

Anexo I. Descripción detallada de la instalación

1. Datos de partida

Se parte de los siguientes valores del digestato líquido (ver Tabla 1) procedente del tratamiento anaerobio.

Digestato		
Parámetro	Valor	Unidades
Caudal	1.000	m ³ /día
DQO	54.000	mg/l
SST	50.000	mg/l
NTK	4.500	mg/l
P _T	400	mg/l
Ácidos y Grasas	2.000	mg/l
Conductividad	13.000	μS/cm
pH	8	upH

Tabla 1. Parámetros reales del digestato líquido.

El objetivo principal de este TFG es el análisis técnico para reducir los parámetros reales del digestato (Tabla 1) a los autorizados por parte de la Confederación Hidrográfica del Ebro y/o la Dirección General del Medio Ambiente de Navarra que se muestran en la Tabla 2.

Digestato		
Parámetro	Valor	Unidades
DQO	<250	mg/l
SST	<35	mg/l
NTK	<100	mg/l
P _T	<10	mg/l

Tabla 2. Parámetros autorizados del digestato líquido.

El sistema de depuración que se propone es un sistema biológico aerobio. Esto significa que:

- Se depurará únicamente la materia orgánica biodegradable. Los microorganismos asimilan fundamentalmente la materia orgánica, nitrógeno y fósforo.
- Debe asegurarse una proporción adecuada de materia orgánica, nitrógeno y fósforo. En caso de déficit de nitrógeno o fósforo, deberá realizarse un aporte adecuado de nutrientes.
- La temperatura del vertido debe ser tal que la temperatura en los reactores sea compatible con la vida de los microorganismos (Rango aceptable entre 10 y 35 °C, y rango óptimo entre 20 y 30 °C).
- El pH de los reactores debe estar comprendido entre 6.5-8 upH. Si no se cumple, se debe corregir previamente el pH del vertido, para asegurar la viabilidad del fango biológico.

- Unas conductividades mayores que 6000 $\mu\text{S}/\text{cm}$ disminuyen la actividad biológica en el reactor. Cambios bruscos de la conductividad y conductividades por encima de 12000 $\mu\text{S}/\text{cm}$ pueden inhibir por completo dicha actividad.
- El vertido no debe contener compuestos tóxicos para los microorganismos de la depuración. Se admiten productos químicos como sosa, ácido y aditivos de limpieza o desinfección biodegradables, pero descargados de forma gradual y en pequeñas cantidades. La concentración máxima aceptable de amonio cuaternario es de 10 mg/l.
- Se ha supuesto un contenido en cloruros inferior a 500 mg/l. Valores mayores a ese dato obligarían a un cambio en el material del depósito, equipos y tuberías.
- El pH de llegada al pozo de bombeo deberá ser superior a 4. Si se esperan vertidos con pH inferior deberán revisarse los materiales tanto de la obra civil como de los equipos ofertados.

Como se ha indicado en la sección de antecedentes, en primer lugar, el digestato bruto a 40°C de temperatura pasa por un decantador centrífugo (Figura 5). La función de este decantador es la deshidratación del fango biológico, aunque también se puede utilizar para la deshidratación de grasas. El fango deshidratado (sequedad 20-25%) se lleva a un contenedor, mientras que la parte líquida pasa por un tamiz.



Figura 5. Decantador centrífugo. ([Cbb decanter](#))

El tamiz rotativo (Figura 6) es una máquina diseñada para separar de manera continua los sólidos en suspensión de un líquido y retiene partículas de hasta 500 micras.



Figura 6. Tamiz rotativo. ([Gedar](#))

El líquido a filtrar entra en el tamiz a través de la tubería de entrada (más elevada que la de salida para que pueda funcionar por gravedad), donde el líquido se distribuye uniformemente a lo largo de todo el cilindro filtrante, que, a su vez, gira continuamente. Las partículas sólidas quedan retenidas en la superficie del cilindro y posteriormente son desplazadas hacia las rasquetas, que son las encargadas de separarlas y depositarlas en un contenedor.



Figura 7. Funcionamiento del tamiz rotativo. (Gedar)

Una vez el digestato líquido sale del tamiz, es conducido por gravedad a un depósito enterrado existente de 600 m³, al que llamaremos Buffer 1 y es aquí donde comienza la nueva instalación propuesta por AEMA. Únicamente el decantador centrífugo, el tamiz y el depósito Buffer 1 se aprovechan de la instalación actual de HTN.

Este depósito cuenta con sus boyas de nivel, que nos indican si hay un exceso o déficit de nivel de agua. En el bombeo de impulsión al homogeneizador o al sistema de flotación GEM, irá regulado según unas válvulas todo/nada, donde si una de ellas se abre, la otra se cierra por completo, aunque prácticamente siempre irá primero al homogeneizador.

El digestato líquido en el Buffer 1 contiene los valores de concentración que se muestran en la Tabla 3.

Digestato líquido de la centrífuga		
Parámetro	Valor	Unidades
Caudal	1.000	m ³ /día
DQO	42.000	mg/l
SST	30.000	mg/l
NTK	4.500	mg/l
P _r	300	mg/l
Ácidos y Grasas	2.000	mg/l
Conductividad	13.000	μS/cm
pH	8	upH

Tabla 3. Parámetros del digestato líquido en Buffer 1.

2. Eliminación de sólidos en suspensión (SST)

Como hemos indicado, la eliminación de sólidos en suspensión (SST) está compuesta por un tratamiento físico-químico con un equipo de flotación GEM y un depósito homogeneizador de alta carga. Vamos a pasar a describirlo a continuación.

2.1. El sistema GEM y sus ventajas

El tratamiento físico-químico de flotación avanzada sirve para reducir la concentración de sólidos en suspensión y aceites y grasas presentes en el vertido mediante la dosificación de químicos y la introducción de aire disuelto, haciendo que se produzca la flotación de los mismos.

Tanto el sistema GEM (*Gas Energy Mixing*) (Figura 8), como el sistema de flotación DAF (*Dissolved Air Flotation*), tienen el mismo objetivo: separar los fangos del agua depurada mediante la dosificación de producto químico y/o aire disuelto haciendo que se produzca la flotación de fangos.

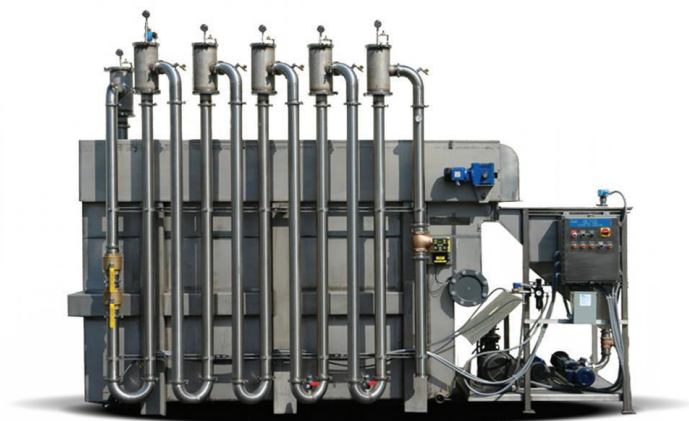


Figura 8. Sistema GEM. (Fuente: Clean Water Technology)

En el caso de esta EDAR, se ha elegido el sistema GEM de flotación, ya que tiene las siguientes ventajas respecto al DAF:

- Rendimiento excelente de eliminación de Grasas y Aceites, eliminación de sólidos en suspensión, turbidez, y DQO (contaminantes que pueden ser oxidados) y DBO (contaminantes que pueden ser biodegradados) no disueltos.
- Mínimo espacio de implantación (reducción del espacio del 50% respecto a los sistemas de flotación DAF).
- Sostenibilidad. Gran flexibilidad en variaciones de caudal líquido y sólido.
- Generación de lodos con mayor sequedad, por tanto, menor volumen, y menor coste de gestión.

- Sistema de cabezales LSGM (*Liquid Solid Gas Mixture*), que suministran al sistema la energía de mezcla adecuada para proveer una mezcla homogénea de agua, aire, contaminante y química, obteniendo como resultado una disolución del aire previa a la inyección de químicos en toda la corriente de agua a tratar, así el aire también forma parte de los flóculos (partículas pequeñas que han aumentado de tamaño y se han vuelto más sólidas tras el proceso de coagulación) formados y se tiene un uso más eficiente de los químicos; y por consiguiente, una reducción del consumo de químicos comparado con una flotación convencional.
- Muy fácil adaptabilidad para operaciones de producción discontinuas.
- Operación fácil, con menor involucración del personal de operación y mantenimiento.

La Figura 9 muestra las distintas componentes del sistema GEM:

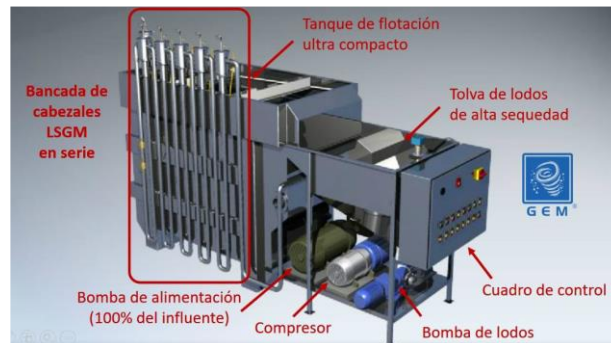


Figura 9. Componentes del sistema GEM. (Fuente: Clean Water Technology)

Los cabezales LSGM (Figura 10) ofrecen la flexibilidad para cambiar la energía de mezcla a las características específicas de las aguas residuales y condiciones cambiantes.

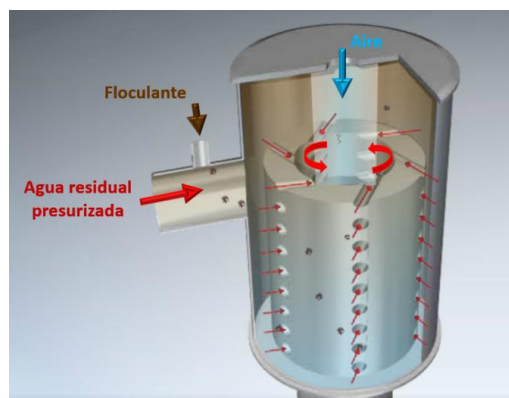


Figura 10. Interior del cabezal LSGM: efecto hidrociclón. (Fuente: Clean Water Technology)

El Sistema GEM satura el 100 % de la corriente de agua con aire disuelto, y al dejar libre la corriente de agua en la cámara de descompresión, el aire se expande formando millones de nano-burbujas desde el interior de los flóculos, haciendo que los mismos floten muy rápido. Por esta razón, el tanque de flotación es mucho menor que en un sistema de flotación convencional (el tiempo de residencia es de unos minutos).

Otros sistemas de flotación utilizan un método no-intrusivo de mezcla de productos químicos, tales como tubos de floculación o mezcladores de hélices, que son las formas tradicionales de mezcla. Ambas carecen de cierta eficiencia porque no pueden abrir la columna vertebral de los polímeros a su plena extensión.

En el sistema GEM, los químicos se mezclan en los cabezales LSGM como se muestra en la Figura 12 y en la Figura 13. El sistema GEM utiliza fuerzas centrífugas para abrir los polímeros sin dañarlos y tiene en serie seis cabezales cuyas energías de mezcla varían.

El resultado es una mayor eficiencia en el uso de químicos, y lodos más concentrados (Figura 11). Además, si los parámetros de cargas contaminantes y el flujo cambian en el futuro, y se presenta la necesidad de un cambio en los productos químicos utilizados, se replantea la proporción de la energía aplicada. Para ello, sólo es necesario variar el número de orificios abiertos en el cartucho de cada cabezal LSGM. El sistema es fácilmente adaptable a los cambios en el agua residual que llega a la depuradora.



Figura 11. Muestra de fango espesado a la salida del sistema GEM. (Fuente: Clean Water Technology)

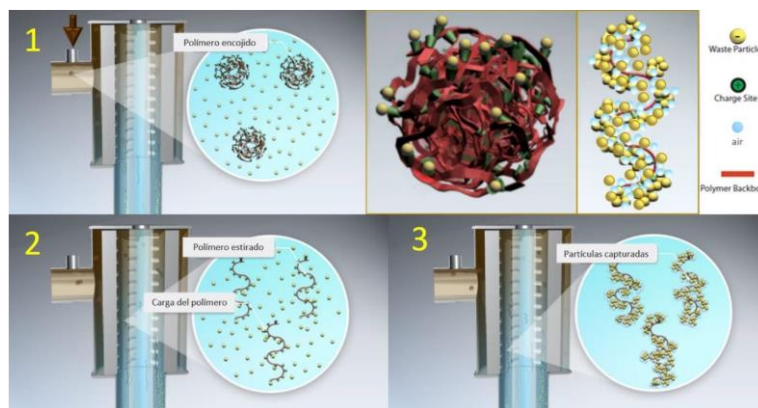


Figura 12. Estiramiento de la cadena polimérica debido a la energía de mezcla aplicada. (Fuente: Clean Water Technology)

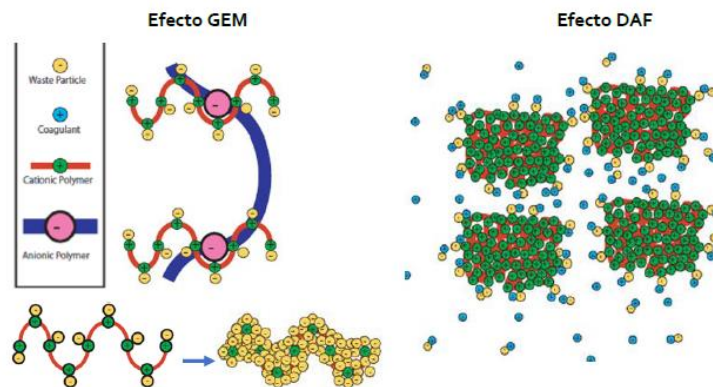


Figura 13. Comparación con otras tecnologías de la eficiencia de mezcla de los químicos con el agua a tratar.
 (Fuente: Clean Water Technology)

El Sistema GEM inyecta aire en el 100% del influente. Por tanto, la cantidad de burbujas generadas, una vez que disminuya la presión, será mucho mayor que con otros sistemas de flotación tradicionales.

El aire se disuelve en el agua residual antes de que el proceso de formación del flóculo comience. Esto permite una mejor y más rápida flotación de los flóculos.

Además, el fango producido será más seco que con otras tecnologías de flotación debido a la expulsión de parte del agua contenida dentro del flóculo que se produce cuando las burbujas interiores empiezan a crecer. Este lodo podrá ser llevado a un tanque de almacenamiento con una válvula de purga para sacar el agua libre, ya que el fango en reposo seguirá soltando agua. La sequedad del sistema GEM estará en torno a un 7-8%, aunque puede alcanzar sequedades superiores al 15% en reposo, mientras que el sistema DAF convencional (Figura 14), por lo general, extrae un fango con una sequedad aproximada del 3%.

A diferencia de la mayoría de las tecnologías tradicionales DAF, el sistema GEM airea y trata el 100% del agua residual bajo presión. Esto concede la capacidad de disolver rápidamente el aire en el agua residual antes de la adición de los productos químicos, lo que a su vez permite la incorporación de aire dentro de la estructura de flóculo y elimina la necesidad de sistemas de recirculación de agua para su aireación, así como las obstrucciones que existen en una recirculación en una celda de flotación de un sistema DAF.

El agua tratada en un sistema GEM tiene un alto nivel de oxígeno disuelto, de 0.9 ppm a 2 ppm, lo cual es beneficioso cuando el influente pasa a un tratamiento secundario biológico, como en este caso.

El crecimiento del sistema GEM sólo está limitado por el tamaño de los cabezales LSGM. Estos cabezales pueden permitir más o menos agua, si es necesario, mediante la variación del número de orificios abiertos en los cartuchos colocados en el interior de los cabezales. Esto hace que el sistema GEM permita una fácil adaptación a las variaciones de carga y/o de caudales influentes. Con el sistema GEM se adquiere la capacidad de limpiar cualquier nivel de contaminantes sin aumentar el tamaño del tanque o de capital.

Además de todos los beneficios descritos, también destaca la facilidad de instalación y la posibilidad de reubicación, en caso necesario, de forma sencilla.

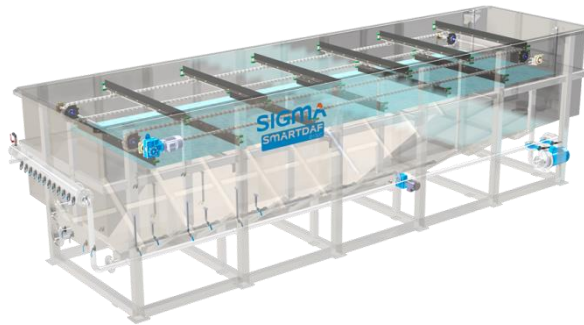


Figura 14. Sistema de flotación DAF. ([Sigma daf clarifiers](#))

El proceso, con la incorporación del Sistema GEM, es el siguiente:

- La bomba del sistema GEM requiere trabajar siempre en carga, que podrá ser alimentada por gravedad o por bombeo.
- Previo a la bomba del sistema GEM, se instalará un caudalímetro para el ajuste fino de las dosis de químicos.
- La bomba del sistema GEM alimentará a los seis cabezales LSGM a una presión de 7 bar, esto hace que el agua tenga una mayor capacidad de absorción/disolución de aire. Junto a la bomba, se encuentra el compresor para la inyección intermitente de aire al influente y para la apertura de las electroválvulas del sistema GEM. También se instalará una bomba de reserva.
- Arranque automatizado en función del nivel en los reactores biológicos gracias a las sondas de nivel instaladas en los reactores.
- Una vez arrancado el sistema GEM, arrancan el compresor y la bomba de dosificación de coagulante y floculante.
- El coagulante se inyecta en uno de los cabezales.
- El aire y el floculante se inyectan en los cabezales previstos para ese uso. El sistema de control del proceso permite ajustar las dosis de químicos para adaptarse a posibles cambios en la concentración en sólidos del agua.
- Después, el influente pasará por la cámara de descarga y los lodos pasarán a flotar en el tanque de flotación hasta su retirada.
- El Sistema GEM tiene incorporado un sistema de rasquetas para la recogida de lodos y los lleva hacia la tolva provisional de fangos.



Figura 15. Vista superior de un sistema GEM. (Fuente: Clean Water Technology)

El sistema GEM propuesto (Figura 15) cuenta con una bomba que impulsará el agua residual al mezclador LSGM donde los reactivos serán dosificados. Las fuerzas centrífugas que se producen en el interior de los cabezales son las encargadas de abrir los polímeros sin dañarlos, como ya hemos comentado.

El objetivo de la coagulación es cambiar las propiedades de los elementos insolubles, de modo que se separen más fácilmente, así se formarán los flóculos. Es mucho más sencillo separar partículas grandes y pesadas, que partículas más pequeñas y de poca superficie específica.

Mediante la dosificación de coagulante se conseguirán agrupar partículas muy pequeñas cargadas eléctricamente (coloides) y que, por su tamaño y carga, no sería posible su posterior eliminación. Se consiguen así neutralizar las cargas eléctricas que mantienen separadas a las partículas coloidales (coagulación), se agrupan aumentando el tamaño y rompiendo su equilibrio. La adición del floculante hace que estas partículas aumenten de tamaño para eliminarlas con mayor facilidad en el proceso de clarificación.

El reactivo coagulante que se dosifica, se almacenará en un depósito cilíndrico vertical de doble pared calorifugado que cumple con la normativa [APQ6](#) de almacenamiento de líquidos corrosivos. El floculante será dosificado desde un equipo automático preparador de polielectrolito diluido.

Además, a la entrada del GEM, se contará con un caudalímetro, que nos indicará el caudal de agua entrante al sistema de flotación.

Una vez realizada la coagulación-floculación en los cabezales LSGM, el agua pasará al tanque de flotación; desde el cual, el agua clarificada pasará al pozo de regulación, y los sólidos flotados son arrastrados por rasquetas hasta una tolva de recepción de fangos. Estos fangos son conducidos por gravedad para que no se rompa el flóculo formado hasta una instalación de secado de fangos con tornillo deshidratador DSM (*Swingmill Dewatering Screw Press*). Se instalará además un bombeo (1+1) con bombas helicoidales en bypass para tener la opción de conducción por bombeo en caso de que fuera necesario.

Los parámetros de salida del fango espesado son los que se muestran en la Tabla 4.

Salida de fango espesado		
Parámetro	Valor	Unidades
Cantidad	450	Tn/día
Seguridad	7	%

Tabla 4. Parámetros de salida de fangos del GEM.

2.2. Pretratamiento de aguas residuales industriales

El pretratamiento de aguas residuales industriales es el proceso de eliminación de los constituyentes de las aguas residuales cuya presencia pueda provocar problemas de mantenimiento y funcionamiento de los diferentes procesos, operaciones y sistemas auxiliares. Esto provocará:

- Asegurar el correcto funcionamiento de la maquinaria.
- La eliminación de los contaminantes que puedan provocar un problema en los equipos mecánicos: bombas, agitadores, turbinas, etc.
- La disminución de atascos y obstrucciones en las distintas tuberías de la instalación.
- La reducción de SST (Sólidos en Suspensión Totales) y DQO (contaminantes que pueden ser oxidados).

Las principales operaciones de pretratamiento son: desbaste, tamizado, desarenado, homogeneización y desengrase.

- Desbaste. Eliminación de sólidos de un tamaño mayor.
- Tamizado. Eliminación de sólidos del orden de micras.
- Desarenado. Eliminación de arenas.
- Homogeneización. Eliminación de picos de caudal.
- Desengrase. Eliminación de grasas y aceites.

Para este proyecto (HTN Biogás) utilizaremos el pretratamiento de homogeneización, una vez realizado anteriormente el de tamizado, que ya existe en la planta de HTN.

2.2.1. Homogeneización

Desde el depósito de digestato líquido de 600 m³ (Buffer1), éste se puede bombear directamente al sistema GEM o al homogeneizador de alta carga de 2940 m³ fabricado con módulos de hormigón, que estará agitado y aireado con un equipo AEMJET-I (Figura 17 y Figura 18). En dicho depósito se regulará el pH dosificando sosa cuando sea necesario.

Este tanque se considera necesario debido a las variaciones tanto de caudal, como de pH, que se pueden producir en el afluente de la EDAR. Con ello, vamos a mejorar la efectividad de los procesos de tratamiento aguas abajo. Sirve para amortiguar por laminación las variaciones de caudal, debido al flujo inconstante de los efluentes de las distintas etapas, así

conseguiremos un caudal más uniforme. Además, actuará como depósito tampón regulador y neutralizador de pH, para lo cual se instalará un equipo de control de pH. Desde este depósito se bombeará con dos bombas (1+1) al sistema de flotación GEM.

Para la aireación y agitación (también llamado *Korting*) de este reactor se propone la instalación de un sistema de toberas AEMJET. Basándose en los principios de funcionamiento de los eyectores, las aguas residuales de una bomba de recirculación y el aire de una soplante, viajan por líneas diferentes en el aireador del tanque y se encuentran dentro de boquillas de chorro concéntricas dobles, donde se produce el efecto “Venturi” (Figura 16), creando un intenso contacto líquido-aire y mezclando las dos corrientes; mientras se forman burbujas de tamaño micrométrico. El flujo mezclado sale de las boquillas a altas velocidades en patrones de mezcla estratégicamente diseñados que permiten un movimiento continuo dentro del tanque.

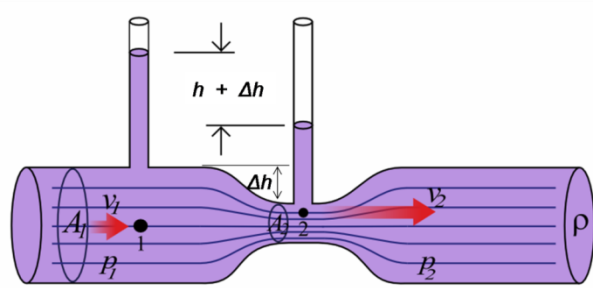


Figura 16. Efecto "Venturi". [\(Wikipedia\)](#)



Figura 17. Sistema de aireación AEMJET-I. [\(Aguas industriales\)](#)



Figura 18. Homogeneizador con sistema de aireación/mezclado. (Aguas industriales)

El equipo AEMJET aireador/mezclador está compuesto por los siguientes elementos:

- Un sistema de toberas interiores y exteriores.
- Por la tubería de mayor diámetro se recircula el líquido a agitar/airear, por medio de una bomba.
- Por la tubería de menor diámetro se conduce aire que proviene de una soplante.

El agua recirculada produce un vacío por efecto “Venturi” a través de la primera tobera (interna), que aspira el aire de la tubería de menor diámetro. Debido a la turbulencia y elevada velocidad que esto produce, el aire se mezcla inmediatamente con el líquido, formándose pequeñas burbujas que suben al exterior a gran velocidad y produciendo una corriente líquida de alta energía. La transferencia de oxígeno se realiza fundamentalmente en la zona de mezcla y en el recorrido ascensional de la burbuja (Figura 19 y Figura 20).

Se instalará además una sonda medidora de sólidos en suspensión para ver la concentración de éstos en el agua, y una sonda Redox para medir el estado oxidativo del sistema acuoso y se dosificará antiespumante al homogeneizador para evitar la creación de espumas en la superficie de este, además de contar con los medidores de nivel que deben tener todos los depósitos y pozos, bien sea en boya o en forma de controlador. El problema de la instrumentación por boya es la aireación de estos depósitos, que puede dar falsos valores, por lo que, siempre que se pueda, se instalarán controladores embridados.

También se instalará una sonda de pH para regular este parámetro mediante la dosificación de sosa en caso de que fuera necesario; y una sonda de sólidos para conocer la concentración existente. La dosificación de sosa estará almacenada en un depósito de doble pared calorifugado que cumple con la normativa [APQ6](#).



Figura 19. Sistema de inyección de aire mediante toberas. (Fuente: AEMA)

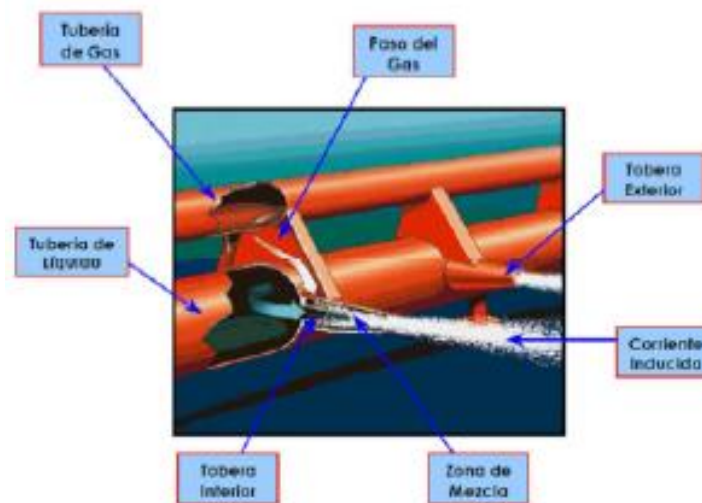


Figura 20. Esquema equipo de aireación/agitación. (Fuente: AEMA)

Este sistema de aireación/mezclado tiene una serie de beneficios.

- Flexibilidad del proceso: Con el sistema de aireación por eyectores, tanto el mezclado como la transferencia de oxígeno pueden ser controlados independientemente. El mezclado es gestionado por la bomba de recirculación, mientras que el nivel de transferencia de oxígeno lo es por la soplante. Además, la eliminación de nitratos en sistemas SBRs (*Sequential Biological Reactor*), se realiza utilizando las mismas bombas que se usan para proporcionar líquido motriz al sistema de aireación, a través de eyectores para mantener el licor mezcla (fango activo mezclado con agua residual) en suspensión y que se lleve a efecto el proceso anóxico. El sistema de aireación AEMJET permite aireación, pero también anoxia, interrumpiendo el aporte de aire, sin hacerlo con la recirculación de licor mezcla; lo cual es ideal cuando sea necesario eliminar nitrógeno.
- Eficiencia energética: Los aireadores a eyectores producen un factor alfa más alto respecto a otros sistemas de aireación. Esto significa que tiene requisitos de oxígeno estándar más bajos, y, por tanto, soplantes más pequeñas respecto a otras tecnologías de aireación (difusores).

- Fácil de mantener: Los componentes del equipo mecánico están situados fuera del tanque para facilitar el funcionamiento y el mantenimiento. Los aireadores de eyectores son de acero inoxidable y están diseñados para una prolongada vida útil.
- Rendimiento en climas fríos: Las tecnologías de aireación por eyectores se encuentran en la base de los tanques y son ideales para climas fríos, por tanto, trabajan eficazmente durante todo el año. Esto no pasaría si estuvieran situados en la superficie, ya que podrían congelarse o funcionar de una forma errónea.

3. Eliminación del nitrógeno amoniacal

3.1. Depósito intermedio

La salida del vertido del equipo de flotación GEM se dirigirá a un pozo de regulación, donde posteriormente se bombeará el vertido a un depósito intermedio de 310 m³ fabricado en módulos de hormigón. Este pozo contará con unas boyas de nivel que servirán para avisar en caso de exceso o déficit de agua.

El depósito también estará aireado y agitado con un sistema AEMJET. Esta vez será un sistema AEMJET-O (Figura 21), que funciona de forma similar al AEMJET-I anteriormente descrito, pero con una forma distinta de distribución de las toberas. La forma de distribución del sistema AEMJET-O es circular, mientras que la del AEMJET-I es en forma de tubería (Figura 17 y Figura 18).

Los parámetros del vertido a la salida del GEM se muestran en la Tabla 5.

Salida GEM		
Parámetro	Valor	Unidades
Caudal	1.535	m ³ /día
DQO	7.000	kg/día
SST	500	kg/día
NTK	2.500	kg/día
pH	8	upH

Tabla 5. Parámetros de vertido de salida del GEM.



Figura 21. Sistema de aireación/agitación AEMJET-O. (Fuente: AEMA)

Este depósito intermedio también dispondrá de una dosificación de sosa para aumentar el pH del vertido, ya que posteriormente se necesitará un pH más elevado para el proceso de desgasificación de amoníaco. La sosa estará almacenada en un depósito de doble pared calorifugado que cumple con la normativa [APQ6](#). Es por ello, que cuenta con una sonda medidora de pH, por si fuera necesario dosificar más o menos cantidad de sosa al 50%. Además, contará con un medidor de nivel como todos los depósitos y pozos, para evitar los reboses.

El vertido es bombeado (1+1) desde el depósito intermedio hasta el filtro de anillas, donde posteriormente pasará a la desgasificación de amoníaco. Además, con la ayuda de otro bombeo (1+1), mediante un bypass, se puede conducir el vertido directamente al reactor anóxico de 2480 m³; si no fuera necesaria la operación de *Stripping* (eliminación de componentes volátiles) o en caso de avería del *Stripping*. Ambos bombeos están controlados por un caudalímetro.

3.2. Filtro de anillas

Previamente a la llegada al *Stripping*, el vertido pasará por un filtro de anillas o discos autolimpiantes de 100 micras de paso. La anilla realiza la filtración física, reteniendo los sólidos no disueltos en el agua, y así pueden entrar con una concentración máxima de sólidos a la torre *Stripper* de 150 kg/día; de forma que se evita el ensuciamiento interno de la torre. Este equipo de filtración está compuesto por una batería de 12 filtros instalados en línea sobre colectores de entrada/salida. Permite la limpieza secuencial a baja presión de cada filtro en sentido inverso al de filtración, utilizando una mezcla de agua filtrada y aire comprimido almacenada en un tanque auxiliar, mientras continúa el suministro de agua filtrada aguas abajo. El lavado se lleva a cabo con muy poco volumen de agua.

Se propone además un drenaje de este filtro de anillas, el cual se llevará por gravedad hasta el pozo de cabecera (Buffer 1), así se volverá a pasar por el GEM y se eliminarán los sólidos en suspensión de este drenaje.

3.3. Intercambiadores de calor

Para aumentar el rendimiento del *Stripping*, debemos aumentar el pH y la temperatura (debe ser superior a 60 °C); es por ello, que el efluente pasa por dos intercambiadores de calor, uno de precalentamiento (aumenta la temperatura hasta 45°C) y otro de calentamiento. El intercambiador de calentamiento es alimentado por un flujo de corriente de agua de fábrica de 95 °C. Con esto se consigue aumentar la temperatura desde 25°C hasta los 65 °C.

3.4. *Stripping*

El *Stripping* o etapa de desgasado (Figura 22) es un proceso de desorción, por el cual la mayor parte del nitrógeno amoniacal de agua residual pasa a una corriente de aire. Únicamente se puede utilizar este método de tratamiento de aguas si los compuestos a eliminar del agua tienen tendencia a pasar a gas. El *Stripping* supone, por tanto, el transvase de la contaminación de un medio (líquido) a otro (gas).

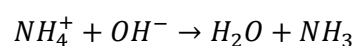
En las columnas de *Stripping*, mediante un relleno adecuado, se maximiza la superficie de contacto entre líquido y gas. El agua desciende por dicho relleno, mientras que el gas circula en sentido contrario. La columna opera a contracorriente entre la fase líquida y un flujo de aire de arrastre que se introduce por la parte inferior de la columna. Este aire asciende mediante un efecto mecánico y arrastra el NH_3 contenido en el agua. El agua limpia de NH_3 se drena por el fondo de la columna, y el aire, conteniendo el NH_3 desorbido, sale por la parte superior de la columna de vuelta a la torre *Scrubber*, en la que se eliminan los contaminantes en el aire (Figura 23).

Para la columna de *Stripping* se utilizan rellenos de gran superficie específica y baja pérdida de carga, que permiten obtener, con moderadas cargas de líquido, bajos consumos energéticos de explotación. El reparto de líquido se realiza con pulverizadores de cono lleno, que generan un espectro de gotas suficientemente pequeño para favorecer e incrementar el contacto entre las dos fases.



Figura 22. Columna de *Stripping*. (Fuente: Tecnum)

El amoníaco es una base débil que reacciona con el agua (ácido débil) para formar hidróxido de amonio. Para la extracción del amoníaco, se añade sosa, y se aumenta el pH hasta 10; así se consigue la conversión de los iones de amonio en amoníaco gaseoso, según la siguiente reacción:



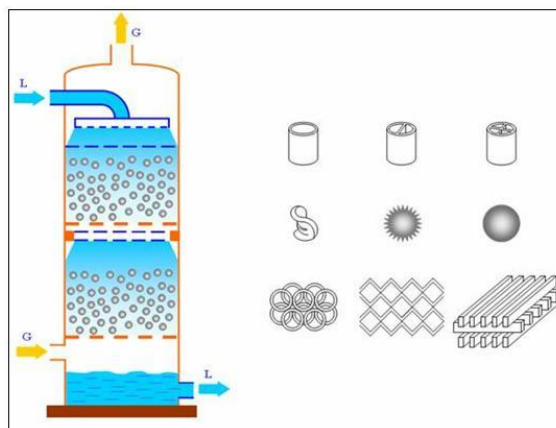


Figura 23. Esquema de una columna de absorción de gases y rellenos. [\(La cova\)](#)

Este proceso se debe combinar con una etapa de absorción posterior del amoníaco en una corriente de agua realizada en la torre *Scrubber*, con la finalidad de no emitirlo a la atmósfera. Para la etapa de absorción se requiere que el agua tenga un ácido (pH bajo).

En esta segunda torre, mediante un proceso de absorción en un medio acuoso ácido, el gas amoníaco se convertirá en sulfato amónico, y será almacenado en un depósito aparte, para que la empresa posteriormente pueda utilizarlo como abono.

Es conveniente eliminar previamente la materia orgánica más volátil de los purines para obtener una sal amoniacal limpia. Este proceso puede realizarse mediante digestión anaerobia, así pues, la energía térmica obtenida de un proceso de cogeneración a partir del biogás se puede utilizar para subir la temperatura de la fracción líquida digerida.

Esta extracción del nitrógeno por arrastre con aire, presenta distintas ventajas respecto a otros sistemas de remoción del amoníaco.

- Operación relativamente sencilla que no se ve afectada por la fluctuación del agua residual, si el pH y la temperatura del aire se mantienen estables.
- Es un procedimiento mecánico y no produce retro-lavados o materiales regenerados.
- No se ve afectada por compuestos tóxicos que puedan alterar el desempeño de un sistema biológico.
- Proceso controlado.

En el bombeo de recirculación de agua acidificada de la torre *Scrubber*, se dosifica ácido sulfúrico al 98%, el cual estará almacenado en dos depósitos de doble pared que cumplen con la normativa [APQ6](#) para el almacenamiento de líquidos corrosivos en recipientes fijos. Los bombes de ácido se instalarán en un armario de dosificación.

Además, el fabricante “TECNIUM” exige que, para el correcto funcionamiento de estas torres, la concentración máxima de sólidos en suspensión sea de 150 mg/l, por tanto, lo definiremos como valor máximo de entrada de sólidos.

4. Tratamiento biológico

Después del proceso de desgasado del amoníaco, se propone un tratamiento biológico compuesto por dos reactores concéntricos y fabricados con módulos de hormigón. El anóxico de 2480 m³, donde se lleva a cabo el proceso de desnitrificación; y el aerobio de 7250 m³, donde se realizará el proceso de nitrificación y la degradación de la materia orgánica.

Se plantean dos depósitos semienterrados, donde el panel del reactor aerobio es de 8 m, enterrado 3 m y por tanto quedarán 5 m vistos, estipulados con el cliente. Además, debido a la pendiente se tienen en cuenta otros 2 m enterrados. Esto hará que el depósito tenga una altura total de 10 m.

Mediante un bombeo (1+1) desde la salida de la torre *Stripper*, se conduce el agua con menor concentración de amoníaco al reactor anóxico, regulada con un caudalímetro. Anteriormente, se había aumentado el pH hasta los 10 upH para favorecer el rendimiento del proceso de desgasificado. Por tanto, ahora debemos reducir de nuevo el pH hasta los 6-8 upH para el correcto funcionamiento del resto de procesos; es por esto, que se añade ácido sulfúrico directamente a la tubería de impulsión del bombeo al reactor anóxico.

Es recomendable comprobar que se cumple la regla 100/5/1 de nutrientes, siendo DQO/N/P aplicada al agua que entra al proceso biológico:

- Si se cumplen estas proporciones, no hay que añadir nutrientes, ya que cumple con las proporciones ideales.
- Si está por debajo, deberemos añadir N₂ mediante la adición de urea y/o fósforo, mediante la adición de ácido fosfórico.
- Si está por encima, deberemos favorecer el proceso de nitrificación/desnitrificación y/o de eliminación de fósforo (explicados más adelante).

Por tanto, en base a la regla 100/5/1, y sabiendo que la DQO tiene un valor de 7000 kg/día, se esperan unos valores orientativos de 350 kg/día de NTK (Nitrógeno Total Kjeldahl) y de 70 kg/día de fósforo a la entrada del tratamiento biológico. Como se muestra en el Anexo II, el valor de carga de nitrógeno que se tiene en cuenta a la entrada del tratamiento biológico es mayor a estos 350 kg/día, por lo que se debe realizar el proceso de nitrificación-desnitrificación.

Los parámetros de entrada al tratamiento biológico vienen definidos en la Tabla 6.

Entrada al tratamiento biológico		
Parámetro	Valor	Unidades
Caudal	1.435	m ³ /día
DQO	7.000	kg/día
SST	150	mg/l
pH	7	upH
CE	13.000	μs/cm

Tabla 6. Parámetros de entrada al tratamiento biológico.

4.1. Eliminación del nitrógeno orgánico

El nitrógeno es un contaminante de las aguas residuales que hay que eliminar por ser perjudicial por diferentes razones: reduce el oxígeno disuelto en las aguas superficiales, es tóxico para el ecosistema acuático, es un riesgo para la salud pública y junto al fósforo (P) son responsables del crecimiento desmesurado de organismos fotosintéticos (eutrofización).

La eliminación de nitrógeno se realiza con un proceso de nitrificación y desnitrificación. La nitrificación consiste en la conversión aerobia del nitrógeno amoniacal a nitrato, y la desnitrificación es la conversión anóxica de nitratos en nitrógeno gas.

En la nitrificación, se reduce la demanda de oxígeno del amoníaco mediante su conversión a nitrato. Para eliminarlo se realiza el segundo paso, la desnitrificación. El nitrato conseguido en el anterior proceso pasa a ser un producto gaseoso y es eliminado.

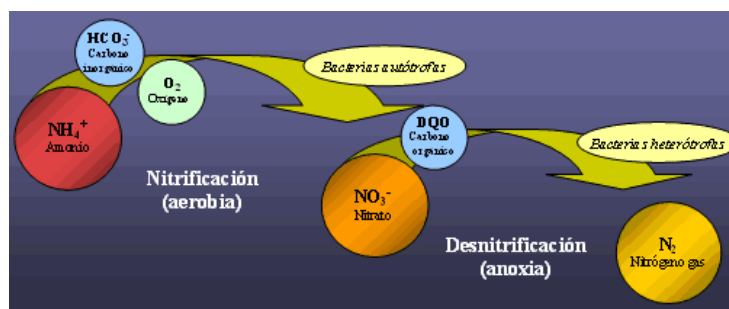
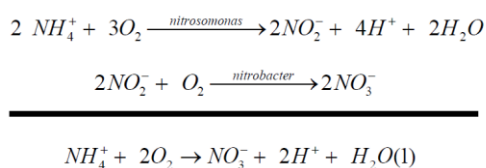


Figura 24. Representación esquemática del proceso de nitrificación-desnitrificación. [\[3 tres 3\]](#)

La nitrificación se realiza por bacterias autótrofas aerobias (nitrosomas y nitrobacter). Es una reacción exotérmica, donde el nitrógeno amoniacal primero se convierte en nitrito y muy poco tiempo después en nitrato.

La desnitrificación es un proceso que realizan bacterias heterótrofas aerobias en condiciones anóxicas (ausencia de oxígeno disuelto y presencia de nitratos). Estas bacterias son capaces de utilizar los nitratos como aceptores de electrones en vez del oxígeno. Este proceso tiene lugar en varias etapas. Primero el nitrato (NO_3^-) pasa a nitrito (NO_2^-) para después pasar a óxido nítrico (NO), a óxido nitroso (N_2O) y finalmente a N_2 gas; esto se consigue gracias a la acción de distintos géneros de bacterias. La desnitrificación puede tener lugar al mismo tiempo que se oxida la materia orgánica.

NITRIFICACIÓN



DESNITRIFICACIÓN

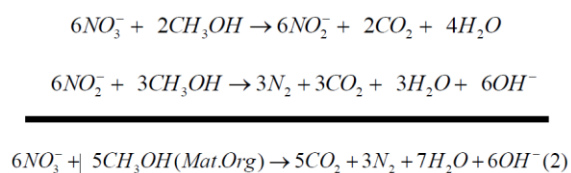


Figura 25. Reacción química de nitrificación-desnitrificación. (Fuente: AEMA)

4.2. Reactor anóxico

Se propone un reactor anóxico concéntrico con el reactor aerobio de 7250 m³, del que hablaremos más adelante, simplemente por la falta de espacio en el terreno para instalar dos reactores de forma separada, pero el funcionamiento es el mismo.

Existe además una corriente de recirculación (rica en nitratos y nitritos) desde el reactor aerobio mediante dos bombas SRG (1+1), para aguas residuales, instaladas con un pasamuros. En este reactor se producirá el proceso de desnitrificación explicado anteriormente bajo condiciones anóxicas (ausencia de oxígeno y presencia de nitratos). Además, se propone la presencia de dos agitadores para favorecer el movimiento de las aguas del reactor anóxico, y así evitar la decantación del fango y, en consecuencia, la anaerobiosis del licor mezcla.

Por último, dicho reactor cuenta también con una sonda Redox para medir el estado oxidativo del sistema acuoso, lo que nos dará información del proceso de nitrificación.

4.3. Reactor Aerobio

En el reactor biológico aerobio de 7250 m³ se produce la eliminación de la materia orgánica y la oxidación del amonio en nitratos. Para ello, es necesario una buena aireación del licor mezcla que aporte el oxígeno necesario para que los microorganismos aerobios puedan realizar su ciclo vital, consumiendo la materia orgánica y oxidando el amonio en nitratos. Para la nitrificación es necesario que existan concentraciones de oxígeno disuelto para evitar que el oxígeno sea un elemento limitante y se produzca el cese o ralentización del proceso.

Se propone un sistema de toberas AEMJET-I similar al del homogeneizador (Figura 17, Figura 18, Figura 19 y Figura 20), dos grupos de soplantes (2+1) que suministren el oxígeno necesario, y un bombeo de recirculación de agua compuesto de dos bombas para cada brazo del *Korting*, para la agitación y mezcla del aire y el vertido.

Los grupos soplantes y bombas se encuentran controlados por una sonda de O₂ y por una sonda Redox, con el fin de garantizar el aporte de oxígeno preciso. Con esto se consigue reducir el gasto energético, ya que se aportará sólo el oxígeno que sea necesario, no se aportará ni en mayor ni en menor cantidad. Esta última será más importante, ya que puede producir problemas biológicos en el efluente.

Además, se instalará una sonda de sólidos para realizar una purga de fangos en el momento que sea necesario, la sonda Redox anterior que servirá para medir el estado de oxidación del vertido y una sonda de pH para medir la acidez del agua, así como el controlador o boya de nivel correspondiente.

La soplante será accionada mediante un variador de frecuencia para realizar el ajuste automático de la velocidad de trabajo en función de las necesidades del proceso.

Se añadirá también la dosificación de antiespumante mediante bombas dosificadoras de un inhibidor de espumas, para evitar su formación en la superficie del reactor.

5. Sistema de ultrafiltración MBR

Una vez finalizado el proceso de biodegradación se pasará el vertido por gravedad a un sistema de ultrafiltración con biorreactores de membrana MBR (Figura 26). Para que dicho sistema funcione, debe pasar al menos un caudal cinco veces mayor que el caudal medio de tratamiento. Para controlarlo, se dispondrá de una válvula de tajadera automática controlada con un caudalímetro. El agua discurrirá a través de un filtro de malla para evitar el paso de partículas sólidas de más de 5 mm.

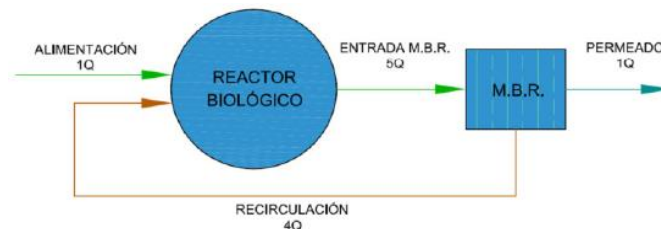


Figura 26. Esquema general de flujo de caudales en los reactores biológico y de membrana. (Fuente: AEMA)

El sistema de ultrafiltración con MBR tiene las siguientes ventajas frente a otros sistemas convencionales, como puede ser el sistema de lodos activados (Figura 27).

- Efluente de gran calidad. Esto permite su reutilización directa, el efluente queda libre de sólidos en suspensión, bacterias, y se reduce el contenido de virus; eliminando la necesidad de un tratamiento terciario para desinfectar el efluente.
- Tiene una mayor adaptabilidad a las variaciones de caudal y temperatura.
- Menor producción de fangos y, por consiguiente, menores costes de explotación.
- Es posible el post-tratamiento con ósmosis de forma directa.
- No se ve afectado por problemas en el fango biológico: *bulking* (mala sedimentación de los flóculos del fango activo), fangos flotantes, etc.
- Menor necesidad de espacio y, por tanto, coste de obra civil más reducido.
- Sistema compacto y modulable con gran flexibilidad de operación.
- Facilidad de ampliación sin necesidad de obra civil.

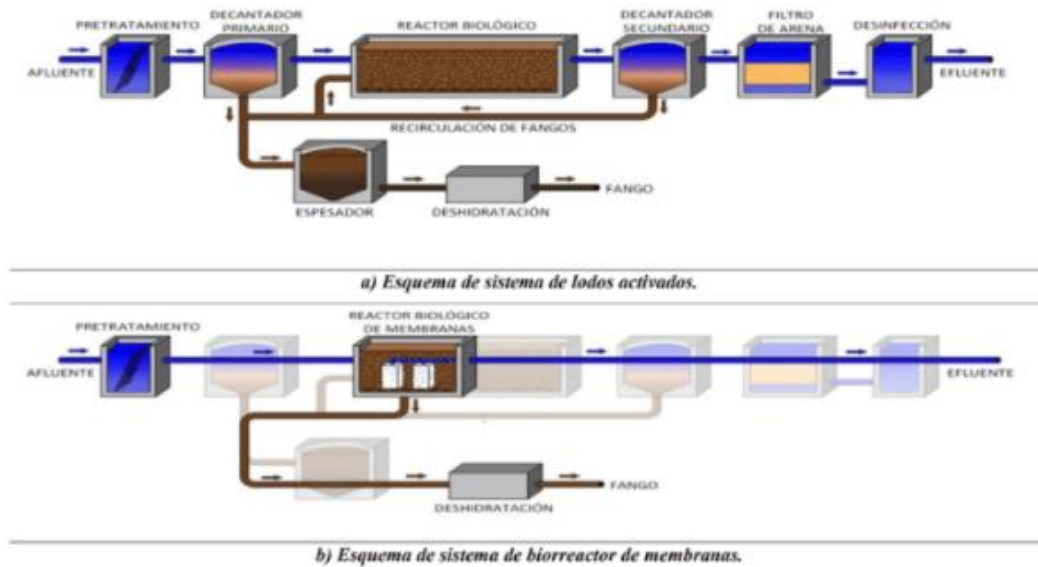


Figura 27. Sistema de lodos activados (abajo) frente a Sistema MBR (arriba). (Fuente: AEMA)

El tanque MBR está fabricado en acero inoxidable y tiene capacidad para 3 cassettes y un compartimento para los fangos (Figura 29). En el interior del tanque se van a disponer 2 cassettes de 52 módulos de membrana cada uno, con una superficie de filtración por módulo de 40 m².

El cálculo de la superficie total de filtración es la que se muestra a continuación:

$$S_T = 40 \text{ m}^2 \times 52 \text{ módulos} \times 2 \text{ cassette} = 4160 \text{ m}^2$$

Sabiendo que el caudal que sale de la purga de fango biológico bombeado hasta el homogeneizador es de 245 m³/día, que el caudal de entrada al tratamiento biológico es de 1435 m³/día, y que el caudal de tratamiento del MBR debe ser cinco veces el caudal medio, se calcula dicho caudal de tratamiento del MBR:

$$Q_T = 1435 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} - 245 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} = 1190 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} = 49583 \frac{\text{l}}{\text{h}}$$

$$Q_{MBR} = \frac{1190 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} \times 5}{24 \frac{\text{h}}{\text{día}}} = 247.91 \approx 250 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

A partir de estos datos, se podría calcular el flujo de permeado neto del sistema MBR (Figura 28):

$$\text{flux} = \frac{49583 \frac{\text{l}}{\text{h}}}{(40 \text{ m}^2 \times 52 \text{ módulos} \times 2 \text{ cassette})} = 11.92 \frac{\text{l}}{\text{m}^2 \text{h}} \approx 12 \frac{\text{l}}{\text{m}^2 \text{h}}$$

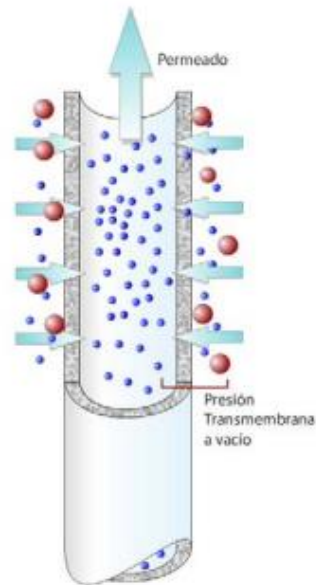


Figura 28. Flujo de permeado de un sistema MBR. [\(Water action plan\)](#)



Figura 29. Instalación de un MBR en depósito de acero inoxidable. [\(Blog del agua\)](#)

Las membranas necesitan realizar limpiezas de mantenimiento y de recuperación para que se encuentren en perfecto estado. Estas tareas de limpieza se llevarán a cabo mediante la adición de químicos, cuando sea necesario, mientras que el mantenimiento se realizará de manera rutinaria. Se realizan retro lavados de limpieza enviando agua tratada desde el tanque CIP (*Clean In Place*) de 200 m³ al interior de la fibra, a la vez que el aire de las soplantes agita las membranas.

El agua limpia conseguida mediante el permeado, será extraída del licor mezcla a través de las membranas, y enviada al depósito de acumulación depurada CIP. El tanque del MBR está construido en inox 304.

Tanto el permeado, como el retro lavado, se utilizan con una única bomba lobular. Este tipo de bombas permite bombear en ambos sentidos.

Una de las principales ventajas es la robustez que aporta al sistema, al ser un tratamiento físico, casi independiente de la microbiología del sistema. Una ventaja potencial es la reutilización, ya que tiene la capacidad de retener un alto porcentaje de virus, bacterias o componentes orgánicos e inorgánicos que frecuentemente son encontrados en los efluentes de los tratamientos biológicos convencionales.

El agua tratada se bombea a un tanque CIP de PRFV (Poliéster Reforzado de Fibra de Vidrio) de 200 m³. A partir de aquí, el agua tendrá tres caminos marcados.

- Por gravedad a un depósito existente de 780 m³ para ser utilizada como agua de riego.
- Mediante un bombeo (1+1) para la recuperación de agua para preparadores de polielectrolito.
- Por bombeo (1+1), de nuevo al intercambiador de precalentamiento del proceso de *Stripping*.

La segunda opción de tratamiento, en que se envía el agua procedente del tanque CIP a los intercambiadores, es simplemente para darle versatilidad a la planta. Si en algún momento se decide no usar la zona del *Stripping* por avería o simplemente porque se considera que no es necesario, siempre se tendrá la opción de realizar este proceso al final.

6. Secado de fangos del GEM

Se quieren tratar 24 toneladas de materia seca al día, unos 17 m³/h, con una concentración en torno al 7%. Este fango es el resultante del tratamiento efectuado por el sistema GEM.

El modelo requerido para este caudal es el Sistema DSM 702D, con capacidad nominal de hasta 360 kg MS/h pudiendo alcanzar 600 kg MS/h en función del lodo a tratar.

Los lodos provenientes del sistema GEM se conducen al tubox por gravedad para que no se rompa el flóculo, donde se acondiciona el fango con el polímero diluido.

El interior de la estructura del Sistema DSM (DSM similar a Figura 32) está compuesto por placas de anillos separadores cilíndricos móviles (Figura 30). El movimiento rotacional con el tornillo de paso variable proporciona un proceso continuo de deshidratación. Su diseño hace que se eliminen las posibles obstrucciones (Figura 31).

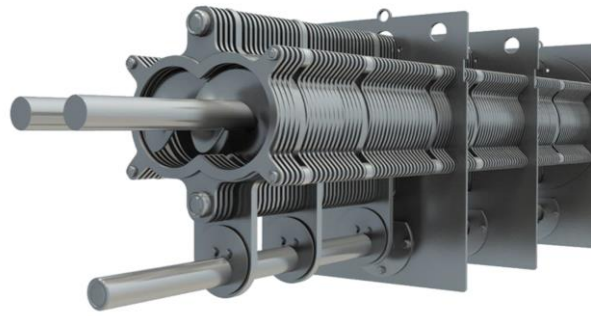


Figura 30. Estructura del interior del Sistema DSM. (Fuente: Clean Water Technology)

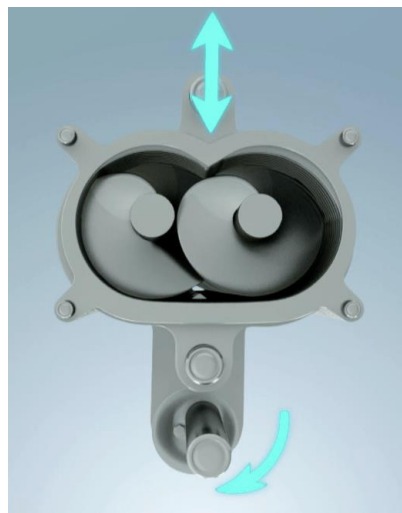


Figura 31. Representación de los movimientos que efectúa el Sistema DSM. (Fuente: Clean Water Technology)

Es un sistema completamente automatizado; capaz de arrancar, operar y parar sin intervención de un operario. El sistema de deshidratación DSM es especialmente útil en la deshidratación de lodos urbanos con bajo contenido de sólidos (por debajo del 0.2%) y en las industrias que generan lodos con un alto contenido en aceites y grasas.

El sistema tiene las siguientes componentes:

- Tanque de floculación (floculador) con un mezclador previo en tubería (Tubox).
- Sistema DSM.
- Armario eléctrico.

Además, se distinguen tres zonas dentro del sistema (Figura 32):

- Zona de espesamiento, donde el lodo se hace más denso.
- Zona de deshidratación, donde se elimina agua del lodo por la presión generada por el anillo estático y los anillos móviles.
- Zona de escurridos, donde un plato estático aumenta la presión y se produce la torta deseada.

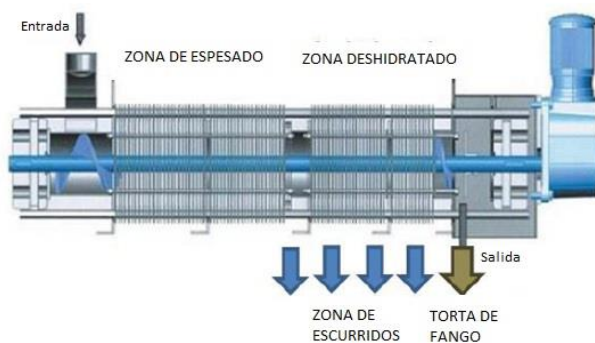


Figura 32. Zonas diferenciadas del tornillo deshidratador de fangos. [\(Aguas industriales\)](#)

El Sistema DSM presenta una serie de ventajas que hacen que el operario necesite una atención mínima al sistema pudiendo centrar su intervención en otros puntos de la instalación.

- Proceso contra lavado ajustable en frecuencia y tiempo, y el sistema de anillos anti-obstrucción (Figura 30 y Figura 31) para mantener el sistema limpio.
- Capacidad de tratar un efluente de recirculación con un contenido en sólidos muy bajo.
- Reducido tamaño.
- Fácil de operar y mantener: bajas revoluciones (desgaste mínimo).
- Equipo sostenible: consumo energético muy bajo, consumo de agua únicamente necesario para el contra lavado, un nivel de ruido inferior a 70 dB y no produce gases.



Figura 33. Tornillo deshidratador de fangos. [\(Siwatechnology\)](#)

El proceso de deshidratación de fangos mediante el Sistema DSM es el siguiente (Figura 34):

- Por gravedad, el fango producido por el sistema GEM es conducido desde la tolva de fangos al tubox. Se podría bombear, pero se decide hacerlo por gravedad para no romper el flóculo formado en el GEM.
- En el tubox se acondicionarán, con el polímero diluido previamente (floculante producido por el equipo de polielectrolito), y el depósito floculador a baja velocidad.
- Posteriormente, el lodo floculado pasa al tornillo deshidratador DSM, primero por la zona de espesado y acabando en la zona de deshidratación.

- En la zona de deshidratación, el espacio entre anillos móviles y fijos es menor, y gracias a esta presión ejercida por la placa final y la extrusión del doble tornillo, el lodo sale en forma de torta.
- Se descarga la torta deshidratada mediante una bomba helicoidal hasta un contenedor.
- Tanto los escurridos (parte líquida), como el vaciado, se conduce a un pozo de bombeo de escurridos, donde con la ayuda de un bombeo sumergible (1+1) se conducirá al Buffer 1 o al depósito intermedio, dependiendo de su turbidez (controlada mediante una sonda de turbidez instalada en la salida de los escurridos del tornillo DSM) mediante dos válvulas automáticas.

Los parámetros previos al pozo de escurridos son los que se muestran en la Tabla 7.

Ecurrido DSM (retorno)		
Parámetro	Valor	Unidades
Caudal	300	m ³ /día
DQO	7.000	mg/l
SST	500	mg/l
NTK	2.500	mg/l
P _T	40	mg/l
AyG	200	mg/l
pH	8	upH

Tabla 7. Parámetros del escurrido del DSM.

Los parámetros de salida del fango deshidratado del sistema DSM son los que se muestran en la Tabla 8.

Fango deshidratado DSM		
Parámetro	Valor	Unidades
Cantidad	150	Tn/día
Sequedad	25	%

Tabla 8. Parámetros del fango deshidratado del DSM.

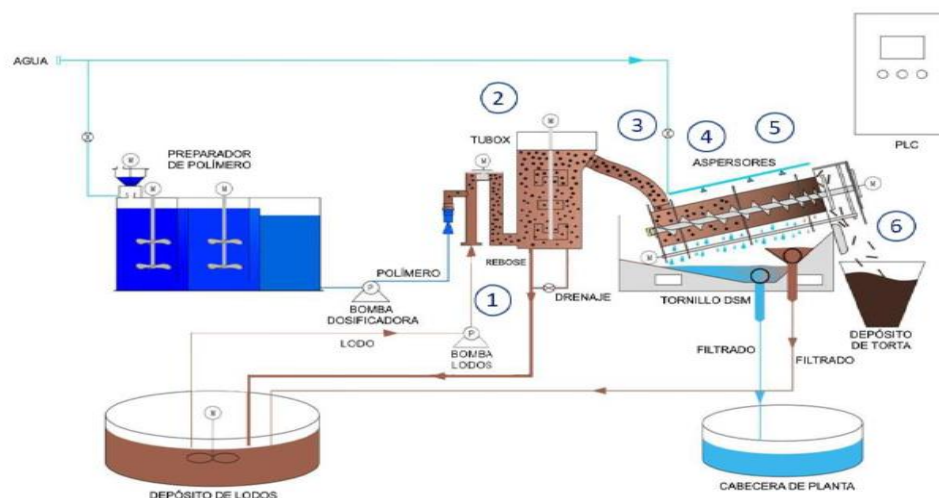


Figura 34. Funcionamiento del tornillo DSM. (Fuente: AEMA)

Además del decantador centrífugo, y el tornillo deshidratador de fangos (explicados anteriormente), hay otra forma de deshidratación de fangos: a través de un filtro-prensa. La deshidratación en un filtro-prensa (Figura 35) se lleva a cabo forzando la evacuación del agua presente en el fango a través de un filtro por la aplicación de una presión elevada. Se consigue una sequedad del fango del 20 al 30%.

No se ha tenido en cuenta esta posible solución porque el filtro-prensa es aconsejable para instalaciones con vertidos que generan fangos con elevado contenido en inertes (industria conservera, papelera, etc.), y no es recomendable para vertidos con altas concentraciones y grasas (industria ganadera, agricultura, etc.) como en el caso de HTN.



Figura 35. Filtro-prensa. (Estruagua)

7. Sistema de gestión SCADA

El sistema de gestión SCADA es un método de gestión y control que permite la supervisión del proceso. Este sistema permite el manejo automático de procesos que, mediante la introducción de una consigna, actuarán de manera autónoma, siendo vigiladas y registradas todas sus acciones en el histórico de datos y alarmas que incluye dicho sistema (Figura 36).

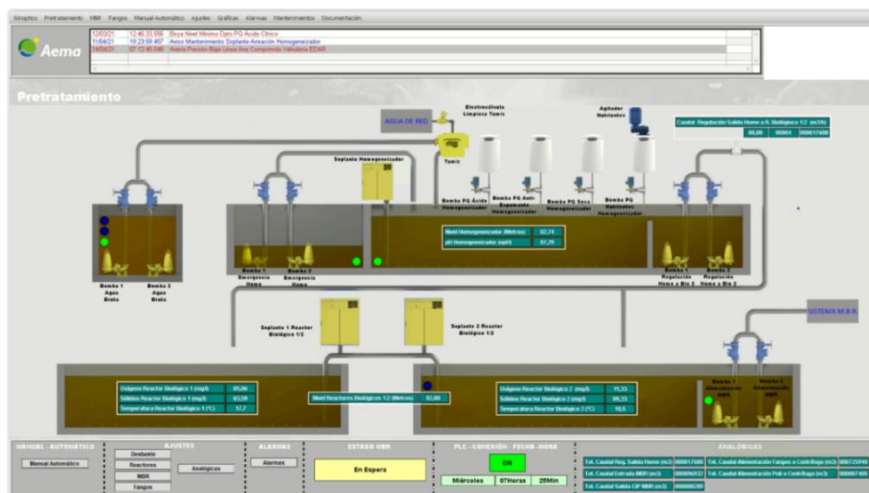


Figura 36. Pantalla de inicio del programa SCADA. (Fuente: AEMA)

El sistema SCADA permite la visualización del proceso y acciones individuales que se han llevado a cabo, o se están llevando a cabo en la planta, dando la posibilidad de seguir trabajando de forma automática o cambiar a manual cada equipo de la planta, siempre bajo el criterio del jefe de planta (Figura 37). Además, el sistema SCADA tiene la posibilidad de cifrar, bajo contraseña, cualquier parámetro o proceso que se considere necesario para evitar su incorrecta utilización, por tanto, sólo podrán ser modificados por las personas cualificadas para ello.



Figura 37. Pantalla de estado de equipos. (Fuente: AEMA)

El sistema se compone de varias pantallas donde se pueden observar las variables necesarias para comprender y examinar el proceso (Figura 38). Además, contará con una pantalla de alarmas, donde se pueden visualizar las anomalías ocurridas en la planta, controlarlas y gestionarlas, ya que se genera un fichero de históricos.

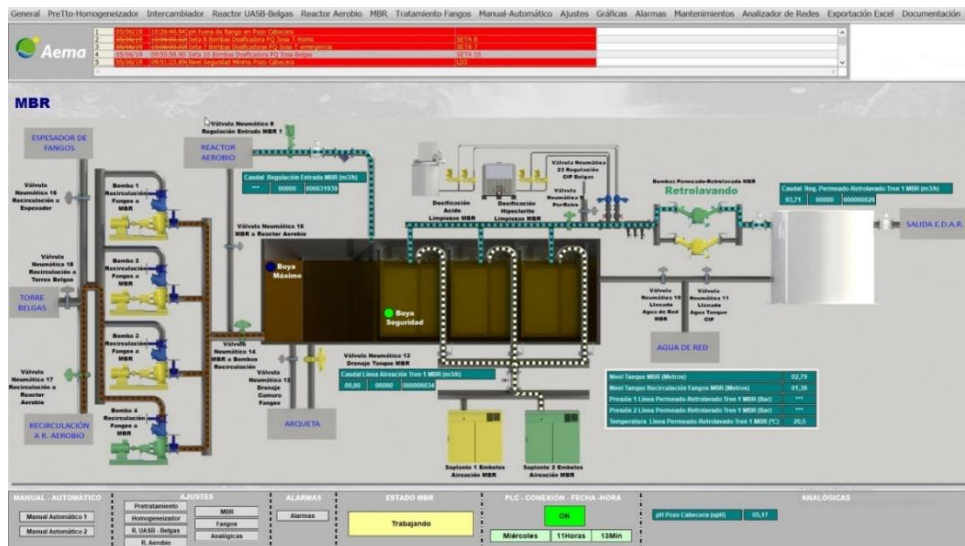


Figura 38. Ejemplo de visualización de un MBR en el sistema de gestión SCADA. (Fuente: AEMA)

También cuenta con una pantalla de mantenimiento de equipos, donde se pueden visualizar las horas de funcionamiento, y así poder realizar el mantenimiento de los equipos que así lo requieran, pudiendo realizar alternancias entre equipos doblados.

En otra pantalla, se pueden visualizar y modificar todas las consignas de funcionamiento de la planta; así, el responsable de planta podrá ajustar el funcionamiento de la EDAR adaptándolo en función de las necesidades del proceso (Figura 39).



Figura 39. Pantalla de consignas de una EDAR (Fuente: AEMA)

Los técnicos de AEMA han desarrollado, además, un sistema de alarma en el que cualquier parámetro que se desvíe pueda estar controlado. En caso de producirse un fallo de funcionamiento de algún equipo y/o una alteración en alguna consigna, el propio programa detecta la alarma y emite una señal.

Además, también habrá una pantalla en la que se representan, por medio de gráficas en tiempo real, las variables que se consideren necesarias, para así conocer los estados y rendimientos de la planta (Figura 40).

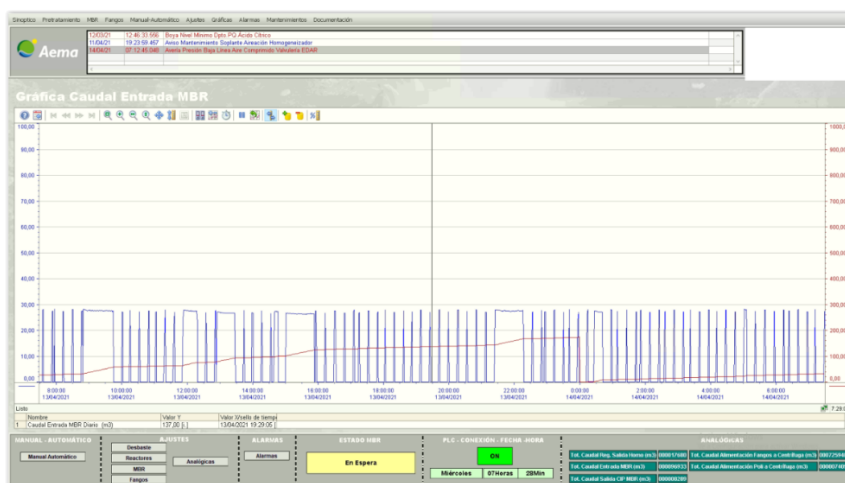


Figura 40. Pantalla de gráfica de caudal de entrada a un MBR. (Fuente: AEMA)

Anexo II. Cálculos detallados de la instalación

1. Cálculos previos

Los posteriores cálculos partirán de los valores del digestato mostrados en la siguiente tabla, correspondientes a la entrada del decantador centrífugo (Tabla 9).

Digestato		
Parámetro	Valor	Unidades
DQO	54.000	mg/l
SST	50.000	mg/l
NTK	4.500	mg/l
P _T	400	mg/l
AyG	2.000	mg/l
CE	13.000	μs/cm
pH	8	upH

Tabla 9. Parámetros iniciales.

1.1. Cálculo de caudales

Primero de todo, procederemos a hacer el cálculo de caudales de toda la instalación, pero antes de todo es conveniente comentar que se ha realizado un pilotaje en una planta similar a la que se instalará en HTN Biogás de donde se sacarán algunos parámetros para el diseño de la EDAR.

Para comenzar, se establece un caudal medio de entrada al decantador de 1.000 m³/día facilitado por el cliente. Por tanto, como se puede observar en la línea de proceso incluida en el Anexo VI, el caudal que sale a través del bombeo de regulación incluido en el depósito Buffer 1 (Q_{Buffer}) es el correspondiente a la suma del caudal medio de entrada al decantador centrífugo (Q_{cent}), el caudal procedente de los drenajes del filtro de anillas ($Q_{anillas}$) y el caudal que llega desde el bombeo de escurridos (Q_{esc}). Además, es importante saber que con muy poca frecuencia este caudal pasará directamente al sistema de flotación GEM, así pues, se establece que el caudal que llega al homogeneizador será el mismo que el que llega desde el bombeo de regulación.

$$Q_{homo} = Q_{Buffer} = Q_{cent} + Q_{esc} + Q_{anillas} = 1000 + 300 + 100 = 1400 \frac{m^3}{día}$$

Según el pilotaje, se establece un caudal de dosificación de polielectrolito del GEM y del DSM de 108 y 82 m³/día respectivamente.

Para calcular el caudal de retorno al DSM cabe destacar que, según el pilotaje, la carga de materia seca que irá al tornillo DSM será de 450 Tn/día aproximadamente. Se sabrá además

que la carga de polielectrolito del GEM y del DSM tiene un valor nulo, ya que la concentración de sólidos será cero por ser agua con sustancia química. La concentración de sólidos en suspensión en el reactor será de 0.8 % (8 g/l) y del MBR sale una proporción de agua hacia el tanque CIP de una quinta parte de la que entra, es decir, 1435 m³/día. Esto supone una relación de recirculación de 5/4 de caudal, que multiplicados por la concentración en los reactores nos dará la concentración de la purga de fango procedente del MBR.

$$\frac{5}{4} \cdot 0.8\% = 1\% \left(10 \frac{g}{l}\right)$$

Sabiendo lo expuesto anteriormente, procedemos a calcular el caudal necesario de retorno al DSM.

$$carga_{centrifuga} = 1000 \frac{m^3}{día} \cdot 30000 \frac{mg}{l} \cdot 1000 \frac{l}{m^3} \cdot 10^{-6} \frac{kg}{mg} = 30000 \frac{kgMS}{día}$$

Si suponemos un caudal de recirculación hacia el DSM de 300 m³/día:

$$carga_{DSM} = 300 \frac{m^3}{día} \cdot 500 \frac{mg}{l} \cdot 1000 \frac{l}{m^3} \cdot 10^{-6} \frac{kg}{mg} = 150 \frac{kgMS}{día}$$

$$carga_{poli\ GEM} = 0$$

$$carga_{poli\ DSM} = 0$$

$$carga_{fa} = 245 \frac{m^3}{día} \cdot 10 \frac{g}{l} = 2450 \frac{kgMS}{día}$$

$$carga_{anillas} = 500 \frac{kg}{día} - 150 \frac{kg}{día} = 350 \frac{kgMS}{día}$$

$$\frac{kgMS_{total}}{día} = \frac{(30000 + 150 + 2450 + 350) \cdot \left(\frac{100}{7}\right)}{1000} = 470.7 \frac{Tn}{día} \approx 450 \frac{Tn}{día}$$

Al ser valores orientativos, se comprueba que se cumple, por tanto, está bien supuesto ese caudal de recirculación al DSM de 300 m³/día.

El caudal de entrada al sistema de flotación GEM (Q_{GEM}) constará de la suma del caudal del decantador centrífugo (Q_{cent}), el caudal que sale hacia el tornillo DSM (Q_{DSM}), la dosificación de polielectrolito del GEM (Q_{poli GEM}) junto a la del DSM (Q_{poli DSM}), el retorno del fango aerobio desde el MBR (Q_{fa}) (se comentará más adelante) y el drenaje desde el filtro de anillas (Q_{anillas}).

$$\begin{aligned} Q_{GEM} &= Q_{cent} + Q_{DSM} + Q_{poli\ GEM} + Q_{poli\ DSM} + Q_{fa} + Q_{anillas} \\ &= 1000 + 300 + 108 + 82 + 245 + 100 = 1835 \frac{m^3}{día} \approx 75 \frac{m^3}{h} \end{aligned}$$

Por tanto, sabiendo el caudal de retorno al DSM, se puede calcular el caudal de salida de agua al bombeo de regulación previo al depósito intermedio (Q_{reg}).

$$Q_{reg} = 1835 - 300 = 1535 \frac{m^3}{día}$$

Como sucedía en el caso del homogeneizador, en el caso del depósito intermedio se tiene en cuenta que el caudal es el mismo que el caudal de salida del GEM, ya que desde el bombeo de escurridos del DSM rara vez llegará agua, por lo que se considera despreciable.

$$Q_{reg} = Q_{d\ inter} = 1535 \frac{m^3}{día}$$

Para el caudal que entra al *Stripping*, se debe tener en cuenta el drenaje de los filtros de anillas se tiene en cuenta el drenaje al depósito Buffer 1 de 100 m³/día comentado anteriormente.

$$Q_{stripping} = Q_{inter} - Q_{anillas} = 1535 - 100 = 1435 \frac{m^3}{día}$$

Para la parte del desgasado del amoniaco ($Q_{stripping}$) y la entrada al tratamiento biológico (Q_{bio}), el caudal se considera constante.

$$Q_{stripping} = Q_{bio} = 1435 \frac{m^3}{día}$$

A la entrada del MBR se debe cumplir que el caudal que entra debe ser cinco veces el caudal medio de la EDAR para el correcto funcionamiento del sistema de ultrafiltración. Además, debemos considerar que se ha estipulado con el cliente una salida final para agua de riego (Q_{rec}) de 1000 m³/día (lo que se utiliza actualmente) y de recuperación para los preparadores de polielectrolito (Q_{rec}) de 190 m³/día. Por tanto, el caudal que deberemos tener en cuenta será la suma de las dos anteriores.

$$Q_{MBR} = 1190 \cdot 5 = 5950 \frac{m^3}{día} \approx 250 \frac{m^3}{h}$$

Sabiendo que el caudal que deberíamos haber tenido en cuenta es el de 1435 m³/día y han sido 1190 m³/día, se puede saber que hay unas pérdidas de 245 m³/día que serán los que saldrán del MBR bombeados hasta el homogeneizador de nuevo (Q_{fa}) que se han comentado anteriormente.

$$Q_{fa} = 1435 - 1190 = 245 \frac{m^3}{día}$$

Una vez calculados todos los caudales es importante comentar que estos caudales tienen un valor orientativo, ya que dependen de diversos factores como las distintas concentraciones que tenga el digestato o el caudal de entrada al decantador centrífugo, ya que se ha tomado un valor medio de entrada.

1.2. Cálculo de concentraciones y/o cargas

Como he comentado anteriormente, contamos con el pilotaje realizado en una planta similar a la que se instalará en HTN Biogás y se utilizarán los datos más desfavorables para tener la seguridad de su correcto funcionamiento.

A partir de los datos de entrada mostrados en la Tabla 10, el digestato pasará al decantador centrífugo, donde se conseguirán los valores mostrados en la Tabla 11.

Digestato		
Parámetro	Valor	Unidades
DQO	42.000	mg/l
SST	30.000	mg/l
NTK	4.500	mg/l
P _T	300	mg/l
AyG	2.000	mg/l
CE	13.000	μs/cm
pH	8	upH

Tabla 10. Parámetros entrada Buffer 1.

Después se pasará al sistema de flotación GEM, donde se conseguirán los valores mostrados a continuación en la Tabla 11, según el pilotaje.

Digestato		
Parámetro	Valor	Unidades
DQO	7.000	mg/l
SST	500	mg/l
NTK	2.500	mg/l
P _T	40	mg/l
AyG	200	mg/l
CE	13.000	μs/cm
pH	8	upH

Tabla 11. Parámetros entrada bombeo de regulación a depósito intermedio.

La salida de fango espesado del sistema de flotación GEM es de 450 Tn/día con una sequedad del 7% según el pilotaje. Una vez pasa por el tornillo DSM se produce una salida de fango deshidratado de 150 Tn/día y el escurrido que sale del DSM hacia el bombeo de escurridos es el que se muestra en la siguiente Tabla.

Antes de entrar a la zona del *Stripping* es importante reducir la carga de sólidos en suspensión (SST) a 150 kg/día, esto se conseguirá gracias a los filtros de anillas.

Es importante decir, que la carga se mantiene constante a pesar del caudal, sin embargo, si hablamos de concentración, variará en función del caudal (a mayor caudal, menor concentración, ya que, al ser la misma carga, estará más diluido). Si se quisiera calcular la concentración de sólidos en suspensión, por ejemplo, sería suficiente con calcularlo de la forma siguiente:

$$[SST] = \frac{carga_{SST} \cdot 1000}{Q_E} = \frac{150 \cdot 1000}{1435} = 104.53 \text{ ppm} \approx 105 \text{ ppm}$$

Además, debemos aumentar el pH y la temperatura para que las torres de *Stripping* tengan el rendimiento que nos asegura el fabricante. Es por ello que pasa por los dos intercambiadores de calor (precalentamiento y calentamiento) para aumentar la temperatura del agua residual hasta una temperatura de 65°C gracias a una corriente de agua de fábrica de 95°C. Con el rendimiento de todo el proceso de desgasificación del nitrógeno amoniacal proporcionado por el fabricante, se conseguirá una concentración de 100 ppm de nitrógeno, el cual será en mayor parte nitrógeno orgánico que se terminará de eliminar en el posterior tratamiento biológico.

$$carga_{NTK} = \frac{[NTK] \cdot Q_E}{1000} = \frac{100 \cdot 1435}{1000} = 144 \frac{kg}{día}$$

Una vez realizado el proceso del *Stripping* se vuelve a reducir la temperatura y el pH para proceder al tratamiento biológico compuesto por los reactores y el MBR y así no tener ningún problema en el proceso de nitrificación-desnitrificación.

2. Cálculo de equipos de la instalación

2.1. Bombeo de cabecera

Para el cálculo de las bombas sumergidas del depósito Buffer 1 existente de volumen útil de 600 m³ se debe saber que el caudal de salida debe ser el calculado anteriormente (Q=1435 m³/día≈60 m³/día) y que la altura de columna de agua que se debe tener en cuenta es la suma de la altura del depósito de entrada (Buffer 1), la altura del depósito de salida (homogeneizador) y las pérdidas de carga en tuberías.

En el Anexo III se incluye una leyenda de las posibles pérdidas singulares que podrían existir en la instalación, así como su posterior cálculo de pérdida de carga total. Para la aspiración, únicamente habrá pérdidas en tubería. Para la impulsión, las pérdidas singulares serán: una ampliación gradual (Amp. 100/150), un controlador de caudal (caudalímetro), diez codos de 90°, dos válvulas de mariposa, una Te de salida bilateral y una válvula de retención. Cabe recordar que, aunque haya dos bombas en paralelo, únicamente funciona una, así que las pérdidas de carga sólo se tendrán en cuenta para una bomba. Procedo a explicar cada uno de estos términos a continuación:

- Ampliación gradual: Se utiliza una ampliación a una tubería de 150 mm, porque en una tubería de 100 mm, había demasiadas pérdidas (Amp. 100/150). Para saber qué tubería debemos utilizar nos basaremos en la tabla del Anexo II. En este caso, si calculamos la velocidad en la tubería nos daremos cuenta de que se cumple el rango de velocidades para una tubería de 100 mm (v=2.12 m/s), pero por lo

comentado antes, después de pasar por la brida de impulsión se realizará una ampliación gradual para disminuir pérdidas a cambio de reducir la velocidad notablemente. Esta se ha calculado después de la elección de la bomba, ya que las bridas de impulsión y aspiración de la bomba elegida son de 100 mm. Al suponer una ponderación muy baja, no afectan de una forma notable en las pérdidas hidráulicas.

- Caudalímetro: Para controlar el caudal de impulsión y tener constancia en todo momento de una variación de caudal que podría deberse, por ejemplo, a una avería.
- Codo de 90°: Permite realizar cambios de dirección de 90° en tuberías.
- Válvula de mariposa abierta: En este caso son válvulas neumáticas, pero el valor de la ponderación es el mismo, así que las incluimos en este grupo. Sirven para permitir o cerrar el paso del agua.
- Te de salida bilateral: Tubería en forma de Te para la unión de las dos bombas en paralelo.
- Válvula de retención de bola: La que está en la tubería de impulsión de la bomba que permitirá el paso del agua saliente de la bomba, pero impedirá su paso en sentido contrario.

La suma de pérdidas lineales y singulares dará un valor de 0.09 m para $Q=60 \text{ m}^3/\text{h}$, $L=2\text{m}$ y $f=0.01992$. Las pérdidas en la impulsión tendrán un valor de 0.72 m para $Q=60 \text{ m}^3/\text{h}$, $L=48\text{m}$ y $f=0.01949$. Entonces, la suma de pérdidas de carga en tubería será de 0.81.

$$H_{reg} = H_{Buffer1} + H_{homo} + H_{pérdidas} = 5 + 8 + 0.81 = 13.81 \approx 14 \text{ mca}$$

Por tanto, se necesitará una bomba capaz de superar esa suma de pérdidas y bombear el caudal necesario. En este caso contaremos con un bombeo 1+1, siempre que veamos esto significa que son dos bombas en paralelo, en la que habrá una de reserva por si hubiera una avería o para trabajar en alternancia. Iremos a las tablas proporcionadas por el fabricante "IDEAL" y entrando con estos dos parámetros vemos que hay una bomba que cumple los requisitos exigidos: ARS 100-26V/7.5/45V, cuya brida de aspiración y de impulsión tienen DN100. En caso de no encontrar el valor exacto en las tablas, se procederá a elegir la bomba que sea capaz de transmitir para ese caudal una altura de columna de agua mayor, para asegurarnos el funcionamiento correcto de bombeo. Después de esto, el fabricante nos proporcionará la ficha técnica, donde se comprobará que para el caudal necesario tendremos una altura de columna de agua igual o superior a la necesaria.

2.2. Sistema de flotación GEM

El sistema de flotación GEM propuesto era el GEM 150/300, ya que para esta concentración de sólidos (30.000 mg/l aproximadamente) dicho sistema sería suficiente según ofertas anteriores propuestas por el fabricante "Clean Water Tech". Sin embargo, en este caso ocurre el problema de tener un caudal muy alto, ya que el GEM 150/300 tiene una capacidad

de soportar un caudal de 45 m³/h y el necesario para esta instalación está entre 70-72 m³/h aproximadamente. Por tanto, esto se solucionaría simplemente con una capacidad de depósito de flotación mayor, así que se ha elegido el Sistema GEM 150/300 XXL. El banco de cabezales no cambia, pero se debe optar por un modelo de tanque mayor, no vale con el del modelo anterior, sino que hay que optar por el siguiente al superior (XXL).

La salida del GEM al DSM irá por gravedad, pero se plantean dos bombas helicoidales (1+1), en caso de que fuera necesario un bombeo.

Partiendo de los datos de la tabla de las concentraciones en el homogeneizador (Tabla 10), pero cambiando el caudal por el que entra al GEM (70 m³/h ≈ 1700 m³/día), se calculará el caudal de sólidos en suspensión y de aceites y grasas para saber el caudal total de fangos generados en el GEM y así calcular las bombas helicoidales necesarias para este bombeo de fangos.

$$carga_{SST} = \frac{Q_E \cdot [SST] \cdot \eta_{SST}}{1000} = \frac{1.700 \cdot 30.000 \cdot 90\%}{1000} = 45900 \frac{kg}{d}$$

Siendo Q_E el caudal de entrada al GEM, [SST] la concentración de sólidos de entrada al GEM y η_{SST} el rendimiento del GEM de eliminación de sólidos en suspensión.

$$Q_{SS} = \frac{carga_{SST}}{\rho_{fangos} \cdot 1000 \cdot \%sequedad} = \frac{45.900}{1.03 \cdot 1000 \cdot 7\%} = 636.62 \frac{m^3}{d} = 26.52 \frac{m^3}{h} \approx 30 \frac{m^3}{h}$$

Siendo carga_{SST} la carga de sólidos en suspensión calculada antes, ρ_{fangos} la densidad del fango y %sequedad el porcentaje de sequedad del fango saliente del GEM hacia el DSM.

De la misma forma se realizará el cálculo del caudal de aceites y grasas.

Las bombas elegidas son el modelo MONO Z36KC11RMA para un caudal de 30000 l/h según el catálogo del fabricante "ALBOSA" y se calculan con una simple regla de tres. Estas bombas son capaces de impulsar un caudal de 30 m³/h con una altura manométrica máxima de 20 mca y potencia 5.5 kW.

Según el pilotaje, por cada m³ de agua se produce 0.471 m³/h de fango. El caudal es de aproximadamente 70 m³/día. Por tanto:

$$70 \frac{m^3}{h} = 1680 \frac{m^3}{día} \cdot \frac{0.471}{24} = 32.97 \approx 30 \frac{m^3}{h}$$

2.3. Depósito del homogeneizador

Para el cálculo del homogeneizador debemos calcular primero el volumen útil necesario del depósito.

Antes de todo conviene saber la diferencia entre volumen del depósito y volumen útil. El volumen del depósito es el volumen total, mientras que el volumen útil es el volumen total excluyendo una lámina de agua de aproximadamente medio metro, puede variar en función de las necesidades.

Para ello aplicamos la siguiente fórmula, donde calcularemos el volumen útil mínimo necesario:

$$V_{\text{min util}} = Q_E \cdot t_R = 1300 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} \cdot 1 \text{ día} = 1300 \text{ m}^3$$

Siendo Q_E el caudal de entrada al homogeneizador y t_R el tiempo de retención del agua en el homogeneizador, que es aproximadamente de un día.

Para ayudar al almacenamiento de agua es necesario usar un coeficiente de seguridad, en este caso se tiene en cuenta un coeficiente de valor aproximado a 2. De esta forma, se obtiene un depósito de volumen útil aproximado de valor $2600 \text{ m}^3 \approx 3000 \text{ m}^3$.

Una vez calculado esto, se contacta con el fabricante "PAVER prefabricados S.A.". Éste ofrece un depósito circular post-tensado perimetralmente con cables de acero con un diámetro de 22.37 m compuesto por un total de 30 módulos macizos de hormigón armado (uno de ellos panel terminal de tensado) de 8 m de altura y 2.40 m de ancho. Esto hace un volumen útil de la lámina de 7.5 m de 2940 m^3 , el cual se considera suficiente.

2.4. Sistema de recirculación y aireación del homogeneizador

Antes de empezar a realizar los cálculos hay que explicar los tipos de soplantes que puede haber en cualquier instalación de depuración de aguas.

- Soplantes de émbolos rotativos: son las de la serie GM, estas son unas soplantes pequeñas, por tanto, en nuestro caso actual del homogeneizador no son válidas.
- Soplantes híbridas: son las de la serie D, más grandes y válidas para el homogeneizador.
- Turbosoplantes: son las de la serie AT, también son válidas para nuestro homogeneizador, pero son demasiado caras. Se pidió presupuesto de la soplante AT100-10S, pero se llegó a la conclusión de que no era la mejor opción debido a su precio, a pesar de que el consumo podía ser menor.

En cualquier caso que haya un sistema de aireación y de recirculación se debe tener en cuenta el siguiente criterio:

$$\frac{Q_{\text{recirc}}}{100} \geq 50\% \frac{Q_{\text{aireación}}}{100}$$

Para el caso del homogeneizador el porcentaje de recirculación de agua debe estar entre [30,85] y el del caudal de aire [75-125]. Como el tiempo de retención en el

homogeneizador es un tiempo alto, es suficiente con un caudal de aire mínimo, por tanto, fijamos dicho caudal en 75% y se deberá cumplir la ecuación anterior. Después de probar con distintos valores de caudal de recirculación vemos que esta ecuación se cumple con un 40%. Así pues, sabiendo el volumen del homogeneizador calculado antes ($V_{\text{homo}}=2940 \text{ m}^3$), los caudales de recirculación y de aireación serán los siguientes:

$$Q_{\text{recirc}} = 40\% \cdot V_{\text{homo}} = 0.4 \cdot 2940 = 1176 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \approx 1200 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

$$Q_{\text{aireación}} = 75\% \cdot V_{\text{homo}} = 0.75 \cdot 2940 = 2205 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Comprobamos ahora que se cumple el criterio anterior:

$$\frac{\frac{Q_{\text{recirc}}}{100}}{\frac{Q_{\text{aireación}}}{100}} \geq 50\%; \frac{\frac{1176}{100}}{\frac{2205}{100}} = 53\%$$

2.4.1. Sistema de aireación AEMJET

Antes de empezar a calcular el sistema de aireación AEMJET real, se deberá empezar por calcular el sistema AEMJET de diseño (teórico). Para ello partiremos de los valores calculados anteriormente de caudal de recirculación y de aireación. Además se deberá tener en cuenta los siguientes datos: un diámetro de toberas ($D_{\text{t,agua}}$) de agua de 37.4 mm (normalizado), de una velocidad de paso por las toberas ($v_{\text{p,toberas}}$) de 12 m/s (este valor debe estar en el intervalo [10, 12] m/s, se coge el valor más alto porque dará el número de boquillas de agua más pequeño y por tanto más cercano a las de aire, ya que estas suelen tener unos valores menores) y de una velocidad de paso de tuberías ($v_{\text{p,tuberías}}$) de 3 m/s (valor entre el intervalo [2, 3] m/s, se escoge el mayor porque si escogiéramos el valor de 2 m/s la tubería se pasaría de los 400 mm).

Primero de todo, se calculará la sección de las **toberas de agua** a partir de la siguiente ecuación:

$$S_{\text{toberas}} = \frac{\frac{\pi \cdot D_{\text{t,agua}}^2}{4}}{10^6} = \frac{\pi \cdot 37.4^2}{4 \cdot 10^6} = 0.0011 \text{ m}^2$$

A continuación, se calculará el caudal por boquilla y después la sección de tubería necesaria, junto a su diámetro correspondiente:

$$Q_{\text{boquilla}} = v_{\text{p,toberas}} \cdot S_{\text{toberas}} = 12 \cdot 0.0011 \cdot 3600 = 47.46 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \in [40,80] \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

$$S_{\text{tubería}} = \frac{Q_{\text{recirc}}}{v_{\text{p,tuberías}} \cdot 3600} = \frac{1176}{3 \cdot 3600} = 0.1089 \text{ m}^2 = \pi \cdot \frac{D^2}{4} \cdot 1000; D = 372.35 \text{ mm}$$

Por último, se calcula el número de boquillas necesarias para estas condiciones:

$$n_{boquillas} = \frac{Q_{recirc}}{Q_{boquilla}} = \frac{1176}{47.46} = 24.78 \text{ boquillas}$$

Ahora pasaremos a calcular los valores de diseño adaptados a la realidad. Donde el diámetro de las toberas de agua y su sección siguen teniendo el mismo valor. En cambio, el diámetro de la tubería de agua en estos sistemas de aireación debe ser de 350 o 400 mm.

Si sustituimos el valor de 350 m/s, para este caudal de agua, la velocidad de paso por las tuberías se saldrá del intervalo previamente definido ($v_{p,tuberías}=3.4$ m/s). Por tanto, definimos el valor de 400 m/s para la tubería de agua ($v_{p,tuberías}=2.6$ m/s). Una vez definidos estos datos, se sacan los parámetros restantes:

Pasamos ahora a analizar la parte del diseño de **toberas de aire** del *Korting*.

Con las mismas fórmulas que las usadas para el agua, y sabiendo que el diámetro de las toberas de aire ($D_{t,aire}$) será de 70 mm (normalizado), el número de boquillas debe asemejarse al definido para el agua, $n_{boquillas}=24.78$ mm, para ello definimos un valor de velocidad de paso de toberas ($v_{p,toberas}$) de 7.5 m/s, valor mínimo del intervalo y el que causa un mayor número de boquillas (21.22 boquillas). Escogiendo el valor límite por arriba (18 m/s) sale un número de boquillas de 8.84, por lo que está muy lejos del número de toberas calculado antes. También se escoge una velocidad de paso por las tuberías ($v_{p,tuberías}$) de 19 m/s. Este valor ha sido calculado mediante iteración para conseguir un valor similar a la mitad de diámetro de la tubería de agua según criterio de la empresa.

A partir de estos parámetros calculamos el resto:

$$S_{toberas} = \frac{\pi \cdot D_{t,aire}^2}{4 \cdot 10^6} = \frac{\pi \cdot 70^2}{4 \cdot 10^6} = 0.00385 \text{ m}^2$$

$$Q_{boquilla} = v_{p,toberas} \cdot S_{toberas} = 7.5 \cdot 0.00385 \cdot 3600 = 103.91 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \in [100,200] \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

$$n_{boquillas} = \frac{Q_{aireación}}{Q_{boquilla}} = \frac{2205}{103.95} = 21.22 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

$$S_{tubería} = \frac{Q_{aireación}}{v_{p,tuberías} \cdot 3600} = \frac{2205}{19 \cdot 3600} = 0.0322 \text{ m}^2 = \pi \cdot \frac{D^2}{4} \cdot 1000; D = 202.6 \text{ mm}$$

Una vez calculados los parámetros de diseño se pasarán a definir estos valores adaptados a la realidad:

En el caso de la tubería de aireación, se tienen unos diámetros normalizados de 150 o 200 mm, por tanto, se define este segundo para que sea la mitad que el diámetro de tubería de agua.

Como se puede observar, el valor más restrictivo es el de la parte de aire. Es por esto, que cogemos el número de boquillas inmediatamente superior al número de boquillas de diseño para el aire (22 boquillas).

De la misma forma que se ha calculado la tubería de agua adaptada a la realidad, se calculará la tubería de aire.

Con un valor de 22 boquillas, y sabiendo que el diámetro de las toberas de aire y su sección siguen teniendo el mismo valor, el valor de la velocidad de paso de las toberas es $7.23 \text{ m/s} \notin [7.5, 18]$; el caudal por boquilla tiene un valor de $100.23 \text{ m}^3/\text{h} \in [100, 200]$ y el valor de la velocidad de paso en tuberías es de $19.5 \text{ m/s} \in [13, 22]$.

Con este mismo valor, para la parte del agua, cambian los valores de velocidad de paso por las toberas y el caudal por boquilla, que serán de 1352 m/s y de $53.45 \text{ m}^3/\text{h}$. Como se puede observar, el primer parámetro tampoco pertenece al intervalo establecido de $[10, 12] \text{ m/s}$, pero no es importante por ser muy pequeña la diferencia en ambos casos.

Para finalizar, una vez calculado el número de boquillas necesarias tanto para la parte del agua como la del aire, se llega a la conclusión de que tiene que ser un sistema de aireación AEMJET-I debido a ser un número alto. Por tanto, tendremos un *Korting* AEMJET-I de 22 toberas.

2.4.2. Soplante

Para el caso de la soplante, ya se podría elegir el modelo según el fabricante "AERZEN". Se han elegido dos tipos de soplantes del catálogo del fabricante:

- Soplante D36S 55kW que soporta un caudal de $1808 \text{ m}^3/\text{h}$.
- Soplante D36S 75kW que soporta un caudal de $2083 \text{ m}^3/\text{h}$.

Se escoge esta segunda, ya que se considera que la primera disminuye bastante la relación entre caudal de agua y de aire.

2.4.3. Bombeo de recirculación

Primero, calcularemos la pérdida de carga en tuberías para un caudal de recirculación de $1200 \text{ m}^3/\text{h}$ calculado anteriormente. Para la brida de aspiración se coloca una tubería de 450 mm ($v=2.09 \text{ m/s}$) y la de impulsión de 400 mm (2.65 m/s), ambos valores están entorno a los propuestos en la tabla del Anexo IV.

De igual forma que la explicada anteriormente y basándonos en el Anexo IV, las pérdidas lineales y singulares para la impulsión dan un total de 1.91 m para $Q=1200 \text{ m}^3/\text{h}$,

$L=28$ m y $f=0.0145$; y unas pérdidas para la aspiración de 0.68 m para $Q=1200$ m³/h, $L=2$ m y $f=0.01842$.

Las pérdidas totales en el sistema de recirculación será la suma de la aspiración y de la impulsión junto a la altura geométrica, que en este caso será un valor nulo, ya que la entrada y salida del caudal está a la misma altura.

$$H_{rec\ homo} = H_{asp} + H_{imp} = 0.68 + 1.91 = 2.58 \approx 3\ m$$

Por tanto, según el catálogo del fabricante "IDEAL", la mejor bomba que cumple estas características es la bomba RN 450-400 PF, que para este valor de caudal puede impulsar hasta unas pérdidas de 10 mca. Tanto la brida de aspiración como la de impulsión tendrán DN300.

2.5. Bombeo de regulación a depósito intermedio

Se necesita impulsar un caudal de 1535 m³/día (63.94 m³/h ≈ 65 m³/h). Además, tendremos en cuenta la altura geométrica del pozo, la altura geométrica del depósito intermedio y las pérdidas de carga en la tubería. La altura geométrica del pozo se supone de aproximadamente 4 m para los bombeos sumergibles.

En este caso, las bridas de impulsión y aspiración de la bomba tienen un diámetro de 100 mm. Se opta por una tubería de 100 mm en la aspiración, para evitar poner una ampliación o reducción, que haría que aumentarían las pérdidas en una tubería de tan poca longitud. No ocurre lo mismo para la parte de la impulsión, donde sí aumentaremos el diámetro de tubería hasta los 150 mm, simplemente por el hecho de reducción de pérdidas de carga, ya que es una tubería de una longitud bastante mayor, y cuanto menor diámetro, mayor pérdida en la tubería.

Las pérdidas en la aspiración tendrán un valor de 0.52 m para $Q=65$ m³/h, $L=2$ m y $f=0.01981$. Las pérdidas en la impulsión tendrán un valor de 0.77 m para $Q=65$ m³/h, $L=48$ m y $f=0.01964$. Entonces, la suma de pérdidas de carga en tubería será de 1.3 m.

$$H_{reg,intermedio} = H_{pozo,reg} + H_{d,intermedio} + H_{pérdidas} = 4 + 6 + 1.3 = 11.3\ m \approx 12\ m$$

Una vez calculadas estas pérdidas y el caudal, iremos de nuevo a las tablas del fabricante "IDEAL", y se elegirá la bomba que cumpla estos requisitos. La bomba seleccionada es la ARS 100-30V/15/45 capaz de impulsar este caudal con unas pérdidas de 12 mca. Además, también será un bombeo 1+1.

2.6. Depósito intermedio

Para el depósito intermedio, al tener un bajo tiempo de retención, se considera suficiente un depósito de aproximadamente unos 300 m³. Por tanto, se pide al fabricante “PAVER prefabricados S.A.” presupuesto para un depósito de ese volumen. El fabricante ofrece un depósito circular post-tensado perimetralmente con cables de acero con un diámetro de 8.42 m. compuesto por un total de 14 módulos macizos de hormigón armado (uno de ellos panel terminal de tensado) de 6 m. de altura y 2 m. de ancho. El volumen útil con una lámina de 5.5 m. será de 310 m³.

A continuación, procederemos al cálculo de aireación y recirculación del depósito intermedio.

2.7. Sistema de recirculación y aireación del depósito intermedio

Los cálculos realizados son los mismos que los realizados para el caso del homogeneizador.

Igual que en el caso del homogeneizador el porcentaje de recirculación de agua debe estar entre [30, 85] y el del caudal de aire [75, 125]. Como el tiempo de retención en este caso es un tiempo muy bajo, es necesario utilizar un caudal de aire máximo para una aireación rápida del vertido, por tanto, fijamos dicho caudal en 125%. Sabiendo además que el volumen del depósito intermedio es de unos 300 m³ como hemos calculado anteriormente, hacemos cálculos con distintos valores de porcentaje de recirculación de agua para ver cuando se cumple el criterio del 50% de caudal de aire respecto al de agua. Llegamos a la conclusión de que el porcentaje de recirculación de agua es de un 75%.

$$Q_{recirc} = 75\% \cdot V_{inter} = 0.75 \cdot 300 = 225 \frac{m^3}{h}$$

$$Q_{aireación} = 125\% \cdot V_{inter} = 1.25 \cdot 300 = 375 \frac{m^3}{h}$$

Comprobamos ahora que se cumple el criterio anterior:

$$\frac{\frac{Q_{recirc}}{100}}{\frac{Q_{aireación}}{100}} \geq 50\%; \frac{\frac{225}{100}}{\frac{375}{100}} = 60\%$$

2.7.1. Sistema de aireación AEMJET

De la misma manera que en el homogeneizador realizaremos los cálculos de diseño y adaptación a la realidad para el sistema de aireación del depósito intermedio.

Hablando primero del diseño, para el caso del **agua** tendremos un diámetro de toberas de agua normalizado ($D_{t,agua}$) de 50 mm., de una velocidad de paso por las toberas ($v_{p,toberas}$) de 12 m/s (este valor debe estar en el intervalo [10, 12] m/s, se coge el valor más alto porque dará el número de boquillas de agua más pequeño y por tanto más cercano a las de aire, ya que estas suelen tener unos valores menores) y de una velocidad de paso de tuberías ($v_{p,tuberías}$) de 2 m/s (valor entre el intervalo [2, 3] m/s, en este caso con el valor de 2 m/s el diámetro necesario de tubería es poco menor de 200 mm, si cogiéramos el de 3 m/s da menor a 200 mm pero mayor a 150 mm, por tanto, escogemos el primero, ya que para el diseño adaptado a la realidad veremos más adelante que es el más adecuado respecto a la velocidad de paso en tuberías).

Con estos datos además del caudal de recirculación calculado anteriormente, con las ecuaciones explicadas en el homogeneizador, saldrá un número de boquillas de 2.65.

Para la parte de diseño adaptado a la realidad, como se ha comentado antes, se escogerá una tubería de 200 mm, esto da una velocidad de paso en tuberías de 1.99 m/s, que está justo en el límite de las mostradas en el Anexo IV. El diámetro de las toberas de agua y su sección siguen teniendo el mismo valor.

Ahora analizaremos la parte del **aire** del *Korting*.

Para la parte del diseño, primero de todo escogeremos un diámetro normalizado de toberas de aire de 60 mm. Como se ha comentado en la parte del homogeneizador, el número de boquillas se debe asemejar al calculado en la parte del agua (2.65). Para ello se define una velocidad de paso por las toberas de 14 m/s (este valor se ha sacado iterando desde el valor mínimo del intervalo [7.5, 18]). Con esto se consigue un número de boquillas de 2.63. Además, se establece una velocidad de paso de tuberías de 13 m/s, para conseguir un diámetro de tubería cercano a 100 mm, que es la mitad que el definido para la parte del agua.

Para adaptar el diseño a la realidad, se establece el diámetro de la tubería de aire como 100 mm y se definen el número de boquillas como 3, que es el número de boquillas inmediatamente superior al calculado en el diseño. A partir de esto, se obtiene una velocidad de paso en las toberas de 12.28 m/s, un caudal por boquilla de 125 m³/h y una velocidad de paso por tuberías de 13.26 m/s. Es decir, los tres parámetros están dentro de los límites marcados.

Una vez sabemos el número de boquillas, se vuelve a la parte del agua para ver si se cumplen los parámetros en la adaptación a la realidad. Para la velocidad de paso en las toberas, el valor es de 10.61 m/s; el caudal por boquilla es de 75 m³/h; y la velocidad de paso por tuberías es de 1.99 m/s como se ha comentado anteriormente. Por tanto, de estos

parámetros únicamente queda fuera del límite la velocidad de paso por las toberas. Si se aumentara el número de boquillas, este parámetro sería mucho menor y en caso de disminuirlas, la velocidad subiría por encima de 14, por tanto, está bien definido.

En conclusión, y a diferencia que en el homogeneizador, en este caso se instalará un sistema de aireación AEMJET-O, ya que es un valor pequeño de boquillas.

2.7.2. Soplante

Ya se podría elegir el tipo de soplantes una vez calculado conociendo el caudal de aireación. Para ello, entre las soplantes del fabricante “Aerzen” para ese caudal de 375 m³/h se elige la soplante GM7L, con capacidad de caudal de 381 m³/h.

2.7.3. Bombeo de recirculación

Primero, calcularemos la pérdida de carga en tuberías para el caudal de recirculación del depósito intermedio calculado antes (225 m³/h). Tanto en la brida de aspiración como en la de impulsión se coloca una tubería de 200 mm ($v=1.99$ m/s), ya que según el Anexo IV se cumple la velocidad máxima en la tubería.

Las pérdidas en la aspiración tendrán un valor de 0.63 m para $Q=225$ m³/h, $L=2$ m y $f=0.0188$. Las pérdidas en la impulsión tendrán un valor de 1.74 m para $Q=225$ m³/h, $L=14.5$ m y $f=0.01709$. Entonces, la suma de pérdidas de carga en tubería será de 2.38 m.

Las pérdidas totales en el sistema de recirculación será la suma de la aspiración y de la impulsión junto a la altura geométrica, que en este caso será un valor nulo, ya que la entrada y salida del caudal está a la misma altura.

$$H_{rec\ homo} = H_{asp} + H_{imp} = 0.63 + 1.74 = 2.38 \approx 2.5\ m$$

Por tanto, según el catálogo del fabricante “IDEAL”, la mejor bomba que cumple estas características es la bomba GNI 125-20/15, que para este valor de caudal puede impulsar hasta unas pérdidas de 8 mca. Cuya aspiración tiene DN 150 e impulsión DN 125.

2.8. Filtro de anillas

Antes de calcular el bombeo hacia el *Stripping* debemos calcular el filtro de anillas necesario para reducir la carga de sólidos en suspensión totales de 500 kg/día a un máximo de 150 kg/día para el correcto funcionamiento de las torres de desgasificación y absorción del amoniaco. Si calculamos esta carga en concentración de sólidos en suspensión totales que queremos conseguir previa a la torre de *Stripping* y sabiendo que esta concentración en mg/l

es equivalente al grado de filtrado MICRON ($\mu\text{m}/\text{m}$) que nos proporcionan las tablas del fabricante "AZUD" calculamos el caudal máximo que soporta el modelo propuesto (FT 212AA):

$$[SST](ppm) = \frac{\text{carga}_{SST} \left(\frac{\text{kg}}{\text{día}} \right) \cdot 1000}{Q_s} = 104.53 \text{ ppm (MICRON)}$$

Una vez calculada la concentración que queremos conseguir, en la tabla del fabricante "AZUD" se procede a elegir el sistema de filtrado necesario. En este caso se elige el sistema de filtrado mediante anillas 100 MICRON (100 micras), ya que se considera que los sólidos procedentes del digestato tendrán un tamaño granulométrico menor. Así pues, el caudal máximo admisible por este equipo para esta concentración es de $210 \text{ m}^3/\text{h}$, por tanto, se acepta el filtro de discos autolimpiantes modelo FT 212 AA, de 19440 cm^2 de filtración, compuesto por 12 filtros de diámetro 2".

Los sistemas de filtrado, tanto de anillas como de malla (también valorado), no aseguran una concentración exacta de sólidos a la salida, sino que aseguran la adherencia del 95% de sólidos igual o mayores al tamaño de micraje. Se elige el sistema de anillas debido a que el de malla da muchos problemas de limpieza.

2.9. Drenajes al pozo de cabecera

Para el drenaje por gravedad hasta el depósito Buffer 1 procedente del filtro de anillas se estima que el caudal debe ser de $100 \text{ m}^3/\text{día}$ ($5 \text{ m}^3/\text{h}$), este valor ha sido calculado aproximando que este drenaje será el 10% del caudal de entrada al decantador centrífugo ($1000 \text{ m}^3/\text{día}$).

Se tiene en cuenta una tubería de 40 mm, ya que la velocidad calculada sería de 1.1 m/s y se cumpliría la tabla del Anexo IV.

Para este caudal $Q=5 \text{ m}^3/\text{h}$, una longitud de tubería $L=48 \text{ m}$ y $f=0.02816$. Las pérdidas de carga hidráulicas tendrán un valor de 2.31 m .

2.10. Intercambiadores de precalentamiento y calentamiento

Se necesita aumentar la temperatura del agua residual desde la temperatura ambiente (supuesta como $25 \text{ }^\circ\text{C}$) hasta $65 \text{ }^\circ\text{C}$. Para ello se propone realizar un calentamiento en dos etapas a contracorriente: la etapa de precalentamiento y la de calentamiento; y así aumentar la eficacia. Es importante definir antes el caudal másico de entrada como $\dot{m}=65 \text{ kg/h}$ y el calor específico del fluido (C_e) de $4180 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$ (valor propio del agua).

El caudal másico se ha calculado de la siguiente forma:

$$\dot{m} = \dot{Q} \cdot \rho = 65 \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right) \cdot 1 \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) = 65 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Como sabemos, el calor intercambiado en la parte caliente (Q_{cal}) y fría (Q_f) para ambos intercambiadores debe ser el mismo.

$$Q_{c,pre} = Q_{f,pre}$$

$$Q_{c,cal} = Q_{f,cal}$$

Además, al querer un aumento de temperatura de salida del lado frío hasta 65 °C, se deja un margen de 10 °C para la salida del lado caliente del intercambiador de calentamiento, es decir, su salida será a 75 °C. Esta corriente debe salir a una temperatura más alta que el lado frío para que esta agua se caliente, sino el lado frío haría de foco caliente y se enfriaría; o en caso de mantenerse constante se debería aumentar el tiempo que pasa por el intercambiador para que ambas corrientes se equilibren.

Para definir el agua de entrada, tanto caliente como fría y haber definido como el agua de salida del lado caliente a 75 °C, es obvio que la salida del *Stripping* va a ir bombeada hasta el intercambiador de precalentamiento, ya que su temperatura es menor a esta. Por tanto, sabiendo que la temperatura de entrada del agua fría a dicho intercambiador es a 25 °C y la entrada de agua caliente será a 65 °C; y sabiendo que el líquido de la parte fría es el mismo que el del lado caliente, el agua que sale del lado frío tendrá la misma temperatura que la de salida del lado caliente. Esta temperatura se propone como una temperatura intermedia entre la diferencia de temperaturas de entrada al intercambiador de precalentamiento y la de salida al intercambiador de calentamiento, por tanto, 45 °C.

Así pues, nos queda definir la temperatura caliente de entrada al intercambiador de calentamiento. Como hemos dicho antes el calor del lado frío y el del caliente de un intercambiador deben ser el mismo, por tanto, para el mismo flujo másico y calor específico, también la diferencia de temperaturas será la misma entre ambos conductos del intercambiador. Por tanto, si por el lado frío el agua de entrada es de 45 °C y el de salida de 65 °C, se tiene una diferencia de temperaturas de 20 °C. Hemos definido previamente que el agua de salida de dicho intercambiador será de 75 °C, entonces el agua de entrada será de 95 °C.

$$\dot{Q} = \dot{m} \cdot C_e \cdot \Delta T$$

Se pide oferta al fabricante "ALFA LAVAL" y se definen ambos intercambiadores con el mismo modelo: T8 MFM. Con brida de entrada y salida DN80.

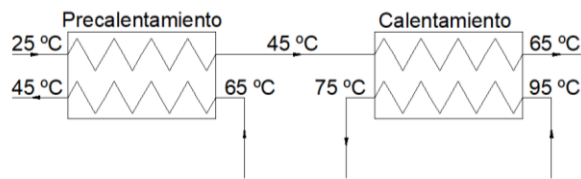


Figura 41. Intercambiadores de calor.

Para la limpieza de estos intercambiadores, se proponen cuatro bombas PRIUS D del fabricante “DOSIM” para bombear ácido e hipoclorito de los armarios de dosificación a un pequeño depósito CIP además de un pequeño bombeo pequeño para la impulsión desde este depósito.

2.11. Desgasificación y absorción del amoniaco

Una vez pasa el agua residual por los intercambiadores, y se ha aumentado su temperatura hasta los 65 °C deseables para el correcto funcionamiento del *Stripping*, se procede a calcular las pérdidas de carga para dicho proceso.

Para la parte de desgasado del amoniaco, simplemente con el caudal de entrada con valor de 60 m³/h y la concentración inicial de NTK, se procede a pedir un equipo adecuado al fabricante “TECNIUM Casals Cardona Ind., S.A.”. Este tipo de instalaciones no se calculan por parte de la empresa AEMA.

$$[NTK] = \frac{carga_{NTK} \cdot 1000}{Q_E} = \frac{2500 \cdot 1000}{1435} = 1742 \text{ ppm}$$

El fabricante nos asegura que a la salida del proceso se conseguirá una concentración máxima de NTK de 100 ppm, lo que supone una carga de NTK de 144 kg/día.

$$carga_{NTK} = \frac{[NTK] \cdot Q_E}{1000} = \frac{100 \cdot 1435}{1000} = 144 \frac{kg}{día}$$

Con esto se puede concluir que el proceso de *Stripping* tiene un rendimiento de aproximadamente un 92%.

$$\eta = \frac{(1742 - 144) \cdot 100}{1742} = 91.73\% \approx 92\%$$

Además, es importante comentar los siguientes datos proporcionados por el fabricante. La oferta incluye la torre *Stripper* modelo SLFSS-30 y el ventilador centrífugo modelo MMSSI-8010 para la etapa de desgasado; y para la etapa de absorción incluye la torre *scrubber* modelo ELFSS-30 y la bomba modelo BHCKK-10.25. Se hace una breve descripción de cada uno:

- Torre *stripper* modelo SLFSS-30. Tiene un diámetro de 3000 mm, una altura total aproximada de 9000 mm, cuya entrada de agua estará a una altura de 8 m aproximadamente; y una capacidad de líquido contenido en el fondo de 3500 litros.
- Ventilador centrífugo modelo MMSSI-8010. Para el aire a tratar. Con un caudal máximo de 35000 m³/h y una potencia de 37 kW.
- Torre *Scrubber* modelo ELFSS-30. De un diámetro 3000 mm, una altura total aproximada de 10000 mm y con una capacidad de líquido contenido en el fondo de 7000 litros.
- Bomba modelo BHCKK-10.25. Para la recirculación del líquido de lavado. Con un caudal de 140 m³/h, una altura manométrica total de 16 mcl y una potencia de 22 kW.

La oferta también incluye tuberías y conductos de interconexión entre *Stripper* y ventilador, entre *Scrubber* y bomba en polipropileno; y entre ambas torres.

2.12. Bombeo hacia *Stripping*

Tendremos un bombeo 1+1, del cual, como hemos explicado en apartados anteriores, funcionará una de las dos bombas, la otra servirá para usarla en caso de avería o simplemente para usarla en alternancia. En este bombeo, como es lógico, vamos a tener un valor de pérdidas hidráulicas muy alto que procedemos a calcular, ya que tiene una gran longitud de tubería.

Para comenzar, tendremos que tener en cuenta un caudal de 65 m³/h de salida desde el depósito intermedio.

Para este bombeo, las pérdidas en la aspiración (H_{asp}) tendrán un valor de 0.53 m para $Q=65$ m³/h, $L=2.2$ m y $f=0.01981$. Las pérdidas en la impulsión (H_{imp}) tendrán un valor de 1.51 m para $Q=65$ m³/h, $L=30$ m y $f=0.01981$.

Para el paso por el filtro de anillas se tiene en cuenta una tubería de 100 mm para el mismo caudal ($v=2.47$ m/s), ya que, al no haber apenas pérdidas singulares, se decide disminuir la tubería para aumentar la velocidad. Las pérdidas hidráulicas constarán de una ampliación gradual (Amp. 100/200) y dos válvulas de mariposa abierta. Esto supone unas pérdidas hidráulicas en el paso por el filtro de anillas de 0.53 m para $Q=70$ m³/h, $L=4$ m y $f=0.01972$. Pero a esto hay que sumarle una pérdida de carga interior del propio filtro de anillas para filtro colmatado, que es de 10 mca (dato facilitado por el fabricante "AZUD"). Por tanto, la carga de pérdida hidráulica en este proceso ($H_{anillas}$) es de 10.46 m.

A partir de este paso, se reduce el caudal a 60 m³/h, ya que se produce el drenaje del filtro de anillas de 100 m³/día.

Para el paso por el intercambiador de precalentamiento se tiene en cuenta una tubería de 100 mm, ya que cumple las condiciones del Anexo IV.

Las pérdidas singulares en este intercambiador son un total de 1.51 m. Además, el fabricante “ALFA LAVAL” proporciona que este intercambiador tiene unas pérdidas de carga a este caudal de 3.44 m. Por tanto, las pérdidas totales en el intercambiador de precalentamiento (H_{prec}) serán de 4.95 m para $f=0.01981$, $Q=60 \text{ m}^3/\text{h}$ y $L=12 \text{ m}$.

Igualmente sucede en el intercambiador de calentamiento (H_{cal}), pero en este caso las pérdidas que proporciona el fabricante son de 4.8 m, lo que dará un resultado de pérdidas de carga de 6.13 m para $f=0.01981$, $Q=60 \text{ m}^3/\text{h}$ y $L=8 \text{ m}$.

Por último, se tendrán en cuenta las pérdidas de carga hasta la entrada de la torre *Stripping*. Para ello se sigue utilizando una tubería de 100 mm.

Además, la entrada al *Stripping* será a una altura de 8 m y la presión requerida a la entrada será de 10 m, tal y como recomienda la empresa fabricante “TECNIUM”, por tanto, habrá que tener en cuenta estas pérdidas. Lo que dará, sumando las pérdidas singulares, un total de 20.08 m para $f=0.01992$, $Q=60 \text{ m}^3/\text{h}$ y $L=22 \text{ m}$ para este proceso (H_{stp}).

La suma de todas estas pérdidas dará como resultado las pérdidas totales de carga hidráulica para proceder a una elección posterior de la bomba necesaria para el bombeo desde el depósito intermedio al *Stripping*.

$$\begin{aligned} H_{int,stripping} &= H_{asp} + H_{imp} + H_{anillas} + H_{prec} + H_{cal} + H_{stp} \\ &= 0.53 + 1.51 + 10.46 + 4.95 + 6.13 + 20.08 = 43.66 \approx 44 \text{ m} \end{aligned}$$

Una vez calculadas estas pérdidas y el caudal, iremos de nuevo a las tablas del fabricante “IDEAL”, y se elegirá la bomba que cumpla estos requisitos. La bomba seleccionada es la GNI 80-40/40 capaz de impulsar un caudal de $70 \text{ m}^3/\text{h}$ con unas pérdidas de 55 m. Además, también será un bombeo 1+1.

2.13. Bombeo bypass *Stripping*

Se estiman unas pérdidas para este bombeo de 2.81 m que sumadas a la diferencia de alturas entre el bombeo y el reactor anóxico ($H_{reactor}=10 \text{ m}$) dará como resultado las pérdidas totales para la selección de bombas.

$$H_{bypass} = H_{reactor} + H_{pérdidas} = 10 + 2.81 = 12.81 \approx 13 \text{ m}$$

Se producirá un bombeo 1+1 y se escoge una bomba del catálogo del fabricante “IDEAL” que puede impulsar una altura de hasta 14 m para un caudal de $Q=70 \text{ m}^3/\text{h}$. Esta bomba es la GNI 65-20/5.5.

2.14. Bombeo de *Stripping* a reactor anóxico

Para realizar los cálculos de pérdida de carga, se distinguirán cuatro partes diferenciadas: la aspiración de las bombas, la impulsión a los intercambiadores, el paso por el intercambiador de precalentamiento y la entrada al reactor anóxico. Además, se sabe que el caudal es de 60 m³/h.

Para la aspiración de las bombas, tendremos una tubería de 125 mm, lo que supone una velocidad $v=1.36$ m/s. Si se redujera la tubería a una de 100 mm, nos pasaríamos del límite establecido en la tabla del Anexo IV y aumentarían las pérdidas, y que, al haber una gran distancia del *Stripping* al reactor anóxico, nos conviene que sean lo más pequeñas posibles. Para una tubería de $L=2.2$ m y una $f=0.01992$ supone unas pérdidas singulares en tubería de 0.2 m.

Para la impulsión a los intercambiadores utilizaremos una tubería de 100 mm, lo que supone una velocidad de 2.12 m/s, ya que está por debajo de los parámetros del Anexo IV. En este caso, las pérdidas hidráulicas serán de 3.26 m para una $f=0.01992$ y una longitud de tubería de 12 m, además habrá unas pérdidas de 0.5 m propias.

Para el paso por el intercambiador de precalentamiento, la tubería será de 100 mm ($v=2.12$ m/s). Sabiendo además que la pérdida de carga del intercambiador de calor será de 3.44 m, que $f=0.0192$ y que la longitud de tubería $L=6$ m, la pérdida de carga hidráulica será de 4.68 m.

Por último, para la entrada al reactor anóxico también se tendrá en cuenta una tubería de 100 mm. Las pérdidas singulares serán de 2.17 m para $f=0.01992$ y longitud de tubería $L=30$ m.

Se calcularán ahora las pérdidas totales en tubería total para este tramo. Para ello, además de lo calculado en este apartado, se debe tener en cuenta la diferencia de alturas entre entrada y salida, que será de 8 m (altura de los reactores).

$$\begin{aligned} H_{stripping,anox} &= H_{anox} + H_{asp} + H_{imp} + H_{int} + H_{ent\ anox} = 8 + 0.2 + 3.26 + 4.68 + 2.17 \\ &= 18.32\ m \approx 19\ m \end{aligned}$$

Una vez calculadas estas pérdidas, podemos concluir que las bombas elegidas para este bombeo 1+1 serán las GNI 65-32/10 del fabricante "IDEAL", capaces de impulsar 25 m este caudal.

2.15. Reactor concéntrico anóxico y aerobio

Para el dimensionamiento de ambos reactores concéntricos, primero es importante saber las concentraciones que tenemos previamente y que se quieren conseguir posterior al tratamiento biológico según el código europeo. ([BOE. 2013](#))

	Entrada biológico	Cauce
DQO	4.878 ppm	125 ppm
DBO₅	3.170,7 ppm	25 ppm
NTK	592,33 ppm	15 ppm
SST	105 ppm	35 ppm

Tabla 12. Parámetros de entrada y salida del tratamiento biológico.

[DQO] y [SST] se consiguen simplemente realizando el cambio de unidades explicado anteriormente.

$$[x] = \frac{\text{carga}_x \cdot 1000}{Q_E}$$

La DBO₅ simplemente es un 65% de la DQO. Por tanto:

$$[DBO_5] = 0.65 \cdot 4878 = 3170.7 \text{ ppm}$$

Para el cálculo de la concentración de nitrógeno, se calculará cuál es la concentración máxima permitida para el proceso de nitrificación-desnitrificación. Este valor límite lo marca la relación entre DQO y nitrógeno, y debe tener un valor máximo de 0.12. Primeramente, se había tenido en cuenta un caudal de 1000 m³/día, ya que era lo que entraba de digestato, después se calculó que el caudal variaba a 1435 m³/día (dosificaciones, drenaje a pozo de escurridos, etc.). Así pues, calcularemos primero [NTK] para el caudal de 1000 m³/h.

$$\frac{NTK}{DQO} = 0.12; NTK = 0.12 \cdot 7000 = 840 \approx 850 \frac{kg}{día}$$

$$[NTK] = \frac{\text{carga}_{NTK} \cdot 1000}{Q_E} = \frac{850 \cdot 1000}{1000} = 850 \frac{mg}{l}$$

Ahora procedemos a calcular la concentración para un caudal de 1435 m³/h.

$$[NTK] = \frac{\text{carga}_x \cdot 1000}{Q_E} = \frac{850 \cdot 1000}{1435} = 592.33 \frac{mg}{l}$$

2.15.1. Parámetros de diseño

Al haberse tenido en cuenta antes un caudal más pequeño y ahora haberlo aumentado, pero manteniendo constante las cargas de los parámetros, se puede observar que la concentración es menor, por tanto, los parámetros están más diluidos. En este caso para mantener una carga de 850 kg/día se consigue con una concentración de nitrógeno de 592.33 mg/l. Según hemos calculado antes, del *Stripping* se prevé que salga una carga de 144 kg/día, por tanto, se cumplirá.

Deberemos comprobar ahora si es necesario un proceso de nitrificación-desnitrificación. Para ello, como se ha dicho antes, se comprobará la relación de DQO/N.

$$\frac{NTK}{DQO} = \frac{592.33}{4878} = 0.1214 > 0.12$$

Al ser mayor que el parámetro límite, se necesitará un proceso de nitrificación-desnitrificación.

La carga de entrada de DQO al tratamiento biológico será la siguiente:

$$carga_{DQO} = \frac{[DQO]_e \cdot 1000}{Q_E} = \frac{4878 \cdot 1435}{1000} = 6999.93 \frac{kgDQO}{día}$$

Se define un coeficiente $C_v=1$ por ser más restrictivo. Este coeficiente es propio de los vertidos considerados a cauce, en cambio, hay otro tipo de vertidos llamado a colector, cuyo valor es de 1.5, y, por tanto, menos restrictivo, como se comprueba en la siguiente ecuación donde se calculará el volumen necesario del reactor biológico.

$$V_{RB} = \frac{carga_{DQO}}{C_v} = \frac{6999.93}{1} = 6999.93 m^3$$

Al estar el coeficiente C_v en el denominador, el más restrictivo es el más pequeño, ya que dará un volumen de reactor más alto.

Además, se debe tener en cuenta una concentración de 8000 ppm de sólidos en suspensión del líquido mezcla (8 kg/m³ de SSLM), valor característico cuando se tiene un sistema de ultrafiltración MBR. Si en vez de tener este tipo de tratamiento, se hubiera tenido en cuenta un proceso SBR (reactor biológico secuencial donde únicamente se utiliza un reactor para hacer el proceso de fangos activados), la concentración de sólidos en suspensión del líquido mezcla sería aproximadamente de 10000 ppm.

Se procede a calcular el coeficiente medio de DQO respecto de los kilogramos de sólidos en suspensión del líquido mezcla.

$$C_{m,DQO} = \frac{carga_{DQO}}{V_{eq} \cdot [SSLM]} = \frac{6999.93 \left(\frac{kg DQO}{día} \right)}{6999.93 m^3 \cdot 8 \frac{kg}{m^3}} = 0.13 \frac{kgDQO}{kgSSLM día}$$

Se quiere calcular ahora la carga eliminada de DQO al día.

$$DQO_{eliminada} = Q_E \cdot \frac{[DQO]_e - [DQO]_s}{1000} = 1435 \cdot \frac{4878 - 125}{1000} = 6820.56 \frac{kgDQO}{día}$$

De igual forma actuamos con la DBO₅ y así poder calcular la edad del fango en el reactor. Partiendo de una concentración de DBO₅ de 3170.7 ppm, se obtiene una carga de entrada de DQO ($carga_{DBO_5,ent}$) de 4549.95 kg DBO₅/día. El volumen del reactor biológico será el mismo que el calculado, así como la concentración de sólidos en suspensión del líquido mezcla. A partir de estos datos, calculamos lo siguiente:

$$C_v = \frac{carga_{DBO_5}}{carga_{DQO}} = \frac{4549.95}{6999.93} = 0.65$$

$$C_{m,DBO_5} = \frac{\text{carga}_{DBO_5}}{V_{eq} \cdot [SSLM]} = \frac{4549.95 \left(\frac{kg \text{ DBO}_5}{\text{día}} \right)}{6999.93 \text{ m}^3 \cdot 8 \frac{kg}{\text{m}^3}} = 0.0813 \frac{kg \text{ DBO}_5}{kg \text{ SSLM} \text{ día}}$$

$$\text{carga eliminada} = Q_E \cdot \frac{[DBO_5]_e - [DBO_5]_s}{1000} = 1435 \cdot \frac{3171 - 25}{1000} = 4514.08 \frac{kg \text{ DQO}}{\text{día}}$$

$$\text{Edad del fango (TRC)} = \frac{1}{0.2 \cdot C_{m,DBO_5} + C_{m,DBO_5}^{1.5}} = \frac{1}{0.2 \cdot 0.0813 + 0.0813^{1.5}} = 25.37 \text{ días}$$

2.15.2. Nitrificación-desnitrificación

Ahora se pasará a calcular el proceso de nitrificación-desnitrificación del tratamiento biológico para que la salida del vertido no supere el límite establecido (15 ppm). Para ello, definiremos esta salida de nitrógeno en el valor máximo de 15 ppm y así llegar a calcular el factor de recirculación interna. Siempre debe haber una recirculación entre reactor anóxico y aerobio, en este caso, al ser concéntricos, la recirculación será interna.

Antes de comenzar, es interesante saber la concentración de nitrógeno amoniacal no oxidado, ya que marcará un parámetro importante para el cálculo del factor de recirculación interna. Para ello, se realizan los siguientes cálculos:

$$\begin{aligned} u_m &= u_{m,max} \cdot \frac{DO}{KO + DO} \cdot e^{0.098 \cdot (T(^{\circ}C) - 15)} \cdot \left(1 - (0.83 \cdot (7.2 - pH)) \right) \\ &= 0.5 \cdot \frac{2}{1.3 + 2} \cdot e^{0.098 \cdot (30 - 15)} \cdot \left(1 - (0.83 \cdot (7.2 - 7)) \right) = 1.1 \text{ d}^{-1} \end{aligned}$$

Siendo u_m la tasa de crecimiento de los nitrosomas, la velocidad máxima de crecimiento de los nitrosomas $u_{m,max}=0.5 \text{ d}^{-1}$ (valor típico escogido en el intervalo [0.3, 3]), la concentración media de O_2 mantenida en el reactor $DO=2 \text{ ppm}$, el coeficiente de saturación del O_2 $KO=1.3 \text{ ppm}$ (siendo estos dos valores típicos del proceso), T la temperatura ambiental de $30 \text{ }^{\circ}C$ y el pH de valor 7 de entrada al tratamiento biológico.

$$K' = \frac{u_m}{Y} = \frac{1.1}{0.2} = 5.5 \text{ d}^{-1}$$

Siendo K' , la tasa máxima de utilización de sustrato y el coeficiente de rendimiento máximo (masa de células formadas por masa de sustrato consumido) $Y=0.2 \text{ mg SSV/mg N}$, (valor típico escogido en el intervalo [0.1, 0.3]).

$$\theta_C^M = \frac{1}{Y \cdot K' - k_d} = \frac{1}{0.2 \cdot 5.49 - 0.05} = 0.95 \text{ d}$$

Siendo el coeficiente de degradación endógena $k_d=0.05 \text{ d}^{-1}$ (valor típico en el intervalo [0.03, 0.06]) y θ_C^M el tiempo medio de retención celular mínimo.

$$\theta_c = FS \cdot \theta_c^M = 2.5 \cdot 0.95 = 2.38 \text{ d}$$

Siendo FS el factor de seguridad y θ_c el tiempo de retención celular real.

$$U_N = \left(\frac{1}{\theta_c} + k_d \right) \cdot \frac{1}{Y} = \left(\frac{1}{2.38} + 0.05 \right) \cdot \frac{1}{0.2} = 2.35 \text{ d}^{-1}$$

Siendo U_N el factor de utilización de proyecto.

$$k_N = 10^{0.051 \cdot T(^{\circ}\text{C}) - 1.158} = 10^{0.051 \cdot 30 - 1.158} = 2.36$$

Siendo k_N una constante para una temperatura ambiental de 30 °C.

$$[N - \text{NH}_4^+]_{\text{no oxidado}} = \frac{U_N \cdot k_N}{K' - U_N} = \frac{2.35 \cdot 2.36}{5.5 - 2.35} = 1.76 \frac{\text{mg}}{\text{l}}$$

Siendo $[N - \text{NH}_4^+]_{\text{no oxidado}}$ la concentración de nitrógeno amoniacal no oxidado.

Una vez calculada la concentración de nitrógeno amoniacal no oxidado, se procede a calcular el valor el factor de recirculación interna α . Para ello definimos la concentración de nitrógeno a la salida como el parámetro límite definido anteriormente ($[NTK]_{\text{salida}}=15$).

$$[N - \text{NO}_3^-] = [NTK]_{\text{salida}} - [N - \text{NH}_4^+]_{\text{no oxidado}} = 15 - 1.76 = 13.24 \text{ ppm}$$

Siendo $[N - \text{NO}_3^-]$ la concentración de nitrógeno en forma de nitrato.

$$[N - \text{NH}_4^+]_e = [N - \text{NO}_3^-] + [N - \text{NH}_4^+]_{\text{no oxidado}} = 13.24 + 1.76 = 15 \text{ ppm}$$

Siendo $[N - \text{NH}_4^+]_e$ la concentración de nitrógeno amoniacal.

$$\text{carga}_{N_{100:5:1}} = \text{carga}_{DQO,ent} \cdot 0.05 = 4549.95 \cdot 0.05 = 227.5 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

Siendo $\text{carga}_{N_{100:5:1}}$ el valor de carga de nitrógeno que se necesita para cumplir la regla 100/5/1 y $\text{carga}_{DQO,ent}$ definido previamente. El valor 0.05 se debe al porcentaje de nitrógeno respecto al 100% de DQO para que se cumpla esta regla (5%).

$$\text{carga}_{[N - \text{NH}_4^+]_e} = \text{carga}_{NTK_e} - \text{carga}_{N_{100:5:1}} = 850 - 227.5 = 622.5 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

Siendo $\text{carga}_{[N - \text{NH}_4^+]_e}$ el valor de carga de nitrógeno amoniacal a la entrada al tratamiento biológico y carga_{NTK_e} el valor de carga de nitrógeno total a la entrada definido previamente.

$$Q_{\text{recirc}} = \frac{\text{carga}_{[N - \text{NH}_4^+]_e} \cdot 1000}{[N - \text{NH}_4^+]_e} - Q_E = \frac{622.5 \cdot 1000}{15} - 1435 = 40065 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}$$

Siendo Q_{recirc} el caudal necesario de recirculación interna entre ambos reactores.

$$\alpha = \frac{Q_{\text{recirc}}}{Q_E} = \frac{40065}{1435} = 27.92$$

Siendo α el coeficiente de recirculación interna.

Elegiremos un valor de $\alpha=29$, ya que con un valor de 28 puede que la concentración de salida de nitrógeno del tratamiento biológico quede demasiado ajustada. Ahora sustituiremos este factor de recirculación interna y calcularemos la concentración de nitrógeno a la salida del tratamiento biológico.

$$Q_{recirc} = Q_E \cdot \alpha = 1435 \cdot 29 = 41615 \frac{m^3}{día}$$

Los parámetros carga $_{[N-NH_4^+]_e}$ y $[N-NH_4^+]_{no\ oxidado}$ conservarán su valor, ya que no dependen del factor de recirculación interna.

$$[N - NH_4^+]_e = \frac{carga_{[N-NH_4^+]_e} \cdot 1000}{Q_E + Q_{recirc}} = \frac{622.5 \cdot 1000}{1435 + 41615} = 14.46 \text{ ppm}$$

$$[N - NO_3^-] = [N - NH_4^+]_e - [N - NH_4^+]_{no\ oxidado} = 14.46 - 1.76 = 12.7 \text{ ppm}$$

$$[NTK]_{salida} = [N - NO_3^-] + [N - NH_4^+]_{no\ oxidado} = 12.7 + 1.76 = 14.46 \text{ ppm}$$

$[NTK]_{salida}$ será la concentración de nitrógeno total de salida del tratamiento biológico.

Una vez calculado esto, se procede a calcular el volumen necesario para el reactor anóxico. Para ello, se tendrán en cuenta tanto el caudal de recirculación interna como el caudal de entrada, además de suponer un coeficiente de seguridad de $CS=1.5$.

$$V_{anoxico} = \frac{CS \cdot (Q_{recirc} + Q_E)}{24} = \frac{1.5 \cdot (41615 + 1435)}{24} = 2690.63 \text{ m}^3$$

Por tanto, una vez calculados los volúmenes de ambos reactores, se procede a pedir oferta a los fabricantes y ver cuál es la que mejor se adapta a nuestras necesidades. Para ello, se acepta la siguiente oferta del fabricante "PAVER prefabricados S.A.":

- Depósito circular exterior post-tensado con un diámetro de 37.45 m compuesto por un total de 50 módulos macizos (2 de ellos panel terminal de tensado) de 8 m de altura y 2.40 m de ancho. Volumen útil aproximado con losa inclinada y lámina de 9.6 m: 7250 m³.
- Depósito circular interior con un diámetro de 18.6 m y altura útil de 10 m compuesto por un total de 12 pilares de 50x40 con encastres macizos y placas de hormigón armado para formar las paredes. Volumen útil aproximado con lámina de 9.6 m: 2480 m³.

Al ver la siguiente descripción, es posible que nos preguntemos, cómo es posible una distribución donde el volumen de lámina de agua para el reactor biológico aerobio es mayor que el volumen del depósito. Esto se debe a que este depósito está tres metros y dos de pendiente enterrado, entonces de estos 8 m propuestos por el fabricante, 5 m serán vistos. Por tanto, tendrá una altura real de 10 m.

2.15.3. Recirculación depósitos concéntricos

Como se ha calculado antes, el caudal de recirculación (Q_{recirc}) tiene un valor de $41615 \text{ m}^3/\text{día} \approx 1.744 \text{ m}^3/\text{h}$. Por tanto, según el catálogo del fabricante “GRUNDFOS”, las bombas de recirculación que mejor se adaptan a estas condiciones, son las bombas sumergibles horizontales de recirculación modelo SRG.35.50.257.27.5.1B. Cada una de estas bombas tiene una capacidad de caudal de recirculación de $1204 \text{ m}^3/\text{h}$ y una potencia nominal de 3.5 kW .

2.15.4. Sistema de recirculación y aireación del reactor aerobio

2.15.4.1. Necesidad de aire

Los cálculos realizados no son del todo iguales que los realizados para el caso del homogeneizador y el depósito intermedio.

Para calcular la demanda de oxígeno de la EDAR, primeramente, se debe tener en cuenta la altitud en la que estará instalada. A mayor altitud, mayor demanda de oxígeno. Esta EDAR está situada a una altitud de 300 m sobre el nivel del mar y una temperatura estándar de $30 \text{ }^\circ\text{C}$. Además, el porcentaje de aireación debe ser del 100% .

Sabido esto, se procede a calcular la demanda de oxígeno para la metabolización de la DBO_5 , para la respiración endógena de los sólidos volátiles del líquido mezcla (SSVLM) y para la nitrificación, así como la cantidad de aporte de oxígeno necesario para la desnitrificación. Para ello, hacemos los siguientes cálculos:

$$\text{DBO}_{5 \text{ eliminada}} = \frac{[\text{DBO}_5]_{ent} \cdot Q_E}{1000} = \frac{3170.7 \cdot 1435}{1000} = 4549.95 \frac{\text{kgDBO}_5}{\text{d}}$$

Siendo $[\text{DBO}_5]_{ent}$ la concentración de DBO_5 a la entrada y Q_E el caudal de entrada calculados previamente, y la $\text{DBO}_{5 \text{ eliminada}}$ los kilogramos de DBO_5 eliminados al día.

$$\begin{aligned} O_{2, \text{metabolización}} &= \text{DBO}_{5 \text{ eliminada}} \cdot K_{O_2, \text{metabolización}} = 4549.95 \cdot 0.66 = 3002.97 \frac{\text{kgO}_2}{\text{d}} \\ &= 125.12 \frac{\text{kgO}_2}{\text{h}} \end{aligned}$$

Siendo $K_{O_2, \text{metabolización}}$ elegida en la tabla (CEDEX, TOMO III, DIMENSIONAMIENTO DE UNA EDAR (página 45)) para una carga másica $C_{m\text{DBO}_5} = 0.0813 \text{ kgDBO}_5/\text{kgMLSS}/\text{d}$ calculado previamente y $O_{2, \text{metabolización}}$ la demanda de oxígeno para la metabolización de la DBO_5 .

$$\text{sólidos sistema} = \frac{[\text{SSLM}] \cdot V_{RB \text{ real}}}{1000} = \frac{8000 \cdot 7100}{1000} = 56800 \text{ kgSSLM}$$

Siendo [SSLM] la concentración de sólidos suspendidos en el líquido mezcla (explicado anteriormente), $V_{RB \text{ real}}$ el volumen útil real del reactor (algo mayor que el volumen mínimo necesario) y sólidos sistema los kilogramos de sólidos suspendidos del líquido mezcla.

$$K_{T_{O_2, \text{endógeno}}} = K_{O_2, \text{endógeno}} \cdot (\theta_{\text{endógeno}})^{T-20} = 0.041 \cdot 1.029^{30-20} = 0.055 \frac{\text{kgO}_2}{\text{kgMLSS} \cdot \text{d}}$$

Siendo $K_{O_2, \text{endógeno}}$ elegida en la tabla (CEDEX, TOMO III, DIMENSIONAMIENTO DE UNA EDAR (página 45)) para una carga másica $C_{m_{\text{DBO}_5}} = 0.0813 \text{ kgDBO}_5/\text{kgMLSS}/\text{d}$ calculado previamente y $\theta_{\text{endógeno}}$ el factor de temperatura endógeno para una temperatura de 30 °C.

$$\begin{aligned} O_{2, \text{endógeno}} &= \text{sólidos sistema} \cdot K_{T_{O_2, \text{endógeno}}} = 56800 \cdot 0.055 = 3099.46 \frac{\text{kgO}_2}{\text{d}} \\ &= 129.14 \frac{\text{kgO}_2}{\text{h}} \end{aligned}$$

Para calcular la demanda de oxígeno necesario para la nitrificación, primero es necesario calcular antes otros parámetros:

$$N_{\text{eliminada } 100:5:1} = \frac{(5 \cdot \text{DBO}_5 \text{ eliminada})}{100} = \frac{5 \cdot \left(4549.95 \left(\text{kg} \frac{\text{DBO}_5}{\text{d}}\right)\right)}{100} = 227.45 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

Siendo $\text{DBO}_5 \text{ eliminada}$ la calculada anteriormente y $N_{\text{eliminada } 100:5:1}$ el nitrógeno eliminado si se cumpliera la regla 100/5/1.

Para los siguientes cálculos, suponemos los porcentajes de nitrógeno orgánico soluble biodegradable no amonizable, nitrógeno orgánico soluble no biodegradable y el nitrógeno orgánico insoluble como 0%, ya que no se conocen estos parámetros.

$$N_{\text{org1}} = \frac{\%N_{\text{org, sol, b, na}} \cdot NK_{\text{prom}}}{100} = 0$$

$$N_{\text{org2}} = \frac{\%N_{\text{org, sol, nb}} \cdot NK_{\text{prom}}}{100} = 0$$

$$N_{\text{insol, ent}} = \frac{\%N_{\text{org, insol(dec)}} \cdot NK_{\text{prom}}}{100} = 0$$

$$NTK_{\text{ent}} = [NTK] \left(\frac{\text{mg}}{\text{l}}\right) \cdot Q \left(\frac{\text{m}^3}{\text{d}}\right) \cdot \frac{1}{1000} = \frac{592.33 \cdot 1435}{1000} = 850 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

Siendo NTK_{ent} la carga de entrada de nitrógeno total calculada anteriormente.

$$\begin{aligned} N - \text{NH}_4^+ \text{ entrada} &= N_{K_{\text{ent}}} - N_{\text{insol, ent}} - N_{\text{eliminada } 100:5:1} - N_{\text{org2}} - N_{\text{org1}} = 850 - 227.45 \\ &= 622.5 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \end{aligned}$$

Siendo $N - \text{NH}_4^+ \text{ entrada}$ la carga de nitrógeno amoniacal a la entrada del tratamiento biológico.

$$N - NH_4^+_{no\ oxidado} = [N - NH_4^+]_{no\ oxidado} \cdot Q_E = 1.76 \cdot \frac{1435}{1000} = 2.52 \frac{kg}{d}$$

Siendo $N - NH_4^+_{no\ oxidado}$ la carga de nitrógeno amoniacal no oxidado.

$$N_{oxidable} = N - NH_4^+_{entrada} - N - NH_4^+_{no\ oxidado} = 622.5 - 2.52 = 619.97 \frac{kgN}{d}$$

Siendo $N_{oxidable}$ el nitrógeno oxidable a la entrada del tratamiento biológico.

$$\begin{aligned} O_{2,nitrificación} &= N_{oxidable} \cdot K_{O_2,nitrificación} = 619.97 \cdot 4.6 = 2851.88 \frac{kgO_2}{d} \\ &= 118.83 \frac{kgO_2}{d} \end{aligned}$$

Siendo $O_{2,nitrificación}$ el oxígeno necesario para el proceso de nitrificación y $K_{O_2,nitrificación}$ el coeficiente de demanda de oxígeno para el proceso de nitrificación calculado por estequiometría.

Por último, se calcula el oxígeno necesario para el proceso de desnitrificación.

$$\begin{aligned} N_{oxidado} &= [N - NO_3^-] = 12.7 \frac{mg}{l} \\ \frac{kg\ N_{recirc}}{d} &= N_{oxidado} \cdot Q_{RI} = \frac{12.7 \cdot 41615}{1000} = 528.62 \frac{kg}{d} \end{aligned}$$

Siendo $[N - NO_3^-]$ y Q_{RI} calculados previamente.

$$\frac{kg\ N_{ent}}{d} = N_{NO,ent} \cdot Q_S = 0$$

Siendo $N_{NO,entrada}$ el nitrógeno en forma de nitritos y nitratos a tratar según pliego, definido como 0.

La suma de estos dos términos anteriores dará como resultado la cantidad de nitrógeno en forma de nitratos eliminados al día.

$$\begin{aligned} N_{reducible} &= \frac{kg\ N_{recirc}}{d} + \frac{kg\ N_{ent}}{d} = 528.62 \frac{kg}{d} \\ O_{2,desnitrificación} &= N_{reducible} \cdot K_{O_2,desnitrificación} = 528.62 \cdot 2.86 = 1511.87 \frac{kgO_2}{d} \\ &= 62.99 \frac{kgO_2}{h} \end{aligned}$$

Siendo $K_{O_2,desnitrificación}$ el coeficiente de aporte de oxígeno por desnitrificación calculado mediante estequiometría.

Una vez calculados estos términos ya se podrá calcular el AOR para las necesidades medias. El AOR son las necesidades de oxígeno real bajo las condiciones de campo.

$$\begin{aligned}
 AOR_m &= O_{2,metabolización} + O_{2,endógeno} + O_{2,nitrificación} - O_{2,desnitrificación} \\
 &= 125.13 + 129.14 + 118.83 - 62.99 = 310.11 \frac{kgO_2}{h} = 7442.64 \frac{kgO_2}{d}
 \end{aligned}$$

Para calcular las necesidades punta de O_2 , primero debemos definir dos coeficientes de seguridad punta, para caudal y para DBO_5 , siendo estos factores $K_Q=1.5$ y $K_{DBO}=1.15$ respectivamente.

A continuación, se definirá el factor de aireación necesario mediante la siguiente fórmula:

$$f_{air} = \frac{K_Q \cdot K_{DBO} \cdot O_{2,metabolización} + O_{2,endógeno}}{O_{2,metabolización} + O_{2,endógeno}} = 1.36$$

Una vez calculado el factor de aireación, ya podremos calcular cuál será la necesidad punta de oxígeno, que más adelante tendremos en cuenta.

$$\begin{aligned}
 AOR &= f_{air} \cdot (O_{2,metabolización} + O_{2,nitrificación} - O_{2,desnitrificación}) + O_{2,endógeno} \\
 &= 1.36 \cdot (125.13 + 118.83 - 62.99) + 129.14 = 374.68 \frac{kgO_2}{h} \\
 &= 8992.25 \frac{kgO_2}{d}
 \end{aligned}$$

En conclusión, se puede observar que el porcentaje de mayoración para necesidades puntas será de 20.82%.

$$\% \text{ mayoración} = \frac{AOR - AOR_m}{AOR_m} = \frac{374.68 - 310.11}{310.11} = 20.82\%$$

Una vez calculado el AOR, definimos el SOR para nuestro tratamiento biológico. El SOR son las necesidades de oxígeno en condiciones estándar de 20 °C y 0 kg/h de aireación.

$$\alpha = 1 - 0.16 \cdot \left(\frac{[SSLM]}{1000} \right)^{\frac{2}{3}} = 1 - 0.16 \left(\frac{1500}{1000} \right)^{\frac{2}{3}} = 0.8$$

Siendo [SSLM] la concentración de sólidos en suspensión del líquido mezcla. En este caso este parámetro nos lo marcará el límite menor de la tabla proporcionada por AEMA, que es de 1500 mg/l.

$$\begin{aligned}
 SOR &= \frac{AOR \cdot Csat_{20}}{\left(\beta \cdot Csat_T \cdot \left(\frac{P_{field}}{P_{msi}} \right) - DO_{field} \right) \cdot \alpha \cdot \theta^{T-20}} \\
 &= \frac{374.68 \cdot 9.08}{\left(0.95 \cdot 6.93 \cdot \left(\frac{733}{760} \right) - 2 \right) \cdot 0.8 \cdot 1.024^{35-20}} = 684.99 \frac{kgO_2}{h}
 \end{aligned}$$

Siendo $Csat_{20}$ y $Csat_T$ la concentración de saturación del O_2 disuelto a 20 °C y a la temperatura de entrada respectivamente (35 °C) (METCALF, página 1424); β el factor de saturación (para el agua residual, el valor común es de 0.95), P_{field} la presión en milímetros de

mercurio para una altitud de 300 m (733 mmHg), P_{msl} la presión barométrica a nivel del mar y condiciones estándar, DO_{field} la concentración media de O_2 mantenida en el reactor (definida como 2 mg/l) y θ el factor de corrección de temperatura (1.024 valor común para difusores y equipos de aireación mecánicos).

Calculado el SOR, pasaremos a calcular la masa de aire necesaria en el reactor aerobio. Para ello, primero debemos calcular la eficiencia del sistema, que depende de la lámina de agua:

$$\eta = l_{agua} \cdot 4.0842 + 0.4896 = 8.75 \cdot 4.0842 + 0.4896 = 36.2\%$$

Siendo l_{agua} la lámina de agua, que se supone como máximo de 8.75 m. En el diseño de korting para el tratamiento biológico y diseño de soplantes AOR-SOR no se considerará más de 8.75 m de lámina efectiva.

$$m_{aire} = \frac{SOR}{f_{O_2} \cdot \left(\frac{\eta}{100}\right) \cdot \% \text{ aireación}} = \frac{684.99}{0.231 \cdot \left(\frac{36.2}{100}\right) \cdot 1} = 8185.53 \frac{kg}{h}$$

Siendo f_{O_2} la fracción de O_2 en el aire (% en masa de oxígeno en el aire) y el % de aireación definido como 100% previamente.

Para calcular el caudal de aire que debe dar la soplante, será suficiente con dividir la masa de aire por la densidad del aire.

$$Q_{aire} = \frac{m_{aire}}{\rho_{aire}} = \frac{8185.53}{1.103} = 7423.3 \frac{m^3}{h}$$

Este caudal de aire estará dividido entre un total de cuatro soplantes, ya que hay dos bombes de aire 2+1 en el reactor aerobio. Ahora calcularemos la masa y el caudal de aire para cada soplante.

$$m_{aire,1} = \frac{8185.53}{4} = 2046 \frac{kg}{h}$$

$$Q_{aire,1} = \frac{7423.3}{4} = 1856 \frac{m^3}{h} = 30.93 \frac{m^3}{min}$$

El porcentaje de recirculación de agua debe estar entre [40, 85]. El tiempo mínimo de retención en este caso es de 1.5 horas, un tiempo intermedio si lo comparamos con el paso por el homogeneizador y el depósito intermedio, por tanto, cogeremos un porcentaje intermedio en el intervalo, que será de 55% después de iterar con distintos valores (explicado en el apartado del homogeneizador). Sabiendo además que el volumen del depósito intermedio es de unos 7100 m^3 como hemos calculado anteriormente, comprobaremos que se cumple la relación entre caudales.

$$Q_{recirc} = 55\% \cdot V_{aerobio} = 0.55 \cdot 7100 = 488.13 \frac{m^3}{h} \approx 500 \frac{m^3}{h}$$

Comprobamos ahora que se cumple el criterio anterior:

$$\frac{\frac{Q_{recirc}}{100}}{\frac{Q_{aireación}}{100}} \geq 50\%; \frac{488.13}{1856} = 26.3\%$$

A cada brazo del *Korting* lo alimentan dos bombas, por tanto, este valor calculado será el doble (53%). Vemos que se cumple, entonces, procedemos al cálculo de AEMJET, soplantes y de bombas de recirculación.

2.15.4.2. Sistema de aireación AEMJET

De la misma manera que en el homogeneizador y en el depósito intermedio realizaremos los cálculos de diseño y adaptación a la realidad para el sistema de aireación del reactor aerobio.

Para el diseño de la parte del **agua** tendremos un diámetro de toberas de agua normalizado ($D_{t,agua}$) de 37.4 mm., de una velocidad de paso por las toberas ($v_{p,toberas}$) de 12 m/s (este valor debe estar en el intervalo [10, 12] m/s, se coge el valor más alto porque dará el número de boquillas de agua más pequeño y por tanto más cercano a las de aire, ya que estas suelen tener unos valores menores) y de una velocidad de paso de tuberías ($v_{p,tuberías}$) de 2 m/s (valor entre el intervalo [2, 3] m/s, en este caso con el valor de 2 m/s mayorizamos el diámetro de tubería, así podremos luego compararla con la de aire y elegir la adaptada a la realidad).

Con estos datos además del caudal de recirculación calculado anteriormente, con las ecuaciones explicadas en el homogeneizador, saldrá un número de boquillas de 10.29.

Para la parte de diseño adaptado a la realidad, se escogerá una tubería de 250 mm, esto da una velocidad de paso en tuberías de 2.76 m/s. Si calculamos la velocidad para una tubería de 200 y 300 mm, sobrepasa los límites. El diámetro de las toberas de agua y su sección siguen teniendo el mismo valor.

Ahora analizaremos la parte del **aire** del *Korting*.

Para la parte del diseño, primero de todo escogeremos un diámetro normalizado de toberas de aire de 70 mm. Como se ha comentado en la parte del homogeneizador, el número de boquillas se debe asemejar al calculado en la parte del agua (10.29). Para ello se define una velocidad de paso por las toberas de 11 m/s (valor mínimo en el intervalo [11, 15]). Con esto se consigue un número de boquillas de 12.18. Además, se establece una velocidad de paso de tuberías de 14 m/s, para conseguir un diámetro de tubería cercano a 200 mm, que es la mitad que el definido para la parte del agua. Esto se debe a que, en este caso, al haber dos tuberías de agua por cada brazo *Korting*, habrá dos tuberías de 250 mm, lo que sería equivalente a una de 500 mm. Además, cabe recordar, que la tubería de agua debe tener mayor diámetro que la de aire, es por esto que no se elige una de 200 mm, que sería equivalente a una de 400 mm.

Para adaptar el diseño a la realidad, se establece el diámetro de la tubería de aire como 200 mm y se definen el número de boquillas como 16. Al haber dos tuberías por cada brazo *Korting* de agua, el número de toberas para el aire debe ser el doble que las de agua, por tanto, elegimos un valor que no modifique mucho los valores de diseño (10.29 boquillas para el agua y 12.18 boquillas de aire). Se eligen 8 boquillas para el agua, y, por tanto, 16 boquillas para el aire. Con la siguiente ecuación comprobamos que se cumple que tanto el lado del agua como el del aire tengan la misma cantidad de toberas.

$$4 \text{ brazos} \cdot 2 \frac{\text{tuberías}}{\text{brazo}} \cdot 8 \text{ toberas} = 16 \text{ toberas de agua cada brazo de agua}$$

Se obtienen una velocidad de paso en las toberas de aire de 8.37 m/s \notin [11, 15], un caudal por boquilla de 115.99 m³/h \in [100, 200] y una velocidad de paso por tuberías de 16.41 m/s \in [13, 22]. Es decir, sólo el parámetro de velocidad de paso no pertenece a los límites.

Una vez sabemos el número de boquillas, se vuelve a la parte del agua para ver si se cumplen los parámetros en la adaptación a la realidad. Para la velocidad de paso en las toberas, el valor es de 15.43 m/s; el caudal por boquilla es de 61.02 m³/h; y la velocidad de paso por tuberías es de 2.76 m/s como se ha comentado anteriormente. Por tanto, de estos parámetros únicamente queda fuera del límite la velocidad de paso por las toberas. Si se aumentara el número de boquillas para el agua, también aumentarían las de aire, lo que daría una velocidad de paso por las toberas aún menor (recuerdo que ya estaba por debajo del límite), y si se disminuyeran las de agua, es obvio que la velocidad de paso por las toberas aumentaría, y ya estaba por encima del límite.

En conclusión, se instalará un sistema de aireación AEMJET-I, con dos tuberías para el agua y una para el aire, de 16 toberas por brazo *Korting*.

2.15.4.3. Soplantes

Ya se podría elegir el tipo de soplantes una vez calculado el caudal másico previamente. Para ello, en el catálogo del fabricante "AERZEN" buscaremos una soplante capaz de circular 2046 kg/h de aire para una lámina de agua de 8.75 m. La soplante más idónea es el modelo D30S capaz de circular 2048 kg/h de aire. Además, impulsa un caudal de 29.4 m³/min (1764 m³/h) y tiene una potencia nominal de 55 kW. Como he comentado antes, esta soplante será también la elegida para el sistema *Korting* del homogeneizador.

2.15.4.4. Bombeo de recirculación

Primero, calcularemos la pérdida de carga en tuberías para el caudal de recirculación del reactor aerobio calculado antes (500 m³/h). En la brida de aspiración se coloca una tubería

de 300 mm ($v=1.96$ m/s) y en la de impulsión, una de 200 mm ($v=2.83$ m/s). Comprobamos que según la tabla del Anexo II se cumplen las velocidades máximas.

Las pérdidas en la aspiración tendrán un valor de 0.46 m para $Q=500$ m³/h, $L=2$ m y $f=0.01855$. Las pérdidas en la impulsión tendrán un valor de 2.17 m para $Q=500$ m³/h, $L=16$ m y $f=0.01593$. Entonces, la suma de pérdidas de carga en tubería será de 2.63 m.

Las pérdidas totales en el sistema de recirculación será la suma de la aspiración y de la impulsión junto a la altura geométrica, que en este caso será un valor nulo, ya que la entrada y salida del caudal está a la misma altura.

$$H_{rec\ homo} = H_{asp} + H_{imp} = 0.46 + 2.17 = 2.63 \approx 3\ m$$

Por tanto, según el catálogo del fabricante "IDEAL", la bomba que mejor cumple estas características es la bomba RNI 250-40, que para este valor de caudal puede impulsar hasta unas pérdidas de 13 m. Cuya aspiración tiene DN300 e impulsión DN250.

2.15.5. Agitadores

También se propone la presencia de dos agitadores para la parte del reactor anóxico porque no es suficiente la recirculación interna entre depósitos y se necesitan estos para mover la lámina de agua correctamente.

Sabiendo la lámina de agua, que en el reactor anóxico será constante de 9.6 m, y el volumen a agitar (volumen útil) de 2480 m³, se contacta con el fabricante "IDEAL". Se decide que la mejor opción son dos agitadores AGS 600-3SHG/13, capaces de agitar 2608 m³ y de potencia 10.1 kW.

2.16. Sistema de ultrafiltración MBR

Después de los reactores se pasará al sistema de ultrafiltración MBR por gravedad. Esto tiene unas pérdidas de 2.5 m aproximadamente (2.11 m). La tubería será de 200 mm, lo que supone una velocidad de 2.21 m/s.

Como se ha calculado previamente, el flux necesario será de 11.92 l/h·m² ≈ 12 l/h·m², la concentración de sólidos en suspensión en el líquido mezcla también se ha definido como 8000 mg/l por la utilización de un sistema de ultrafiltración MBR y el caudal de entrada será de 1190 m³/d (49583 l/h). Sabiendo esto, procedemos a calcular el modelo MBR necesario para nuestra instalación.

Con un flux de trabajo de 12 l/h·m² se calculará la superficie de membrana necesaria para el sistema MBR.

$$S_{membrana} = \frac{49583}{12} = 4132 \text{ m}^2$$

Para los modelos de MBR disponibles, no existe una superficie de membrana tan alta, por tanto, el flujo de trabajo será mayor. Definimos el flux de trabajo como 13.

$$S_{total} = \frac{49583}{13} = 3814.1 \text{ m}^2$$

Con este flux ya se cumple uno de los modelos. En este caso será el modelo más grande. Cassette LEAP de membranas ZW500D, RX12, 52/52 en 316L, SS. Este modelo de cassette lo componen 52 membranas. Calcularemos ahora los módulos necesarios para tratar el caudal anterior.

$$\text{módulos necesarios} = \frac{S_{total}}{S_{nominal}} = \frac{3814.1}{40} = 95.35 \approx 96 \text{ módulos}$$

Siendo 40 m², la superficie nominal de un módulo.

A pesar de ser necesarios sólo 96 módulos, se decide instalar dos cassettes completos (104 módulos), para que, en caso de avería de alguna membrana, el sistema siga funcionando con normalidad.

Para comprobar que el sistema MBR cumple los requisitos con 104 módulos, se calculará el caudal que soportan los dos cassettes.

$$S_{total} = \text{módulos} \cdot S_{nominal} = 104 \cdot 40 = 4160 \text{ m}^2$$

$$Q = \frac{S_{total} \cdot \text{flux} \cdot 24}{1000} = \frac{4160 \cdot 13 \cdot 24}{1000} = 1297.92 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}$$

Se comprueba que se cumple y se pide al fabricante "SUEZ" unos cassettes de estas características y a "INOXMECAL serrano" un tanque MBR para estos dos cassettes y un hueco para un tercero, por si fuera necesario incorporarlo en un futuro.

El sistema MBR contará también con un bombeo de recirculación al homogeneizador, para el escurrido que no ha sido totalmente clarificado o para la parte del retrolavado. Este bombeo será de un caudal de 225 m³/h y capaz de soportar unas pérdidas de 8 m. Por tanto, se elige un sistema de bombeo 1+1 con bombas centrífugas del fabricante "IDEAL" modelo GNI 125-20/15, que para este valor de caudal puede impulsar hasta unas pérdidas de 8 m cuya aspiración tiene DN150 e impulsión DN125.

2.16.1. Soplantes

Para el cálculo de soplantes, se parte de la Ley Combinada de los gases. Esta es la combinación de la Ley de Boyle, la Ley de Charles y la Ley de Gay-Lussac.

$$\frac{P_1 \cdot V_1}{T_1} = \frac{P_2 \cdot V_2}{T_2}$$
$$V_1 = \frac{P_2 \cdot V_2 \cdot T_1}{T_2 \cdot P_1} = \frac{1313 \cdot 291.6 \cdot 293.15}{303 \cdot 1013} = 365 \frac{m^3}{h}$$

Siendo V_1 el volumen necesario de aireación (m^3/h), P_2 la presión de descarga en la salida del difusor (mbar), V_2 la aireación total por cassette (m^3/h), T_1 la temperatura en condiciones normales 20 °C (K), T_2 la temperatura del agua residual en el MBR 30 °C (K) y P_1 la presión en condiciones normales estándar (mbar).

La soplante elegida para estas condiciones es la misma que en el depósito intermedio, soplante GM7L, del fabricante “AERZEN”. Además, deberán ser dos soplantes, ya que el cálculo anterior es únicamente para un cassette, y como hemos comentado anteriormente, el MBR está compuesto de dos cassettes.

2.17. Tanque CIP

Para el tanque CIP se propone un depósito de volumen útil de 200 m^3 . Este volumen se considera suficiente, ya que el uso de este depósito es de almacenamiento puntual. El caudal de agua para riego por gravedad y/o el bombeo para la recuperación de agua de los preparadores de polielectrolito será constante, por tanto, el tiempo de retención será muy bajo. El fabricante “ROBLEPOL S.L.” oferta un depósito de PRFV de 200 m^3 .

Se propone un caudal de 1000 $m^3/día$ para agua de riego y un caudal de 190 $m^3/día$ (8 $m^3/día$) para la recuperación (parámetros establecidos con el cliente).

Las bombas para el bombeo al intercambiador de precalentamiento son el modelo GNI 65-26/7.5, en un bombeo 1+1. Capaces de impulsar un caudal de 70 m^3/h con unas pérdidas de 15 m.

Para la recuperación de agua para los preparadores de polielectrolito se propone un bombeo 1+1 con el modelo GNI 32-16/0.75 del fabricante “IDEAL”, capaz de impulsar un caudal de 10 m^3/h a 5 m.

También deberán elegirse dos bombas para el permeado/retrolavado de los cassette del MBR (una para cada cassette). Como se ha comentado antes, el caudal será de 1190 $m^3/día$ (50 m^3/h). Así pues, deberemos escoger las bombas adecuadas para este caudal. Se proponen dos bombas del fabricante “VOGELSANG” modelo VX186-130Q. Los datos de diseño de estas bombas se basan en puntos operacionales de caudal entre 50 y 150 m^3/h y una potencia de 15kW cada una.

Además, se propone una segunda opción de tratamiento, que es realizar el paso por el *Stripping* al final del tratamiento, ya que las instalaciones de *Stripping* normalmente se realizan al final de la instalación. En este caso lo hemos situado después del filtro de anillas porque si

todo el caudal pasara al tratamiento biológico sin haber realizado antes un proceso de desgasificación y absorción, no se podría producir la nitrificación-desnitrificación total del caudal. Para ello, la solución sería disminuir el caudal de entrada al tratamiento biológico hasta que se asegure su correcto funcionamiento. Esta segunda opción de tratamiento no está valorada actualmente.

2.18. Deshidratación de fangos con tornillo DSM

Según el pilotaje realizado por “Clean Water Technology”, se producen diariamente 24000 kg MS/día con una sequedad del caudal de entrada del 7%. Esta producción no es característica, ya que se considera que, en esta instalación, se va a producir un caudal medio normalmente y muy rara vez se llegará a este punto.

Por ello, por parte del fabricante “Clean Water Technology”, se proponen dos soluciones. La primera es un Sistema DSM 704 D y la segunda es un Sistema DSM 702 D compuesto por dos tornillos.

Como ya he dicho, rara vez se producirá este caudal punta, además de que el cliente tiene la capacidad de regular su caudal. Es por esto que el cliente HTN Biogás prefiere empezar únicamente con un tornillo. Por tanto, se decide la instalación de un Sistema DSM 702 D, con una capacidad de tratamiento de hasta 600 kg MS/h.

Primeramente, se planteó una instalación con dos tornillos DSM y se realizaron los siguientes cálculos para la elección de las bombas helicoidales que transportan la torta al contenedor:

$$Prod_{fangos} = \frac{carga_{fangos,desh}}{\rho \cdot 1000 \cdot \% \text{ sequedad}} = \frac{150000}{1.03 \cdot 1000 \cdot 25\%} = 582.82 \frac{m^3}{día} \approx 24 \frac{m^3}{h}$$

Siendo ρ la densidad del fango, definida como 1.03 g/l.

Cada tornillo supone un bombeo con dos bombas helicoidales que funcionan en conjunto. Esta producción de fango está calculada para dos tornillos, por tanto, simplemente la mitad será la que produzca un tornillo deshidratador y si lo dividimos entre las dos bombas, se sacará que la producción de fango (o caudal) será de 6 m³/h para cada bomba.

Calculado esto, vamos al catálogo del fabricante “ALBOSA” y elegimos dos bombas para fangos deshidratados modelo MONO W18BC11RPA, con una capacidad de caudal de hasta 7 m³/h y una potencia de 11 kW.

2.19. Bombeo de escurridos

Para el bombeo de escurridos previo al Buffer 1 debemos tener en cuenta un caudal de 300 m³/día (12.5 m³/h). Tendremos que tener en cuenta los 4 m de pozo en los que está sumergido este bombeo y unas pérdidas singulares de 10.35 m.

Buscando en el catálogo de “IDEAL” con el caudal y las pérdidas, igual que se ha hecho anteriormente, la bomba más adecuada es la ARS 100-26/7.5E/45. Capaz de impulsar un caudal de 20 m³/h a una altura manométrica de 18.7 mca y una potencia de 5.5 kW.

2.20. Cálculo de dosificaciones

Antes de comenzar con el cálculo, es recomendable explicar qué es el *Jar-test*. El *Jar-test* es un experimento en el que se calcula la dosis recomendada de coagulante y floculante necesaria para que se produzca el fenómeno de coagulación y floculación del agua residual, es decir, simula un tratamiento físico-químico. Los pasos más comunes suelen ser los siguientes (*Trabajo Fin de Máster: Tratamiento físico-químico y Jar-test. J.Mascarós Vicedo. 2013*):

- Se llenan seis vasos de precipitados con el volumen de muestra deseado y se procede a medir los parámetros iniciales elegidos para la valoración final. Normalmente, suele ser la turbidez, el pH y el volumen de fango decantado los que rijan la determinación de dosis óptima.
- En segundo lugar, se aplican diferentes dosis de coagulante elegido en cada vaso y se deja actuar mínimo un minuto a una velocidad de las paletas de unas 120 rpm (normativa americana).
- A continuación, se añade un neutralizante si el pH ha disminuido considerablemente.
- Ahora, se disminuye la velocidad de las palas a 25 rpm y se deja un tiempo de unos 15 minutos para que se formen los flóculos.
- Por último, se paran las paletas y se deja decantar la muestra mínimo 15 minutos antes de volver a medir los parámetros anteriormente seleccionados. A partir de los resultados iniciales y finales de los distintos parámetros se determina la dosis óptima de coagulante-poliectrolito.

Una vez explicado qué es el *Jar-test*, se procede a analizar qué equipo de polielectrolito es necesario para el GEM, así como sus bombas dosificadoras.

Primeramente, el caudal que tenemos definido a la entrada del GEM será de 70 m³/h. Según el *Jar-test* realizado por “Clean Water Technology”, se necesita una dosificación de floculante de 500 ppm. Este floculante tiene una densidad de 1 g/cm³ y una concentración de preparación de 0.5%. Con estos datos, sacaremos el consumo de reactivo preparado que es necesario:

$$dosis_{floc,puro} = \frac{[floc]}{\rho_{floc} \cdot 1000} = \frac{500}{1 \cdot 1000} = 0.5 \frac{l}{m^3 agua}$$

$$dosis_{floc,diluido} = \frac{dosis_{floc,puro}}{\% disolución} = \frac{0.5}{0.5\%} = 100 \frac{l}{m^3 agua}$$

$$Q_{dosif} = dosis_{floc,diluido} \cdot Q_E = 100 \cdot 70 = 7000 \frac{l}{h}$$

Con este caudal de floculante necesario, en el catálogo del fabricante “POLITECH” elegimos el modelo POLIBASIC AP 80.

Al ser un bombeo de floculante bastante alto, se necesitará un bombeo en paralelo de dos bombas helicoidales C23KC11RMA, elegidas del catálogo del fabricante “ALBOSA”, capaz de impulsar un caudal de 3500 l/h cada una.

De la misma forma que para el GEM, para el caso del tornillo DSM, el fabricante “Clean Water Technology” nos facilita que la concentración de polímero preparado es de 1200 ppm con una concentración del 0.3% de la disolución. Para el caso del tornillo, el caudal de entrada es de 8.75 m³/h. Con estos datos, igual que se ha calculado en el GEM, se obtiene que el caudal de dosificación es de 3500 l/h.

Con este caudal horario de polielectrolito (floculante) necesario, basándonos en el catálogo del fabricante “POLITECH”, se elegirá el modelo POLIBASIC AP40, con una capacidad de caudal de dosificación de 4000 l/h.

Una vez calculado esto, con este caudal, se continúa eligiendo las bombas dosificadoras de polielectrolito. El bombeo será con dos bombas helicoidales modelo C1XKC11RMA, del fabricante “ALBOSA”. Estas bombas son capaces de soportar el caudal de 3500 l/h.

Procederemos ahora a calcular el tamaño de los depósitos. Todos ellos cuentan con un cubeto para evitar el derrame de líquido. El consumo de sosa, ácido sulfúrico y de sulfato amónico, lo proporciona el fabricante “TECNIUM”. Por tanto, basándose en estos datos, el director técnico decide por logística que los depósitos sean los siguientes:

- Un depósito de sosa de 50 m³ para la acumulación de sosa con un margen de seguridad de dos días, por si hubiera desabastecimiento.
- Un depósito de coagulante de 50 m³ por lo mismo.
- Dos depósitos de ácido sulfúrico de 25 m³ por seguridad, ya que concentrar todo en un mismo depósito sería una acumulación muy alta de ácido en un mismo depósito.
- Un depósito de 100 m³ de sulfato amónico para una acumulación de cuatro días según la producción del *Stripping*.

Para todos los depósitos se pide oferta al fabricante “PROFEPLAS” y éste oferta unos depósitos que cumplen la normativa [APQ6](#). Todos ellos serán depósitos de doble pared y

además los de sosa y coagulante deberán ir calorifugados, tanto el depósito como las tuberías de dosificación, ya que cristalizan a una temperatura no muy baja y eso supondría un problema.

Para el coagulante, según la oferta del GEM del fabricante “Clean Water Technology”, se tendrá una concentración de coagulante de 1900 ppm, y la densidad de este coagulante es de 1.22 g/ml.

$$dosis_{coag} = \frac{[coag]}{\rho_{coag} \cdot 1000} = \frac{1900}{1.22 \cdot 1000} = 1.56 \frac{l}{m^3 agua}$$

$$Q_{dosif} = dosis_{coag} \cdot Q_E = 1.56 \cdot 70 = 109 \frac{l}{h}$$

Para el ácido sulfúrico, según la oferta de “TECNIUM”, se deberán dosificar 330 kg/h al 98%, lo que supone una dosificación de 184 l/h. Para la dosificación de ácido a la salida del *Stripping* se debe disminuir el pH desde 10 hasta 7, esto se calculará en el laboratorio para saber la cantidad exacta de dosificación necesaria.

$$Q_{H_2SO_4} = \frac{\dot{m}}{\%conc} = 330 \cdot \frac{100}{98} = 336.73 \frac{l}{h} \approx 340 \frac{l}{h}$$

Para la dosificación de sosa se tomará la mayor bomba dosificadora de estas dos, ya que, para calcular esta dosificación de sosa se deberán realizar múltiples ensayos. Las bombas dosificadoras serán el modelo PRIUS D, del fabricante “DOSIM”.

Anexo III. Cálculo de pérdidas de carga en tuberías

Pérdidas singulares	K_s
<i>Ampliación gradual</i>	0,3
<i>Boquillas</i>	2,75
<i>Compuerta, abierta</i>	1
<i>Controlador de caudal</i>	2,5
<i>Codo de 90°</i>	0,3
<i>Codo de 45°</i>	0,25
<i>Codo de 22° 30'</i>	0,2
<i>Rejilla- Filtro</i>	0,75
<i>Curva de 90°</i>	0,2
<i>Curva de 45°</i>	0,2
<i>Curva de 22° 30'</i>	0,1
<i>Entrada redondeada (r=D/2)</i>	0,23
<i>Entrada normal en tubo</i>	0,5
<i>Entrada de borda</i>	1
<i>Entrada abocinada</i>	0,04
<i>Medidor Venturi</i>	2,5
<i>Reducción gradual</i>	0,15
<i>Válvula de bola abierta</i>	0,2
<i>Valvula de mariposa abierta</i>	0,3
<i>Valvula de angulo abierta</i>	5
<i>Válvula de globo abierta</i>	10
<i>Salida tubo</i>	1
<i>Te, pasaje directo</i>	0,1
<i>Te, salida de lado</i>	0,5
<i>Te, salida bilateral</i>	0,75
<i>Válvula de pie</i>	1,75
<i>Valvula de retención</i>	2,5
<i>Salida deposito</i>	1
Otros elementos singulares	

Tabla 13. Pérdidas singulares en tuberías.

Para el cálculo de pérdida de carga en tuberías deberemos saber la velocidad en la tubería, la cual depende del caudal y sección de la tubería y tener en cuenta la longitud de la misma; y después añadir las pérdidas singulares que se producen en cada uno de los elementos intercalados entre las tuberías.

Sabiendo el caudal en cada tubería se hallaría la velocidad.

En este caso nos centraremos en el cabezal de velocidad, ya que las alturas (z) se han tenido en cuenta aparte para una explicación más clara y concisa.

$$v \left(\frac{m}{s} \right) = \frac{Q \left(\frac{m^3}{s} \right)}{S(m^2)}$$

Una vez calculada esta velocidad, ya podremos calcular mediante el principio de Bernoulli el cabezal de velocidad o energía cinética:

$$\frac{v^2}{2g} (m)$$

Además, se debe calcular la pérdida unitaria y total en las tuberías:

$$pérdida\ unitaria\ \left(\frac{m}{m}\right) = f \cdot \frac{1}{D} \cdot \frac{v^2}{2g}$$

Siendo f el factor de fricción sacado del diagrama de Moody sabiendo la rugosidad del material de la tubería (las tuberías se fabrican en acero inoxidable, por tanto, se tiene una rugosidad relativa $e/D = \epsilon = 0.075\text{ mm.}$), su diámetro y el número de Reynolds; y D el diámetro de la tubería.

$$H_{lineales} (m) = pérdida\ unitaria \cdot L$$

Calculada previamente la pérdida unitaria y siendo L la longitud de la tubería.

El número de Reynolds se calcula a partir de la siguiente ecuación:

$$Re = \frac{\left(4 \cdot Q \left(\frac{l}{s}\right) \cdot \rho_{agua}\right)}{\pi \cdot D(mm) \cdot \mu_{agua}}$$

Siendo $\mu_{agua} = 10^{-6}\text{ Pa}\cdot\text{s}$ y $\rho_{agua} = 1\text{ kg/l}$.

Una vez calculado esto, se multiplica el número de unidades de pérdidas singulares por su ponderación y a su vez por el término anterior calculado:

$$H_{singulares} = \sum_{i=1}^n n_{elementos,i} \cdot K_{S_i} \cdot \frac{v^2}{2g} (m)$$

Por último, la pérdida de carga total se calcula como la suma de las pérdidas singulares y la pérdida total en tuberías:

$$H_{total} = H_{singulares} + H_{lineales}$$

Anexo IV. Cálculo de diámetros en tuberías de agua

Para tuberías de agua impulsadas por una bomba, las velocidades máximas recomendadas son las que se muestran en la Tabla. En caso de tener una gran distancia en el trayecto de tubería, se intentará aumentar el diámetro para que las pérdidas en la tubería sean menores.

Diámetro del tubo en mm.	Tubo de aspiración	Tubo de impulsión
25 a 40	1.25 m/s	1.5 m/s
50 a 70	1.5 m/s	2 m/s
80 a 100	1.75 m/s	2.25 m/s
125 a 200	2 m/s	2.5 m/s
Desde 200	2 m/s	3 m/s

Tabla 14. Cálculo de diámetros en tuberías de agua.

Anexo V. Ficha técnica bomba RN 301-305

Se incluye la ficha técnica de una bomba cualquiera de la instalación.

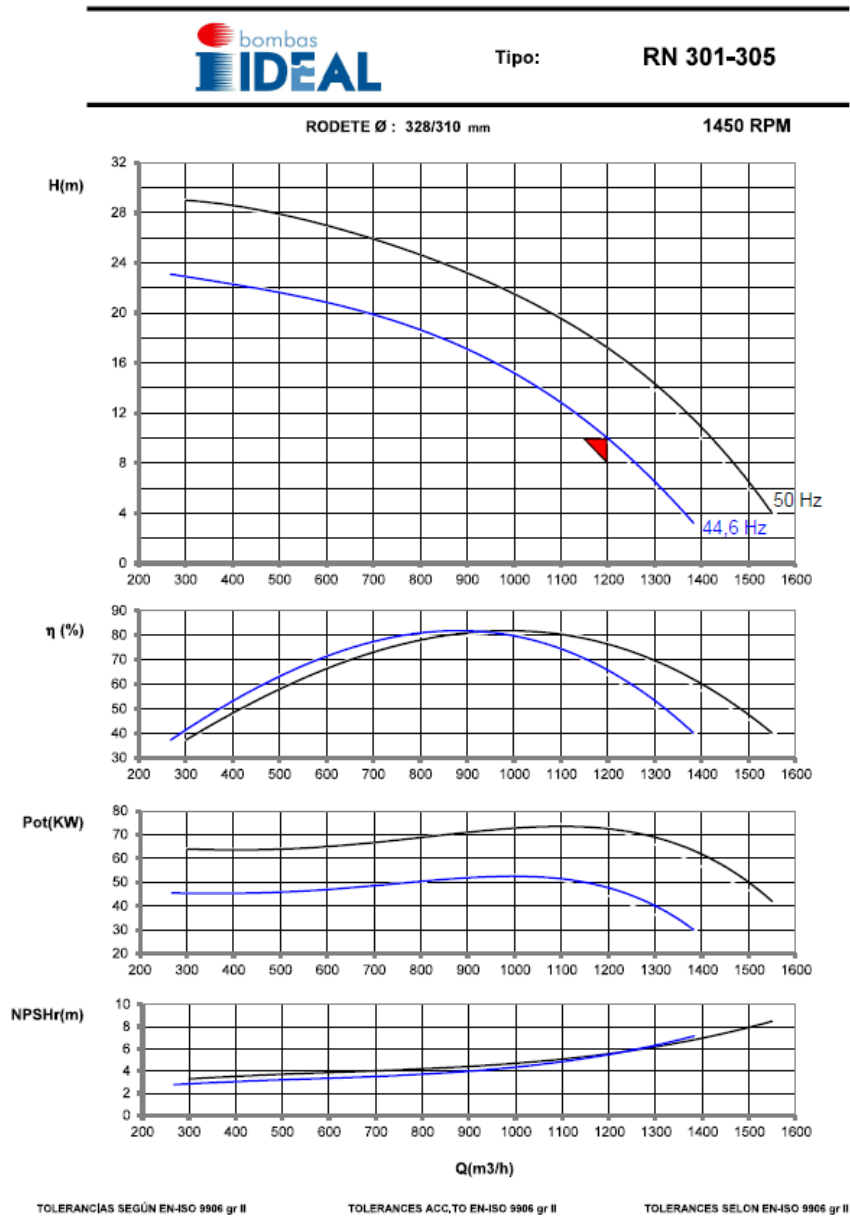


Figura 42. Ficha técnica Bomba RN 301-305 del fabricante "IDEAL"

Anexo VI. Pilotaje y planteamiento EDAR

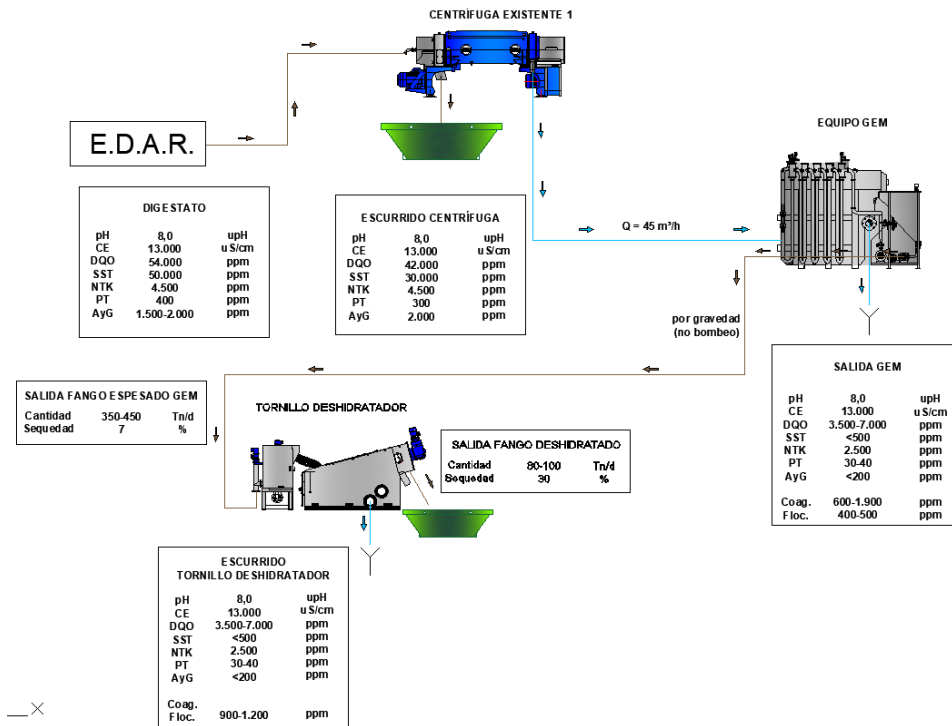


Figura 43. Pilotaje realizado por Clean Water Technology.

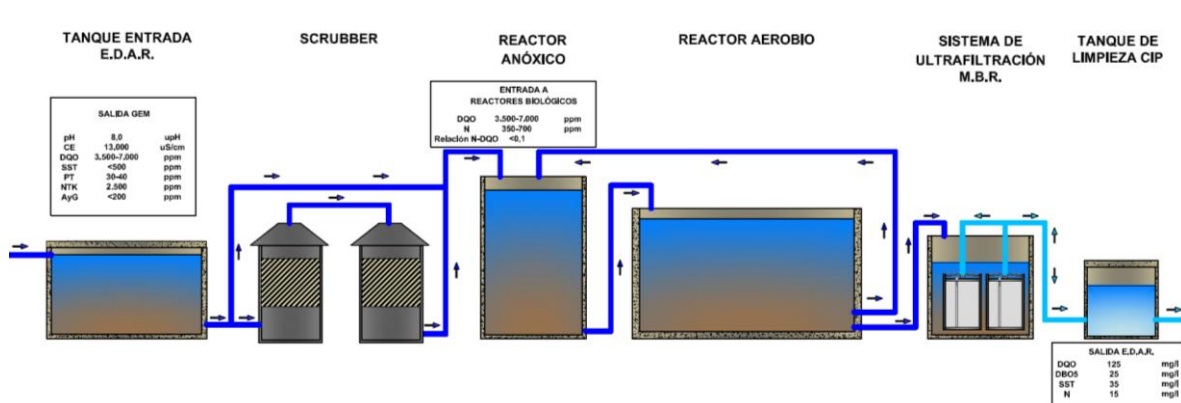


Figura 44. Planteamiento inicial EDAR.

Anexo VII. Diagrama de Moody

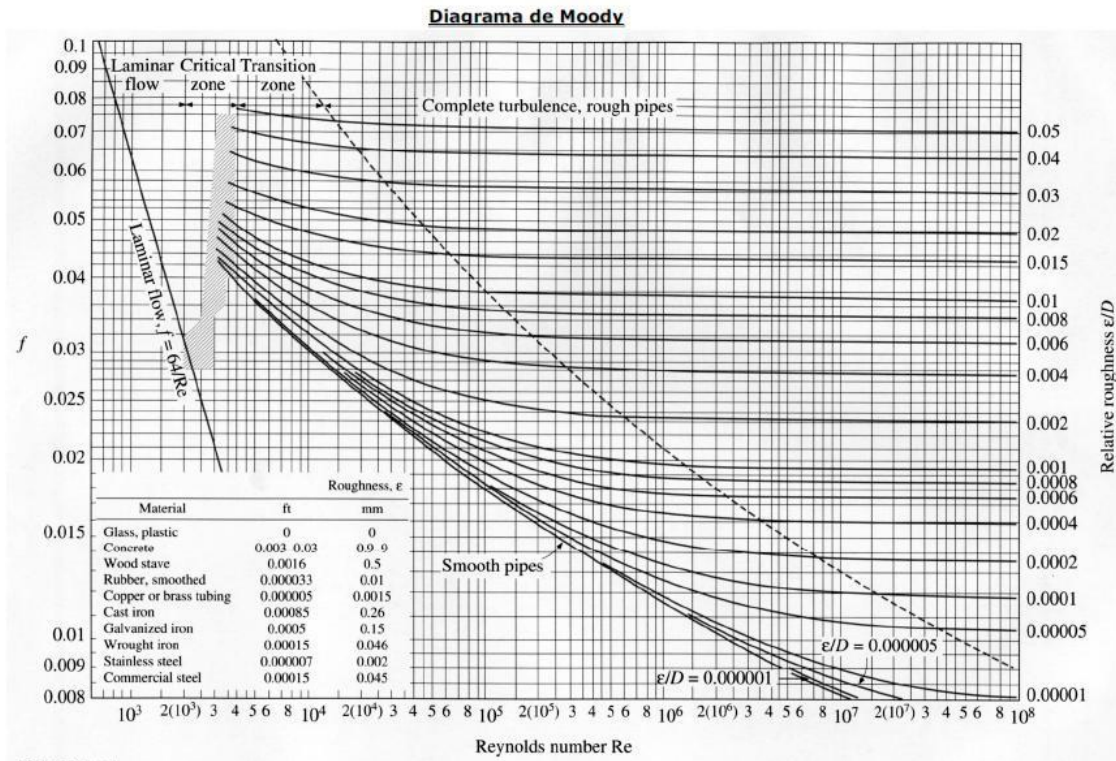


Figura 45. Diagrama de Moody.

Anexo VIII. Línea de proceso EDAR para HTN Biogás

