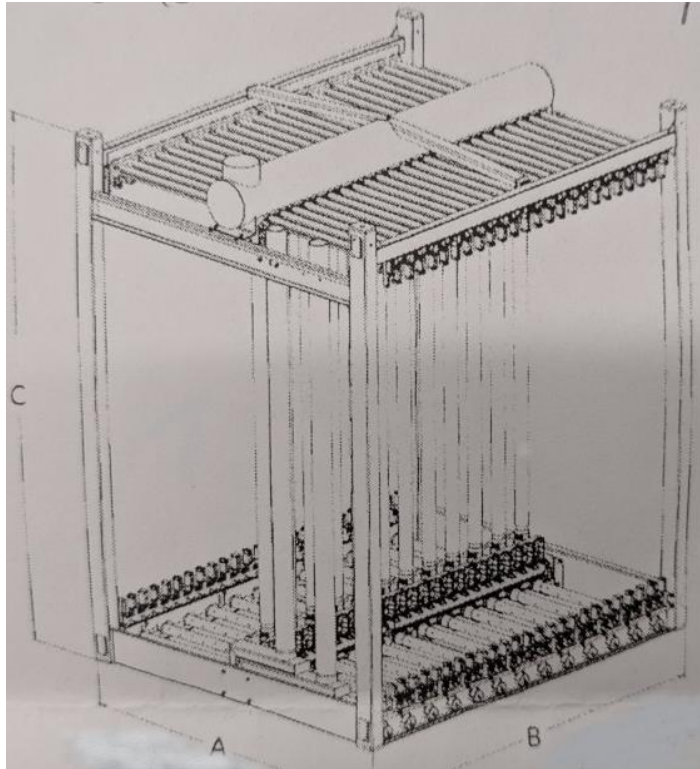


Figura 21. Esquema del casete de membranas ZeeWeed 500D.

Tabla 36. Especificaciones técnicas del casete

Aplicación	Producto	# Máximos módulos	# Mínimo módulos	Conexión permeado	Conexión aire
BRM	48D	48	24	1X6" tubería	2X3" tubería
	16M	16	8	2X4" FNPT	1X3" FNPT
	16Ms	16	8	2X4" FNPT	1X3" FNPT
	8Ms	8	4	1X3" FNPT	1X2" FNPT
	68M	68	34	1X8" tubería	2X3" FNPT
NO BRM	64M	64	32	1X8" tubería	2X3" tubería
	20M	20	10	2X4" FNPT	1X3" FNPT
	20Ms	20	10	2X4" FNPT	1X3" FNPT
	10Ms	10	5	1X3" FNPT	1X2" FNPT

De nuevo, el seleccionado es un modelo "s" ya que es el que mejor se adapta a las necesidades de una planta pequeña. Cabe decir que, llegado a cierto número de casetes, estos se agrupan en trenes de, como máximo, 8 casetes cada uno.

Para comenzar con los cálculos de diseño, la bibliografía recomienda usar los siguientes valores (American Water Association Research Foundation, 1998):

Tabla 37. Valores típicos para el diseño de módulos de membranas.

	Rango
Flujo filtrado ($\text{m}^3/\text{h}\cdot\text{m}^2$)	0,01-0,025
Velocidad (m/s)	0-1
Fracción DQO particulada en alimentación. (%)	35-75
Caída de presión (bar)	0,5-5

Teniendo en cuenta dichas recomendaciones y con los datos de salida de las corrientes del sedimentador primario, los datos de partida para comenzar con el diseño serán:

Tabla 38. Parámetros de partida para el diseño del módulo de membranas de ultrafiltración.

	Q_{em} ($\text{m}^3/\text{día}$)	SST_{em} (kg/m^3)	DQO_{em} (kg/m^3)	$f_{DQOpartic}$ (%)	J_p ($\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{h}$)
Carga baja	2997,1	0,06	0,18	50	0,020
Carga media	2994,5	0,10	0,29	50	0,020
Carga alta	2988,3	0,16	0,52	50	0,020

Siendo Q_{em} el caudal de entrada a la etapa de ultrafiltración, SST_{em} la concentración de sólidos suspendidos totales inicial, DQO_{em} la demanda química de oxígeno inicial, $f_{DQOpartic}$ la fracción de DQO particulada presente en el agua y J_p el flujo de permeado que atraviesa la membrana, por metro cuadrado de la misma.

Además, se va a suponer que toda la materia particulada quedará retenida en la membrana y que únicamente atravesará la barrera las sustancias solubles presentes en el agua. De esta forma, el agua obtenida en el permeado estará completamente desinfectada y libre de posibles patógenos peligrosos para los seres humanos. Esta es la principal diferencia que se obtiene respecto al proceso de lodos activos.

También es necesario, para poder resolver el balance de masa, fijar la DQO presente en la corriente de rechazo. Según la bibliografía, esta corriente presentará una concentración similar a la de lodos primarios, con valores típicamente comprendidos entre 20 y 40 kg/m^3 (Metcalf & Eddy, 2003).

Los cálculos realizados se adjuntan en el ANEXO II.

Los resultados obtenidos a partir de dichos cálculos se muestran en la tabla siguiente:

Tabla 39. Composición de la corriente de entrada al modiólo de membranas.

	Q_{em} (m ³ /día)	SST_{em} (kg/m ³)	DQO_{em} (kg/m ³)
Carga baja	2997,1	0,06	0,18
Carga media	2994,5	0,10	0,29
Carga alta	2988,3	0,16	0,52

Tabla 40. Composiciones de las corrientes de permeado y rechazo.

	Q_p (m ³ /día)	SST_p (kg/m ³)	DQO_p (kg/m ³)	Q_r (m ³ /día)	SST_r (kg/m ³)	DQO_r (kg/m ³)
Carga baja	2989,4	0,00	0,09	7,7	23,33	35,00
Carga media	2980,0	0,00	0,15	12,5	23,13	35,00
Carga alta	2966,1	0,00	0,26	22,3	21,54	35,00

Tabla 41. Superficie de filtración y número de módulos, casetes y trenes necesarios.

	Superficie filtración (m ²)	Área módulos (m ²)	Número módulos	Módulos por casete modulo	Número casetes	Casetes por tren	Número trenes
Carga baja	6222,86	32,50	191,6	20	9,6	8	1,2
Carga media	6212,42	32,50	191,2	20	9,5	8	1,2
Carga alta	6179,30	32,50	190,1	20	9,5	8	1,2

Como se puede apreciar en la tabla 41, la superficie de filtración presentaría 3 valores diferentes en función de la carga del agua. Por seguridad, se va a tomar el caso más desfavorable, que en este caso será el de baja carga, para el diseño final de los equipos. Una vez obtenido, se recalcula la superficie de filtración disponible, multiplicando el número de módulos por el área de cada uno.

Teniendo en cuenta lo anterior, se obtienen los siguientes resultados:

Tabla 42. Resumen de la etapa de la ultrafiltración.

Superficie filtración (m²)	6240
Área módulos (m²)	32,5
Número módulos	192
Módulos por casete modulo	20
Número casetes	10
casetes por tren	8
Número trenes	2

Así pues, la planta dispondrá de 192 módulos agrupados en 10 casetes, 9 de ellos con 20 módulos cada uno y uno con los 12 restantes. Estos casetes serán agrupados en dos trenes de 5 casetes cada uno, lo que permitiría una posible expansión de la planta en caso de un aumento de habitantes, y, por tanto, del caudal de agua residual a tratar.

Se debe tener en cuenta que la caída de presión en el módulo de membranas no debe ser superior a 5 bar. Para comprobar los valores que es previsible obtener en el equipo que se está diseñando, se aplica la siguiente ecuación (American Water Association Research Foundation, 1998):

$$\Delta P = \frac{32 \cdot \mu \cdot l \cdot v_{fc}}{D_i^2 \cdot 10^5} \quad \text{Ecuación 5}$$

Siendo ΔP la caída de presión, μ la viscosidad del agua, l la longitud de las fibras, v_{fc} la velocidad de flujo transversal y D_i el diámetro interno de las fibras.

La viscosidad del agua se va a tomar como 10^{-3} kg/m·s y la longitud de las fibras se va a aproximar a la longitud del módulo de membranas.

La mayor caída de presión a lo largo de la membrana de la fibra se dará cuando la velocidad de paso del agua por el interior de la misma sea máxima. Es interesante trabajar a la mayor velocidad de flujo posible, ya que de esta forma se consigue mantener las partículas sólidas en suspensión, evitando deposiciones sobre las paredes de la membrana, consiguiendo así un menor ensuciamiento y una mayor vida útil de las membranas. El problema es que, a mayor velocidad, mayor caída de presión en el interior del módulo, por lo que hay que buscar un equilibrio. Para ello, se va a comprobar si trabajado a la máxima velocidad recomendada, la caída de presión resultante entra dentro de los límites aceptables para operaciones de ultrafiltración.

Como la velocidad máxima de flujo cruzado es de 1 m/s, sustituyendo en la ecuación 4 ese valor de velocidad, se obtiene que la caída de presión en los módulos será:

$$\Delta P = 0,918 \text{ bar}$$

La caída de presión es relativamente baja, y está dentro de los valores típicos. Por tanto, se puede trabajar a la velocidad máxima de flujo.

Otro parámetro importante a tener en cuenta en operaciones de membrana es la resistencia al filtrado de la misma. Esta resistencia al filtrado está relacionada con el flujo de filtrado, la viscosidad y la presión transmembrana por medio de la ley de Darcy, cuya expresión matemática es:

$$R_m = \frac{PTM}{\mu \cdot J} \quad \text{Ecuación 6}$$

Siendo R_m la resistencia total a la filtración y PMT la presión transmembrana, y J el flujo de filtrado.

La presión transmembrana se refiere a la diferencia de presiones que existe entre los dos lados de la membrana. Es decir, es la diferencia de presión que hay que vencer para forzar al agua a travesar la membrana y que se realice la filtración. La membrana escogida tiene un rango de operación de PTM de -0,9 a 0,9 bares.

Si la resistencia a la filtración aumenta (ensuciamiento), la PMT también lo hará ya que son directamente proporcionales. En este caso no se puede calcular un valor concreto de la resistencia a la filtración, ya que esta ira variando a medida que se lleve a cabo la operación y dependerá del grado de ensuciamiento, y de la eficacia de la limpieza realizada.

En cuanto a los valores de descarga, en la tabla 40 se puede ver como para carga media y alta no se cumple con el valor mínimo de DQO exigido por la legislación española (125 mg/L), por lo que será necesario una etapa de más para garantizar el cumplimiento de la normativa. Esta etapa consiste en un biorreactor anaerobio, en el que la materia orgánica disuelta que atraviesa la membrana pueda ser eliminada, obteniendo biogás.

Para el diseño del biorreactor se recomiendan los siguientes parámetros de partida, según el tipo de reactor seleccionado (Metcalf & Eddy, 2003):

Tabla 43. Parámetros de diseño recomendados para el cálculo del biorreactor anaerobio.

Tipo de proceso	DQO entrada (kg/m ³)	Tiempo de retención (h)	Carga volumétrica (kg DQO/m ³ -día)	Rendimiento (%)
De contacto	1,5-5,0	2-10	0,48-2,4	75-90
Manto de fango de flujo ascendente	5,0-15,0	4-12	4,00-12,00	75-85
Lecho fijo	10,0-20,0	24-48	0,96-4,80	75-85
Lecho expandido	5,0-10,0	5-10	4,80-9,6	80-85

Para el caso de este proyecto, se ha elegido un reactor biológico anaerobio de contacto, ya que es el que menor cantidad de DQO de entrada requiere y el que mejor ajusta con las necesidades de este proyecto.

Los parámetros de partida para el diseño del reactor para la planta del proyecto se muestran en la tabla 44:

Tabla 44. Datos de partida para el diseño del biorreactor anaerobio.

	Q _p (m ³ /día)	SST _p (kg/m ³)	DQO _p (kg/m ³)	Rendimiento (%)	θ _{RA} (h)
Carga baja	2989,4	0,00	0,09	80%	4
Carga media	2982,0	0,00	0,15	80%	4
Carga alta	2966,1	0,00	0,26	80%	4

Siendo θ_{RA} el tiempo de retención hidráulico en el biorreactor.

Observando la tabla 44, se puede ver que el valor de la DQO de entrada al biorreactor para el caso de baja carga es inferior al valor recomendado para el proceso con contacto. Esto es debido a que, para ese caso en concreto, el agua permeada ya cumple las condiciones de vertido mínimas, por lo que no sería necesario llevar a cabo esta operación de reacción. Aun así, se han incluido los cálculos de dicha corriente, para dar una estimación de lo que, presumiblemente, se podría conseguir.

Finalmente, siguiendo el procedimiento de cálculo detallado en el ANEXO II, se obtendrían los siguientes resultados:

Tabla 45. Composición del efluente y carga volumétrica del biorreactor anaerobio

	Q_{ef} (m ³ /día)	DQO_{ef} (kg/m ³)	SST_{ef} (kg/m ³)	C_{VRA} (kg DQO/m ³ -día)
Carga baja	2989,4	0,02	0	0,54
Carga media	2982,0	0,03	0	0,88
Carga alta	2966,1	0,05	0	1,58

Tabla 46. Características del biorreactor anaerobio.

η_{DQO} (%)	80%
θ_{RA} (h)	4
V_{RRA} (m ³)	597,9
H_{RA} (m)	5
S_{RA} (m ²)	119,6
D_{RA} (m)	12,3

Como se puede apreciar en los resultados de la tabla 45, la DQO se consigue reducir hasta valores inferiores a los exigidos por legislación. El siguiente paso es comprobar cuanto biogás se produce, y el calor que se podría obtener del metano presente en dicho biogás.

6.2. Producción de biogás.

Para el caso de esta alternativa de tratamiento, se tienen dos etapas en las que se produce biogás: en el biorreactor anaerobio en el que se trata el permeado, y en el digestor anaerobio de tratamiento de los lodos obtenidos en el rechazo y en el sedimentador primario.

En primer lugar, se va a calcular el biogás que es posible obtener a partir de la materia orgánica de la corriente de permeado en el biorreactor anaerobio. El procedimiento de cálculo es igual al empleado en la digestión de los lodos del proceso mediante fangos activos, y los cálculos realizados se adjuntan en el ANEXO II. Los resultados obtenidos se muestran a continuación:

Tabla 47. Flujos de metano y biogás producido en el reactor anaerobio.

	V_{CH_4RA} (Nm ³ /día)	$V_{biogasRA}$ (Nm ³ /día)
Carga baja	75,60	108,00
Carga media	122,81	175,44
Carga alta	218,40	312,00

En cuanto al biogás producido en el digestor anaerobio en el que se tratan los fangos del rechazo de las membranas, los resultados obtenidos son:

Tabla 48. Flujos de metano y biogás producido en el digestor anaerobio.

	V_{CH_4DA} (Nm ³ /día)	$V_{biogasDA}$ (Nm ³ /día)
Carga baja	84,20	120,29
Carga media	162,53	232,19
Carga alta	336,80	481,14

Sumando ambos flujos, se obtiene que como producción total en la planta aplicando la tecnología de membranas se puede obtener el siguiente flujo de biogás y metano:

Tabla 49. Producción de metano y biogás total en el proceso mediante membranas.

	V_{CH_4total} (Nm ³ /día)	$V_{biogástotal}$ (Nm ³ /día)
Carga baja	159,80	228,29
Carga media	258,34	407,63
Carga alta	555,20	793,14

A partir del flujo de metano se puede calcular el calor que es posible obtener de su combustión. Según los cálculos realizados en el ANEXO II, se obtiene a siguiente potencia calorífica:

Tabla 50. Potencia calorífica obtenida en la combustión del metano en el proceso de membranas.

	Q_{CH_4} (kW)
Carga baja	67,5
Carga media	120,5
Carga alta	234,5

A esta potencia calorífica obtenida se le debe restar la necesaria para calentar los equipos que trabajan a temperaturas superiores a la del ambiente.

6.3. Necesidades de calor.

El calor obtenido de la combustión del metano se emplea en mantener estable la temperatura tanto en el digestor como en el biorreactor anaerobio, para mantener unas condiciones óptimas de trabajo para los microorganismos, que será de 35 °C en ambos equipos.

El procedimiento de cálculo a seguir es el mismo que el mostrado en el apartado 5.5. correspondiente a la etapa de digestión de lodos del proceso de fangos activos. En primer lugar, se va a dimensionar el digestor anaerobio, ya que es necesario saber cuánto volumen habrá que calentar. De nuevo, el digestor que se va a emplear es de mezcla completa, por lo que el tiempo de retención hidráulico y celular coinciden. De la tabla 28 se obtiene el tiempo de retención, que será de **10 días**.

Resolviendo según lo indicado en el ANEXO II, se obtienen los resultados siguientes:

Tabla 51. Características del digestor anaerobio del proceso de membranas.

V_{da} (m ³)	S_{da} (m ²)	H_{da} (m)	D_{da} (m)
62,4	62,5	5,0	4,0

Una vez dimensionado el tanque de digestión, se procede al cálculo de las necesidades de calefacción de ambos equipos. Para ello, se recurre a la ecuación 4, fijando la temperatura ambiente en -10 °C, para calcular sobre el caso más desfavorable como se hizo en el apartado 5.5.

En cuanto al coeficiente de transmisión de calor, se va a elegir el mismo material que en el caso del proceso mediante fangos activos, que era muro de hormigón en masa, de 300mm de espesor con cámara de aire más revestimiento de ladrillo, cuyos coeficientes de transmisión de calor se encuentran entre 1,83 y 2,38 W/m²°C según la tabla 32. El valor seleccionado será de **2 W/m²°C**.

Resolviendo la ecuación 4 para cada equipo, se obtiene que las necesidades de calor son:

Tabla 52. Necesidades de calor del biorreactor anaerobio y del digestor anaerobio.

Q_{ra} (kW)	Q_{da} (kW)
10,76	5,6

La suma de las necesidades de ambos equipos es menor que la potencia calorífica obtenida al final del proceso de tratamiento del agua mediante membranas, sea cual sea la carga del agua. Por tanto, se comprueba que también es un proceso eficiente en cuanto al calor. La potencia calorífica restante se puede transformar en energía eléctrica para abastecer al resto de equipos de la planta, y disminuir así el consumo eléctrico de la red general.

6.4. Operación de limpieza.

Como se comentó en el punto 1.4.4, el ensuciamiento es la principal limitación que presenta el tratamiento de agua residual mediante membranas. Recordando lo expuesto en dicho apartado, el ensuciamiento puede ser de dos tipos: reversible (polarización, formación de torta) e irreversible (adsorción). Este último es verdaderamente problemático, ya que su efecto sobre la membrana es un aumento de la resistencia a la filtración, lo que implica una mayor presión transmembrana y el consiguiente incremento energético para vencer dicha presión. Al ser irreversible, a medida que se realicen ciclos de filtrado, el efecto será mayor hasta llegar al punto de que la membrana quede inservible. Actualmente, existen tratamientos de choque empleando compuestos químicos para favorecer la desorción y alargar así la vida útil de las membranas, pero se trata de un proceso altamente costoso para llevarlo a cabo a nivel industrial por la gran cantidad de oxidante necesario para tratar toda la superficie de las membranas, además de ser un proceso lento.

Teniendo en cuenta esto, la etapa de limpieza de las membranas se antoja crucial para la viabilidad del proceso. Dicha etapa se centra, fundamentalmente, en revertir los efectos de la polarización y de la formación de la torta con el fin de conseguir mantener un rendimiento constante a lo largo de la operación, minimizando, en la medida de lo posible, los efectos del ensuciamiento reversible.

La forma de limpieza más típicamente empleada es el retrolavado por su alta efectividad en procesos que empleen membranas de fibra hueca (American Water Association Research Foundation, 1998), como es el caso de este proyecto. Además, se va a incluir también un circuito de gas, que será insuflado al interior de los módulos, con el fin de facilitar la eliminación de los sólidos depositados sobre la superficie de la membrana.

El sistema de retrolavado que se va a plantear va a consistir en recircular una parte del permeado obtenido durante la operación de filtración, desde un tanque y bombeado en contracorriente, para despegar así la torta de la membrana. Dicho permeado se convertirá, por tanto, en un rechazo. Diversos estudios realizados muestran como añadiendo un agente químico durante la operación de retrolavado, como ozono (Fujioka & Nghiem, 2015) o hipoclorito

de sodio, ácido cítrico. (Lateef, Soh, & Kimura, 2013) mejora sustancialmente la eficacia del mismo, consiguiendo mantener la presión transmembrana estable durante más tiempo que solo con el permeado.

En cuanto al diseño de la etapa de limpieza, los parámetros recomendados para la etapa de retrolavado se adjuntan a continuación (American Water Association Research Foundation, 1998):

Tabla 53. Parámetros típicos de diseño para operaciones de retrolavado.

Parámetro	Rango
Duración (s)	10-180
Frecuencia (min)	1/10-1/180
Presión (bar)	0,2-0,4

El compuesto elegido para el retrolavado será el hipoclorito de sodio, ya que el estudio en el que se basa el ozono esta realizado sobre membranas de tipo cerámicas, y las del proyecto que se está diseñando son poliméricas, como las membranas sobre las que se realizaron los experimentos en el estudio con hipoclorito de sodio.

En dicho informe (Lateef, Soh, & Kimura, 2013), también se prueba con ácido cítrico, obteniéndose resultados muy similares a los obtenidos con el hipoclorito de sodio.

Para el caso de este proyecto, se va a fijar un tiempo de retrolavado de 1 minuto, con un tiempo de filtrado de 10 minutos y una pausa de 30 segundos entre filtrado y contralavado para no forzar las bombas al invertir el flujo de agua de golpe.

En cuanto al sistema de gas para favorecer la limpieza de las membranas, está formado por un circuito cerrado que pasa por las membranas para facilitar el movimiento y que la suciedad se pueda despegar de las paredes de la membrana, aumentando el rendimiento de limpieza. El gas empleado es aire en un principio, pero, a medida que pasen los ciclos, el oxígeno presente en ese aire se verá implicado en la descomposición aerobia de la materia orgánica, por lo que el gas terminará siendo una mezcla de nitrógeno y dióxido de carbono, todos ellos inertes. Se insufla aire en un principio puesto que es más barato que introducir un inerte directamente, aunque ello suponga la pérdida de una pequeña parte de la materia orgánica.

Para ilustrar el sistema de limpieza empleado en los módulos, se adjunta a continuación un pequeño esquema representativo del procedimiento:

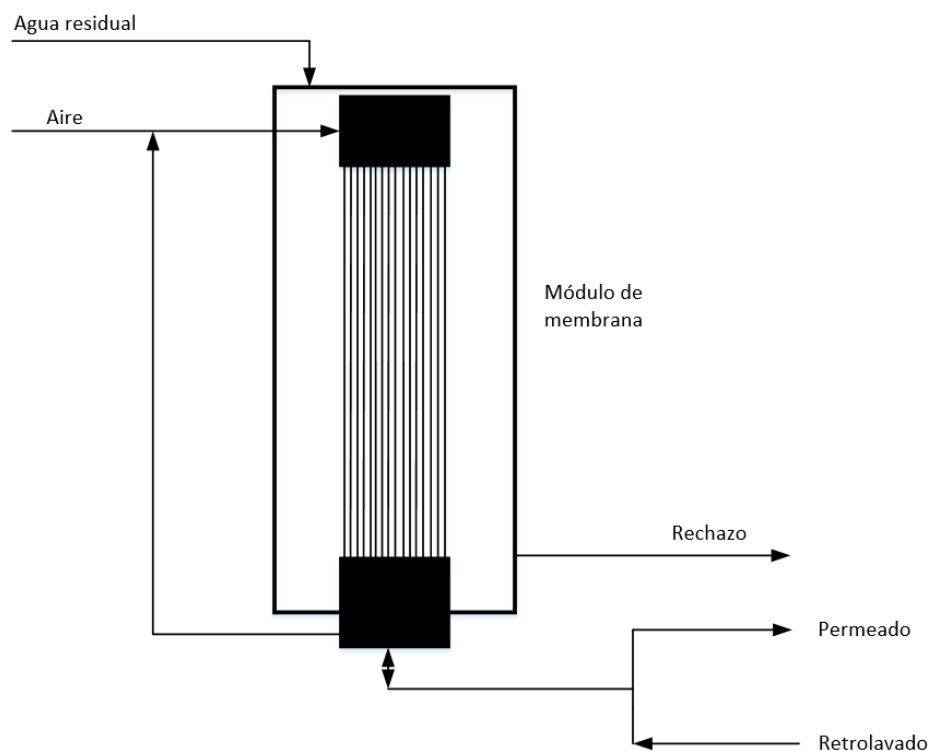


Figura 22. Esquema del sistema de limpieza del módulo de membranas.

Cabe aclarar que las corrientes de permeado y de retrolavado en la práctica son la misma. En el esquema se han representado así para mostrarlas más visualmente.

El aire únicamente se mete al principio, y cuando sea necesario por pérdidas en el circuito. No es una corriente continua, si no puntual cuando sea necesaria.

Las condiciones elegidas para la operación se recogen en la tabla siguiente:

Tabla 54. Parámetros de la operación de lavado de membranas.

Parámetro	Rango
Duración (s)	60
Frecuencia (min)	1/10
Pausa ajuste bomba (s)	30
Presión (bar)	0,2-0,4

La presión de retrolavado se queda como un rango porque será variable durante el proceso.

7. Comparación de diseños.

Con los diseños de ambas propuestas terminados, se va a realizar una comparación para ver cuál de los dos es más eficiente y económico.

Cabe destacar que ambas propuestas son iguales salvo en una etapa, por lo que no tiene sentido comparar el proceso entero, si no únicamente la etapa diferencial, es decir, se va a comparar la etapa de fangos activos con la ultrafiltración. Dicha comparación se va a realizar en base a 3 factores:

1. Eficacia
2. Energético
3. Económico

Para la eficacia, simplemente se van a comparar la salida de agua limpia, es decir, de la corriente de permeado que sale del reactor anaerobio en el caso de las membranas y del clarificado del sedimentador secundario en el caso de los fangos activados.

A partir de los cálculos realizados se ha llegado a lo siguiente:

Tabla 55. Comparación de efluentes fangos activos y ultrafiltración.

	Fangos Activos			Ultrafiltración		
	Caudal (m ³ /día)	DQO (kg/m ³)	SST (kg/m ³)	Caudal (m ³ /día)	DQO (kg/m ³)	SST (kg/m ³)
Carga baja	2986,9	0,068	0,035	2989,4	0,018	0,000
Carga media	2969,0	0,079	0,035	2982,0	0,029	0,000
Carga alta	2944,1	0,102	0,035	2966,1	0,053	0,000

Como se puede apreciar, el proceso de ultrafiltración arroja mejores datos. Se obtiene un efluente más limpio, con una menor cantidad de DQO en cualquiera de los 3 casos, y, sobre todo, no presenta solidos suspendidos al quedar todos retenidos en la membrana. Además, el caudal de agua obtenido es ligeramente mayor al obtenido mediante el proceso convencional de lodos activos.

Otro factor importante a destacar es que el efluente que se obtiene mediante tratamiento con membranas esta desinfectado al quedar los microorganismos patógenos y virus retenidos en la propia membrana.

Se puede calcular también el rendimiento en términos del proceso global para, con un simple número, comparar ambos procesos directamente. Este porcentaje se calcula respecto a caudal, DQO y solidos suspendidos totales que presenta el agua residual bruta en la entrada de la planta. Como esa agua a tratar será el mismo en ambos casos, se tiene:

Tabla 56. Rendimientos de recuperación de agua, eliminación de DQO y SST de las dos alternativas.

	Fangos Activos			Ultrafiltración		
	η_{agua} (%)	η_{DQO} (%)	η_{SST} (%)	η_{agua} (%)	η_{DQO} (%)	η_{SST} (%)
Carga baja	99,6	73,0	70,8	99,6	92,8	100,0
Carga media	99,0	81,7	83,3	99,4	93,2	100,0
Carga alta	98,1	87,3	91,3	98,9	93,4	100,0

Como se puede apreciar, ambos procesos tienen una alta eficacia de recuperación de agua, lo que significa que existen muy pocas pérdidas a lo largo de toda la operación.

Sin embargo, se ve una gran diferencia en los rendimientos de eliminación de DQO y sólidos suspendidos totales. En el caso del proceso mediante fangos activos, se observa claramente como a mayor carga, mayor será el rendimiento de eliminación, mientras que en el caso de la ultrafiltración los resultados obtenidos son muy parejos para los tres casos planteados. Además, comparando directamente ambos resultados, se puede apreciar como el proceso mediante ultrafiltración arroja unos rendimientos claramente superiores, siendo superiores al 90%.

En el caso de la energía, se va a calcular cuanta potencia eléctrica se puede obtener a partir del biogás generado en ambos procesos.

El metano del biogás obtenido puede quemarse y transformar la energía calorífica obtenida de dicha combustión en energía eléctrica que puede ser empleada para cubrir parte o la totalidad de las necesidades energéticas de la planta (soplantes, bombas, compresores...)

A continuación, se recogen los datos de biogás y metano producido en cada proceso:

Tabla 57. Producción de biogás y metano en los procesos de fangos activos y ultrafiltración.

	Fangos Activos		Ultrafiltración	
	Biogás (Nm ³ /día)	Metano (Nm ³ /día)	Biogás (Nm ³ /día)	Metano (Nm ³ /día)
Carga baja	82,2	57,5	228,3	159,8
Carga media	191,2	133,8	407,6	285,3
Carga alta	453,1	317,1	793,1	555,2

Con el metano se realiza una combustión para obtener energía calorífica.

La potencia obtenida en dicha combustión para cada caso se muestra en la tabla 58. Los cálculos realizados para obtener dicha estimación se recogen en el ANEXO II con todo detalle.

Tabla 58. Potencia calorífica obtenida de la combustión del metano.

	Fangos Activos	Ultrafiltración
	Q_{metano} (Kw)	Q_{metano} (Kw)
Carga baja	24,3	67,5
Carga media	56,5	120,5
Carga alta	133,9	234,5

A la vista de los resultados obtenidos, el proceso mediante membranas de ultrafiltración produce una mayor potencia calorífica que el proceso de fangos activos. Sin embargo, el proceso mediante membranas consta de dos tanques biológicos anaerobios (reactor biológico y digestor anaerobio de lodos), los cuales hay que calentar para proporcionar a los microorganismos una temperatura óptima de trabajo, mientras que el proceso mediante fangos activos consta, únicamente, de un tanque de digestión anaerobia que necesita calefacción.

Esto se traduce en que, a la potencia calorífica obtenida en la combustión, hay que restar el calor que es necesario aportar para la calefacción de los sistemas biológicos que lo necesitan. La comparación, como el diseño, se va a realizar teniendo en cuenta la temperatura más fría del invierno, ya que es la temperatura más desfavorable, y, por tanto, la temperatura para la cual se va a dar la mayor diferencia en el aporte calorífico a los tanques que lo requieran de ambos procesos. De esta manera, la potencia calorífica restante obtenida en cada proceso se recoge en la siguiente tabla:

Tabla 59. Potencia calorífica recuperada

	Fangos Activos	Ultrafiltración
	Calor recuperado (kW)	Calor recuperado (kW)
Carga baja	16,86	51,10
Carga media	49,07	104,12
Carga alta	126,50	218,09

Como se puede apreciar, mediante el uso de membranas de ultrafiltración se consigue una mayor potencia calorífica sobrante (el doble que mediante el proceso de fangos activos), aun teniendo que calentarse en el proceso dos tanques en lugar de uno. Como es lógico, cuanto mayor sea la temperatura

ambiente, mayor será el calor recuperado, por lo que cuanto más alta sea la temperatura en el exterior de los tanques, mayor será la diferencia entre una propuesta y la otra.

La potencia calorífica obtenida puede transformarse en electricidad para abastecer a los diferentes equipos del proceso como bombas, soplantes, medidores... Para ello se puede emplear el metano obtenido como combustible de generadores eléctricos para producir energía. La ratio de conversión de energía calorífica-energía eléctrica es de aproximadamente un 30%. A continuación, en la tabla 60, se muestran los valores de la potencia eléctrica que es posible producir a partir del metano sobrante:

Tabla 60. Potencia eléctrica obtenida de la combustión del metano en los procesos de fangos activos y ultrafiltración.

	Fangos Activos	Ultrafiltración
	Potencia eléctrica (kW)	Potencia eléctrica (kW)
Carga baja	5,06	15,33
Carga media	14,72	31,24
Carga alta	37,95	65,43

No es una potencia muy elevada, y de ninguna forma podría cubrirse la demanda eléctrica completa de la planta, pero puede servir para alimentar a equipos pequeños como los mencionados antes.

Por último, se va a comparar el coste económico de ambos procesos, de manera muy aproximada. De nuevo, la diferencia se encuentra en el módulo de membranas con respecto al proceso convencional de fangos activos, ya que no tiene sentido comparar antes de esa etapa porque ambos procesos son exactamente iguales, como ya se ha mencionado anteriormente.

Las membranas están compuestas de materiales muy costosos y delicados, y es necesaria una gran superficie del mismo para formar los módulos. En cambio, el proceso de fangos activos únicamente necesita de la construcción de un recipiente para el reactor aerobio y un sedimentador adicional, ambos de hormigón, por lo que a simple vista se puede deducir cuál de los dos procesos va a requerir una mayor inversión de capital para su construcción. Además, como se ha comentado, las membranas son muy delicadas. Por lo que el mantenimiento cobra una gran importancia a la hora de alargar el tiempo de vida de las mismas y que no sean reemplazadas con tanta frecuencia. En cambio, tanto el reactor aerobio como el sedimentador secundario, necesitan un mantenimiento mucho menor, mínimo si lo comparamos con el de los

módulos de membranas. Ese mantenimiento también supone un coste adicional, que no se presenta en el proceso de fangos activados.

Las membranas tienen un precio estimado según la superficie que es necesario instalar. Como es lógico, el precio depende del fabricante. Para el caso de las membranas que se van a emplear en este diseño, fabricadas por la empresa "Suez", el coste es de 40€ por m² de membrana. Como se necesitan 6240 m² de membrana para cumplir con las especificaciones de diseño, el coste sería de **249.600€**, solo en membranas.

Sin embargo, el proceso mediante membranas también consta de un biorreactor, aunque anaerobio, cuyos costes de construcción, empleando las ecuaciones 11 y 12 con las dimensiones del mismo, ascienden a **22.054€** que hay que sumar al coste de las membranas, lo que hace un total de **271.654€**.

Para calcular el precio de construcción del biorreactor aerobio y el sedimentador secundario empleados en el proceso de fangos activos, y comparar así el coste con el de las membranas, se toma como base el precio del hormigón empleado en la construcción. Hay que estimar el volumen de hormigón que es necesario para construir ambos equipos, y a partir de ese dato estimar el gasto aproximado.

El biorreactor aerobio es un recipiente rectangular, cuyas medidas ya fueron calculadas en el diseño del proceso. El volumen de hormigón corresponde al empleado en las dos paredes frontales, las dos paredes laterales y el fondo, ya que no es un recipiente cerrado. Para realizar el cálculo es necesario conocer de cuánto será el espesor de las paredes, valor que se va a fijar en 0,3m. Las ecuaciones empleadas para el cálculo son:

$$V_{pf} = 2 \cdot L \cdot P \cdot e \quad \text{Ecuación 7}$$

$$V_{pl} = 2 \cdot P \cdot A \cdot e \quad \text{Ecuación 8}$$

$$V_f = L \cdot A \cdot e \quad \text{Ecuación 9}$$

Siendo V_{pf} el volumen de las paredes frontales, V_{pl} el volumen de las paredes laterales, V_f el volumen del fondo, L el largo, A el ancho, P la profundidad y e el espesor, expresados en metros. Los valores de las dimensiones se pueden consultar en la tabla 24.

Para el caso del sedimentador, se va a aproximar a un cilindro, aunque el fondo es cónico, para simplificar el cálculo. De esta forma, se va a obtener un volumen de hormigón ligeramente mayor al realmente empleado para la construcción, pero no es una diferencia significativa. El volumen de hormigón que habrá que

utilizar será el correspondiente al volumen de la pared del cilindro más el necesario para el fondo. Las ecuaciones para el cálculo en este caso serán:

$$V_{pc} = P \cdot \left(\frac{\pi}{4} \cdot (D + e)^2 - \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \right) \quad \text{Ecuación 10}$$

$$V_f = P \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot e \quad \text{Ecuación 11}$$

Siendo V_{pc} el volumen de la pared del cilindro y D el diámetro del decantador. En la tabla 25 están reflejados los valores de profundidad y diámetro del sedimentador secundario.

Resolviendo las ecuaciones 7 a 11 y sumando los resultados para cada equipo, se obtiene lo siguiente:

Tabla 61. Volumen de hormigón necesario para la construcción del reactor aerobio y el sedimentador secundario en el proceso de fangos activos.

V_h reactor aerobio (m ³)	V_h sedimentador secundario (m ³)	V_h total (m ³)
216,2	109,3	325,5

Siendo V_h el volumen de hormigón.

Conocida la cantidad, el siguiente paso es elegir el tipo de hormigón a emplear. Se ha escogido el tipo HA-30/P/20/IV por su característica de alta resistencia en ambientes agresivos, como puede ser el caso de una estación depuradora. El coste de este tipo de hormigón se sitúa en torno a 85€/m³, pero no solo es el coste del material, también hay que tener en cuenta los gastos asociados a la obra para la construcción de los equipos, por lo que se propone un incremento del 25% sobre el valor del hormigón para contemplar, de forma aproximada, estos costes asociados. Por tanto, el precio empleado para la estimación económica será de **106,25€/m³**

Multiplicando ese coste por el volumen a construir, se obtiene un valor de: **34584,4€** para la construcción del reactor aerobio y sedimentador secundario del proceso de fangos activos.

Como se puede apreciar, el coste de las membranas es casi **8 veces** mayor que el de los equipos del proceso de fangos activos, sin tener en cuenta costes de mantenimiento y sustitución de las membranas, lo que incrementaría considerablemente la diferencia económica entre ambas alternativas de proceso.

8. Conclusiones.

Una vez realizado el diseño y la comparativa de ambos procesos, se llega a la conclusión de que el tratamiento de agua residual urbana mediante membranas de ultrafiltración proporciona una corriente de agua tratada de una mayor calidad que mediante el método convencional de fangos activados, así como una mayor cantidad de energía que se puede reutilizar en la propia planta, reduciéndose la necesidad y consumo energético de la red general, y marcando una pauta hacia la autosuficiencia, así como consigue reducir el tamaño de la planta y el terreno necesario para la edificación.

En cambio, el proceso de tratamiento mediante fangos activos es mucho menos costoso económicamente hablando, consiguiéndose unos resultados aceptables y dentro de lo que marca la legislación vigente en España, a costa de un mayor tamaño en la planta y de una obtención menor de energía durante el proceso.

Claramente el proceso de depuración de agua residual urbana mediante membranas de ultrafiltración tiene que ser el futuro en el campo del tratamiento de aguas por la excelente calidad del efluente que se consigue, pero todavía no es viable que se estandarice el proceso dada la gran inversión económica que es necesario realizar en los módulos de membrana, y en su correcto mantenimiento. En plantas de pequeño tamaño, con caudales de agua residual a tratar no muy elevados, como es el caso de diseño de este proyecto, puede ser una muy buena alternativa al proceso convencional de fangos activos, ya que la superficie de membrana necesaria no es tan elevada como sería en plantas situadas en grandes urbes, y pensadas para un mayor número de habitantes, y, por tanto, mayor caudal.

9. Bibliografía.

Dirección General del Agua del Ministerio de Medio Ambiente. (2007). *Manual para la gestión de vertidos*. Madrid: Centro de Publicaciones. Secretaria General Técnica. Ministerio de Medio Ambiente.

American Water Association Research Foundation. (1998). *Tratamiento del agua por procesos de membrana. Principios, procesos y aplicaciones*. (A. G. Brage, Ed.) Madrid: McGRAW-HILL. Recuperado el 2019

Climate-Data. (2019). *Climate-Data.org*. Obtenido de [https://es.climate-data.org/europe/espana/castilla-y-leon/valladolid-581/#:~:text=Valladolid%20Clima%20\(Espa%C3%B1a\)&text=La%20temperatura%20media%20anual%20es,de%20precipitaciones%20de%20422%20mm](https://es.climate-data.org/europe/espana/castilla-y-leon/valladolid-581/#:~:text=Valladolid%20Clima%20(Espa%C3%B1a)&text=La%20temperatura%20media%20anual%20es,de%20precipitaciones%20de%20422%20mm).

Directiva 91/271/CEE del Consejo Europeo sobre el tratamiento de las aguas residuales urbanas. (21 de Mayo de 1991). Europa.

Embid Irujo, A. (2010). *El consumo energetico en el ciclo del agua. Agua y Energía*. Instituto para la Diversificación y el Ahorro de la Energía. Obtenido de http://www.idae.es/uploads/documentos/documentos_Estudio_de_prospectiva_Consumo_Energetico_en_el_sector_del_agua_2010_020f8db6.pdf

FAO. (s.f.). *Food and Agriculture Organization of the United Nations*. Recuperado el 18 de Enero de 2019, de FAO Web site: <http://www.fao.org/docrep/t0848s/t0848s06.htm>

Fujioka, T., & Nghiem, L. (2015). *Fouling control of a ceramic microfiltration membrane for direct sewer*. School of Civil Mining and Environmental Engineering, The University of Wollongong, Water Infrastructure Laboratory, Wollongong.

Hernández Muñoz, A. (2001). *Depuración y Desinfección de Aguas Residuales* (5 ed.). Madrid, Madrid, España: Colegio de Ingenieros de Caminos, Canales y Puertos.

Instituto Nacional de Estadística. (2017). Obtenido de Instituto Nacional de Estadística: http://www.ine.es/prodyser/espa_cifras/2017

Isla de Juana, R. (2005). *Proyectos de Plantas de Tratamiento de Aguas*. Madrid, Madrid, España: Bellisco Ediciones.

Lateef, S. K., Soh, B. Z., & Kimura, K. (2013). *Direct membrane filtration of municipal wastewater with chemically*. Hokkaido University, Environmental Engineering, Sapporo.

Metcalf & Eddy. (1995). *Ingeniería de aguas residuales. Tratamiento, vertido y reutilización* (Primera ed.). Madrid: McGraw-Hill. Recuperado el 2019

Metcalf & Eddy. (2003). *Wastewater Engineering. Treatment and Reuse*. Nueva York, Estados Unidos: McGraw-Hill. Recuperado el 2018

P.C.WANKAT. (2012). *Separation Process Engineering: includes mass transfer analysis* (Tercera ed.). Prentice Hall.

Suez Water Technologies. (Enero de 2019). *Membrana ZeeWeed 500*. Obtenido de Suez Water Technologies Web site: <https://www.suezwatertechnologies.mx/products/ultrafiltration/zeewe-ed-500-membrane>