



Universidad de Valladolid



ESCUELA DE INGENIERÍAS
INDUSTRIALES

MASTER EN INGENIERIA AMBIENTAL

MASTER EN INGENIERÍA AMBIENTAL
ESCUELA DE INGENIERÍAS INDUSTRIALES
UNIVERSIDAD DE VALLADOLID

TRABAJO FIN DE MÁSTER

**Diseño de una estación depuradora de aguas residuales de una
industria agropecuaria**

Autor: D. Fabiana Amaral Barros
Tutor: D. María del Mar Peña Miranda

Valladolid, septiembre, 2018



Universidad de Valladolid



ESCUELA DE INGENIERÍAS
INDUSTRIALES

MASTER EN INGENIERIA AMBIENTAL

MASTER EN INGENIERÍA AMBIENTAL
ESCUELA DE INGENIERÍAS INDUSTRIALES
UNIVERSIDAD DE VALLADOLID

TRABAJO FIN DE MÁSTER

**Diseño de una estación depuradora de aguas residuales de una
industria agropecuaria**

Autor: D. Fabiana Amaral Barros
Tutor: D. María del Mar Peña Miranda

Valladolid, septiembre, 2018

RESUMEN

El sector porcino es el mayor contribuyente económico a la producción final agraria en España, puesto que corresponde al 37% de la producción final ganadera y que contribuye con un 14% a la producción final agraria. La industria porcina española está actualmente en fase de un creciente desarrollo caracterizado por una alta demanda de producción a bajos costos y una fuerte dependencia de las exportaciones y los mercados internacionales. Las aguas residuales de un matadero son muy dañinas para el medio ambiente y deben ser tratadas de manera eficaz antes de la descarga en los cuerpos públicos, para evitar la contaminación ambiental y efectos a la salud humana.

Se proyectan dos alternativas de solución de tratamiento de 60 m³/d de aguas residuales de un matadero de porcino industrial con el objeto de cumplir con las características de vertido exigidas, eliminando los sólidos, materia orgánica y nutrientes de entrada.

Ambas alternativas consisten en un pretratamiento y tratamiento primario similares. Sin embargo cada una propone un tipo de tratamiento secundario distinto. La alternativa 1 consiste en un proceso aerobio y la alternativa 2 consiste en un proceso anaerobio seguido de un proceso aerobio.

El diseño de las líneas de depuración incluye las siguientes operaciones unitarias: (1) Sistema de tamizado incluyendo 2 tamices rotativos automáticos en serie, con diámetros de malla distintos para la eliminación de los sólidos gruesos y finos de entrada. (2) Sistema de homogeneización cerrado y agitado, para fornecer alimentación ecualizada a las etapas posteriores. (3) Sistema de coagulación, floculación y flotación, para la separación de la materia sólida en suspensión y materia orgánica. (4) Sistema de tratamiento biológico, para la estabilización de la materia orgánica, coagulación y eliminación de nutrientes. (5) Sedimentación, para la decantación, recirculación y purga de los fangos activos.

Las alternativas propuestas son viables para el tratamiento de las agua residuales porque alcanzan los niveles permitidos de vertido. Sin embargo, cada tipo de tratamiento biológico presenta ventajas e inconvenientes relevantes para la elección de la opción más adecuada.

Las variables correspondientes a los costes de aireación frente a los de inversión de equipos y de funcionamiento deben ser llevadas en consideración para determinar cuál alternativa es la más adecuada. Por tanto, es necesario realizar un estudio de viabilidad económica con el objeto de analizar el tiempo de amortiguación de la inversión de instalación de cada alternativa frente a los costes de funcionamiento.

Palabras claves: Tratamiento de aguas residuales, Matadero de cerdos

ABSTRACT

The swine industry sector is the largest economic contributor to the agricultural production in Spain, which corresponds to 37% of the final livestock production and contributes 14% to final agricultural production. The Spanish pork industry is currently in a development momentum, characterized by a high production demand at low costs and a strong dependence on exports and international markets. The slaughterhouse wastewater is very harmful to the environment and must be treated before discharge into public waters, in order to avoid environmental contamination and negatives effects on human health.

Two alternatives were designed to treat 60 m³/d from an industrial swine slaughterhouse wastewater in order to meet the required discharge characteristics, via solids, organic matter and input nutrients removal.

Both alternatives consist of a similar pretreatment and primary treatment. However, each one proposes a different type of secondary treatment. The alternative 1 consists of an aerobic process and the alternative 2 consists of an anaerobic process followed by an aerobic process.

The design of the purification lines includes the following unit operations: (1) Screening system including 2 automatic rotary sieves, with different mesh diameter, to eliminate the dense and fine inlet solid matter. (2) Covered and agitated homogenization system, to equalize conditions to following processes. (3) Coagulation, flocculation and flotation system, to separate solid suspended and organic matter. (4) Biological treatment system, for the stabilization of the organic matter, coagulation and elimination of nutrients. (5) Sedimentation, for the active sludge decantation, recirculation and purge.

The proposed alternatives for the treatment of wastewater are suitable because they reach the permitted levels of discharge. However, each type of biological treatment has relevant advantages and disadvantages that influence the election of the most appropriate option.

The variables corresponding to the costs of aeration versus the investment of equipment and operation must be carried out in consideration to determine which is the most appropriate alternative. Therefore, it is necessary to carry out an economic feasibility study in order to analyze the amortization time of the installation investment of each alternative compared to operating costs.

Key words: Wastewater treatment, Swine slaughterhouse

AGRADECIMIENTOS

A la Universidad de Valladolid y a los profesores del Máster en Ingeniería Ambiental, especialmente a mi profesora orientadora María del Mar Peña Miranda, por toda su ayuda y atención.

A las empresas Aguambiente y Toro Equipment, especialmente a mi orientadora de prácticas Cristina Gonzáles Mieres por la orientación y soporte técnico.

ÍNDICE GENERAL

1.	INTRODUCCIÓN.....	1
2.	OBJETIVO.....	9
3.	ALTERNATIVAS DE DEPURACIÓN.....	11
4.	ELECCIÓN Y JUSTIFICATIVA.....	31
5.	ALCANCE DEL PROYECTO.....	35
6.	DESCRIPCIÓN DE LA LÍNEA DE TRATAMIENTO.....	37
7.	DISEÑO DE LA LÍNEA DE DEPURACIÓN.....	45
8.	CONCLUSIONES.....	65
9.	REFERENCIAS.....	67
10.	ANEXOS.....	71

1. INTRODUCCIÓN

Los procesos de desarrollo importantes inevitablemente conllevan implicaciones sobre el medio ambiente y sobre los recursos naturales de los cuales dependen o a los cuales afecta. La actividad agropecuaria hace una contribución importante a la huella hídrica y un porcentaje muy alto de esto está directa o indirectamente ligado a la cadena de producción de productos de origen animal (Miguel, A., Hoekstra A.Y. y Calvo, E.G., 2015).

El sector porcino es el mayor contribuyente económico a la producción final agraria en España, puesto que corresponde al 37% de la producción final ganadera y que contribuye con un 14% a la producción final agraria (MAPAMA, 2015). La carne de porcino tiene gran representatividad en la producción española de carne, conforme muestra la Figura 1 (GMTD, 2005). La extensa producción en España es una práctica tradicional en la que se especializa en el cerdo ibérico, altamente valorado principalmente por sus jamones y embutidos (Miguel, A., Hoekstra A.Y. y Calvo, E.G., 2015).

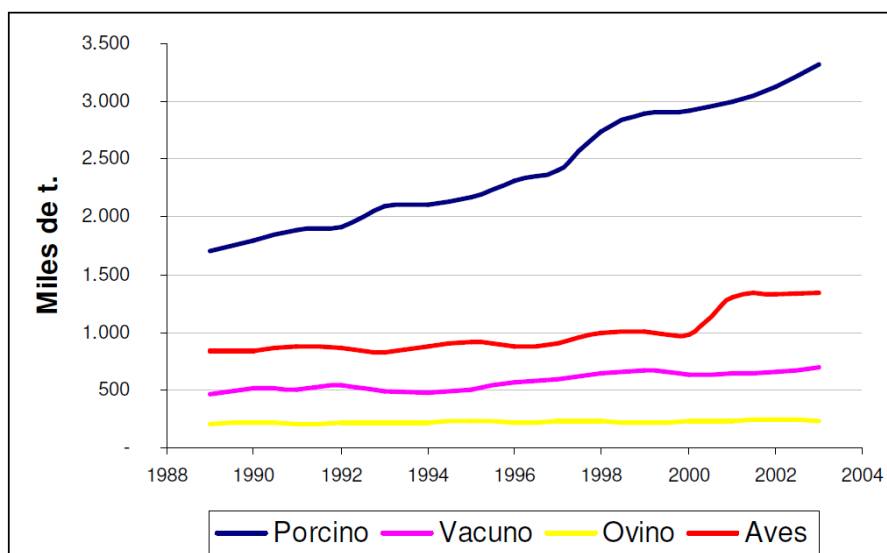


Figura 1: Evolución de la producción cárnica en España. Fuente: GMTD, 2005

La industria porcina española está actualmente en fase de un creciente desarrollo caracterizado por una alta demanda de producción a bajos costos y una fuerte dependencia de las exportaciones y los mercados internacionales. Es también resultado del desarrollo intenso de este sector la alta producción de aguas residuales de elevada carga contaminante, que contienen un gran contenido de materia orgánica y organismos patógenos. Sin un tratamiento adecuado, el efluente puede causar un efecto drástico a la salud humana y al medio ambiente (Lim, S.J., 2008).

Por tanto, el sector porcino no puede sustraerse a los impactos medioambientales generados. Las aguas residuales de procesos de mataderos de cerdos deben tratarse para evitar la emisión de contaminantes, olores y patógenos al medio ambiente. Hay una gran necesidad de repensar el desarrollo español de la industria porcina, para que la agricultura pueda ser una actividad que apoye a las comunidades rurales, satisfaga las demandas de los consumidores y principalmente respete el medio ambiente (Food&Water Europe, 2017).

1.1 LA INDUSTRIA PORCINA EN ESPAÑA

El sector porcino es el primer sector de la ganadería española con una producción anual próxima a los 6.000 millones de euros al año, resultados los cuales sitúan España como el segundo productor en Europa. En 2015, España batió un récord histórico al alcanzar un censo de cerdos en 28,5 millones de cabezas. Ese mismo año, el número de animales sacrificados y la producción en toneladas también llegaron máximos históricos, con 46,5 millones de animales y casi 3,9 millones de toneladas, respectivamente (MAPAMA, 2015).

Datos más recientes enseñan que en 2017 se alcanzó en España un censo de cerdos de más de 30 millones de individuos (Figura 2) y se han facturado más de 15.000 millones de euros, lo que supone el 1,4% del PIB nacional (Interporc Spain, 2018).

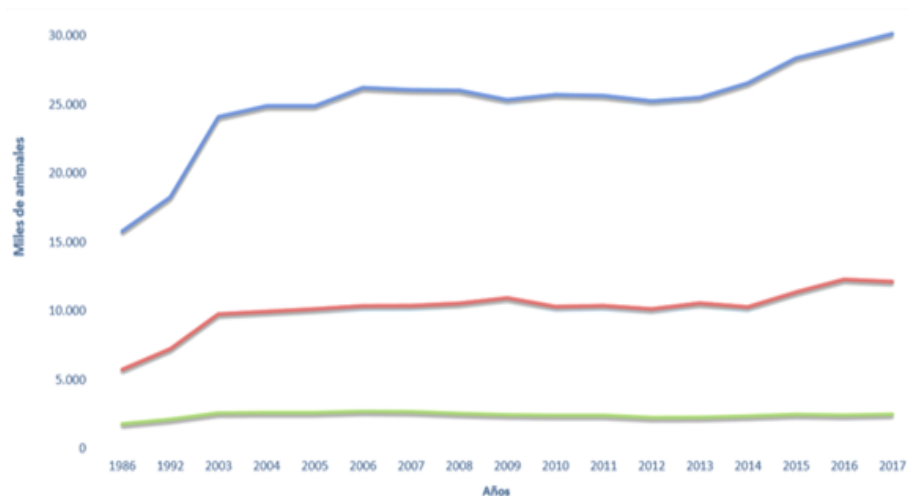


Figura 2: Evolución anual del censo de ganado porcino en España. En azul: “censo total”, rojo: “cerdos en cebo” y verde: “hembras reproductoras”. Fuente: MAPAMA, 2018

De acuerdo con el resumen de 2018 de MAPAMA, solamente en el primer cuatrimestre de 2018, el número de animales sacrificados se situó en 5.013.281 cabezas, lo que supone una producción de 452.738 toneladas de carne de cerdo. Estos indicadores presentan la tendencia ascendente del aumento del número de animales sacrificados en comparación con años anteriores (Figura 3).

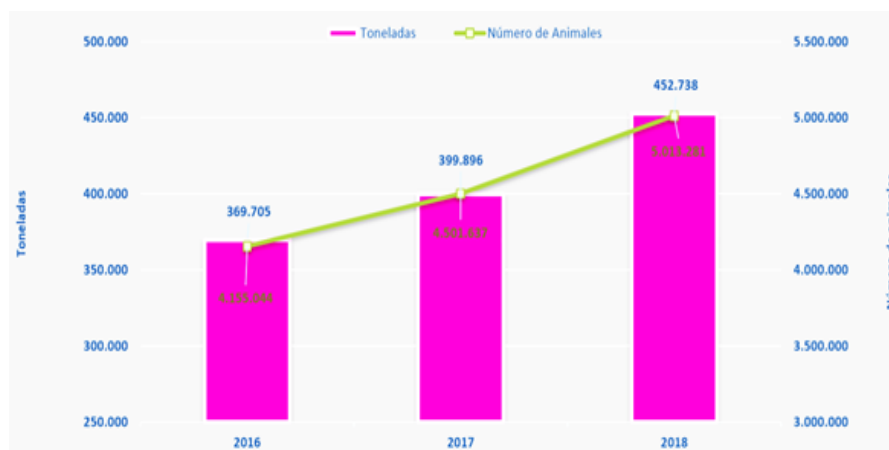


Figura 3: Evolución de la cantidad de cerdos sacrificados en España. Fuente: MAPAMA, 2018

1.2 COMERCIO EXTERIOR DE PRODUCTOS PORCINOS

En 2015, España se convirtió no solo en el principal exportador de porcino de la Unión Europea (15,7% de las exportaciones totales de la UE), por detrás de Alemania (25,7%) y Dinamarca (17,5%) (MAPAMA, 2015), pero también la tercera potencia por exportaciones en el comercio mundial porcino, tras China y EEUU, con un mercado presente en más de 130 países de los cinco continentes (Interporc, 2008).

Las exportaciones fuera de la UE se han dirigido principalmente a los mercados asiáticos, siendo ellos China, Hong Kong, Japón, Corea del Sur y Filipinas. Entre los destinos comunitarios de exportaciones europeas se destacan Francia, Portugal e Italia (Figura 4) (MAPAMA, 2015).

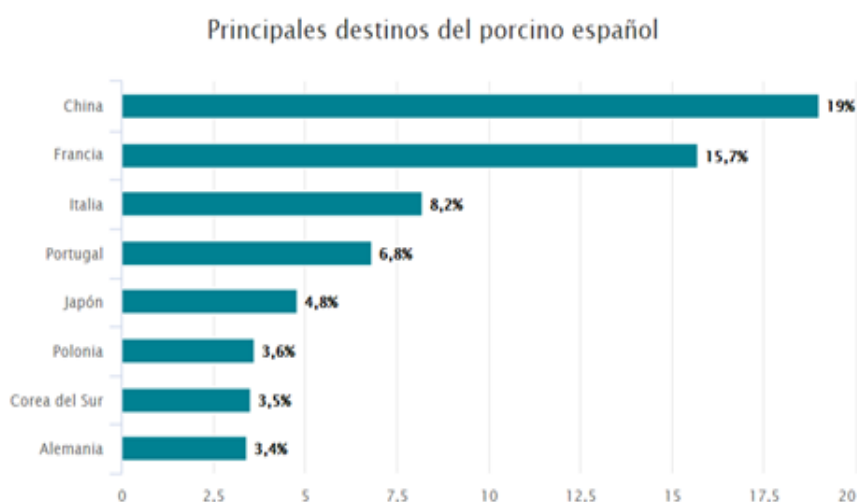


Figura 4: Principales destinos del mercado porcino español. Fuente: El independiente, 2017

España ha aumentado su producción y exportación como resultado de la alta integración de la industria y los costos de producción más bajos entre los principales productores de la UE (Food&Water Europe, 2017). Las ventas al exterior de carne y productos elaborados del porcino español continúan su ritmo ascendente en el mercado internacional con un total de casi 140.000 toneladas exportadas en enero de 2018, lo que supone un incremento alrededor de 8% con respecto al mismo mes del año anterior, según los datos de MAPAMA, 2018 (Figura 5).

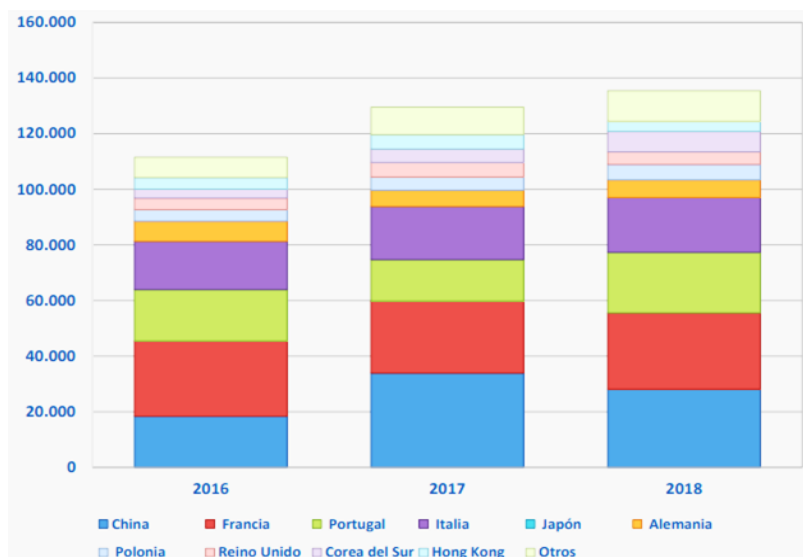


Figura 5: Evolución de las exportaciones españolas del sector porcino. Enero 2016-2018 (toneladas). Fuente: MAPAMA, 2018

1.3 GENERACIÓN DE AGUAS RESIDUALES EN UN MATADERO PORCINO

Los procesos que se llevan a cabo en un matadero de cerdos en los que se generan aguas residuales son en general los siguientes (Figura 6):

- Limpieza de zonas de recepción y estabulación de animales, con aporte de orina, heces, pelos, desinfectante, etc;
- Sacrificio de los animales;
- Desangrado de los animales, con generación de vertidos de sangre con elevada carga orgánica y nitrogenada.

En específico para un matadero de cerdos, una vez realizado o desangrado, la producción de aguas residuales también puede ser procedente en las siguientes etapas:

- Escaldado: consiste en introducir las piezas en agua hirviendo para eliminar las impurezas de la piel. El vertido aporta por tanto gran cantidad de sólidos en suspensión y alta carga orgánica;
- Chamuscado: consiste en eliminar los restos de pelos e impurezas en la piel tras escaldado mediante uso de quemadores;
- Lavado y flagelado: consiste en el uso de chorros de agua para lavar las piezas arrastrar las impurezas del chamuscado. Los residuos contienen elevada carga orgánica y productos desinfectantes.

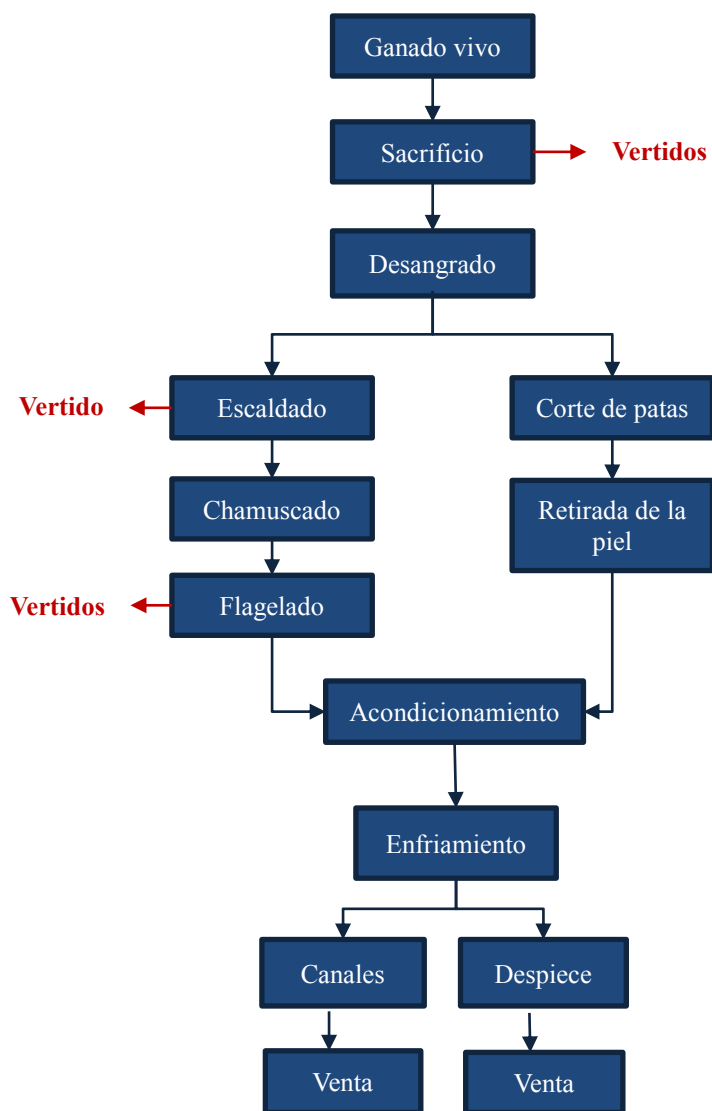


Figura 6: Procedencia de las aguas residuales de mataderos porcinos

Las aguas residuales también son generadas en las limpiezas de todas las instalaciones, generando un vertido con elevada carga orgánica y de alto volumen. Puede además contener concentraciones de detergentes y desinfectantes. El volumen final producido es elevado y se estima del orden de 5 litros de agua por kilogramo de peso de animal vivo.

Según el Guía de las Mejores Técnicas Disponibles en España del sector cárnico (2005), los principales parámetros que definen las características químicas de las aguas residuales de un matadero se muestran en la Tabla 1.

Tabla 1: Principales fuentes de contaminantes de las aguas residuales de mataderos

Parámetros	Principales fuentes
Materia orgánica (DQO, DBO)	Sangre, aguas de escaldado, purín/estiércol, contenidos estomacales, etc.
Sólidos en suspensión	Purín/estiércol, contenidos estomacales, pelos, restos de carne.
Aceites y grasas	Aguas de escaldado, lavado canales.
Amonio y urea	Purín/estiércol, sangre.
Fosfatos, nitrógeno y sales	Purín/estiércol, contenidos estomacales, sangre, productos detergentes y desinfectantes
Detergentes y desinfectantes	Productos detergentes y desinfectantes
Conductividad eléctrica	Puede haber conductividad si se pierde sal utilizada para salar piezas

1.4 CARACTERÍSTICAS DEL AGUA RESIDUAL

El agua residual de un matadero contiene fundamentalmente:

- Agua, en gran cantidad;
- Materia orgánica y materia en suspensión, compuesta de restos de carne, sangre, pelos, trozos de vísceras y grasa superficial entre otros residuos;
- Aceites y grasas;
- Nutrientes, los cuales incluyen la presencia compuestos de nitrógeno (amoniaco y orgánico) y fosfatos;
- Detergentes y desinfectantes, procedentes de las limpiezas;
- Proteínas y lípidos;
- Materia orgánica no biodegradable, como por ejemplo la lignina y celulosa;
- Microorganismos, incluyendo los patógenos.

Las características del agua residual porcina dependen de varios factores, como la temperatura, la humedad del edificio, los métodos de alojamiento o confinamiento, los procedimientos de eliminación de desechos y el preprocesamiento. Debido a la diversidad de instalaciones, las distintas formas de operación y la heterogeneidad de las especies sacrificadas, resulta muy difícil caracterizar globalmente esta agua.

Los rangos de variación de concentración de los principales parámetros químicos de las aguas residuales de matadero se muestran en la Tabla 2 (GMTD, 2005). Las concentraciones pueden variar ampliamente de una instalación a otra e incluso pueden presentar valores bastante diferentes a las aguas residuales municipales.

Tabla 2: Comparación entre características de las aguas residuales municipales y de un matadero (Fuente: Aguas de Valladolid, 2014)

Parámetro	Máximo	Mínimo	Aguas residuales urbanas
DQO (mg/L)	35.000	774	500
DBO (mg/L)	53.350	500	250
SST (mg/L)	10.000	500	600
NKT (mg/L)	750	48	35
pH	8	6	7-8

1.5 IMPACTO AMBIENTAL DE LAS AGUAS RESIDUALES

Las aguas residuales de un matadero son muy dañinas para el medio ambiente. La descarga de sólidos solubles afecta a la calidad específica de las aguas particularmente debido a la reducción de la oxigenación de ríos, que puede conducir a la muerte de la actividad acuática y contaminación de aguas subterráneas (D.I. Massé y L. Masse, 2000). Además, macronutrientes, tales como el nitrógeno y el fósforo, pueden causar eutrofización. La descarga de estos nutrientes desencadena un excesivo crecimiento y decaimiento de algas e la mineralización de estas algas puede conducir al deterioro de la actividad acuática debido al agotamiento de los niveles de oxígeno disuelto. Por último, los sólidos solubles totales pueden contener compuestos como cromo y amoniaco ionizado, que son directamente tóxicos para la actividad marina (Bustillo-Lecompte, C. y Mehrvar, M., 2017).

Otra fuente de contaminación es la adición de surfactantes a consecuencia de los procesos de limpieza. Los surfactantes, componentes principales en los detergentes, pueden entrar en el ambiente acuático debido a un tratamiento inadecuado de las aguas residuales, ocasionando a largo o corto plazo cambios en el ecosistema que pueden afectar seres humanos y vegetación (Bustillo-Lecompte, C. y Mehrvar, M., 2017).

El impacto de las aguas residuales de matadero es significativo también por la presencia de patógenos, que persisten en el suelo y se proliferan continuamente. Los patógenos pueden contaminar seres humanos que estén expuestos a estas aguas, convirtiéndolas en inapropiadas para el cultivo, la natación o la irrigación.

Por lo tanto, las aguas residuales deben ser tratadas de manera eficiente antes de la descarga en los cuerpos públicos de agua para evitar la contaminación ambiental y efectos en la salud humana (Bustillo-Lecompte, C. y Mehrvar, M., 2017).

Diseño de una EDARI agropecuaria de 60 m³/d

2. OBJETIVO

El objeto del presente estudio es proponer un diseño adecuado para la depuración de las aguas residuales de un matadero de porcino, con una producción de agua residual de 60m³/d.

La planta de depuración a ser definida trata de dar un tratamiento correcto al agua residual, de modo que el efluente final cumpla con las características de vertido correspondientes.

Para tratar adecuadamente estas aguas residuales, se tiene por objetivo proyectar un diseño que incluya un pretratamiento del agua, que elimine los sólidos gruesos y finos, elimine también los aceites y grasas y amortigüe las fluctuaciones de caudal y/o carga; y a continuación, un tratamiento biológico, el cual será el responsable de eliminar la materia orgánica y los nutrientes.

Para lograr con los objetivos definidos, el presente estudio también involucra el análisis de los siguientes aspectos de la E.D.A.R.I.:

- Estudio de alternativas de depuración
- Comparación de alternativas de tratamiento biológico
- Dimensionamiento y selección de equipos

2.1 DATOS DE PARTIDA

Los datos de partida de la característica de vertido utilizados en el dimensionamiento de la planta depuradora fueron facilitados por la empresa *Aguambiente S.L. (Valladolid)*, a través de la experiencia de esta empresa con el tratamiento de aguas residuales de mataderos de cerdos, los cuales se presentan en la Tabla 3.

Tabla 3: Características del agua residual

Parámetro	Valor	Unidad
DQO	16.700	mg/L
DBO₅	10.000	mg/L
SST	9.500	mg/L
Nitrógeno total	200	mg/L
Fosforo Total	24	mg/L
Aceites y grasas	10	mg/L

2.2 RESULTADOS A OBTENER

El sistema de tratamiento a ser propuesto en el presente tiene fundamentalmente el objetivo de lograr los siguientes rendimientos:

- Eliminación de sólidos tras tratamiento fisicoquímico en torno al 80-90%;
- Eliminación de materia orgánica tras tratamiento fisicoquímico aproximadamente a 70-85%;

- Reducción de todos los parámetros tras tratamiento biológico por debajo de los límites de vertido (Tabla 4)

Tabla 4: Resultados a obtener

Parámetros	Entrada	Salida depuradora (límites*)
Caudal (m³/d)	60	-
Caudal medio (m³/h)	2,5	-
pH	8,22	7
DQO (mg/L)	16.700	25-125
DBO₅ (mg/L)	10.000	10-40
SST (mg/L)	9.500	5-60
Ac. y G. (mg/L)	10	2,6-15
NKT (mg/L)	200	15-40
PT (mg/L)	24	2-5

** Niveles de emisión establecidos para cumplir exigencias de vertido de aguas residuales de los mataderos, o instalaciones de subproductos animales, a varios tipos de medios receptores*

3. ALTERNATIVAS DE DEPURACIÓN DE AGUAS RESIDUALES DE UN MATADERO PORCINO

El sistema de tratamiento de aguas residuales del presente estudio tiene por objetivo reducir y eliminar las cantidades de grasas, elementos sólidos, nutrientes y materia orgánica biodegradable. A las aguas residuales de mataderos e industrias cárnicas pueden emplearse diversas aplicaciones de depuración, siendo lo más habitual configuraciones que consideran un sistema de tratamiento con un pretratamiento, un tratamiento primario (físico o fisicoquímico) y un tratamiento secundario (biológico). Para lograr los objetivos definidos, las alternativas se basan en las siguientes etapas:

Línea de Aguas

- Pretratamiento:
 - Eliminación de sólidos y grasas
 - Homogeneización y uniformización de la corriente de agua residual
- Tratamientos Primarios:
 - Separación de sólidos en suspensión
- Tratamientos Secundarios Biológicos:
 - Eliminación de nutrientes y materia orgánica biodegradable
 - Decantación secundaria y recirculación de fangos

Línea de Fangos

- Espesamiento
- Estabilización
- Acondicionamiento
- Deshidratación de Fangos

A continuación, se describen los fundamentos teóricos de los principales procesos de tratamiento que pueden utilizarse para los vertidos de aguas residuales de los mataderos de cerdos.

3.1 PROCESOS FÍSICOS

Esta etapa es la primera operación a que se someten los residuos líquidos. Consiste en retener los sólidos y grasas que arrastra el agua y que pueden, por su tamaño y características, ocasionar el mal funcionamiento de las plantas de tratamiento.

La eliminación de carne, huesos, pieles y otros sólidos gruesos de las aguas de desecho es sumamente importante para la mitigación de condiciones corriente abajo perjudiciales, como estancamiento de bombas o de tuberías, problemas de olor y acumulación de materias en digestores (Muñoz, D. 2005).

Según Veall, F. (1993) y Degremont (1979), los principales procedimientos de tratamiento físicos en mataderos son el tamizado, desbaste, desarenado y desengrase. Los métodos de pretratamiento están descritos a continuación.

3.2 DESBASTE

3.2.1 REJAS

En el pretratamiento de las aguas residuales se utiliza invariablemente el paso por medio de rejas, las cuales tienen por objeto (Veall, F., 1993):

- Proteger a la estación de la posible llegada intempestiva de grandes objetos capaces de provocar obstrucciones y daños en las distintas unidades de la instalación;
- Separar y evacuar fácilmente las materias voluminosas arrastradas por el agua bruta (carne, huesos, descarnaduras de pieles y cueros), que pueden dificultar el funcionamiento de las unidades posteriores;
- Evitar obstrucciones en canales, tuberías y conducciones en general;
- Aumentar la eficiencia de los tratamientos posteriores.

3.2.2 TAMIZADO

Los tamices tienen una capacidad de eliminación de residuos más elevada que las rejas (hasta el 10% de SST), debido a que la luz de malla es en general inferior a estas, proporcionándoles una mayor capacidad de retención (Navajas, R., 2015).

Los tamices pueden ser principalmente de los siguientes tipos:

- *Estáticos;*
- *Dinámicos o rotativo;*

3.2.2.1 TAMICES ESTÁTICOS

El tamiz estático es empleado como pretratamiento en aguas industriales, con luces de 0,5 a 1 mm (o más grande) para eliminar los gruesos. El tamiz estático ofrece una solución económica en la separación sólido-líquido en proceso continuo, con poca necesidad de mantenimiento y nula incorporación de energía. Las principales ventajas de este tipo de tamices son (Navajas, R., 2015):

- Poco mantenimiento;
- Bajo consumo energético;
- Ausencia de unidades reservas, puesto que el sistema no dispone de partes móviles.

El fluido a tratar es llevado a cabeza del tamiz por bombeo o a presión. Después de cierto tiempo de retención se produce un desbordamiento laminar en el que el vertido se desliza suavemente por la malla filtrante. En este deslizamiento el líquido pasa a través de la malla, reteniendo los sólidos en la superficie de ésta. El líquido filtrado, cae en el depósito inferior siendo evacuado mediante tubería, por gravedad.

Los tamices estáticos tienen innumerables aplicaciones en el pretratamiento de agua residual para prácticamente todo tipo de industrias. El rendimiento es óptimo en aquellas aplicaciones en las que no existen grasas, obteniéndose con este sistema sequedades mayores que incluso con rototamices.

3.2.2.2 TAMICES ROTATIVOS

El tamiz rotativo es un filtro de alta capacidad con tamaño sustancialmente más pequeño que otros tamices utilizados para separación sólido-líquido. Están diseñados para favorecer de forma óptima la eliminación de los gruesos y también de un porcentaje elevado de sólidos, siendo un equipo ideal para el pretratamiento de las aguas residuales de la mayor parte de industrias.

En un tamiz rotativo, la separación sólido-líquido se efectúa en un proceso continuo, en el que el vertido a tratar entra en el tamiz por la tubería de entrada distribuyéndose uniformemente por el aliviadero y rebosadero a través del tambor filtrante, que gira a baja velocidad (Navajas, R., 2015). Las partículas sólidas quedan retenidas en la superficie del mismo y son conducidas hacia una rasqueta, que es la encargada de separarlas y depositarlas sobre una bandeja inclinada para su caída por gravedad. El líquido que pasa a través de la malla es conducido hacia la salida (Figura 7).

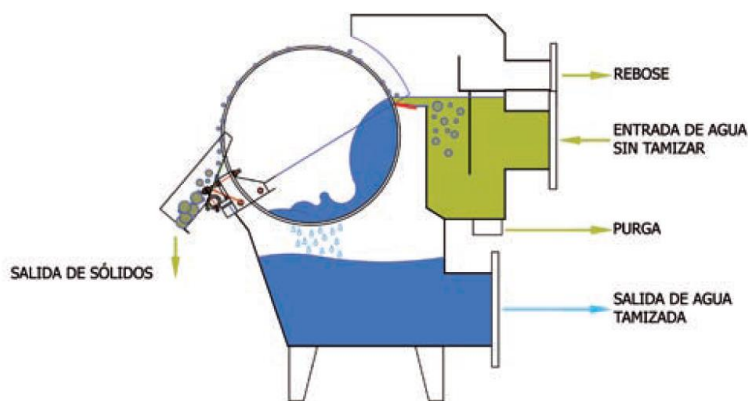


Figura 7: Representación esquemática de un tamiz rotativo

Debido a las partes móviles, este tipo de tamiz tiene un mayor mantenimiento y requisitos de energía que los estacionarios. Aunque la vibración ayuda para evitar el bloqueo, se necesita una limpieza regular (Australian Pork Limited, 2015).

El empleo de tamices rotativos es muy recomendable en el tratamiento de determinadas aguas industriales como los mataderos y en general en aquellas aguas industriales con alto contenido en sólidos en suspensión (Navajas, R., 2015).

3.3 HOMOGENEIZACIÓN

La homogeneización sirve de pulmón a la planta de tratamiento posterior. Su objeto es amortiguar los efectos de cargas puntuales a lo largo de la jornada del matadero que puedan afectar al proceso de tratamiento, garantizando de esta forma una operación continua y mayor fiabilidad en el dimensionamiento y control del proceso de depuración. Un matadero normalmente opera durante un turno al día, lo que ratifica la necesidad de homogeneización para operar la planta de depuración en condiciones uniformes y dimensionar la depuradora

para caudales medios.

La balsa de homogeneización debe tener capacidad suficiente y disponer de agitación y/o aireación, para evitar fermentaciones indeseadas, sobre todo en el fondo de la balsa donde pueden depositarse los sólidos (EOI Sevilla, 2008).

Una de las principales ventajas que produce la homogeneización de los caudales es respecto a la mejora del tratamiento biológico, ya que se consigue garantizar la uniformidad de los parámetros de entrada y diluir las sustancias inhibidoras.

3.4 SEDIMENTACIÓN

La sedimentación tiene como objetivo separar los sólidos en suspensión (arenas, materia biológica en suspensión, fangos biológicos) que lleva el agua residual por efecto de la gravedad. Las aplicaciones de la sedimentación son para efectuar procesos de:

- Desarenado;
- Desengrasado;
- Sedimentador primario;
- Sedimentador secundario;
- Espesado de fango.

La cantidad de arena en el caso de los mataderos suele ser casi nula, siendo entonces el desengrasado la prioridad en las primeras etapas de depuración (Navajas, R., 2015). La sedimentación también es aplicable tras un tratamiento biológico y la prioridad es decantar los fangos biológicos del sistema. Los fangos depositados en el fondo de los equipos se arrastran mediante rasquetas que los arrastran hacia la salida.

La geometría de los depósitos donde se puede llevar a cabo la sedimentación es variable, en función de las características de las partículas a sedimentar, los cuales se destacan (Fernández-Alba, A., et al., 2006):

- Sedimentadores rectangulares: La velocidad de desplazamiento horizontal del agua es uniforme y es normalmente utilizado para separar partículas densas y grandes (arenas). Suelen ser equipos no muy profundos, dado que, el principal parámetro de sedimentación es el área horizontal del mismo.
- Sedimentadores circulares: Son los más habituales. El flujo de agua suele ser radial desde el centro hacia el exterior, por lo que la velocidad de desplazamiento del agua disminuye al alejarnos del centro del sedimentador.
- Sedimentadores lamelares: Es considerado como una alternativa a los sedimentadores de poca profundidad, al conseguirse una mayor área de sedimentación en el mismo espacio, pues contienen paquetes de placas (lamelas) en la base del tanque, lo que hace fluir en el interior agua de manera ascendente. En la superficie inferior se van acumulando las partículas, desplazándose de forma descendente y recogándose en el fondo del sedimentador.

Tres tipos de sedimentación pueden ser consideradas, dependiendo de la naturaleza de los sólidos en suspensión (Ramalho, R.S., 2009):

1. Sedimentación discreta. Las partículas mantienen su individualidad, así que sus propiedades físicas no son cambiadas.
2. Sedimentación con floculación. Las partículas sufren cambios de densidad debido a la aglomeración. Proceso común en sedimentadores primarios.
3. Sedimentación por zonas. Se caracteriza por haber una formación de zonas diferenciadas y con concentraciones específicas, que sedimenta como una masa total. Proceso común en sedimentadores de lodos activos en clarificadores secundarios.

3.5 FLOTACIÓN POR AIRE DISUELTO

La Flotación por Aire Disuelto (DAF) es el procedimiento de flotación de mayor rendimiento, en el que se eliminan las partículas sólidas más finas juntamente con las fases flotantes que pudieran existir en el agua a través de la introducción de aire (Bustillo-Lecompte, C. y Mehrvar, M., 2017). Según Muñoz, D. (2005) y Veall, F., (1993), el método DAF es el método más habitualmente utilizado en el tratamiento primario de las aguas residuales de los mataderos.

En el proceso de flotación se produce la fijación artificial de burbujas de aire sobre las partículas sólidas, esto les confiere una velocidad de ascensión al conjunto partícula-gas formado muy rápida. La flotación será de al menos 5 veces más rápida que una decantación convencional. Para ello el agua bruta es mezclada con una corriente de agua reciclada desde el compartimento de salida. El agua ya tratada es recirculada a través de una bomba especial a un sistema de saturación de aire a 3-5 bares de presión. Por aplicación de Ley de Henry cuando esta corriente pasa a presión casi atmosférica el agua saturada disipa el exceso de aire. Un estudiado sistema de inyectores reparte este flujo en el flotador y provoca el salto de presión de forma que el tamaño y cantidad de las microburbujas sea el adecuado para lograr la máxima adhesión-adsorción de las impurezas.

La disminución de la presión en el tanque de flotación determina la liberación de un gran número de microburbujas de aire. En su ascensión las burbujas se adhieren a sólidos ligeros y material hidrofóbico, como aceite y grasa, haciéndolos que floten y que formen en la superficie una capa espumosa de sólidos que pueden separarse con facilidad por rebosamiento. Las partículas pesadas quedan en el fondo del equipo. Una válvula accionada neumáticamente retira el fango formado que a través de un arenero vuelve a la homogenización o a cabeza de planta.

Se suelen añadir aditivos químicos para facilitar el proceso de flotación, creando una superficie que permite mejor atrapar las burbujas de aire (Metcalf & Eddy, 1995).

3.6 PROCESOS DE MEMBRANAS

Los procesos de membranas se están convirtiendo en un método de tratamiento alternativo para las aguas residuales de matadero porcino. Diferentes procesos de membranas vienen siendo utilizados para la eliminación de partículas, coloides, macromoléculas, materia orgánica y patógenos con eficiencias generales de hasta 90% (Bustillo-Lecompte, C. y Mehrvar, M., 2017). Además, permiten la recuperación de sustancias aprovechables, actualmente desechadas y la reutilización del agua (EOI Sevilla, 2008).

Sin embargo, es una tecnología demasiado costosa como método de tratamiento de efluentes y sólo será un proceso competitivo o complementario a los sistemas de tratamiento convencionales, cuando existan sustancias orgánicas valiosas recuperables en las corrientes o se precise recircular el agua en el proceso (EOI Sevilla, 2008). Asimismo, se requiere que los

procesos de membrana se acoplen con procesos convencionales para la eliminación de nutrientes. Otro inconveniente es el ensuciamiento de la membrana cuando se tratan aguas residuales de alta resistencia debido a la formación de capas de bioincrustaciones en las mismas, lo que restringe la velocidad de tratamiento (Bustillo-Lecompte, C. y Mehrvar, M., 2017).

3.7 TRATAMIENTOS FÍSICO QUÍMICOS

3.7.1 COAGULACIÓN Y FLOCULACIÓN

Cuando a la flotación por aire disuelto le precede un tratamiento de coagulación y floculación, el rendimiento en la separación de la materia sólida en suspensión es mucho mayor. Las altas concentraciones de grasas, sólidos en suspensión y DQO que se dan en las aguas residuales de mataderos porcinos pueden ser eliminadas mediante este tipo de tratamiento hasta un 90% (Veall, F., 1993), 95% y 70% (Muñoz, D. 2005), respectivamente, y son capaces de eliminar cantidades considerables de nutrientes (D.I. Massé y L. Mase, 2000). Esto es debido a que en el proceso de coagulación-floculación se ha buscado una estructura y tamaño de flóculo que favorece la adhesión de las partículas de aire disuelto, por lo que la separación por flotación es mucho mayor y más rápida.

El proceso ocurre en tres etapas:

- 1) desestabilización (coagulación) de los coloides mediante neutralización de la carga eléctrica,
- 2) agregación de las partículas desestabilizadas (floculación) formando partículas fácilmente sedimentables y
- 3) separación (sedimentación o flotación).

Los coagulantes de la sangre (por ejemplo, sulfato de aluminio y cloruro férrico) y / o floculantes (por ejemplo, polímeros) pueden ser añadidos al agua residual en la unidad DAF para aumentar la floculación, precipitación y flotación de por ejemplo las grasas y proteínas. El lodo de la flotación tiene un alto contenido de estos compuestos y, si recuperados, podrían usarse para alimento de animales, después de pasteurizarlo o ser procesado en una planta recuperadora (EOI Sevilla, 2008).

3.8 TRATAMIENTOS SECUNDARIOS

El pretratamiento primario y/o químico únicamente no sería suficiente para reducir altas cargas de entrada de contaminantes y cumplir con los estándares de descarga. El principal objetivo del tratamiento biológico es la estabilización de la materia orgánica, la coagulación y eliminación del material coloidal no sedimentable, así como la eliminación de nutrientes (nitrógeno y fósforo) (Metcalf & Eddy, 1995). Debido a la alta biodegradabilidad de los compuestos de mataderos, los procesos biológicos se consideran adecuados para complementar el tratamiento de sus aguas residuales.

Los tratamientos biológicos constituyen una serie de importantes procesos que tienen en común la utilización de microorganismos (especialmente bacterias) para llevar a cabo la eliminación de componentes indeseables del agua, aprovechando la actividad metabólica de los mismos sobre esos componentes.

La elección del sistema de tratamiento secundario más adecuado dependerá de varios factores,

entre los que se pueden mencionar (Muñoz, D., 2005):

- Requerimientos del efluente (límites de descarga),
- Sistema de pretratamiento elegido,
- Disponibilidad de terreno y
- Viabilidad económica de una planta de proceso.

Los tratamientos biológicos se distinguen entre los siguientes sistemas, dependiendo del aceptor de electrones en los procesos de oxidación de la materia orgánica:

- Procesos aerobios: El oxígeno molecular es el aceptor de electrones, por lo que se obtiene rendimientos energéticos elevados, provocando elevada generación de fangos debido al crecimiento de las bacterias aerobias. Tecnologías comunes en tratamiento de aguas residuales de mataderos son las de Fangos Activos (FA), Biorreactor de Membrana (MBR) y Reactor Discontinuo Secuencial (SBR);
- Procesos anaerobios: Los micrororganismos generan energía por medio de la fermentación y en ausencia de oxígeno. El aceptor de electrones puede ser el CO₂ o parte de la materia orgánica, generando como producto el CH₄. Las tecnologías más habitualmente utilizadas para tratar las aguas residuales de mataderos son mediante utilización de digestor anaerobio y de reactor anaerobio de manto de lodos y flujo ascendente (UASB);
- Procesos anóxicos: Son sistemas que operan sin la presencia de O₂ sin embargo con la presencia de NO₃⁻, lo cual es el aceptor de electrones, transformándose, entre otros compuestos, en N₂, elemento inerte. Es posible en ciertas condiciones conseguir eliminación biológica de nitratos (desnitrificación).
- Procesos aerobios, anaerobios y anóxicos combinados.

Teniendo en cuenta todos estos aspectos, existe una gran variedad de formas de operar, las cuales los fundamentos serán estudiados a continuación.

3.8.1 TRATAMIENTOS AERÓBIOS

Los procesos aeróbicos se emplean con frecuencia para la eliminación de nutrientes y el tratamiento posterior después del tratamiento primario. El uso de procesos aeróbicos de tratamiento de aguas residuales presenta muchas ventajas, las cuales se pueden destacar:

- Baja producción de olores frente a procesos anaerobios,
- Mayor flexibilidad de condiciones operacionales,
- Rápida puesta en marcha y estabilidad del sistema
- Rápidos ajustes en la temperatura y los cambios en la tasa de carga.

Por el contrario, los costos operativos de los sistemas aerobios son más altos que los de los sistemas anaerobios debido a los requisitos de mantenimiento y energía para la oxigenación artificial (Bustillo-Lecompte, C. y Mehrvar, M., 2017).

3.8.1.1 FANGOS ACTIVOS

El proceso de fangos activados consiste en la producción activada de microorganismos dispersos en forma de flóculos biológicos (fangos activados) previamente formados en un tanque aireado y agitado alimentado con el agua a depurarse (Degremont, 1979). Tras un tiempo de contacto necesario para la degradación, el licor mezcla se envía a un decantador destinado a separar el agua depurada de los fangos. Parte de los fangos son recirculados al tanque de aireación o reactor biológico para mantener una elevada concentración de microorganismos operativos en el interior de reactor y un excedente de fangos secundarios formados se extraen del sistema y se purgan (Figura 8) (Terán Díaz, C. R., 2006).

La digestión aeróbica es una técnica eficiente para el tratamiento de las aguas residuales de los mataderos. Además de estabilizar la materia orgánica, elimina nutrientes inorgánicos tales como nitrógeno, fósforo y azufre, además de los nutrientes menores como cobre y zinc. En el caso del nitrógeno, oxida el nitrógeno amoniacal a nitrato. Sin embargo, es necesaria la desnitrificación posterior a nitrógeno gaseoso en condiciones anóxicas para eliminar el nitrógeno.

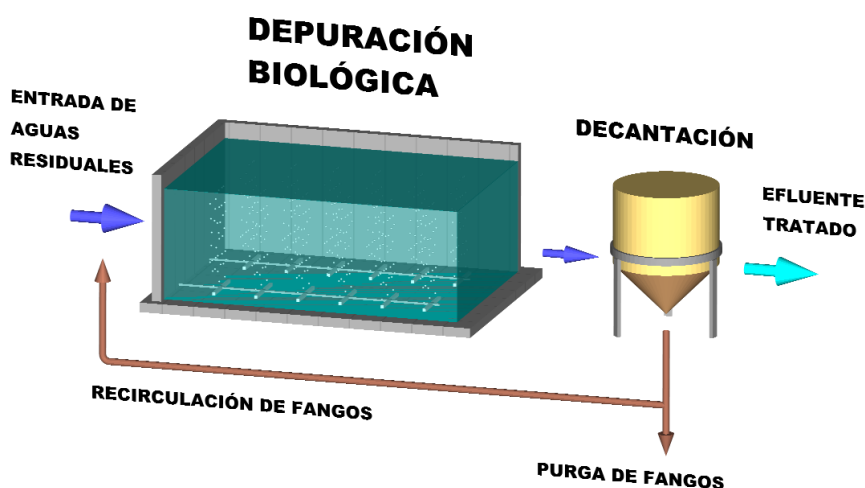


Figura 8: Proceso de fangos activados.

Como es lógico cuanto más contaminación se introduce en el sistema mayor es el crecimiento bacteriano, hasta que se alcanza un límite que obliga a retirar el exceso. Es entonces cuando se procede a la purga de fangos del biológico. El límite se alcanza cuando la cantidad de bacterias existentes consume más aire del óptimo que se debe aportar. Por ello es importante que este parámetro esté muy bien dimensionado. El bombeo del aire en la balsa de aireación significará por otra parte el más importante consumo energético de la planta.

Dentro de los parámetros básicos de funcionamiento, caben destacar los siguientes:

- Aireación: Es necesario asegurar el suministro de aire a los microorganismos, utilizando aireadores superficiales o bien difusores. El valor de operación aconsejable de concentración de oxígeno disuelto es de 2 mg/L. El consumo eléctrico en esta operación será importante dentro de los costes de operación del proceso (Fernández-Alba, A., et al., 2006).
- Concentración de microorganismos en el tanque de aireación: Es aconsejable que no se excedan concentraciones mayores que 6.000 mg/L y que estén entre 1,2-3 mg/L. Concentraciones elevadas conlleva gran superficie necesaria para los sistemas de

sedimentación, provocando un elevado coste de obra civil y elevados requerimientos de superficie para la planta. Sin embargo, concentraciones muy bajas conllevan a una alta producción de fangos, generando posibles problemas de operatividad en el decantador (Terán Díaz, C. R., 2006).

- Relación A/M: Es un parámetro de diseño fundamental, teniendo un valor óptimo entre 0,3-0,6 (kg_{DQO}/ kg_X / día) para las condiciones más convencionales de funcionamiento. Además, tiene una influencia determinante en la buena sedimentación posterior (Fernández-Alba, A., et al., 2006). Relaciones bajas conllevan a una capacidad insuficiente de mantener el crecimiento de los microorganismos, que se someten a vivir bajo respiración endógena. Relaciones muy elevadas, perjudican la decantación debido al predominio de microorganismos filamentosos (Ramalho, R.S., 2009).
- Edad celular: El tiempo medio que es recomendable que permanezcan los fangos (flóculos, microorganismos) en el interior del sistema suele ser entre 5-8 días en condiciones convencionales de operación (Fernández-Alba, A., et al., 2006), pero eso varía con el tipo de agua residual a tratar.

3.8.1.2 BIOREACTOR DE MEMBRANA (MBR)

La tecnología de Biorreactores de Membrana (MBR) se basa en la separación sólido-líquido mediante filtración por membranas compuesta por dos partes integradas: el reactor biológico, responsable de la depuración biológica, y la separación física de la biomasa y el agua, mediante un sistema de filtración directa con membranas (Lopetegui, J. y Trouvé, E., 2004).

La integración de los dos procesos en uno solo tiene la gran ventaja de tratar elevadas concentraciones de biomasa biológico gracias a la presencia de la barrera física membranosa, lo que permite un control perfecto sobre la edad del fango y los parámetros principales de operación del sistema, generando el vertido de un efluente desinfectado y libre de sólidos en suspensión (Lopetegui, J. y Trouvé, E., 2004).

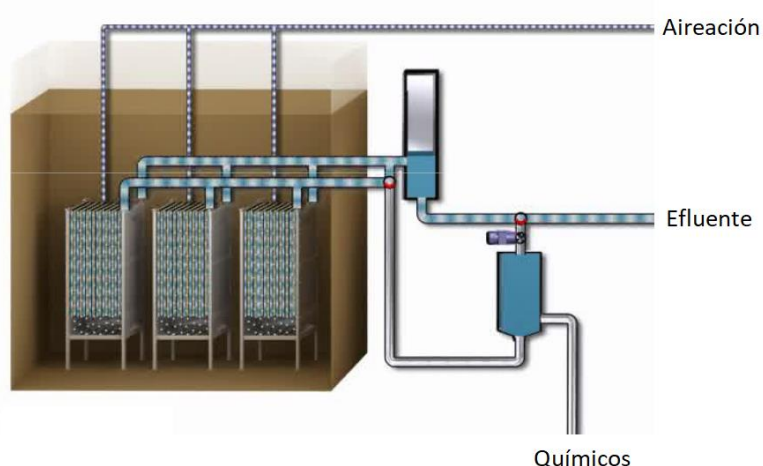


Figura 9: Sistema MBR.

Frente a los procesos tradicionales de fangos activados, la diferencia más destacada a nivel estructural es la superficie ocupada por ambos procedimientos para una misma capacidad de

tratamiento. La diferencia en superficie necesaria en un tratamiento MBR puede llegar a ser un 35% menor, lo que implicaría un importante ahorro en obra civil (AEMA, 2004).

En base a esto, las principales ventajas de un sistema MBR son:

- Fácil operación y mantenimiento
- Rápida implantación e integración con sistemas existentes
- Cumplimiento con los límites más estrictos para materia orgánica, sólidos solubles y nutrientes
- Disminución de producción de fangos (50 y un 80% menor que los sistemas convencionales), en muchos casos, dos veces inferior a un sistema tradicional (Lopetegui, J. y Trouvé, E., 2004)
- Reducción de costes asociados a deshidratación
- Mayor edad de fangos (SRT)
- Eficacia en la eliminación de Nitrógeno
- Sistema compacto, menor necesidad de espacio físico por la ausencia de zona de sedimentación
- Mayor calidad del efluente, similar a la de un tratamiento terciario, pues los compuestos orgánicos de tamaño mayor que el poro de la membrana será retenido en el reactor y aún aquellos de tamaño inferior quedarán rechazados por la capa que se desarrolla sobre la superficie de la membrana, en caso de altas concentraciones de licor mezcla
- Mayor tiempo de contacto entre los microorganismos y biomasa, lo que favorece una mayor degradación, debido a la gran concentración de biomasa en el reactor, del orden de 15.000-20.000 mg/L, posible gracias a la retención total de las macromoléculas orgánicas en las membranas y su recirculación al reactor (Terán Díaz, C. R., 2006).

Para valorar la implantación de un MBR, conviene realizar un balance técnico-económico completo que se permita diferenciar claramente las ventajas e inconvenientes del proceso convencional instalado y el MBR que lo sustituiría.

Por el contrario, los sistemas MBR presentan una serie de inconvenientes entre los que cabe destacar (Terán Díaz, C. R., 2006):

- Mayor consumo energético que un sistema convencional de lodos activados. El consumo energético medio aproximado de un RBM puede llegar a ser cinco veces superior al de un sistema convencional (Lopetegui, J. y Trouvé, E., 2004).
- Disminución del flujo de perneado con el tiempo debido al ensuciamiento de la membrana, lo que provoca el tener que realizar ciclos de lavados automáticos de forma periódica con sus consiguientes costes en productos químicos
- Corta vida media de las membranas en comparación con un decantador. Este problema se agrava por el alto coste de las membranas.

La Tabla 5 compara distintos parámetros entre las tecnologías MBR y fangos activados.

Tabla 5: Comparación entre sistemas de MBR y fangos activados

Parámetro	Fangos activos	MBR
Proceso de separación de biomasa	Gravedad, sedimentación	Sistema de filtración por membrana
Efluente (mg/L)	5-20	0
MLSS (mg/L)	3.000-4.000	6.000-10.000
Régimen de flujo	Gravedad	Bombeo
Causas de pérdida de performance	Bulking	Incrustaciones de membrana
Requerimientos de aireación	Reactores	Reactores y sistema de filtración por membrana

3.8.1.3 REACTORES BIOLÓGICOS SECUENCIALES (SBR)

Los reactores SBR representan uno de los tipos de sistemas de tratamiento de cultivo en suspensión, funcionando en régimen discontinuo conforme a una determinada secuencia de etapas. Los fangos activados empleados son aerobios facultativos, manteniéndose en suspensión y mezcla completa mediante adecuados sistemas de agitación. Los sistemas SBR son una alternativa viable al tratamiento convencional de fangos activados de aguas residuales, nitrificación, desnitrificación y precipitación química del fósforo (Broch, S. 2007).

A diferencia de los sistemas convencionales (fangos activos), en los que la reacción biológica y la decantación se realiza en tanques diferentes, orientados secuencialmente en el espacio, los reactores SBR utilizan un mismo tanque para el proceso de activación y decantación, orientados secuencialmente en el tiempo. Además, no es necesario retornar los fangos activados, puesto que no se pierden los fangos durante la fase de reacción y así es posible mantener un nivel constante de fangos en la cuba de aireación (Metcalf & Eddy, 1995).

Dada la flexibilidad de este reactor, se describe a continuación lo que sería una secuencia típica, que incluiría cuatro fases temporales:

1. **Llenado:** Corresponde a la fase de entrada de alimentación en el reactor, donde una fracción importante de la materia orgánica suspendida es adsorbida por los flocos. El porcentaje de eliminación de la DQO puede llegar a ser superior al 85%, dependiendo de la concentración de fangos, calidad del floculo, carga orgánica, etc. El llenado puede realizarse en condiciones aerobias o anóxicas dependiendo de los intereses en cuanto a la calidad del efluente. Un llenado en condiciones aerobias disminuye el tiempo de la etapa de reacción, pero contribuye al desarrollo de microorganismos filamentosos que dificultan la sedimentación del fango. Por su parte el llenado anóxico, además de evitar el problema anterior, favorece la desnitrificación de los posibles nitratos presentes en la suspensión inicial de fangos.
2. **Oxidación de la materia orgánica:** Corresponde a la etapa aerobia del proceso. La materia orgánica adsorbida en la etapa anterior y la no adsorbida es oxidada por las bacterias. Otro fenómeno que también tiene lugar es la nitrificación. La duración de esta etapa puede variar entre 0 y un 60 % de la duración completa del ciclo, dependiendo de la composición del agua a tratar, el estado de los fangos, etc. La concentración de oxígeno disuelto del medio puede regularse adaptándose a las necesidades del sistema.
3. **Sedimentación:** Corresponde a la etapa de decantación de la biomasa. El floculo de biomasa debe adquirir durante la etapa de desnitrificación un tamaño y una densidad

óptimos, para que la sedimentación se produzca lo más rápido posible, ya que todo tiempo adicional implica una disminución de la eficacia del proceso al aumentar la duración del ciclo. Un tamaño pequeño del flóculo implica en una sedimentación difícil, por lo que deberán evitarse todos aquellos motivos que provoquen la ruptura del mismo.

4. Vaciado: tras conseguir una óptima sedimentación se procede al vaciado del reactor, procurando que esta etapa sea lo más corta posible para aumentar la eficacia del proceso.

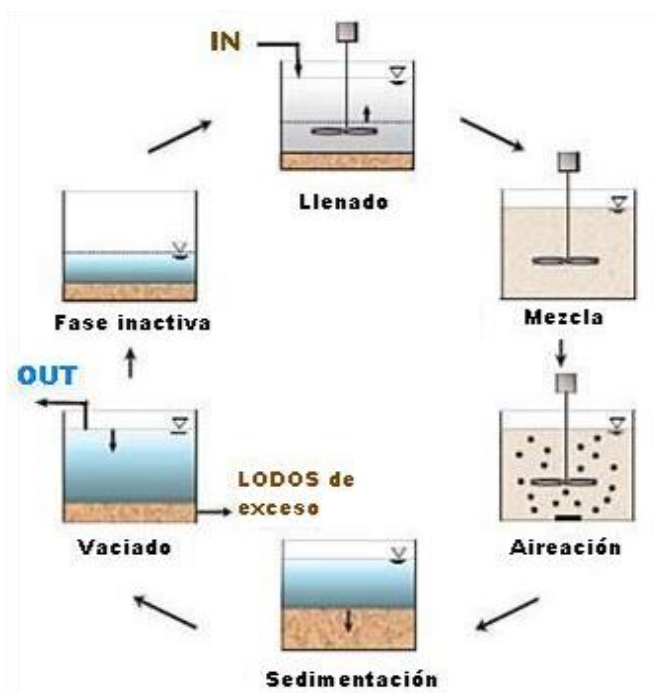


Figura 10: Representación de la secuencia de etapas de operación de un SBR

Entre las ventajas de utilizar la tecnología de los SBRs están:

- Efluente de gran calidad y menor cantidad de sólidos en suspensión frente a sistemas de lodos activados;
- Operación sencilla y automática del sistema;
- Bajo requerimiento de espacio, debido a que se requiere un solo tanque para realizar todo el proceso;
- Eficiente eliminación de materia orgánica (con una reducción de DQO hasta 95%), nitrógeno y fósforo. Ideal para el control y la eliminación de nutrientes;
- Mayor control sobre el crecimiento de microorganismos filamentosos y problemas de decantación;
- Menores costes de inversión, ya que no requieren decantadores secundarios y recirculación entre tanques;
- Diseño compacto.

Entre las desventajas, se destaca:

- Son sistemas que necesitan mayores inversiones con la aireación y mayor demanda de energía puntualmente, debido a su alimentación discontinua
- Es una tecnología que no es aplicable a todo tipo de efluente orgánico, pues la presencia de compuestos tóxicos puede afectar negativamente el desempeño de tratamiento

3.8.2 TRATAMIENTOS ANAEROBIOS

La digestión anaeróbica se presenta como alternativa más adecuada para el tratamiento de cargas muy elevadas de materia orgánica debido a su eficacia frente al que sería un costoso tratamiento aerobio, con el suministro de oxígeno y debido a menor generación de fangos. Una pequeña parte de la DQO tratada (5-10%) se utiliza para formar nuevas bacterias, frente al 50-70% de un proceso aerobio. Los sistemas anaerobios tienen la ventaja de producir biogás, susceptible de ser utilizado como combustible para la generación de energía. Son sistemas que pueden ser utilizados tanto para el tratamiento de aguas residuales como de lodos (Ramalho, R.S., 2009).

La degradación biológica anaeróbica se produce en cuatro niveles tróficos. En la primera fase, ocurre la hidrólisis, donde las enzimas transforman los compuestos de elevada masa molecular (lípidos, proteínas y ácidos nucleicos) en ácidos grasos y aminoácidos, que son componentes adecuados para utilización como fuente de energía y carbono celular. La acidogénesis es la segunda fase, en la que las bacterias (facultativas y anaerobias) descomponen aún más estos ácidos, convirtiéndolos principalmente en compuestos intermedios de menor peso molecular, los ácidos orgánicos de cadena corta (Ramalho, R.S., 2009). La tercera fase es la acetogénesis, que es el proceso en el cual las bacterias anaerobias producen ácido acético, dióxido de carbono y hidrógeno los ácidos grasos volátiles de la etapa anterior. En la cuarta fase, conocida como la fase metanógena, consiste en la transformación del ácido acético y fórmico en CH₄ y CO₂ por microorganismos estrictamente anaerobios (IPPC, 2008). La etapa de fermentación metánica es la que controla la velocidad de los procesos anaerobios, ya que las bacterias metanogénicas tienen una velocidad de crecimiento menor que el grupo de bacterias responsables por la fermentación ácida (Ramalho, R.S., 2009).

La estabilización completa de los compuestos orgánicos es lenta debido a la alta resistencia orgánica, obligando un tratamiento a altos tiempos de residencia y altas concentraciones de microorganismos. Para el proceso estándar, cuando no se calienta ni se mezcla el contenido del digestor, el tiempo de residencia es alrededor de 30 y 60 días. En el proceso de alta velocidad, cuando el contenido se calienta y se mezcla completamente, el tiempo de residencia típico es de 15 días. La temperatura óptima para el proceso es de 30 – 40 °C y el nivel óptimo de pH va de 6,8 a 7,4.

Con este tipo de tecnología, se recomienda una etapa de tratamiento adicional para eliminar las sustancias orgánicas remanentes, los nutrientes y los patógenos que permanezcan (Fernández-Alba, A., et al., 2006). La degradación anaeróbica únicamente transforma las impurezas basadas en el carbono. Los compuestos de nitrógeno no son eliminados y se dejan aún en el agua. La utilización única del tratamiento anaerobio es considerada como una opción no viable para las aguas residuales de un matadero y que es sólo adecuada como tratamiento previo al tratamiento aeróbico. Sin embargo, el proceso sí que reduce el contenido patógeno de las aguas residuales.

Entre las principales ventajas del tratamiento anaerobio frente al aerobio cabe destacar:

- Alta eficacia de tratamiento de aguas residuales de alta carga,

- Bajo consumo de energía, debido a la ausencia de equipos de aireación,
- Pequeña producción de fangos y pequeño requerimiento de nutrientes,
- Producción de metano.

Como desventajas caben destacar:

- Necesidad de mayores temperaturas, para asegurar el proceso a velocidades razonables,
- Baja efectividad en la eliminación de nutrientes y patógenos,
- Generación de malos olores
- Necesidad de un post-tratamiento, generalmente aerobio, para alcanzar los niveles de depuración
- Largos periodos de puesta en marcha.

A continuación, se estudian las tecnologías anaerobias comúnmente investigadas para el tratamiento de efluentes líquidos de un matadero.

3.8.2.1 REACTOR DE MANTO DE LODOS Y FLUJO ASCENDENTE (UASB)

Es sistema de manto de lodos de flujo ascendente (UASB) es un reactor que opera en régimen continuo y ascendente, en el que el agua residual se introduce por el fondo del reactor y asciende lentamente. El agua residual entra en contacto con los microorganismos situados en mantos de lodos (gránulos) en el reactor (Fernández-Alba, A., et al., 2006). Una vez introducida en el reactor, el agua atraviesa tres zonas:

1. Zona de entrada, en el que el efluente pasa por un manto de lodos y se distribuye en la base del reactor
2. Lecho de fangos (o zona de digestión), donde está la biomasa activa concentrada
3. Zona de sedimentación, en la parte superior del reactor donde tiene lugar la separación gas (biogás), sólido (fangos) y líquido (vertido). Esta separación es necesaria porque el biogás tiende a quedarse atrapado a la biomasa, flotándola. Al ascender, el lodo menos denso encuentra el separador de tres fases y libera el biogás, permitiendo que la biomasa sea decantada y que permanezca en el lecho de fangos (Campos, C., et al, 2004).

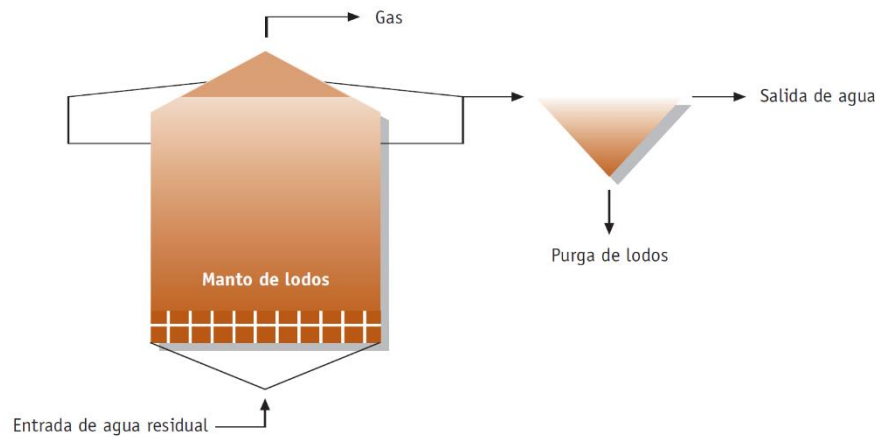


Figura 11: Reactor UASB. Fuente: (Fernández-Alba, A., et al., 2006).

En este tipo de tecnología se consigue una alta concentración de biomasa dentro del reactor que conlleva una elevada velocidad de eliminación de materia orgánica con rendimientos elevados de depuración (Fernández-Alba, A., et al., 2006). Estos tipos de reactores han conseguido una popularidad muy alta de implantación en el mercado, mostrándose como una alternativa fiable para el tratamiento de aguas residuales de alta carga. Entre las ventajas, se pueden mencionar (Ramalho, R.S., 2009):

- Economía de espacio, debido a compactación en el mismo tanque del proceso de fermentación y sedimentación,
- Elevada eficacia de tratamiento para efluentes de alta carga,
- Bajo consumo de potencia, debido a la ausencia de agitación mecánica,
- Elevada resistencia a fluctuaciones de carga y sustancias tóxicas, debido a la alta concentración de biomasa.

Sin embargo, los principales problemas que tiene este tipo de tecnología son relacionados a continuación (Campos, C.M.M. et al, 2004):

- Puesta en marcha, debido a la dificultad de estabilidad de los gránulos;
- Limitaciones con la concentración de sólidos suspendidos en el agua de entrada;
- Necesidad de implantación de un intercambiador de calor;
- Dificultades de mantener condiciones hidráulicas necesarias.

3.8.3 LÍNEA DE BIOGAS

Una vez se ha obtenido el biogás, existen varias técnicas de aprovechamiento energético del mismo, basadas, principalmente en 3 tipos de aprovechamiento:

- Obtención de calor y/o electricidad
- Utilización del biogás en redes de gas
- Utilización como combustible de vehículos

Un factor crucial para determinar la rentabilidad del biogás producido es el contenido en metano de la mezcla de gases. El objetivo claro es acercarse a un contenido en metano de aproximadamente el 92%. En este sentido, es reseñable la importancia de disponer de sistemas de depuración del biogás, mediante la eliminación del dióxido de carbono y otros gases presentes en la mezcla (como el ácido sulfhídrico y siloxanos). Otra consideración a tener en cuenta es que el biogás sale de los fermentadores con un 100% de humedad relativa. Esto puede traer consecuencias a los equipos, que frecuentemente son relacionadas con la disminución de la eficiencia de los motores y problemas mecánicos en el compresor. Por tanto, el gas debe someterse a tratamientos para también extraer aerosoles e impurezas, para reducir la humedad del gas y para aumentar la eficacia y reducir el costo de mantenimiento (Agencia Andaluza de la Energía, 2011).

El post-tratamiento que se aplica al biogás es variable en función del uso que se vaya a realizar del mismo. En el siguiente esquema se muestra el tratamiento necesario para los diferentes usos del biogás (Figura 12).

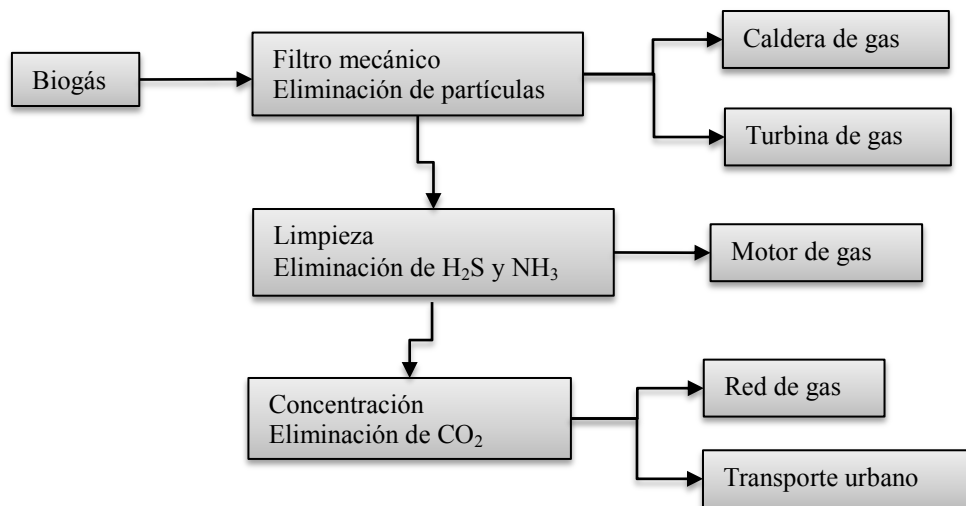


Figura 12: Necesidad de tratamiento del biogás en función del uso

El gas que es producido en el interior de los digestores anaerobios se envía a través de compresores por una red de tubería hasta el interior de un gasómetro, equipo destinado al almacenamiento de biogás a presiones superiores a la atmosférica. A través de una soplante de aportación, es posible mantener una presión interior uniforme entre la aportación y evacuación de biogás, en caso de por ejemplo un gasómetro de membrana.

Desde el gasómetro, el biogás es extraído para su envío a las instalaciones de reutilización (para aprovechamiento energético) o de quemado de gas en exceso en antorchas (Figura 13).

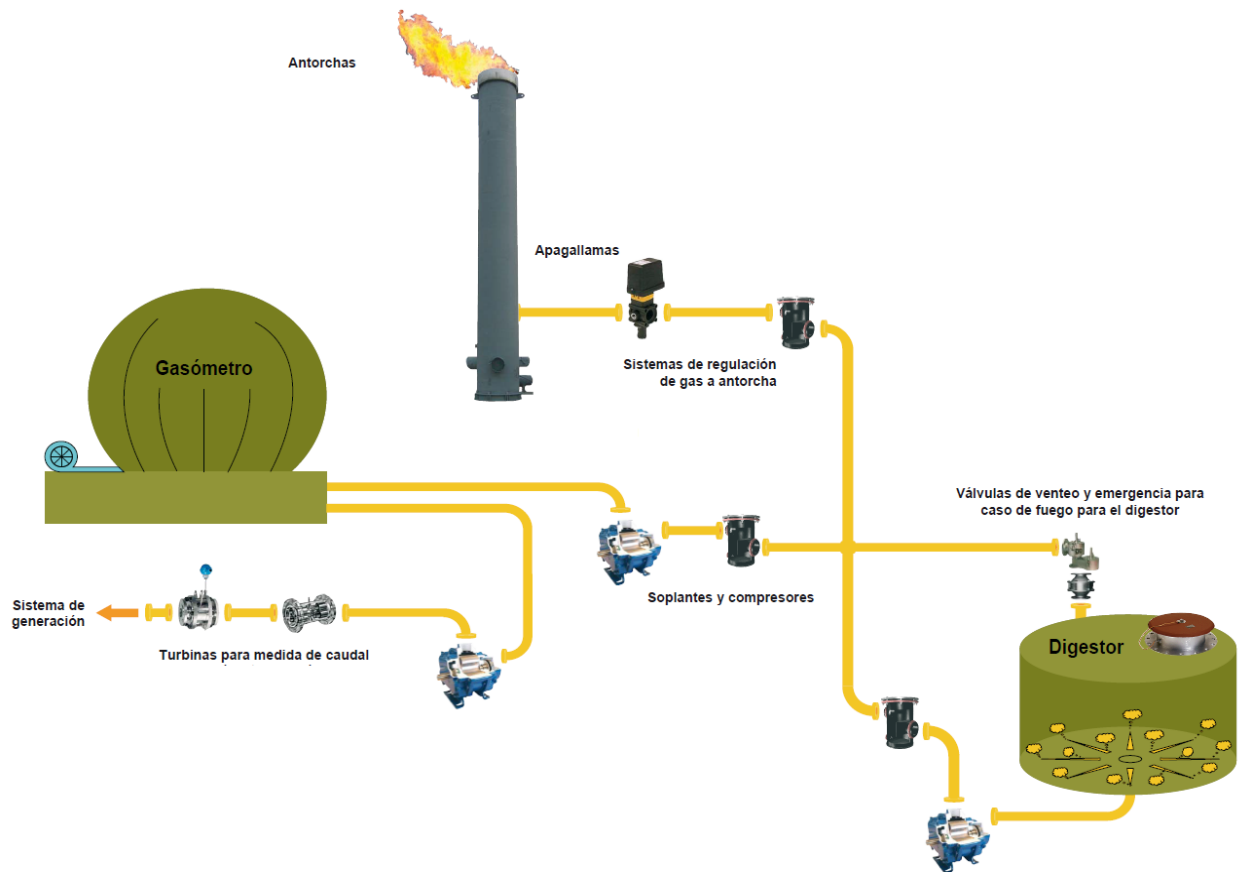


Figura 13: Representación esquemática de la línea de biogás

El principal interés del biogás no es otro que su aprovechamiento energético. Varios tipos de tecnologías existen para producción de electricidad y calor (Figura 14). Los motores de cogeneración son la tecnología más desarrollada para el aprovechamiento de biogás de depósito controlado.

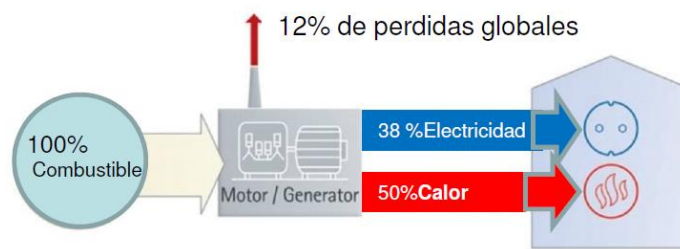


Figura 14: Principios de la cogeneración

No obstante, la cogeneración del biogás sólo resulta viable en instalaciones a partir de 500 kW. En general, en instalaciones pequeñas, el biogás suele quemarse en antorcha, aunque en instalaciones de mayor tamaño existen sistemas para la generación eléctrica a partir de la mezcla gaseosa (Agencia Andaluza de la Energía, 2011).

3.9 PROCESOS AVANZADOS DE TRATAMIENTO

Los vertidos que contienen nutrientes (principalmente nitrógeno y fósforo) deben ser sometidos a condiciones especiales de tratamiento, para evitar los posibles riesgos de eutrofización de lagos, reducción de la concentración de oxígeno disuelto y toxicidad de las aguas receptoras (Metcalf & Eddy, 1995). Se han empleado varios tipos de tratamientos para el control de nutrientes, entre los más famosos se emplean sistemas biológicos conjuntos de nitrificación, desnitrificación y precipitación química.

El nitrógeno se suele encontrar en las aguas residuales bajo diferentes niveles de oxidación: nitrógeno orgánico (en forma de urea y de aminoácidos) y nitrógeno amoniacal, con bajas concentraciones de nitritos y nitratos. Los compuestos con nitrógeno sufren una serie de transformaciones como consecuencia de la acción de distintos organismos. Durante el tratamiento biológico, el nitrógeno orgánico se transforma en amonio y una fracción de este amonio se asimila con la biomasa, como se muestra en la Figura 15.

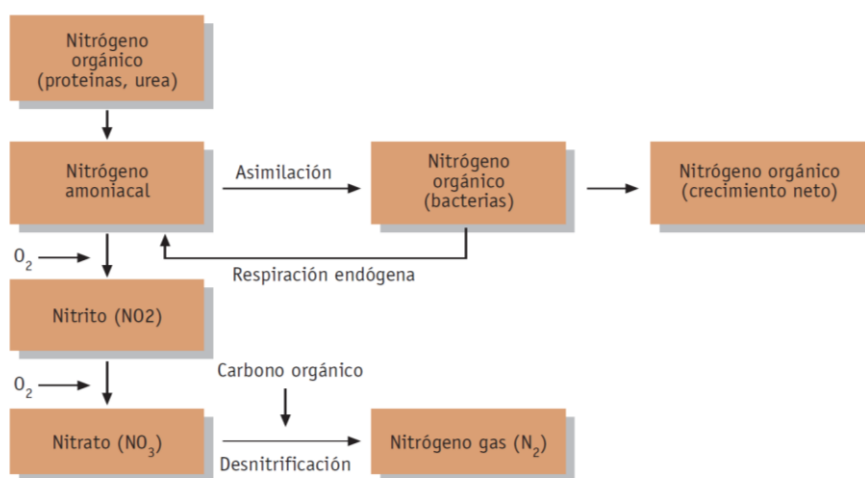
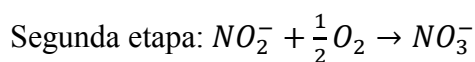
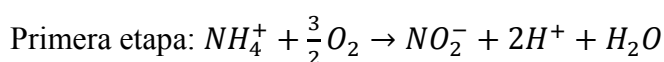


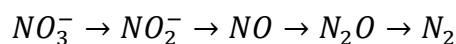
Figura 15: Esquema de nitrificación-desnitrificación. Fuente: (Fernández-Alba, A., et al., 2006).

La nitrificación es llevada a cabo a través de una serie de bacterias autótrofas y ocurre en dos etapas, en las que los microorganismos *Nitrosomas* y *Nitrobacter* forman parte:



La nitrificación y oxidación del carbono se pueden llevar a cabo en un único reactor o en reactores separados, en película fija o en suspensión. Para lograr la nitrificación, la única cosa que se necesita es que las condiciones del medio estén adecuadas para el crecimiento de los microorganismos. Se considera que para una relación DBO_5/NKT superior a 5, el proceso puede ser realizado en una única etapa y cuando el valor es inferior a 3, se puede realizarlo en etapas separadas (Metcalf & Eddy, 1995).

Después de la nitrificación, una otra serie de bacterias heterótrofas desnitrificantes (asimilativas y catabólicas) eliminan el NO_3^- en medios anóxicos, donde el nitrato actúa como aceptor de electrones, formando nitrógeno gas. De manera simplificada, la reacción de reducción al nitrógeno es la siguiente:



El agua que va a desnitrificar debe tener un contenido de carbono suficiente para generar energía necesaria del sistema. Las demandas de carbono pueden ser oriundas del agua residual o de fuentes externas, por ejemplo, añadiendo metanol.

Se han desarrollado tecnologías que combinan las fases de oxidación de carbono, nitrificación y desnitrificación. Un posible proceso es lo de inicialmente operar con un reactor anóxico, donde se emplea como fuente de carbono la materia orgánica presente en el agua residual y los fragmentos de tejido celular bacteriano de la degradación endógena. En el segundo reactor se producen los nitratos a través de aireación. Un sistema simplificado se muestra en la Figura 16:

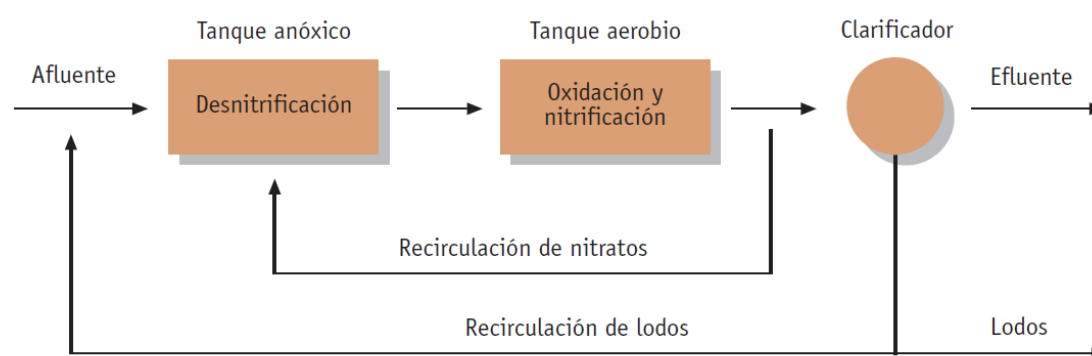


Figura 16: Proceso biológico de nitrificación-desnitrificación. Fuente: (Fernández-Alba, A., et al., 2006).

Los métodos biológicos para la eliminación de fósforo objetivan estimular el consumo del fósforo por los microorganismos mediante la incorporación de ortofosfato, polifosfato y fósforo orgánico al tejido celular (Metcalf & Eddy). La eliminación del fósforo se puede llevar a cabo a través de métodos biológicos (teniendo en cuenta la exposición secuencial alternada de condiciones anaerobias y aerobias), físicos y químicos.

La eliminación conjunta de nitrógeno y fósforo en general se consigue mediante la combinación de zonas o compartimientos aerobios, anóxicos y anaerobios.

Son varias las configuraciones existentes para la eliminación de fósforo, entre las cuales caben destacar las siguientes:

- A/O: El proceso A/O combina secuencialmente etapas anaerobias y aerobias y es utilizado para la eliminación del carbono y fósforo. La nitrificación también es posible si se permiten tiempos de retención hidráulicos suficientes en la etapa aerobia. El fango residual se mezcla en la entrada del reactor con el agua residual. Se ha observado que para relaciones de *DBO/fósforo* mayores que 10, se alcanzan concentraciones de fósforo a la salida de menos de 1mg/L, mientras para relaciones menores, se hace necesario añadir sales metálicas al proceso (Metcalf & Eddy, 1995).
- A₂/O: El proceso A₂/O es una modificación del proceso A/O con una inclusión de una zona anoxia para conseguir la desnitrificación, con un tiempo de detención corto de 1h. Se pueden conseguir concentraciones de fósforo en el efluente inferiores a 2 mg/L (Metcalf & Eddy, 1995). Este proceso proporciona mejor capacidad de desnitrificación que el A/O, pero es mucho más complejo.

Sales de metales pueden ser añadidas al sistema, tanto en etapas físico-químicas, como en las biológicas, para la eliminación de fósforo.

3.10 LÍNEA DE FANGOS

La línea de fangos comprende el tratamiento de fangos producidos en la separación líquido sólido y de los procesos biológicos. Los fangos aportan una gran cantidad de agua, ocupan gran volumen y consisten en partículas sólidas de naturaleza orgánica y biomasa en exceso. En los procesos primarios y secundarios son generados fangos que necesitan ser gestionados para reducir su volumen líquido, los microorganismos patógenos y los olores molestos. Un método de tratamiento adecuado engloba en general etapas de espesamiento, estabilización, acondicionamiento y deshidratación de los fangos, previamente a la evacuación.

- Espesamiento, con el fin de reducir el volumen de fangos por eliminación de agua. Se puede llevar a cabo sobre todo por gravedad o por flotación. El espesamiento por flotación produce un fango coloidal de concentraciones superiores a las obtenidas por espesamiento estático, sin embargo con un gasto de explotación elevado.
- Estabilización, que se puede realizar mediante procesos químicos, o biológicos (digestión aerobia o anaerobia) para eliminación de olores, materia orgánica u organismos patógenos. La digestión anaerobia de lodos es el método más apropiado para estabilización de fangos en depuradoras por el hecho de reducir los sólidos volátiles, posibilitar la producción de biogás y energía, reducir la cantidad de patógenos y proporcionar un fango con buenas características para deshidratación. La cantidad de sólidos volátiles en el fango se reduce linealmente hasta un valor del 40% en un tiempo de retención hidráulico de unos 20 días, aproximadamente, aunque varía según el tipo de fango.
- Acondicionamiento, para hacer que el fango sea drenable, filtrable o centrifugable, con objeto de reducir la fuerte proporción de agua existente en los fangos, obteniendo un producto con características manejables y transportables y que así se puedan funcionar los diferentes equipos. Se utilizan procesos de naturaleza física (térmica) y/o química (coagulación y floculación). Un acondicionamiento adecuado es la principal base para un correcto funcionamiento de una planta de deshidratación.
- Deshidratación, que tiene el objetivo de disminuir el contenido de agua que puede hacerse por centrifugación o por filtración al vacío, filtros de banda, filtros prensa, centrifugación, etc.

El destino final de los fangos puede ser a través de su aplicación en terrenos, compostaje, incineración, etc. Se considera que el agua tras deshidratación retorna la entrada del sistema de depuración, pues contiene productos químicos contaminantes y que todavía no está apta para ser vertida.

4. ELECCIÓN Y JUSTIFICATIVA DE LA ALTERNATIVA DE TRATAMIENTO

El proceso de depuración a proponer se basa en un pretratamiento en tamiz rotativo autolimpiante, seguido de un proceso de homogeneización y neutralización. Después el vertido se someterá a un tratamiento fisicoquímico mediante flotación por aire disuelto.

Enseguida se realiza un tratamiento biológico para reducir la carga hasta los niveles permisibles de vertido. Dos posibles tipos de tratamiento biológicos serán comparados, en el que uno es a través de un tratamiento aerobio y otro una combinación de anaerobio y aerobio. Ambos incluirán sistemas de nitrificación y desnitrificación.

El presente proyecto no contempla el estudio de la línea de fangos. Sin embargo, cabe destacar que es de extrema importancia gestionar la biomasa producida de la E.D.A.R.I. propuesta.

Las justificativas de selección del sistema de tratamiento propuesto en cada etapa de la depuración de aguas residuales se describen a continuación.

4.1 PRETRATAMIENTO

Las principales justificativas de la elección del tipo de tratamiento en esta etapa son las siguientes:

- El sistema de tamices ha sido elegido porque supone ser un sistema de mayor rendimiento de eliminación de sólidos respecto al sistema de rejas. Además, son sistemas de mayor simplicidad, mejor factibilidad a la eliminación de olores y permiten la obtención de un residuo seco.
- El sistema de tamices rotativos ha sido elegido debido a la alta eficacia de retención de sólidos sumado al hecho de poseer una pérdida de carga menor frente a los estáticos.
- Dos tamices rotativos en serie con luces de mallas distintas serán incluidos en la línea de pretatamiento, para retener los sólidos de diferentes tamaños a la entrada del sistema.
- El sistema de homogeneización en línea ha sido elegido para poder amortiguar las desviaciones de caudal y cargas durante el día.
- La homogeneización ha sido ubicada antes del tratamiento biológico con el fin de garantizar condiciones apropiadas del funcionamiento biológico y reducir problemas de fangos y espumas.
- No se elige una sedimentación primaria debido a las bajas densidades de la materia sólida que suele haber en aguas residuales de mataderos. Altos tiempos de retención serían necesarios mientras otras opciones de tratamiento pueden ser aplicadas de manera a optimizar el sistema.

4.2 TRATAMIENTO PRIMARIO

Será implementado un sistema fisicoquímico debido a las siguientes consideraciones:

- El sistema de floculación y coagulación juntamente con el sistema de flotación por aire disuelto ha sido elegido por ser un sistema rápido y eficaz para la eliminación de grasas y sólidos suspendidos frente a los sistemas por gravedad, debido a la alta velocidad ascensional del conjunto partícula-burbuja formado. Es el método más empleado en aguas residuales de mataderos y de alta disponibilidad en el mercado.

- El DAF con la ayuda de productos químicos puede eliminar 50-65% de la DBO y 85-90% de los sólidos en suspensión, frente a eliminación de los 15% de DBO y 70% de sólidos en procesos sin utilizar el sistema de coagulación y floculación.

4.3 TRATAMIENTO SECUNDARIO

Debido a la alta carga de contaminantes todavía remanente tras la floculación, se ve imprescindible el empleo de un tratamiento biológico secundario de etapas combinadas para la eliminación de materia orgánica biodegradable y nutrientes.

Varias configuraciones podrían ser implementadas para el tratamiento biológico del presente estudio de depuración. Los sistemas que se tendrán en cuenta en los apartados siguientes serán los que incluyen métodos de digestión anaerobia, digestión aerobia y sistemas anóxicos. Se plantea hacer una comparativa de los sistemas con el fin de analizar cuál se presenta como el más viable para la presente instalación de depuración a ser propuesta.

Se plantean dos alternativas de tratamiento: la alternativa 1 que consiste en un proceso aerobio y la alternativa 2 que consiste en un proceso anaerobio seguido de un proceso aerobio.

Para las etapas aerobias, el sistema considerado es lo de fangos activados, cuyo tipo de reactor utilizado será de mezcla completa (tanque de flujo continuo con agitación provocada por la aireación), para que el agua entrante se distribuya de manera uniforme en el reactor, adecuando las cargas contaminantes de mejor maneja que otros tipos de reactores. El sistema aerobio será de etapas conjuntas de oxidación del carbono y nitrificación en el mismo reactor, debido al control estable del líquido mezcla, por la alta relación de DBO_5/NKT en el agua residual entrante.

Para la alternativa 2, se elige un sistema anaerobio debido a que el agua residual contiene una carga contaminante muy elevada, por producir menor cantidad de fangos, por posibilitar generar biogás y disminuir la demanda de aire en la etapa subsecuente.

Para la desnitrificación, se utilizará el agua residual como aporte de carbono. La configuración correspondiente al reactor anóxico será previa al aerobio, debido a su amplio uso en diversas plantas, a los beneficios de reducción de *bulking* y de producción de alcalinidad antes de la nitrificación.

Tres corrientes de recirculación serán empleadas. Una será la recirculación de fangos, que procede del sedimentador al tanque anóxico para mantener activos los fangos y con una adecuada concentración en el líquido mezcla. La segunda es la purga de fangos, que también procede del sedimentador secundario y retorna al tanque de homogeneización, para que los fangos se mezclen con la materia entrante y que sean tratados nuevamente. Una posible adsorción puede ocurrir entre los sólidos que entran con los fangos purgados. La tercera línea de recirculación a implementar será la interna, procedente del tanque aerobio al tanque anóxico, con el fin de retornar los nitratos producidos en la etapa aireada y transformarlos en nitrógeno estable tras desnitrificación.

Tabla 6: Justificación del tratamiento

Etapa	Beneficios ambientales logrados	Efectos cruzados	Cuestiones operativas	Aspectos económicos	Motivación para la puesta en práctica
Pretratamientos					
Tamices rotativos	Reducción de sólidos en suspensión, aunque no elimina la fracción soluble. Si no se realiza el tamizado, los sólidos quedan atrapados en la red de la EDAR, donde se corrompen, emiten olores y causan problemas para el tratamiento completo del agua residual.	-	El equipo prácticamente se limpia a si mismo y puede trabajar sin ayuda y con poco o nulo mantenimiento	Los tamices rotatorios acostumbran a ser de 2 a 3 veces más caros que los estáticos, pero presentan la ventaja de su autolimpieza y normalmente necesitan menos mantenimiento y costes asociados.	Menores requisitos para el tratamiento de aguas residuales. Mayor porcentaje de retención en relación a las rejillas.
Tratamientos Primarios					
Plantas de flotación	Reducción de DQO, DBO, nitrógeno y fósforo en las aguas residuales	Las plantas de flotación son una fuente potencial de problemas de olores.	El agua a presión usada, puede ser agua fresca o agua residual recirculada tras la flotación.	La inversión de capital para una planta DAF está justificada por la reducción en los costes del tratamiento de los efluentes.	Reducción de DQO, DBO y sólidos en las aguas residuales.
Tanques de ecualización de agua residual	Permite que las técnicas de tratamiento posteriores funcionen con la eficiencia óptima para minimizar los vertidos contaminados a los cursos de agua locales.	-	Asegura un efluente a tratar de características más uniformes y minimiza los problemas que pudieran causar las cargas excesivas	El coste de construir y operar un tanque de ecualización debe compararse con los ahorros asociados al funcionamiento uniforme de las técnicas de tratamiento posteriores.	Ofrecer una alimentación prácticamente homogénea a los procesos EDARI posteriores.

Tratamientos Secundarios

Digestión anaeróbica	Eliminación de parte de la carga orgánica de las aguas residuales. Menor producción de fangos	Producción de H ₂ S en la metanización. Necesario un sistema complementario de tratamiento.	Los microorganismos anaeróbicos convierten hasta 95% de las impurezas orgánicas que se introducen en biogás y sólo el 3 – 5% en biomasa nueva. Es efectivo operar a temperaturas mesófilas a 35 – 37 °C.	Puesta en marcha tardía. Necesidad de adición de químicos (FeCl ₃ en la acidificación y NaOH para control de pH).	Eliminación significativa de la DQO en aguas residuales de alta carga y producción de biogás
Digestión aeróbica combinada con desnitrificación o alterna en condiciones anóxicas	Eliminación de compuestos de nitrógeno, DBO y DQO de flujos de agua residual con cargas elevadas, que no han sido eliminados por otros medios. Tratamiento de los residuos sin necesidad de añadir una fuente de carbono	Se pueden producir problemas de olores. Se utiliza mucha energía (p. ej. durante la aireación).	Fácil operación	Rápida puesta en marcha. Necesidad de adición de antiespumante. Alto consumo energético para oxigenación	Eliminación significativa de la DQO en aguas residuales

5. ALCANCE DEL PROYECTO

El alcance del presente proyecto consta de las siguientes partidas:

- Bombeo a tamiz
- Tamiz rotativo
- Equipos de Homogeneización
 - Depósito de Homogeneización
 - Agitación lateral
 - Bombeo a siguiente tratamiento y control de caudal con variador de frecuencia para fijar el caudal.
- Equipo de Coagulación-Floculación.
- Equipo de Flotación por aire disuelto.
- Equipo Tratamiento Biológico:
 - Depósito de Anoxia
 - Depósito de Tratamiento Biológico (Reactor aerobio y reactor anaerobio)
 - Equipo agitador para zona de anoxia
 - Línea de aire: soplante y difusores
 - Control de oxígeno y variador de velocidad para soplante
 - Equipo de Control de MSS
- Decantación:
 - Depósito para decantación
 - Accesorios decantación
 - Bombeo de recirculación y purga de fangos

No se contempla dentro de este proyecto:

- Reja de desbaste inicial antes de pozo de bombeo, porque se considera que la industria ya las tiene
- Línea de fangos
- Obra civil de la depuradora
- Estudio de impacto ambiental
- Estudio de Seguridad y Salud de la operación de la depuradora
- Estudio de viabilidad financiera
- Electrificación

6. DESCRIPCIÓN DE LA LÍNEA DE TRATAMIENTO

Este apartado describe los elementos técnicos que van a componer las operaciones unitarias de la E.D.A.R.I. propuesta.

Se plantea hacer una comparativa entre dos tipos de posibles sistemas de depuración, en los que la diferencia consiste en la etapa biológica de tratamiento. Una línea emplea un tratamiento aerobio de fangos activos, mientras otra línea implementa un tratamiento anaerobio seguido de aerobio de fangos activos. Ambas líneas incluyen etapa anóxica. La Figura 17 a continuación enseña los dos diagramas de bloques de las etapas seleccionadas de las líneas de depuración. Los diagramas de flujo del proceso se muestran en el Anexo 10.1 y 10.2

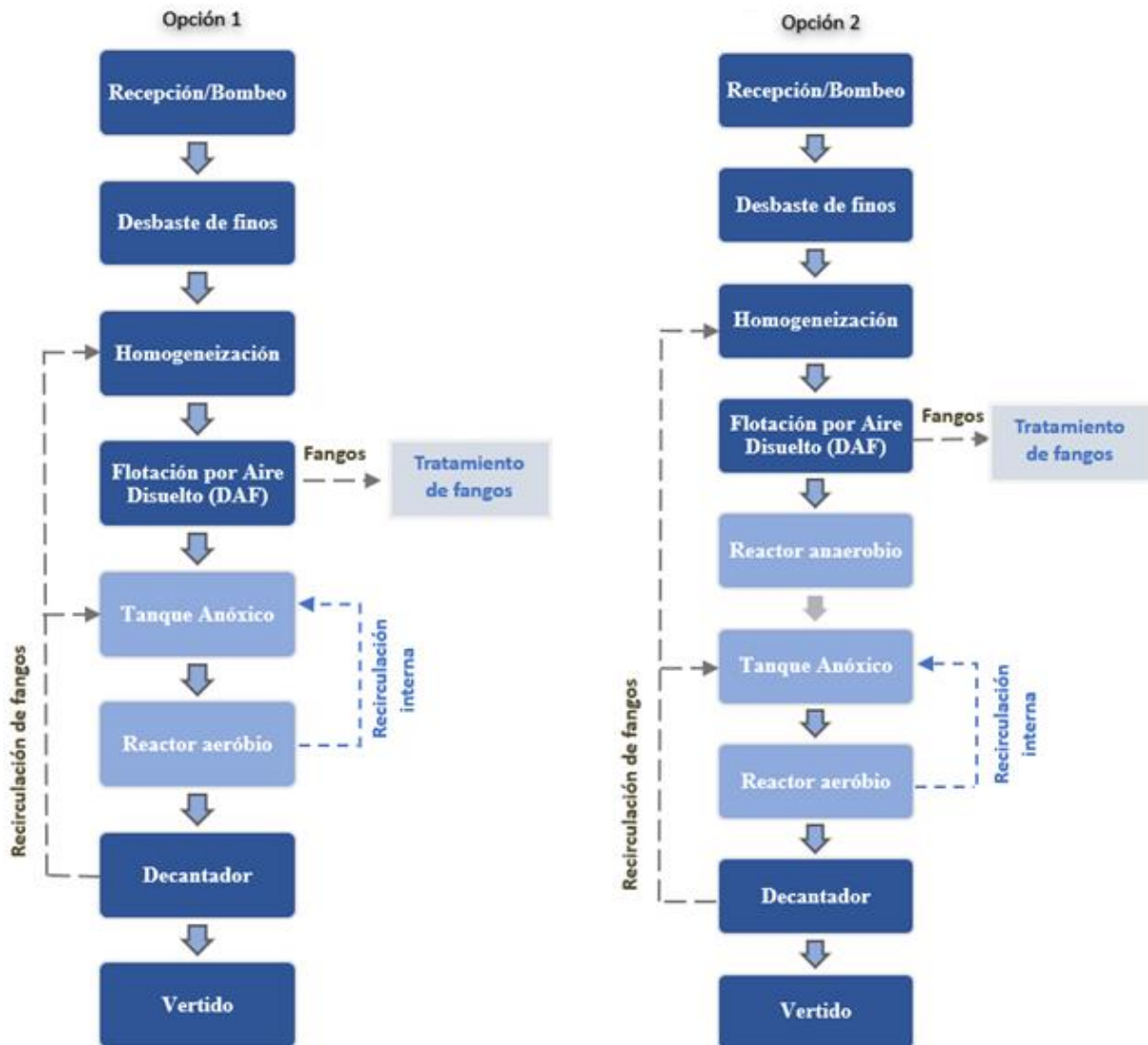


Figura 17: Diagrama de bloques del sistema de tratamiento propuesto. Opción 1: Proceso Aerobio y Opción 2: Proceso Anaerobio + Aerobio

6.1 DESBASTE Y POZO DE BOMBEO

La estación depuradora necesita un bombeo previo para vencer la diferencia de cotas entre la salida de agua al pozo de bombeo y la entrada al primer equipo del pretratamiento. El agua residual pasa inicialmente al pozo de bombeo, donde se instalan los equipos necesarios para la elevación al pretratamiento. Desde el pozo de bombeo se eleva el agua hasta el Tamiz Rotativo.

En el pozo de bombeo se instalan dos bombas centrífugas sumergibles: una que trabaja a caudal medio y otra que se acciona tanto cuando se producen sobrecaudales, como para ser utilizada como bomba reserva. La elección del tipo de bomba se hace a partir de las curvas características de las mismas, escogiendo, en las condiciones normales de marcha y con el mejor rendimiento hidráulico y eléctrico posible, aquellas que proporcionen el caudal y la altura manométrica exigidos. Las bombas colocadas en el bombeo serán iguales con el fin de simplificar el mantenimiento, reducir el stock de repuestos y colocar una de reserva igual a las que se encuentra en funcionamiento.

Se instalan las siguientes configuraciones:

- **Sensores de nivel de agua:** los que accionan y interrumpen el funcionamiento de la bomba.

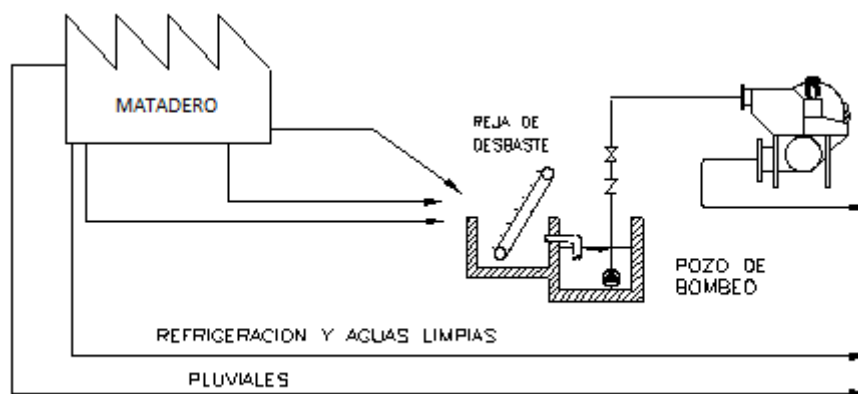


Figura 18: Esquema del pozo de bombeo

Es importante considerar que previamente al pozo de bombeo se debe disponer de una reja de desbaste para proteger las bombas de sólidos voluminosos. Una reja de gruesos de 8mm se aconseja para retener materias presentes de gran tamaño. Las rejas de gruesos están fuera del alcance del diseño de depuración a ser propuesto, porque se considera que el matadero ya las tiene antes de enviar sus aguas a tratamiento.

6.2 TAMIZADO

Se instalarán dos tamices en serie, debido a la gran presencia de sólidos que tiene el vertido, cada uno con una luz de malla diferente, siendo la del primero más grande que a del segundo.

<i>Tamiz 1</i>	<i>Luz: 2 mm. Malla perforada</i>
<i>Tamiz 2</i>	<i>Luz: 0,5 mm. Malla de rejilla</i>

De esa manera, se configura una eliminación secuencial de los sólidos gruesos y finos. El vertido se envía a la balsa de homogeneización por gravedad. Los elementos de los equipos de tamizado son los siguientes:

- *Tambor filtrante*, es el arrollamiento en espiral de malla de rejilla o malla perforada, cuyo diámetro retiene en la superficie exterior los sólidos de tamaño superior a la luz empleada
- *Rasqueta limpiadora*, que elimina los sólidos depositados en la superficie del tambor filtrante.
- *Grupo de accionamiento*, consiste en un motorreductor acoplado directamente sobre el eje del tambor filtrante proporcionando a éste su movimiento de rotación.
- *Depósito agua tamizada*, se sitúa debajo del cuerpo de filtro recogiendo el líquido filtrado que es evacuado a través de una tubuladura embridada.
- *Cuerpo de filtro*, en el que se fija el tambor filtrante en su parte delantera mediante rodamientos. En la parte posterior dispone de un depósito receptor del agua sin tamizar, distribuyendo éste en corriente laminar.
- *Sistema de limpieza*, situado en el interior del tambor filtrante, provisto de toberas que proyectan agua a presión sobre la cara interior del cilindro efectuando una completa limpieza.



Figura 19: Elementos de un Tamiz Rotatorio

6.3 HOMOGENEIZACIÓN

La balsa de homogeneización proyectada será agitada a la vez que se realiza una fuerte mezcla, manteniendo un constante movimiento en su interior y evitando una posible sedimentación de la carga contaminante y problemas de malos olores. Para ello lo más adecuado es la instalación de agitación lateral que genera un adecuado caudal de mezclado en el agua. El tanque no será aireado para evitar escapes de compuestos gaseosos.

El agua residual de la actividad de mataderos puede contener jabón, detergentes u otros agentes tensoactivos que producen espumas durante la agitación. La formación de espuma puede agregar sólidos del fango y grasas y si ocurre un escape de espuma por acción del viento, el entorno puede ser contaminado. Por eso, es fundamental que al tanque se aporte antiespumantes.

Se instalan las siguientes configuraciones:

- **Variador de frecuencia y caudalímetro electromagnético:** Un variador de frecuencia aplicado al motor de la bomba regulará la velocidad de éste según el caudal fijado en el caudalímetro magnético, para el suministro de agua a la unidad DAF.
- **Antiespumante:** Dosificaciones de cantidades de antiespumantes serán añadidas al tanque, permitiendo el control de la formación de espumas.
- **Agitador lateral:** Empleado para conseguir la mezcla de los líquidos en el flujo de agua a tratar.

La geometría del tanque será circular para evitar la acumulación de sólidos en las periferias. Desde la balsa de homogeneización, el agua es bombeada al siguiente tratamiento mediante bombas centrífugas.

6.4 COAGULACIÓN/FLOCULACIÓN Y FLOTACIÓN DAF

Se añaden coagulantes y floculantes con el fin de preparar la reacción en el floculador, equipo este que consiste en un entramado de tuberías donde se acondiciona el flóculo. Es necesario equilibrar el pH tras la adición del coagulante, para lograr el punto de pH adecuado para la floculación. El pH será ajustado mediante adición de sosa. El control se realizará a través de una sonda de pH en línea y un control electrónico la presión interna. Bombas dosificadoras se encargarán de suministrarlo según proceda e indique el medidor de pH. Los elementos del equipo flotador están presentados en la Figura 20.

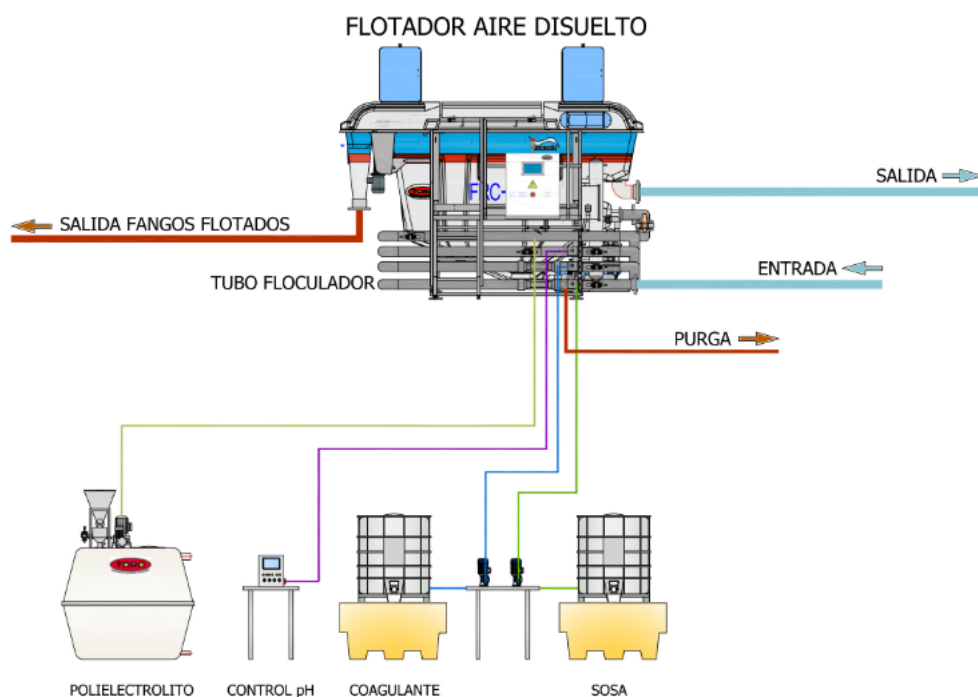


Figura 20: Elementos de un equipo flotador por aire disuelto

La eliminación de coloides es realizada mediante la adición de floculantes de síntesis llamados polielectrolitos. Los equipos preparadores automáticos de polielectrolito (PAP) preparan de forma automática y continua la solución de polielectrolito, mezclando en las proporciones adecuadas el producto concentrado y agua de dilución.

Se instalan las siguientes configuraciones:

- **Sonda de pH:** Para controlar los niveles pH en el tubo floculador
- **Bombas dosificadoras de químicos:** Se instalan bombas dosificadoras de sosa, coagulante y polielectrolito para facilitar el aporte de reactivos al sistema
- **Planta Automática de Preparación de polielectrolito:** Plantas con funcionamiento especializados para la preparación del floculante

El agua tratada se dirigirá por gravedad hacia el reactor biológico.

6.5 TRATAMIENTO BIOLÓGICO

6.5.1 ZONA ANOXIA

El proceso de desnitrificación se lleva a cabo en la etapa anoxia, en el que ocurre la eliminación del nitrato por conversión en nitrógeno gas, prácticamente en ausencia de oxígeno. El aporte de NO_3^- es dado a través de la corriente de recirculación interna procedente del reactor aerobio y el aporte del contenido carbonáceo es fundamentalmente oriundo de la corriente de agua residual del floculador.

Se debe garantizar una buena agitación en la zona anoxia con el fin de mezclar rápida e íntimamente los fangos activos en recirculación y el vertido a tratar, y además evitar la formación de sedimentos.

Se instala la siguiente configuración:

- **Agitador lateral:** Empleado para conseguir la mezcla de los líquidos en el flujo de agua a tratar.

6.5.2 TRATAMIENTO BIOLÓGICO AEROBIO

El reactor aerobio de fangos activos comportará procesos combinados de tratamiento de carbono y amoníaco en una única etapa con cultivo suspendido.

En cuanto al diseño del tanque, este será construido sobre hormigón y abierto al aire libre. La profundidad del agua residual debe situarse entre 4,6 y 7,6m, para no comprometer la transferencia de oxígeno de los difusores y evitar la formación de puntos muertos o mezclados insuficientes (Metcalf & Eddy, 1995). Por encima de la superficie libre también se considera un resguardo entre 0,3 y 0,6 m de seguridad. La geometría del tanque será circular para evitar la acumulación de sólidos en las periferias.

Respecto al aporte de aire, el sistema de suministro de lo mismo a la balsa será a través de difusores sumergidos. Los difusores serán distribuidos proporcionalmente en el fondo del tanque, para asegurar la no deposición de sólidos, promover el de mejor rendimiento kw/kg de O₂ adsorbido, además de conseguir la turbulencia requerida en el tanque de aireación (Figura 21). El aire que será aportado mediante las pequeñas burbujas tiene gran superficie de contacto, consiguiendo valores elevados de transferencia de oxígeno al líquido. El suministro de oxígeno será adecuado a la demanda de oxígeno del sistema.

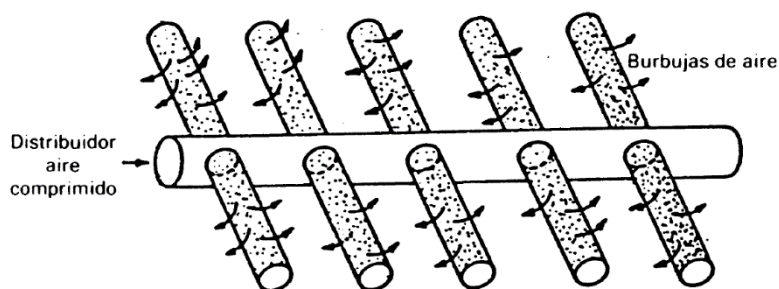


Figura 21: Esquema de un sistema de difusión de burbuja fina. Fuente: Ramalho, R.S., 2009

Para que el desarrollo de las bacterias sea completo en todo el volumen a tratar, es necesario garantizar un suministro de oxígeno homogéneo, lo que se conseguirá por medio de una adecuada distribución de los difusores. El aire necesario para el proceso será suministrado a los difusores mediante una soplante. La línea de aire está equipada con válvulas de regulación para cada ramal de difusores. Mediante soplantes se suministra aire a presión hacia los difusores a través de una red de distribución.

El control de los fangos dentro del tanque es una de las partes más delicadas del proceso de aireación por fangos activos, por el hecho de la multitud de posibles fluctuaciones debido a muchos parámetros no controlables (carga, nutrientes, inhibidores, temperaturas, pH, etc). Los diferentes tipos de lodos del proceso son de diferente estructura y exigen una precisión máxima en la medida de sólidos. Estas exigencias pueden ser cumplidas mediante utilización de sondas de sólidos las que proporcionan resultados de alta precisión en líquidos claros a fuertemente turbios, así como en lodos concentrados bajos y medianos.

Se instalan las siguientes configuraciones:

- **Control de oxígeno y variador de frecuencia:** Con el control de oxígeno en la balsa de biológico, se controla el nivel de oxígeno necesario. El control de oxígeno por medio de una sonda de oxígeno medirá la cantidad que hay, y por medio del control actuará sobre un variador de frecuencia que regula las vueltas que tiene que dar el motor de la soplante.
- **Sondas de sólidos:** Las sondas de fangos proporcionan una determinación exacta de turbidez y sólidos en suspensión y un análisis de lodos muy fiable. Un controlador permite indicar el punto de consigna a partir del cual si los fangos lo exceden serán bombeados a cabeza y espesados en el flotador.

Las condiciones de trabajo planteadas para la balsa aerobia son las siguientes:

<i>Temperatura de trabajo</i>	20 °C
<i>Concentración de microorganismos</i>	3 kg/m ³
<i>Oxígeno disuelto</i>	2 g/m ³

6.5.3 DECANTACIÓN

La sedimentación de los fangos secundarios ocurre en un decantador estático circular. El agua de llegada se reparte de manera uniforme a lo largo de la superficie del decantador. Dos líneas

se forman como resultado de este tratamiento, una que es la del efluente clarificado y otra la del fango espesado de retorno. Esta separación se hace por simple gravedad, siendo los fangos, de mayor densidad, los que se depositan en el fondo. El sobrenadante, agua residual ya depurada, pasa por gravedad a vertido a cauce público.

La recirculación de los fangos tiene por objetivo mantener una concentración adecuada en el sistema y debe constar de una capacidad de bombeo satisfactoria. El recirculado y purga de fangos se logra mediante bombas centrífugas. La línea de recirculación de fangos envía el fango al tanque anóxico y la purga a la cabeza de la planta, donde los fangos se mezclan y se homogeneizan con el agua bruta y enseguida se someten al sistema de flotación. También pueden adquirir propiedades adsorbentes de la materia orgánica entrante, agarrándose las con el fin de facilitar la coagulación de materia.

6.5.4 TRATAMIENTO BIOLÓGICO ANAEROBIO

La descomposición de la materia orgánica en este caso se lleva a cabo por la acción de bacterias en ausencia de aire, que pasará por varios procesos, entre ellos la gasificación, en la que los productos se convierten en gas, cuyos principales componentes son el metano y el dióxido de carbono.

El digester será sellado herméticamente para evitar la pérdida de biogás, que será conducido a través de tuberías hasta un gasómetro situado próximo al digester.

El sistema anaeróbico consistirá esencialmente de un reactor UASB, a través del cual se inyecta líquido residual en la parte inferior y pasa a través del reactor a una tasa baja de ascenso. El tratamiento ocurre cuando el efluente entra en contacto con los gránulos.

El líquido que ha pasado a través del manto contiene algunos sólidos residuales y gránulos. En la parte superior del reactor, el biogás, lodo y efluente tratado se separan. Los sólidos regresan a la parte superior de la manta de lodo al caer a través de un sistema de deflectores.

El crecimiento de los microorganismos que componen la flora del digester es bajo y sólo una parte muy pequeña de la materia orgánica contenida en el agua a tratar se convierte en biomasa, por lo que la mayor parte se convierte en metano.

Las condiciones de trabajo planteadas para el digester anaerobio son las siguientes:

<i>Temperatura de trabajo</i>	35 °C
<i>Concentración de microorganismos</i>	10.000 g/m ³

Para optimizar la eficiencia de tratamiento y antes de entrar en el reactor, el efluente se acondicionará adecuadamente a la temperatura de operación del sistema, a través de un intercambiador de calor.

6.5.5 LÍNEA DE BIOGAS

En el proceso de digestión anaerobia se produce el biogás, que es función de la DQO que se procesa. Se considera un ratio de producción de metano de 0,35 Nm³ CH₄ por cada kg de DQO eliminada. La proporción de metano esperada del biogás producido en la digestión es aproximadamente entre 70 % (0,7 m³ CH₄ / m³ biogás). El poder calorífero del biogás está entre 4,5-7 kWh/m³ (o entre 4500 a 6500 kcal/m³).

El gas producido es recogido en la zona superior del digestor. En la línea de salida del biogás procedente del digestor, se instalarán un sistema de extracción y recolección por una red de tuberías, además de un medidor de presión y una válvula controladora que mantendrá la presión de gas en el digestor constante. Asimismo, se dispondrá de un medidor de caudal que en todo momento dará indicación del gas que se está produciendo, totalizando el volumen producido.

El gas se quemará íntegramente en una antorcha, debido al pequeño tamaño de la instalación. La antorcha dispone de un sistema de ignición automático, sensor de presión que comprueba si la presión del biogás suministrado es suficiente para quemar, válvulas reguladoras de gas que permiten abrir o cerrar el paso del biogás a la antorcha y dispositivo apagallamas que controla la admisión de gas a la antorcha realizando simultáneamente las tres condiciones básicas requeridas para la correcta combustión del gas: (1) impide el paso de gas a la antorcha hasta que no se alcance la presión de tarado, (2) posibilita la combustión del 100% del biogás y (3) evita retornos de llama a la línea.

Para evitar problemas en caso de una producción excesiva de biogás, la antorcha tendrá una capacidad de quemado un poco superior a la prevista nominalmente, en caso de que haya un exceso de producción de gas. Antes del quemado, se instala un filtro para la depuración del biogás y la eliminación de ácido sulfhídrico como H₂S o en forma de mercaptanos y las dioxinas que se desprendan.

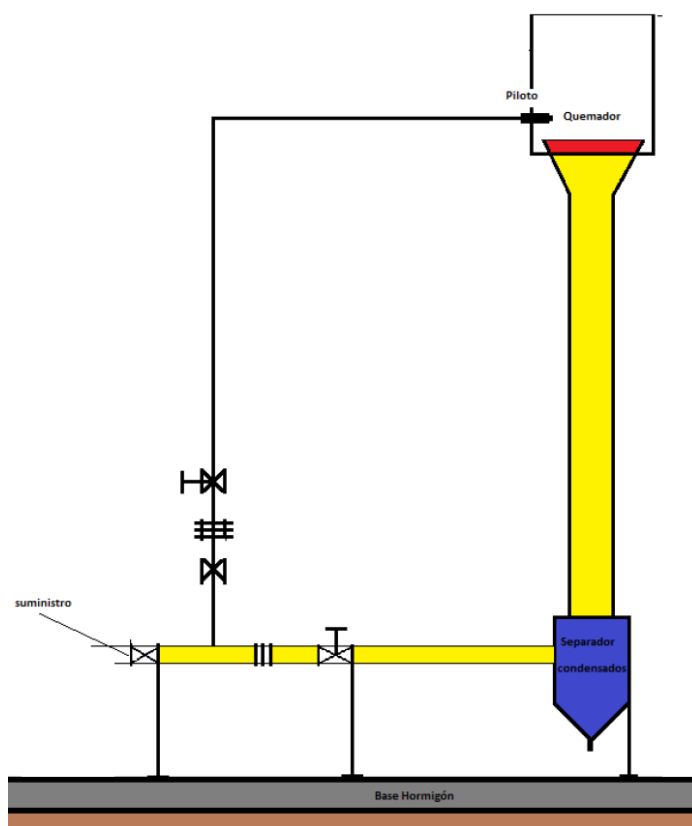


Figura 22: Esquema dimensional de una antorcha.

7. DISEÑO DE LA LÍNEA DE DEPURACIÓN

Este apartado tiene como objeto presentar los resultados del dimensionamiento de los procesos unitarios y caracterización de las líneas de la instalación de la E.D.A.R.I. propuesta. Los cálculos detallados se muestran en el Anexo 10.4.

La depuradora propuesta se dimensiona de modo a cumplir en cada etapa con los parámetros propuestos en la Tabla 7.

Tabla 7: Parámetros de diseño de la E.D.A.R.I.

Parámetros	Entrada	Salida Tamizado	Salida Físico - Químico				Salida Biológico (límites)
			Red. mín.		Red. máx.		
Caudal (m ³ /d)	60						
Caudal medio (m ³ /h)	2,5						
pH	8,22						
DQO (mg/L)	16.700	16.700	5.000	70%	4.166	85%	25-125
DBO ₅ (mg/L)	10.000	10.000	3.000	70%	2.500	85%	10-40
MSS (mg/L)	9.500	9.000	1.800	80%	900	90%	5-60
Ac. y G. (mg/L)	10	9,5	1,9	80%	0,95	90%	2,6-15
NKT (mg/L)	200	200	160	20%	130	35%	15-40
PT (mg/L)	24	24	19,2	20%	15,6	35%	2-5

Los límites definidos cumplen con los requisitos legales de vertido a un receptor público común en España.

7.1 VOLUMEN DEL POZO DE BOMBEO

El dimensionamiento del pozo de bombeo se muestra en la Tabla 8.

Tabla 8: Dimensionamiento del pozo de bombeo

Parámetro	Resultado	Unidades
Caudal adoptado	$Q_{max} = 5$	m ³ /h
Número de arranques	4 x / h	-
Volumen	1,125	m³

Cabe destacar que el número de arranques de la bomba variará de acuerdo con lo que indica en sensor de nivel de agua a ser instalado dentro del pozo. El dimensionamiento ha sido tomado en base a una estimación media de número de arranques y caudales máximos, sin embargo, el funcionamiento de las bombas ocurrirá dependiendo del nivel de agua existente.

Debido a la inmersión de las bombas y elementos constructivos (volumen muerto), se sobredimensiona el volumen mínimo calculado y se estima un volumen necesario de:

Volumen del pozo..... 1,2 m³

La planta del pozo de bombeo será de geometría rectangular, con las siguientes dimensiones:

Longitud..... 1 m

Anchura 1 m

Altura..... 1,2 m

7.2 BOMBEO A TAMIZADO

Tras pasar por el pozo de bombeo, las aguas residuales son conducidas al proceso de tamizado vía bombas centrifugas. Las bombas son seleccionadas en función del caudal y pérdida de carga a ser enfrentada desde la salida del pozo de bombeo hasta el tamiz. Las tuberías de bombeo a instalar son seleccionadas con el diámetro apropiado a la velocidad estimada de circulación de agua dentro de los conductos.

La velocidad del agua residual dentro de las tuberías debe ser tal que no permita ni la sedimentación de sólidos, ni la disminución de la capacidad hidráulica. La consecuencia es la generación de malos olores, debido a un aumento de producción y concentración de ácido sulfhídrico, gas este que además puede afectar las tuberías por su capacidad corrosiva. Sin embargo, valores excesivamente altos de velocidad pueden provocar una pérdida de carga elevada y por tanto un gasto innecesario de potencia de impulsión del fluido.

En el caso de la red de residuales, la velocidad mínima de circulación del caudal de agua asociado generalmente es de 0,6 m/s, y la máxima de 3,5 m/s.

Las siguientes consideraciones han sido tomadas:

Caudal punta, Q..... 5 m³/h

Velocidad estimada, v..... 1,34 m/s

Diámetro de la tubería 36,3 mm

Se instalarán tuberías de PVC de Diámetro Nominal de 40 mm (DN40), tamaño adecuado al caudal y tipo de bombeo. Acorde a este diámetro se instalarán las válvulas que sean necesarias. Los cálculos están presentados en el Anexo 10.4.2.

El sistema de bombeo debe cumplir la diferencia de presión entre los puntos 1 y 2 enseñados en la Figura 23.

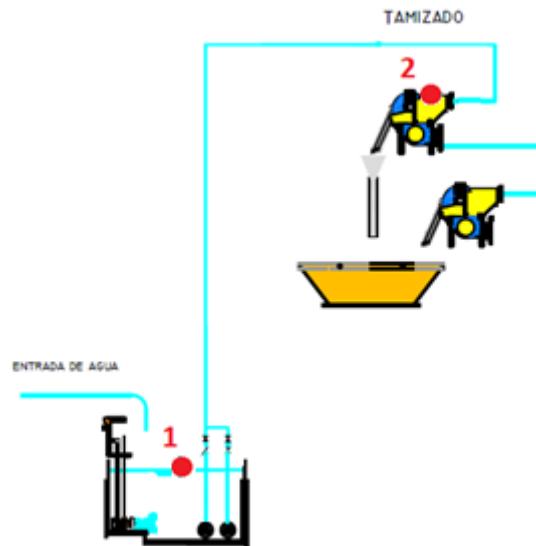


Figura 23: Presión manométrica del sistema de bombeo al tamizado

Considerando que la presión entre los puntos 1 y 2 son la atmosférica, $P_1 = P_2 = P_{atm}$, y que la velocidad en la superficie del tanque es nula $u_1 \approx 0$, se estima que la pérdida de carga entre los puntos se presenta en la Tabla 9.

Tabla 9: Presión manométrica hasta el sistema de tamizado

PRESIÓN MANOMÉTRICA		
Parámetro	Resultado	Unidades
Profundidad total de pozo, Z_1	1	m.c.a
Altura hasta la entrada a tamiz, Z_2	4	m.c.a
Pérdida de carga del tamiz	1,4	m.c.a
Pérdida de carga en tubería y accesorios, h_f	1,63	m.c.a
Presión Manométrica de bombeo	6.03	m.c.a

Por tanto, las bombas en régimen y funcionamiento de 1+1 en reserva deben cumplir individualmente con los siguientes requisitos de diseño:

Presión manométrica..... 6,03 m.c.a.
Potencia media del grupo de bombeo 0,13 kW

7.3 TAMIZADO

7.3.1 ELECCIÓN DEL EQUIPO

Los parámetros a tener en cuenta para el dimensionamiento del tamiz son fundamentalmente el caudal a tratar y el tamaño de las partículas a separar. Se dimensiona el equipo para atender las condiciones más extremas de trabajo, las cuales son:

- Horas laborales diarias del matadero de 8h
- Doble caudal de aportación de entrada

$$Caudal = \frac{\overbrace{60 \frac{m^3}{d} \times 2}^{\text{Caudal de entrada}}}{\underbrace{8 h/d}_{\text{Funcionamiento}}} = 15 \frac{m^3}{h}$$

Puesto que estos equipos se diseñan para caudales especificados sobre agua limpia, se considera como medida de seguridad que el tamiz sea capaz de soportar el doble de agua de caudal punta, por tanto 30 m³/h.

Caudal de diseño..... 30 m³/h

En el presente caso, se ha optado por una separación de sólidos en dos etapas, primeramente, con un tamiz de malla de mayor diámetro, para retención de sólidos voluminosos, y consecutivamente un de menor diámetro, para la contención de materiales finos.

Con estos datos se puede elegir el modelo de tamiz rotativo que más se adecue a las necesidades de diseño. Para la elección de modelo del tamiz se tomó como referencia el catálogo del fabricante TORO *Equipment*, marca DEFENDER (Tabla 10).

Tabla 10: Especificaciones técnicas Tamices Rotativos. Fuente: Toro *Equipment*

Gama 40 - Caudales Máximos Agua Limpia, m ³ /h (US gpm)									
Luz de Malla	Malla de Rejilla ▼▼, mm (in)						Malla Perforada Ø, mm (in)		
Modelo	0.15 (0.006)	0.25 (0.01)	0.50 (0.02)	0.75 (0.03)	1.00 (0.04)	2.00 (0.08)	1.00 (0.04)	2.00 (0.08)	3.00 (0.12)
TR 40/25	7 (30)	11 (47)	19 (83)	25 (110)	30 (132)	30 (132)	9 (38)	17 (74)	17 (74)
TR 40/50	14 (61)	21 (94)	36 (165)	50 (220)	60 (264)	60 (264)	18 (78)	35 (153)	35 (153)
TR 40/75	21 (91)	32 (141)	56 (248)	75 (331)	90 (397)	90 (397)	27 (118)	52 (231)	52 (231)

Gama 63 - Caudales Máximos Agua Limpia, m ³ /h (US gpm)									
Luz de Malla	Malla de Rejilla ▼▼, mm (in)						Malla Perforada Ø, mm (in)		
Modelo	0.15 (0.006)	0.25 (0.01)	0.50 (0.02)	0.75 (0.03)	1.00 (0.04)	2.00 (0.08)	1.00 (0.04)	2.00 (0.08)	3.00 (0.12)
TR 63/60	23 (101)	36 (159)	63 (278)	84 (370)	101 (444)	144 (635)	29 (129)	57 (252)	57 (252)
TR 63/90	35 (152)	54 (239)	95 (419)	127 (558)	152 (670)	217 (957)	44 (194)	86 (380)	86 (380)
TR 63/120	46 (203)	72 (319)	127 (558)	169 (744)	203 (892)	290 (1,276)	59 (259)	115 (507)	115 (507)
TR 63/150	58 (254)	91 (400)	159 (699)	212 (932)	254 (1,118)	363 (1,598)	74 (324)	144 (635)	144 (635)

Aunque los modelos *TR 40/50* y *TR 40/75* pudieran soportar volumétricamente el caudal punta de diseño, su elección presentaría un cierto riesgo de funcionamiento, debido a la alta cantidad de sólidos aportada en la línea de entrada.

Por tanto, el modelo **TR 63/60** sería mejor elegido para poder comportar con gran margen de seguridad tanto el volumen como la elevada carga de sólidos. El primer tamiz elegido tendrá malla perforada (para eliminar los sólidos) de 2mm de luz y el segundo malla de rejilla (para eliminar las grasas y los sólidos) de 0,50 mm de luz, según las recomendaciones del fabricante en el mismo catálogo.

Tabla 11: Recomendaciones del fabricante para selección del tipo de malla para tamices

Recomendaciones: ☺ Aconsejable ☹ Desaconsejable ☹ Indiferente

MALLA DE REJILLA ▼▼	MALLA PERFORADA Ø	SÓLIDOS
☹	☺	Escamas - Cuerpos gelatinosos
☹	☺	Film, plásticos...
☹	☺	Fibras largas - ej. cabellos, cerdas...
☹	☹	Grasas *
☹	☹	MSS
☹	☹	Arenas
☹	☹	Lavado de Lanás

7.4 HOMOGENEIZACIÓN

Se ha seleccionado un tiempo de retención hidráulico (THR) en el tanque de homogeneización de 2 días, lo que confiere al vertido un gran poder de dilución de la carga contaminante, así como aumento del rendimiento de los tratamientos posteriores. El volumen del tanque ha sido calculado conforme muestra la Tabla 12.

Tabla 12: Volumen del tanque de homogeneización

VOLUMEN DE HOMOGENEIZACIÓN		
Parámetro	Resultado	Unidades
Caudal	60	m ³ /d
TRH	2	d
Volumen	120	m³

Para mantener el tanque agitado, se proyecta una potencia de agitación de 20 W/m³.

$$Potencia\ mínima = 20 \frac{W}{m^3} \times 120\ m^3 = 2,4kW$$

Se selecciona un agitador de 4 kW, lo que cumple los requisitos de potencia mínima necesaria, y lo cual será posicionado lateralmente para facilitar las tareas de mantenimiento.

7.5 BOMBEO AL FLOTADOR

El diámetro de la tubería ha sido estimado considerando un caudal constante tras la homogeneización de 2,5 m³/h. Las consideraciones de partida son las siguientes:

<i>Caudal medio</i>	<i>2,5 m³/h</i>
<i>Velocidad estimada</i>	<i>1,34 m/s</i>
<i>Diámetro de la tubería</i>	<i>25,7 mm</i>

Se instalarán tuberías de PVC de diámetro nominal de 30 mm (DN30), cuyo tamaño demuestra ser adecuado al caudal y tipo de bombeo. Acorde a este diámetro se instalarán las válvulas adecuadas. Los cálculos están presentados en el Anexo 10.4.4.

El sistema de bombeo debe cumplir la diferencia de presión entre los puntos 3 y 4 enseñados en la Figura 24.

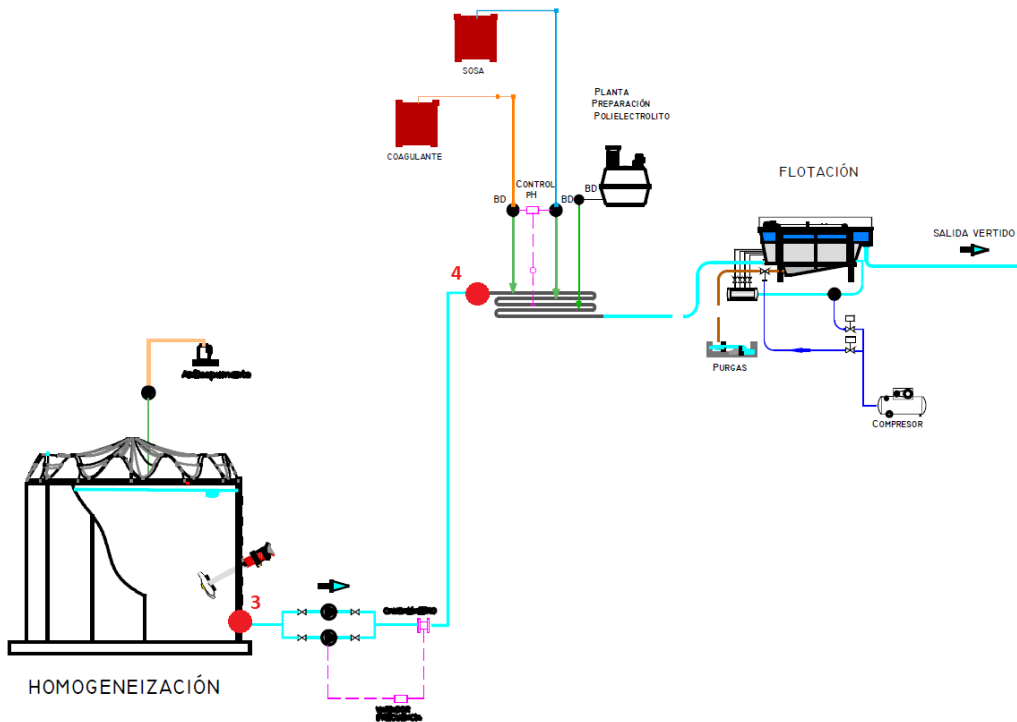


Figura 24: Presión manométrica del sistema de bombeo al flotador

La presión manométrica ha sido estimada a partir de las siguientes suposiciones:

- Velocidad en la tubería de salida del fondo del tanque de homogeneización y de la entrada del floculador como iguales
- Presión del punto 4 como atmosférica
- Pérdidas por fricción y conexiones despreciables
- Pérdidas de cargas del caudalímetro despreciables

Logo, el bombeo deberá satisfacer la diferencia de presión de 10,75 mca, según muestra la Tabla 13.

Tabla 13: Presión manométrica entre los sistemas de homogeneización y flotación

PRESIÓN MANOMÉTRICA A FLOTACIÓN		
Parámetro	Resultado	Unidades
Altura hasta floculador	4	m.c.a
Altura del tanque de homogeneización	4,5	m.c.a
Pérdida de carga del tubo floculador	0,27	m.c.a
Pérdida de carga en tubería y accesorios, <i>hf</i>	1,98	m.c.a
Presión Manométrica de bombeo	10,75	m.c.a

Por tanto, las bombas en régimen y funcionamiento de 1+1 en reserva deben cumplir individualmente con los siguientes requisitos de diseño:

Presión manométrica..... 10,75 m.c.a
Potencia media del grupo de bombeo 0,12 kW

7.6 FLOCULACIÓN

Previamente al proceso de flotación, la floculación es llevada a cabo en la línea de tuberías que conduce el agua vertida de la homogeneizado a la unidad DAF. Se adiciona en las tuberías los químicos necesarios (coagulante, floculante y sosa). Los reactivos químicos que deben ser añadidos al sistema y sus dosajes están especificados en la Tabla 14.

Tabla 14: Dosaje de químicos a adicionar en el flotador

DOSAJE DE QUÍMICOS				
Químico	Concentración	Densidad (g/mL)	Dosificación (ppm)	Caudal (L/día)
Coagulante	-	1,5	400	16
Sosa (NaOH)	50%	1,53	300	6
Floculante (polielectrolito)	-	1	10	0,6

7.7 FLOTACIÓN POR AIRE DISUELTO

Según los cálculos presentados en el Anexo 10.4.6, el equipo DAF opera bajo las siguientes especificaciones:

Superficie de flotación..... 3 m²
Suministro mínimo de aire..... 40 Nm³/h

Para la selección de los equipos flotadores, también se evaluó opciones a través del fabricante TORO. La elección de estos equipos tiene en cuenta parámetros de caudal y aporte de sólidos a la entrada del equipo. Los parámetros de entrada son:

Caudal de diseño..... 2,5 m³/h
Concentración de sólidos 9.000 mg/L
Carga de sólidos..... 22,5 kg/h

Tabla 15: Especificaciones técnicas de Flotadores

MODELO	Caudal	Anchura max. A (mm)	Altura máx. B (mm)	Longitud L (mm)	Potencia Total (kW)		Entrada Agua	Salida Agua	Salida fangos	Purga fondo	Consumo aire comprimido (NI/min) *	
FRC-2	2 m ³ /h	1.555	2.338+100	2.416	3,3		DN65	DN65	DN100	DN50	18	
FRC-5	5 m ³ /h	2.202	2.350+100	2.947	SCP-BPS	BALÓN	DN80	DN100	DN125	DN65	SCP-BPS	BALÓN
					4,5-7	3,9					36	28

MODELO	Caudal	Anchura max. A (mm)	Altura máx. B (mm)	Longitud L (mm)	Potencia Total (kW)		Entrada Agua	Salida Agua	Salida fangos	Purga fondo	Consumo aire comprimido (NI/min) *	
FRC-10	10 m ³ /h	2.509	2.902+100	4.201	SCP-BPS	BALÓN	DN100	DN125	DN125	DN65	SCP-BPS	BALÓN
					4,5-7	4,5					67	52
FRC-20	20 m ³ /h	3.224	2.880+100	5.735	SCP-BPS	BALÓN	DN100 DN150	DN150	DN150	DN80	SCP-BPS	BALÓN

El fabricante especifica que la carga de sólidos de diseño de los modelos FRC-2 y FRC-5 es hasta 3.000 ppm y para los demás hasta 5.000 ppm. La Tabla 16 presenta el aporte máximo de sólidos en kg/h de diseño de estos flotadores.

Tabla 16: Carga de sólidos máxima de diseño de flotadores

FLOTADORES FRC			
Sistema	Caudal de diseño (m ³ /h)	Carga de sólidos de diseño (mg/L)	Flujo de sólidos máximo de diseño (kg/h)
<i>Agua a tratar</i>	2,5	9.000	22,5
FRC 2	2	3.000	6
FRC 5	5	3.000	15
FRC 10	10	5.000	50

Conforme indica la Tabla 16, el agua residual contiene una carga de sólidos de 22,5 kg/h, tras haber ecualizado el caudal a 2,5 m³/h. Aunque el flotador FRC-5 fuera capaz de atender hidráulicamente los requisitos del agua residual, este modelo no soportaría el aporte del contenido sólido de entrada. Por tanto, el modelo **FRC-10** ha sido elegido como equipo de flotación de la presente E.D.A.R.I.

7.8 TRATAMIENTO BIOLÓGICO

En este apartado se presenta una comparativa del dimensionamiento de los dos esquemas biológicos de depuración: (1) Aerobio tradicional y (2) Anaerobio con Aerobio, los cuales ambos incluyen etapa anoxia. Todos los cálculos del dimensionamiento están detallados en el Anexo 10.4.6. Los diagramas de flujo simplificados de los esquemas planteados se muestran a continuación:

- Tratamiento aerobio de fangos activados, incluyendo etapa anóxica (Figura 25)

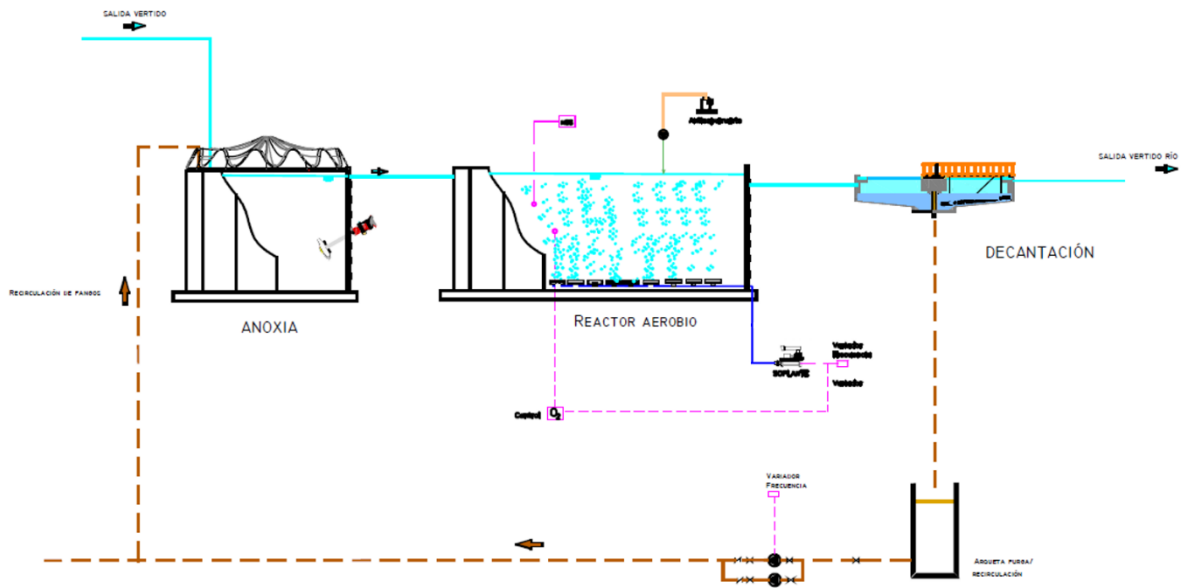


Figura 25: Opción 1: Tratamiento aerobio de fangos activados

- Tratamiento anaerobio y aerobio, incluyendo etapa anoxia (Figura 26)

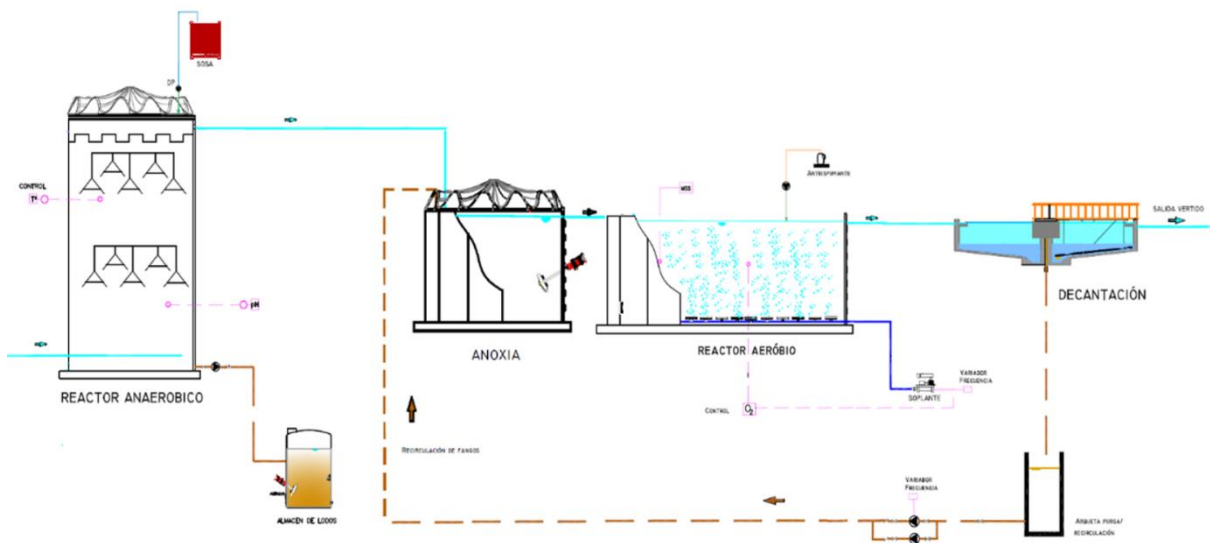


Figura 26: Opción 2: Tratamiento anaerobio y aerobio de fangos activados

7.8.1 TRATAMIENTO ANÓXICO Y AEROBIO

Los resultados de diseño del sistema biológico aerobio se muestran en la Tabla 17 a continuación. Los cálculos detallados del dimensionamiento están presentados en el Anexo 10.4.7.1.

Tabla 17: Dimensionamiento del tanque aerobio (opción 1)

Parámetro de control	Valor	Unidad
Tiempo de retención celular	8,65	días
Tiempo de retención hidráulico	5,73	días
Volumen aproximado	344	m ³
Carga volumétrica (CV)	0,5	kg _{DBO} /m ³ · día
Carga másica (F/M)	0,23	kg _{DBO} /kg _{MLVSS} · día
Aireación	5603	m ³ _{aire} /día
Nº difusores	40	Uds
Nº Soplantes	1	Ud
Producción de fangos	67	kg/d

El reactor aerobio tendrá las siguientes dimensiones:

<i>Altura útil</i>	4,5 m
<i>Diámetro</i>	9,8 m

El equipo de la empresa TORO Equipment que mejor corresponde a las especificaciones de diseño es un tanque de modelo WTank tipo **N14D10,1H5**, cuyas especificaciones técnicas están presentadas en el Anexo 10.9.

Tabla 18: Dimensionamiento del tanque anóxico (opción 1)

Parámetro de control	Valor	Unidad
Caudal recirculación interna	168	m ³ /día
Tiempo de retención hidráulico	1,43	días
Volumen aproximado	86	m ³
Concentración de la biomasa activa	1423	g/m ³

El tanque anóxico tendrá las siguientes dimensiones:

<i>Altura útil</i>	4,5 m
--------------------------	-------

Diámetro..... 4,9 m

El equipo de la empresa TORO Equipment que mejor corresponde a las especificaciones de diseño es un tanque de modelo WTank tipo **N7D5,2H5**, cuyas especificaciones técnicas están presentadas en el Anexo 10.9.

7.8.2 TRATAMIENTO ANAEROBIO, ANÓXICO Y AEROBIO

Los resultados de diseño del segundo sistema de depuración se muestran en la Tabla 19 a continuación. Los cálculos detallados del dimensionamiento están presentados en el Anexo 10.4.8.

Para la etapa anaerobia cabe destacar que:

- El sistema ha sido diseñado para cumplir un rendimiento de aproximadamente 80% de eliminación de DQO

Para la etapa aerobia cabe destacar que:

- Los datos de entrada han sido los de salida del sistema anaerobio con un pequeño margen de acrecimos para garantizar un buen funcionamiento en caso de fallos en el tratamiento anterior

Se proyecta un reactor UASB con el diseño presentado por la Tabla 19.

Tabla 19: Dimensionamiento del tanque anaerobio (opción 2)

Parámetro de control	Valor	Unidad
Tiempo de retención celular	57	días
Tiempo de retención hidráulico	0,5	días
Volumen aproximado	30	m ³
Carga másica (CV)	10	kg _{DBO} /kg _{MLVSS} · día
Carga volumétrica (F/M)	1	kg _{DBO} /m ³ · día
Calor requerido para elevar la temperatura de 20 a 35°C	900.000	kcal/día
Biogás producido	120	m ³ _{biogas} /día
Producción de fangos	5,1	kg/d

El reactor anaerobio tendrá las siguientes dimensiones:

Altura útil 6 m

Diámetro..... 2,5 m

El digester anaerobio UASB que mejor corresponde a las especificaciones de diseño es un del modelo Rotoplas, cuyas especificaciones técnicas están presentadas en el Anexo 10.9.

Tabla 20: Dimensionamiento del tanque aerobio (opción 2)

Parámetro de control	Valor	Unidad
Tiempo de retención celular	8,65	días
Tiempo de retención hidráulico	1,32	días
Volumen aproximado	80	m ³
Carga volumétrica (CV)	0,7	kg _{DBO} /m ³ · día
Carga másica (F/M)	0,3	kg _{DBO} /kg _{MLVSS} · día
Aireación	1765	m ³ _{aire} /día
Nº Difusores	13	Uds
Nº soplantes	1	Ud
Producción de fangos	20,4	kg/d

El reactor aerobio tendrá las siguientes dimensiones:

Altura útil 4,5 m

Diámetro..... 4,8 m

El equipo de la empresa TORO Equipment que mejor corresponde a las especificaciones de diseño es un tanque de modelo WTank tipo **N7D5,2H5**, cuyas especificaciones técnicas están presentadas en el Anexo 10.9.

Tabla 21: Dimensionamiento del tanque anóxico (opción 2)

Parámetro de control	Valor	Unidad
Caudal recirculación interna	141	m ³ /día
Tiempo de retención hidráulico	8	horas
Volumen aproximado	20	m ³
Concentración de la biomasa activa	1855	g/m ³

El tanque anóxico tendrá las siguientes dimensiones:

<i>Altura</i>	<i>1,5 m</i>
<i>Diámetro</i>	<i>4,1 m</i>

El equipo de la empresa TORO Equipment que mejor corresponde a las especificaciones de diseño es un tanque de modelo WTank tipo **N6D4,4H2**, cuyas especificaciones técnicas están presentadas en el Anexo 10.9.

7.8.3 COMPARATIVA DE LOS SISTEMAS BIOLÓGICOS

El proceso de depuración en el que combina las etapas anaerobia y aerobia requiere tiempos hidráulicos menores que los de la etapa aerobia exclusiva, lo que demuestra que el tratamiento, una vez ya puesto en marcha, puede ser realizado de manera más rápida.

Aunque la alternativa 2 de tratamiento combinado requiera uno tanque más, el espacio necesario del terreno para la instalación de los equipos es mayor en el caso de la alternativa 1. Sin embargo, este parámetro no puede ser un determinante para elección de uno de los tratamientos porque no se sabe si la instalación posee algún tipo de limitación física.

La temperatura es el factor operacional muy influyente en el correcto funcionamiento del sistema anaerobio. Los reactores anaerobios son mucho más sensibles a variaciones en la temperatura y requieren un control más preciso de esta, que debe mantenerse como óptima entorno a los 35°C, mientras que los reactores aerobios tienen más flexibilidad, y permiten trabajar desde 15°C hasta 30°C. El reactor anaerobio necesitará de un aislamiento térmico además de control de temperatura, con necesidad de instalar un intercambiador de calor para aumentar la temperatura hasta la óptima, mientras que en el aerobio no es necesario realizar dicho aislamiento térmico.

El biogás generado en el tratamiento anaerobio demuestra no ser suficiente ni para la generación de electricidad y/o calor mediante procesos de cogeneración, ni para el calentamiento del agua residual de 20°C a 35°C antes de la digestión. Esto demuestra que la quema del combustible por medio de una antorcha puede ser una elección adecuada.

Para la puesta en marcha de uno y otro tipo, es importante destacar que en un reactor aerobio es suficiente con 2 semanas para empezar a obtener resultados y con 2 meses de funcionamiento en régimen, el proceso es estable; mientras que para un reactor anaeróbico no solo es necesario mucho más tiempo para que el proceso sea estable, entorno a los 6 meses,

sino que además el control sobre él ha de ser mucho más riguroso y es necesario utilizar cepas de fangos provenientes de otros reactores anaeróbicos para su activación.

Sobre el consumo energético, es más notable el consumo necesario para la operación de planta de un sistema con reactor aerobio que para un sistema con reactor anaerobio. Es necesaria una aireación tres veces superior para gestionar el tanque biológico único que el tanque biológico tras el tratamiento anaerobio. Este factor es crucial a tener en cuenta en los futuros costes de funcionamiento de la planta.

En cuanto a la diferencia de producción de fango de un sistema frente al otro, la alternativa 1 en comparación con la alternativa 2 genera tres veces más fangos. Aunque la línea de fangos no esté incluida en el alcance del proyecto, la misma deberá ser considerada para valorar los futuros costes de gestión a tener en cuenta durante el funcionamiento de la planta, lo que implica considerar mayores gastos en caso de la elección del sistema aerobio exclusivo. Además, la instalación también deberá considerar la futura aplicación de la materia seca generada.

Debido al tipo de línea de proceso y tecnología que requiere un sistema y otro, la inversión inicial necesaria a realizar es muy superior en un sistema basado en de reactor anaerobio que en uno de reactor aerobio. Se estima que el precio del suministro de los equipos de la línea combinada es aproximadamente 37.000,00€ más caro que la línea aerobia exclusiva, conforme se evidencia en el Anexo 10.10. Es de fundamental importancia la realización de un estudio de viabilidad económica para averiguar el tiempo de amortiguación de la inversión inicial frente a los costes de funcionamiento a lo largo del tiempo.

Un factor importante a considerar es que, con la aplicación de un sistema anaeróbico para la depuración de las aguas residuales de vertido, no se puede garantizar la ausencia de olores en la planta. Otra medida que se debe tomar en la línea de depuración anaerobia en aquellos otros puntos susceptibles de generación de malos olores es instalar un sistema de tratamiento adecuado para evitar las posibles molestias que se pueden suceder.

La Tabla 22 Presenta una comparación de los factores de control de ambos procesos.

Tabla 22: Comparación entre las alternativas biológicas de depuración propuestas

Parámetros	Aerobio	Anaerobio + Aerobio
Dimensiones	Es necesario un solo tanque de gran volumen	Son necesarios dos tanques de capacidad media
Arranque	Muy rápido: en 2 semanas está en funcionamiento y en 2 meses está estable.	Muy lento y de alto control. Son necesarios 6 meses para alcanzar una estabilidad
Operación	Fácil de operar	Difícil de operar
Consumo de productos químicos	Antiespumante	FeCl ₃ para acidificación NaOH para control de pH
Consumo de energía	Alto	Mediano
Producción de lodo	Mediano	Pequeños
Costes de instalación	Medianos	Altos
Temperatura de operación	15-30° C. Es posible operar a temperatura ambiente	35° C. Es necesario instalar un sistema de aislamiento térmico y un intercambiador de calor.
Presupuesto estimado suministro de equipos	132.801,00 €	169.480,00 €

Por lo tanto, es necesario un estudio de viabilidad económica para averiguar el tiempo de inversión de los costes de entrada respecto a los de funcionamiento de la E.D.A.R.I. de ambas líneas. Los altos gastos necesarios para la aireación y menor coste de instalación de la línea 1 frente a los posibles ingresos desperdiciados con la quema del biogás y altos costes de instalación de la línea 2 no deja claro en esta etapa del proyecto cuál de las dos opciones de tratamiento biológico sería la más ventajosa financieramente. Además, hace falta estudios para analizar si sale rentable la instalación de equipos de generación calor a través del biogás producido con el fin de compensar parcialmente lo total demandado por el intercambiador de calor antes del tratamiento anaerobio.

En definitiva, ambas líneas son posibles de ser aplicadas para el diseño de la E.D.A.R.I., pues las dos van a generar vertido con parámetros de control por debajo de los niveles permitidos. Durante el funcionamiento, la opción más ventajosa, en términos medio ambientales, es la del tratamiento de etapas anaerobia y aerobia combinado, puesto que así se generan menos fangos y se necesita menor energía eléctrica para su funcionamiento. Cabe resaltar que es fundamental instalar un sistema de tratamiento de olores para que esta afirmación sea correcta. Sin embargo, en términos financieros no se puede afirmar todavía cuál sería la línea óptima.

7.8.4 SEDIMENTACIÓN

Para el dimensionamiento del tanque de sedimentación, se considera una carga superficial de decantación conservadora de 16 m³/m².día y una altura de sedimentación típica de 2m. Se

proyecta el tanque de sedimentación a partir de las dimensiones mínimas requeridas calculadas, cuyos resultados se presentan en la Tabla 23. Los cálculos detallados están presentados en el Anexo 10.7.

Tabla 23: Dimensionamiento del decantador secundario

Parámetro de control	Valor	Unidad
Área superficial	3,75	m ²
Altura establecida	2	m
Volumen mínimo	8	m ³
Carga superficial	16	m ³ /m ² · día
THR mínimo	3	horas

El equipo de la empresa TORO Equipment que mejor corresponde a las especificaciones de diseño es un tanque de modelo WTank tipo **N6D4,4H2**, cuyas especificaciones técnicas están presentadas en el Anexo 10.9.

7.9 LÍNEA DE FANGOS

El flujo de materia de la línea de aguas propone que los sólidos que no hayan sido retenidos en el tamiz se homogenicen con los fangos purgados y que luego sean tratados mediante el sistema de flotación. La corriente de entrada a la línea de fangos procede únicamente del flotador, según el flujo enseñado en la Figura 27.

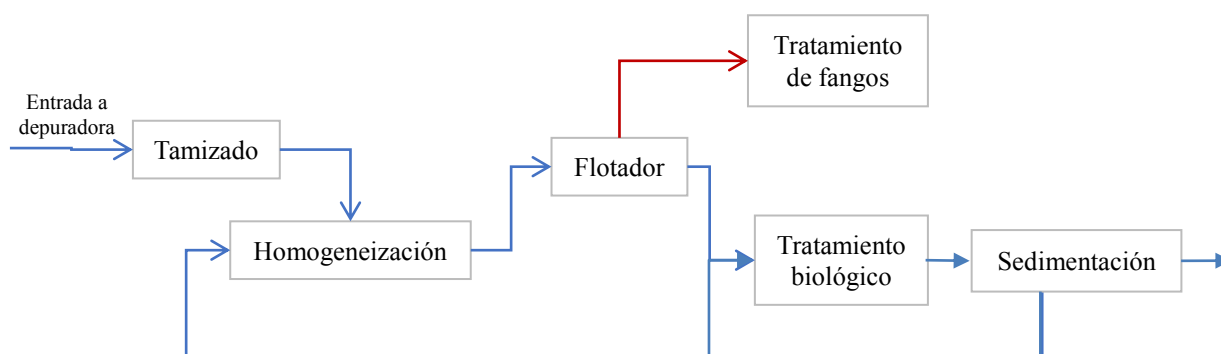


Figura 27: Diagrama de bloques general de la E.D.A.R.I.

El dimensionamiento del tratamiento de fangos considera un rendimiento máximo de eliminación de sólidos suspendidos de los equipos, como margen de seguridad. Los datos de partida para el dimensionamiento de la línea de fangos son los siguientes (cálculos presentados en el Anexo 10.7):

- Alternativa 1:

<i>Caudal</i>	<i>12 m³_{fangos}/día</i>
<i>Materia seca</i>	<i>594 kg/día</i>

- Alternativa 2:

<i>Caudal</i>	<i>3 m³_{fangos}/día</i>
<i>Materia seca</i>	<i>513 kg/día</i>

Se supone que el agua procedente de la deshidratación de fangos retorna a la depuradora, puesto que esta contiene productos químicos y demás contaminantes que todavía no puede ser vertida.

Una vez dimensionada todos los equipos, las Figuras 28 y 29 enseñan un esquema funcional de ambas líneas de depuración propuestas.

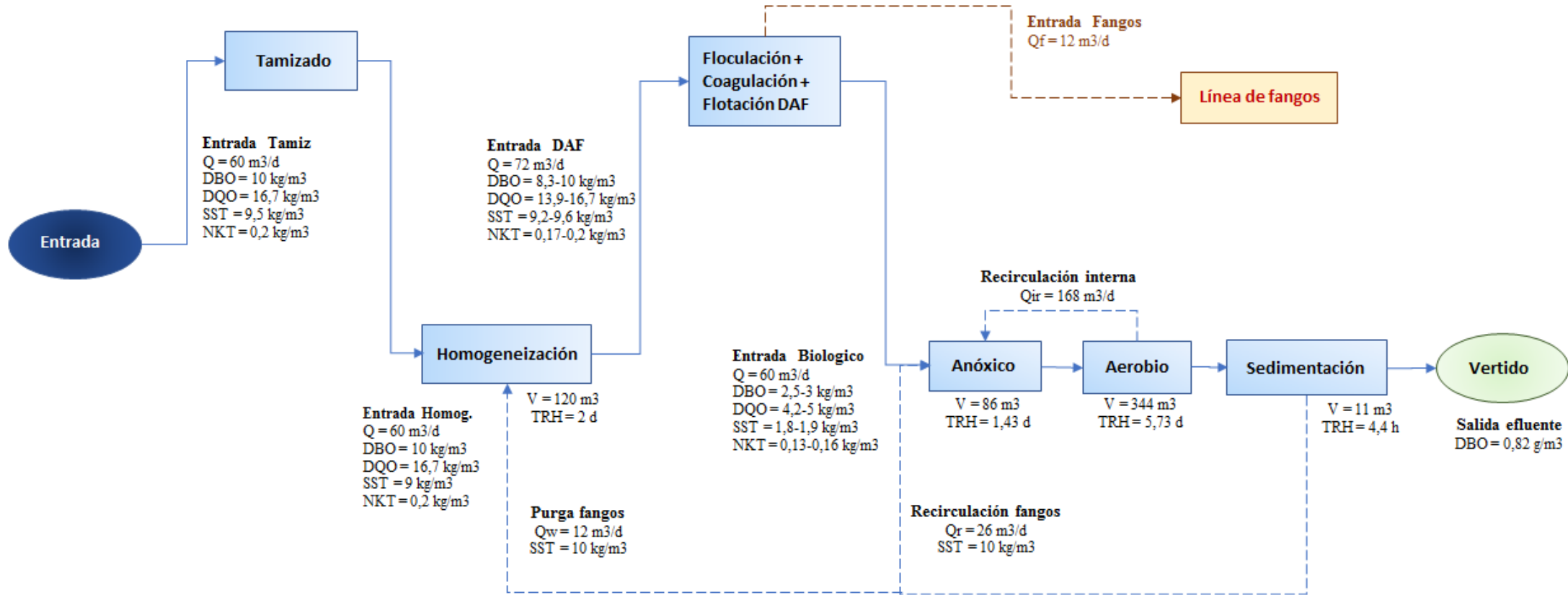


Figura 28: Esquema funcional de la depuradora (alternativa 1)

Diseño de una EDARI agropecuaria de 60 m³/d

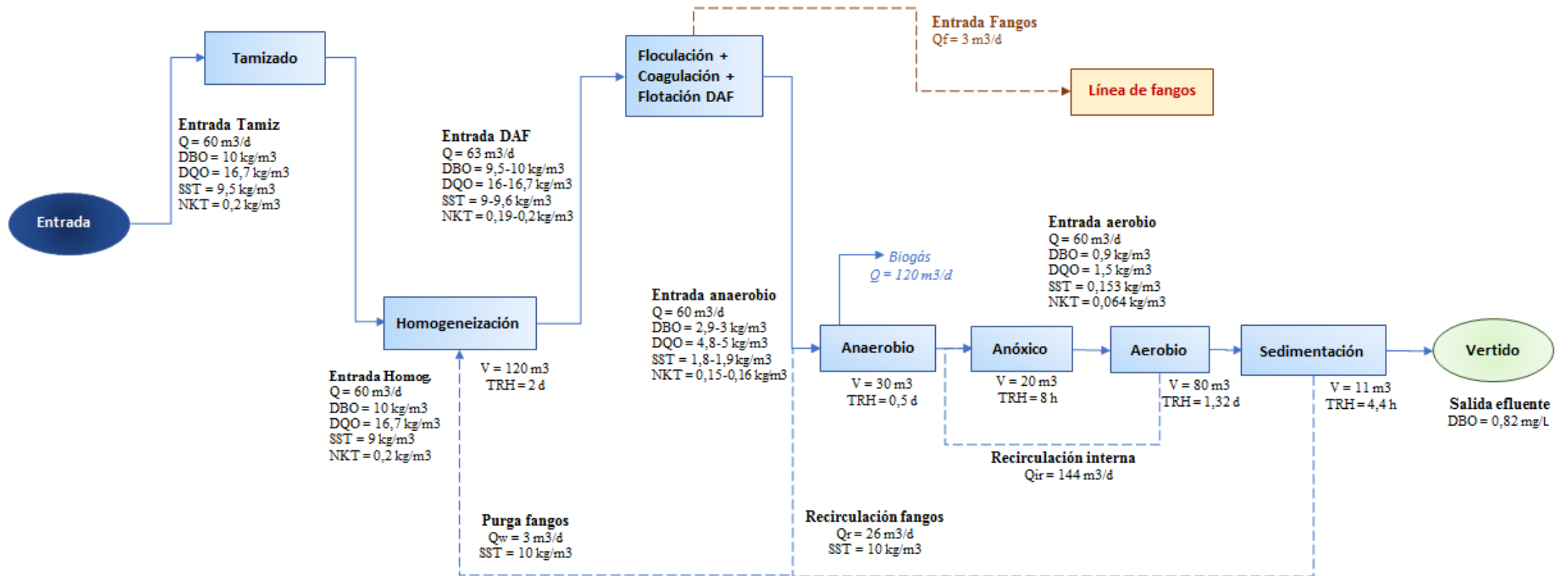


Figura 29: Esquema funcional de la depuradora (alternativa 2)

8. CONCLUSIONES

El dimensionamiento de las dos estaciones de tratamiento de aguas residuales demuestra que la implantación de ambas soluciones es viable y aplicable para el proyecto de depuración del matadero industrial, puesto que las dos alternativas cumplen con las exigencias legales en materia de vertido contaminantes permisibles.

Las operaciones unitarias han sido definidas con el objeto de eliminar la carga de sólidos, materia orgánica y nutrientes presentes en la corriente de entrada de la E.D.A.R.I. En la siguiente tabla se muestra un cuadro resumen donde se refleja los porcentajes de eliminación de la concentración de los contaminantes más significativos de las aguas residuales, según las etapas del proceso depurativo propuesto.

Tabla 24: Eliminación de contaminantes según las etapas de depuración

Parámetros	Entrada	Salida Tamizado		Salida Físico - Químico				Salida Biológico (límites)
		Rend. médio		Rend. mín.		Rend. máx.		
DQO (mg/L)	16.700	-	16.700	5.000	70%	4.166	85%	25-125
DBO₅ (mg/L)	10.000	-	10.000	3.000	70%	2.500	85%	10-40
MSS (mg/L)	9.500	5%	9.000	1.800	80%	900	90%	5-60
Ac. y G. (mg/L)	10	5%	9,5	1,9	80%	0,95	90%	2,6-15
NKT (mg/L)	200	-	200	160	20%	130	35%	15-40
PT (mg/L)	24	-	24	19,2	20%	15,6	35%	2-5

Para lograr con los objetivos definidos de depuración, las operaciones unitarias definidas consistieron en etapas similares de tamizado, homogeneización y un tratamiento fisicoquímico de coagulación, floculación y flotación. Por los altos niveles todavía existentes, se estudió la posibilidad de tratamientos secundarios distintos, uno siendo un proceso aerobio y el otro un proceso anaerobio seguido de un proceso aerobio.

El análisis de los dos posibles tratamientos secundarios refleja ventajas e inconvenientes importantes a tener en cuenta, los cuales deben ser estudiados con el fin de definir cuál opción es la más adecuada. La Tabla 25 presenta los principales aspectos estimados en el presente trabajo.

Tabla 25: Comparativa entre las alternativas de depuración

Parámetro	Alternativa 1	Alternativa 2
Dimensiones	6 operaciones unitarias necesarias. Mayor área de terreno requerida en la etapa secundaria	7 operaciones unitarias necesarias. Menor área de terreno requerida en la etapa secundaria
Producción de fangos aproximada	67 kg/d. Mayor gasto con la instalación de una línea de tratamiento de fangos	26 kg/d. Menor gasto con la instalación de una línea de tratamiento de fangos
Demanda de aire	5603 m ³ _{aire} /día. Mayor demanda energética para aireación	1765 m ³ _{aire} /día. Menor demanda energética para aireación
Operación	Fácil operación. Rápido arranque. Menor exigencia de control. Menor susceptibilidad a generación de malos olores	Difícil operación. Arranque difícil y tardío. Mayor exigencia de control. Necesaria la instalación de una línea de intercambio de calor y aprovechamiento de biogás. Mayor susceptibilidad a generación de malos olores
Presupuesto estimado de suministro de equipos	132.801,00 €	169.480,00 €

Se verifica que el sistema de tratamiento anaerobio seguido del aerobio representa ser la opción en términos medio ambientales más apropiada porque requiere menor cantidad de energía debido a su menor necesidad de aireación y genera menor cantidad de fangos, que consecuentemente facilita el tratamiento futuro de los mismos, además de requerir menor área superficial de terreno de la instalación.

No obstante, no se puede afirmar con exactitud cuál alternativa sale más rentable. La opción anaerobia combinada con la aerobia requiere la implementación de un sistema de intercambio de calor para elevar la temperatura del agua residual de 20°C a la temperatura de operación de 35°C, además de un sistema de aislamiento térmico. También es necesario implantar una línea de gestión del biogás generado, que en este caso será a través de su total quema en una antorcha. La producción diaria no genera ni calor suficiente para su aprovechamiento energético, ni para el calentamiento del agua residual. Además, es imprescindible gestionar los malos olores generados, que son más evidentes en esta opción de tratamiento.

En contrapartida, la línea aerobia presenta una opción más viable en términos operacionales, ya que presenta un rápido arranque de proceso, es de fácil gestión y opera en rango de temperatura relativamente más amplio. Adicionalmente, presenta un presupuesto de instalación de equipos mucho más en cuenta que la línea anaerobia.

Como sugerencia de trabajo futuro, es de fundamental importancia la realización de un estudio de viabilidad económica con el objeto de analizar el tiempo de amortiguación de la inversión de instalación de cada alternativa frente a los costes de funcionamiento. De esa manera, se podrá averiguar más detalladamente cuál es la opción más adecuada a ser implementada en el diseño de la presente E.D.A.R.I.

9. REFERENCIAS

Degrémont (1979). Manual técnico del agua. Cuarta edición. Bilbao, España.

Ramalho, R.S. (2009). Tratamiento de aguas residuales. Editorial Reverté, S.A. Quebec, Canadá.

Metcalf & Eddy (1995). Ingeniería De Aguas Residuales. Tratamiento, Vertido Y Reutilización. Tercera edición. Mcgraw Hill Editorial. Madrid, España.

Broch, S (2007). Operation and control of SBR processes for enhanced biological nutrient removal from wastewater. Universitat de Girona - PhD Thesis.

Ronzano, E. (2002). Tratamiento biológico de las aguas residuales. Madrid, España

Agencia Andaluza de la Energía (2011). Estudio básico del biogás. Consejería de economía, innovación y ciencia. Junta de Andalucía.

Terán Díaz C. R. (2006). Vertidos industriales: los reactores biológicos de membranas (RBM) y la industria de la alimentación y bebidas. Empresa Municipal de Abastecimiento y Saneamiento de Aguas de Sevilla (EMASESA). Sevilla, España. Segundo Diálogo Internacional Crisis Mundial del Agua

Veall, F. (1993). Estructura y funcionamiento de mataderos medianos en países en desarrollo. Organización de las naciones unidas para la agricultura y la alimentación.

AEMA, (2014). Bioreactor de Membranas para aguas industriales la solución cuando no tienes espacio y necesitas más capacidad en tu depuradora. Aguas industriales.

Fuente web:

<http://aguasindustriales.es/bioreactor-de-membranas-para-aguas-industriales-la-solucion-cuando-tienes-espacio-y-necesitas-mas-capacidad-en-tu-depuradora/>

AEMA, (2015). Ventajas y desventajas de los reactores biológicos secuenciales (SBR). Aguas industriales.

Fuente web:

<http://aguasindustriales.es/ventajas-y-desventajas-de-los-reactores-biologicos-secuenciales-sbr/>

Fernández-Alba, A., et al. (2006). Tratamientos avanzados de aguas residuales industriales. Informe de vigilancia tecnológica. Confederación empresarial de Madrid (CEOE).

Diseño de una EDARI agropecuaria de 60 m³/d

Lopetegui, J. y Trouvé, E. (2004). Criterios técnico-económicos para la implantación de la tecnología de bioreactores de membrana. *Tecnología del agua*. Año n° 24, n° 253, págs. 62-69.

D.I. Massé y L. Masse (2000). Characterization of wastewater from hog slaughterhouses in Eastern Canada and evaluation of their in-plant wastewater treatment systems. *Canadian agricultural engineering*. Vol. 42, No. 3. Lennoxville, QC, Canada

Miguel, A., Hoekstra A.Y. y Calvo, E.G. (2015). Sustainability of the water footprint of the Spanish pork industry. Elsevier Ltd. *Ecological Indicators* 57 (2015) 465–474

Lim, S.J. (2008). Swine wastewater treatment by the static granular bed reactor. *Retrospective Theses and Dissertations*. 15314.

United States Department of Agriculture (2018). *Livestock and Poultry: World Markets and Trade*. Foreign Agricultural Service

Valverde, C. (2017). Record year for Spanish swine and cattle production. Departamento de Agricultura de los Estados Unidos (USDA Foreign Agricultural Services). Global Agricultural Information Network

Food&Water Europe (2017). Spain, towards a pig factory farm nation?

Interporc Spain (2018). Sector porcino español: liderazgo, sostenibilidad, compromiso social.

Fuente web:

<https://interporc.com/2018/02/07/sector-porcino-espanol-liderazgo-sostenibilidad-compromiso-social/>

MAPAMA (2015). Caracterización del sector porcino español 2015. Subdirección General de Productos Ganaderos, Dirección General de Producciones y Mercados Agrarios.

MAPAMA (2018). Informe trimestral indicadores de porcino. Subdirección General de Productos Ganaderos, Dirección General de Producciones y Mercados Agrarios.

Escuela Organización Industrial (EOI), (2008). *Vertidos de Mataderos e Industrias Cárnicas*. Sevilla, España.

Oliveira, R. A. y Santana, A.M. (2011). Tratamento de águas residuárias de suinocultura em reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) em dois estágios seguidos de reator operado em batelada sequencial (RBS). *Eng. Agríc., Jaboticabal*, v.31, n.1, p.178-192

Muñoz, D. (2005). Sistema de tratamiento de aguas residuales de matadero: para una población menor 2000 habitantes. Facultad de ciencias agropecuarias. Vol 3, N°1.

Rodrigues, L.S., et al, (2009). Avaliação de desempenho de reator UASB no tratamento de águas residuárias de suinocultura. Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental. v.14, n.1, p.94–100, 2010

Campos, C.M.M et al, (2006). Desenvolvimento e operação de reator anaeróbico de manta de lodo (uasb) no tratamento dos efluentes da suinocultura em escala laboratorial. Ciênc. agrotec., Lavras, v. 30, n. 1, p. 140-147

GMTD, 2005. Guía de Mejores Técnicas Disponibles en España del Sector Cárnico. Ministerio de Agricultura, Pesca y Alimentación (MAPAMA).

Bustillo-Lecompte, C. y Mehrvar, M. (2017). Slaughterhouse Wastewater: Treatment, Management and Resource Recovery. Intech. Chapter 8. Ryerson University, Toronto, Canada

Pérez, J.A.P, (2009). Olores en instalaciones de depuración de aguas residuales. Canal de Isabel II. Jornada Control y Solución a la Contaminación Ambiental por Olores

El independiente (2007). El secreto del éxito de la industria porcina española: más cerdos en menos espacio.

Fuente web:

<https://www.elindependiente.com/economia/2017/04/17/el-secreto-del-exito-de-la-industria-porcina-espanola-mas-cerdos-en-menos-espacio/>

Navajas, R.L., (2015). Diseño de un sistema de tratamiento de aguas en una industria cárnica. Universidad Carlos III de Madrid. Departamento de Ciencia e Ingeniería de Materiales e Ingeniería Química.

Australian Pork Limited (2015). Piggery Manure and Effluent Management and Reuse Guidelines. FSA consulting. APL Project N° 2012/1028

Aguas de Valladolid (2014). Características Físico - Químicas del agua de EDAR Valladolid.

Fuente web:

http://www.aguasdevalladolid.com/DOC/Caracteristicas_Fisico_2011-14.pdf

Chernicharo, C. (2007). Anaerobic Reactors. Biological Wastewater Treatment Series. VOLUME FOUR. IWA Publishing. London.

10. ANEXOS

10.1 DIAGRAMA DE FLUJO: OPCIÓN 1

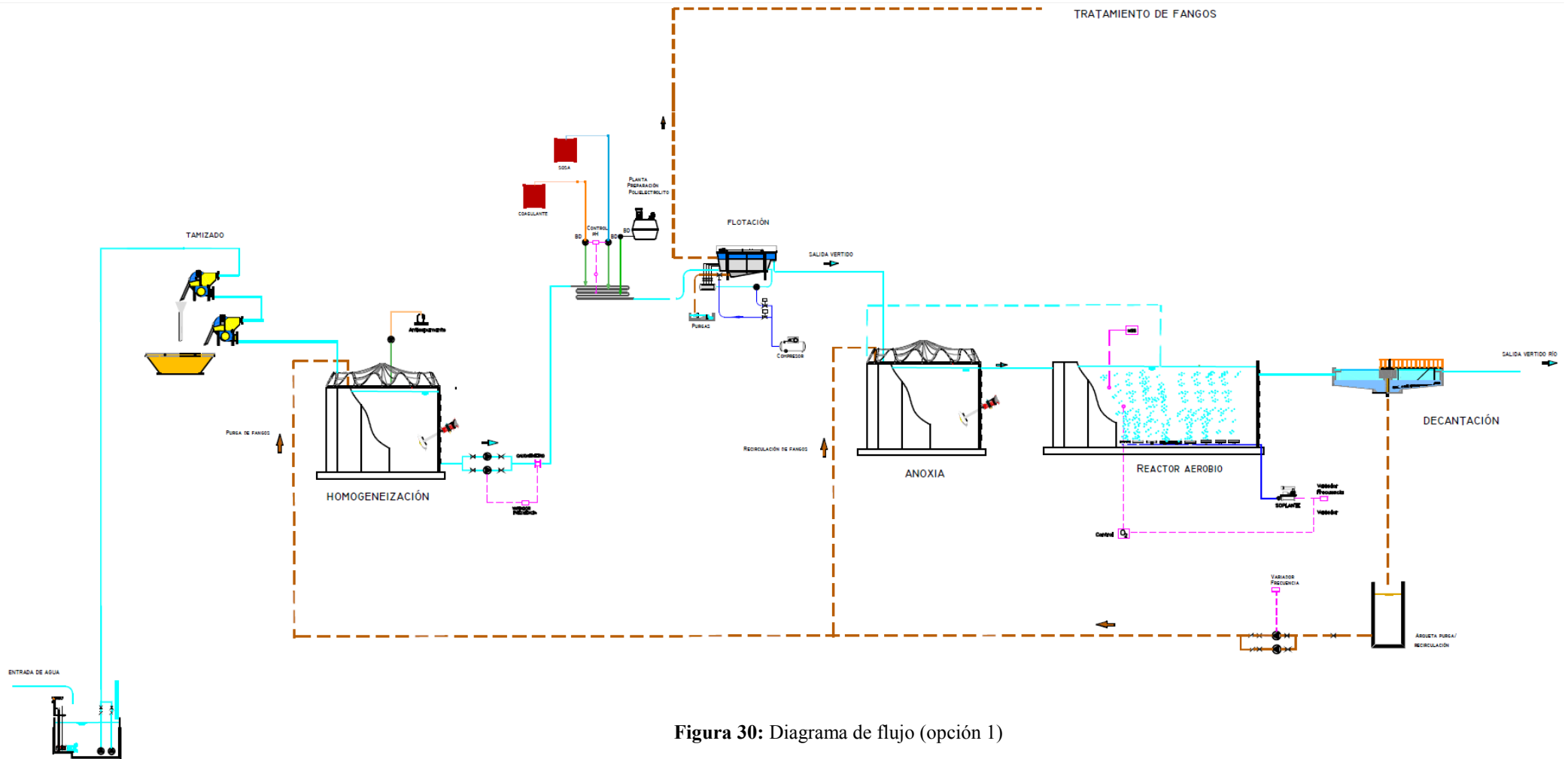


Figura 30: Diagrama de flujo (opción 1)

10.2 DIAGRAMA DE FLUJO: OPCIÓN 2

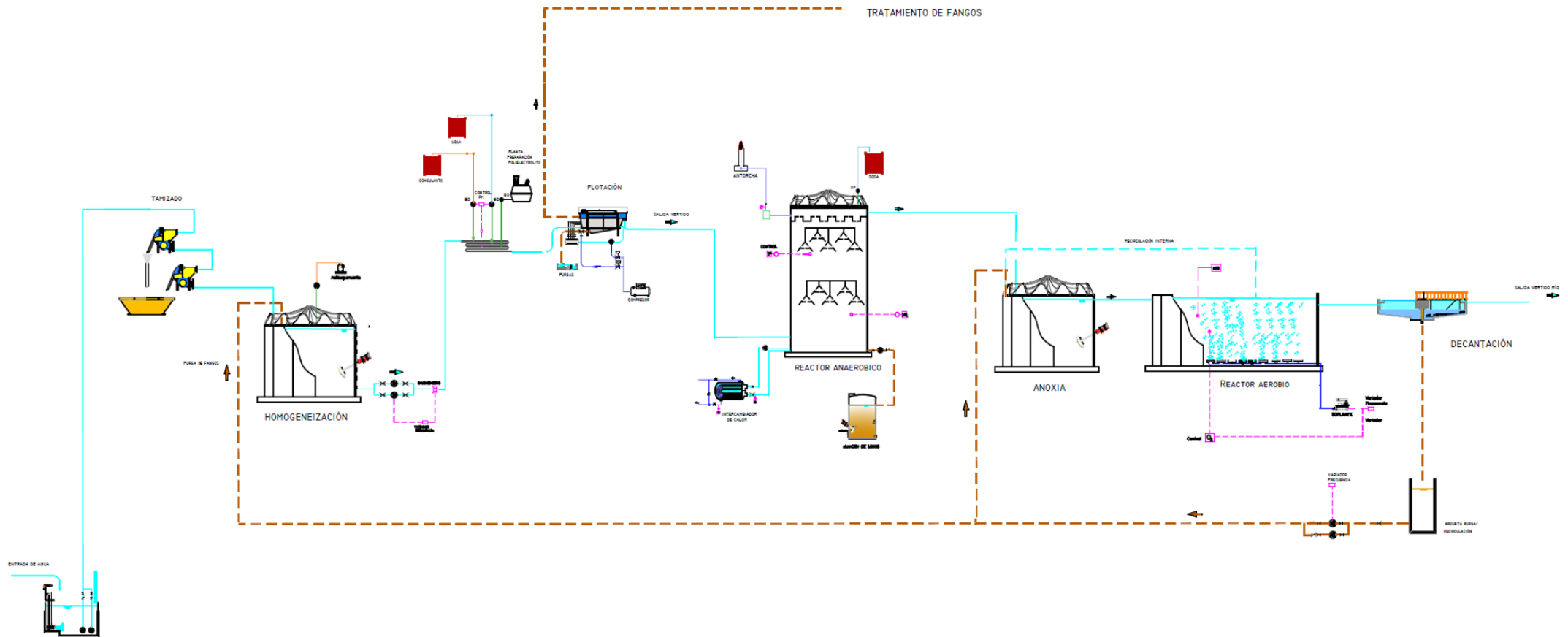


Figura 31: Diagrama de flujo (opción 2)

10.3 FUNDAMENTOS TEÓRICOS PARA EL DIMENSIONAMIENTO

En este apartado se presentan las bases de cálculos tomadas para el diseño de las dos opciones de plantas depuradoras.

10.3.1 POZO DE BOMBEO

Los datos de base para la definición del pozo son el caudal de diseño y la frecuencia de arranque de las bombas. Para evitar la sobrecarga térmica de los motores, los grupos no se deben arrancar demasiado a menudo dentro de un intervalo de tiempo. Como la selección de las bombas está orientada a trasegar el máximo caudal afluente y éste está sujeto a oscilaciones a lo largo del día, se debe disponer en el pozo de bombeo de un volumen de almacenamiento (volumen útil) mínimo para evitar un arranque demasiado frecuente de las bombas.

El volumen total del pozo de bombeo es la suma del volumen útil y el volumen muerto. La expresión que proporciona la capacidad mínima útil de la arqueta de bombeo viene dada por la ecuación que se refleja a continuación:

$$V = \frac{0,9 \times Q_{max}}{N_{arranque}}$$

10.3.2 PERDIDA DE CARGA EN TUBERÍAS

La carga total de una partícula puede ser estimada como la contribución de la presión, la energía potencial (respecto a un referencial establecido) y la energía cinética en un determinado punto. La diferencia de carga entre dos puntos distintos, en la ausencia de fricción, puede ser calculada como:

$$\frac{P_1}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} + Z_1 + hp = \frac{P_2}{\rho g} + \frac{u_2^2}{2g} + Z_2 + hf$$

Donde:

- hp : Pérdida de carga de la bomba
- hf : Pérdida de carga por fricción
- P_1 : Presión en el punto 1
- P_2 : Presión en el punto 2
- u_1 : Velocidad del fluido en el punto 1
- u_2 : Velocidad del fluido en el punto 2
- Z_1 : Altura en el punto 1
- Z_2 : Altura en el punto 2

Se estima la pérdida de carga por fricción a través de la ecuación de Darcy-Weisbach:

$$hf = f \left(\frac{L + L_{eq}}{d} \right) \frac{u^2}{2g}$$

Donde:

- u : Velocidad a la que circula el agua en la tubería (m/s)
- L : Longitud de la tubería (m)
- g : Aceleración de la gravedad (m/s²)
- d : diámetro de la tubería (m)
- L_{eq} : Longitud equivalente (m), calculada en función de la cantidad de accesorios
- f : factor de fricción (adimensional)

El factor de fricción depende del número de Reynolds:

$$Re = \frac{d \times u \times \rho}{\mu}$$

Donde:

- ρ : densidad del fluido (1180 kg/m³)
- μ : viscosidad del fluido (0,0012 kg/m/s)
- $Re < 2000$, régimen laminar. $Re > 4000$, régimen turbulento.

Para tuberías lisas ($2500 < Re < 10^5$), el factor de fricción puede ser estimado conforme enseña la ecuación de Blasius:

$$f = 0,3168 \times Re^{-0,25}$$

10.3.3 POTENCIA DE LOS EQUIPOS DE BOMBEO

La expresión que proporciona la potencia de los grupos de bombeo viene dada por la ecuación a continuación:

$$Pot = \frac{c W Q H}{75 \eta}$$

Donde:

- Pot : potencia absorbida en C.V.
- c : coeficiente igual a 1,25 para aguas residuales.
- W : peso específico del líquido
- H : carga total o altura manométrica en metros.

- Q : caudal a elevar, en L/s
- η : rendimiento de la bomba

La altura manométrica se consigue teniendo en cuenta tanto el desnivel geométrico existente, como las pérdidas de carga en la tubería.

10.3.4 DEMANDA DE AIRE DEL EQUIPO DE FLOTACIÓN POR AIRE DISUELTO

La eficacia del sistema DAF depende de la relación entre el volumen de aire incorporado y la masa de sólidos a flotar. La cantidad de aire incorporada debe ser la justa para evitar consumos innecesarios. La cantidad de aire incorporada para un sistema con recirculación puede ser estimada según muestra la siguiente ecuación:

$$\text{Consumo de aire } \left(\frac{kg}{h}\right) = Q_R \left(\frac{m^3}{h}\right) \times S_{\text{aire-agua}} \left(\frac{g}{L}\right) \times P(\text{atm})$$

Donde:

- Q_R = Caudal del líquido en recirculación en el equipo DAF (m³/h)
- $S_{\text{aire-agua}}$ = Solubilidad del aire en agua a 20°C y 1 bar. Este valor corresponde a 24,3 g/L (L.K. Wang, et al)
- P = Presión de trabajo aplicada en al líquido recirculado el calderín del flotador (kg/cm²). La fase líquida se somete a una presurización para alcanzar una presión de funcionamiento oscila entre 2 y 5 kg/cm² en presencia de aire para conseguir saturar las fases. Según el fabricante, el calderín del equipo opera a 4 kg/cm².

10.3.5 TRATAMIENTO BIOLÓGICO AEROBIO DE FANGOS ACTIVADOS PARA ELIMINACIÓN DE LA MATERIA ORGÁNICA Y NITRIFICACIÓN

Este apartado tiene como objeto presentar las bases del dimensionamiento de sistemas de fangos activados para la eliminación de la materia orgánica y nitrificación. Para el dimensionamiento del reactor aerobio, es fundamental conocer los principales parámetros de diseño, que serán estimados a través del seguimiento de cálculo propuesto por Metcalf & Eddy, 1995.

➤ Parámetros biocinéticos

Para dar inicio al dimensionamiento, es necesario definir algunos de los parámetros biocinéticos de control de los microorganismos heterótrofos y nitrificantes. Las Tablas 26 y 27 Presentan estos valores a temperaturas de 20°C.

Tabla 26: Parámetros biocinéticos de los microorganismos heterótrofos a 20°C

Parámetro	Valor típico	Unidad	Definición
μ_m	6	g VSS / g VSS.d	Velocidad máxima de crecimiento
K_S	20	g bDQO/m ³	Constante de velocidad
Y	0,4	g VSS / gbDQO	Rendimiento celular
k_d	0,12	g VSS / g VSS.d	Coefficiente de decaimiento celular
f_d	0,15	-	

Tabla 27: Parámetros biocinéticos de los microorganismos nitrificantes a 20°C

Parámetro	Valor típico	Unidad	Definición
μ_{mn}	0,75	g VSS / g VSS.d	Tasa de crecimiento específico máximo de las bacterias nitrificantes
K_N	0,74	g N-NH ₄ ⁺ /m ³	Constante de velocidad
Y _n	0,12	g VSS / g N-NH ₄ ⁺	Rendimiento celular
k_{dn}	0,08	g VSS / g VSS.d	Coefficiente de decaimiento endógeno para microorganismos nitrificantes
K_O	0,5	g/m ³	Constante de velocidad

➤ Tiempo de retención celular

La tasa de nitrificación controlará el diseño del sistema porque los microorganismos nitrificantes crecen más lentamente que los heterótrofos. La tasa específica de crecimiento para los microorganismos nitrificantes μ_n se determina por:

$$\mu_n = \left(\frac{\mu_{mn} N_{NH_4^+}}{K_N + N_{NH_4^+}} \right) \left(\frac{OD}{K_O + OD} \right) - k_{dn}$$

Donde:

- $N_{NH_4^+}$: Concentración de N – NH₄⁺ en el efluente, a la salida de la depuradora, **fijado a 0,5mg/L**
- OD : Oxígeno disuelto en la balsa

El tiempo de retención celular teórico y de diseño se determina a través de las siguientes ecuaciones:

$$SRT \text{ teórico} = 1/\mu_n$$

$$SRT \text{ diseño} = \text{factor de seguridad} \times SRT \text{ teórico}$$

➤ Producción de biomasa

La producción de biomasa se estima teniendo en cuenta el crecimiento de la biomasa

heterótrofa, la formación de cadáveres celulares del decaimiento celular y la biomasa de las bacterias nitrificantes.

$$P_{x,bio} = \underbrace{\frac{QY(S_0 - S)}{1 + k_d SRT}}_{\text{biomasa heterótrofa}} + \underbrace{\frac{f_d k_d QY(S_0 - S)SRT}{1 + k_d SRT}}_{\text{decaimiento celular}} + \underbrace{\frac{QY_N(NO_3^-)}{1 + k_{nd}SRT}}_{\text{biomasa nitrificante}}$$

Donde:

- (NO_3^-) : Concentración de $N - NH_4^+$ en la corriente de entrada, que se puede asumir como 80% de la concentración de NKT que entra al sistema
- $S_0 = bDQO = 1,6 \times DBO$: Concentración de DQO biodegradable
- S : Concentración de materia orgánica en el efluente

$$S = \frac{K_s(1 + k_d SRT)}{SRT(\mu_m - k_d) - 1}$$

La cantidad de sólidos solubles volátiles que se produce en la balsa de aireación se calcula añadiendo el término de los VSS no biodegradables que contiene el afluente a la expresión de $P_{x,bio}$.

$$P_{x,VSS} = \underbrace{\frac{QY(S_0 - S)}{1 + k_d SRT}}_{\text{biomasa heterótrofa}} + \underbrace{\frac{f_d k_d QY(S_0 - S)SRT}{1 + k_d SRT}}_{\text{decaimiento celular}} + \underbrace{\frac{QY_N(NO_3^-)}{1 + k_{nd}SRT}}_{\text{biomasa nitrificante}} + \underbrace{\frac{Q nbVSS}{1}}_{\text{Sólidos no biod. en el efluente}}$$

Donde:

$$nbVSS = \left(1 - \frac{bpDQO}{pDQO}\right) VSS$$

$$\frac{bpDQO}{pDQO} = \frac{\left(\frac{bDQO}{DBO}\right) \times (DBO - sDBO)}{DQO - sDQO}$$

La masa total de sólidos en la balsa contempla los sólidos solubles totales y no solo los volátiles. Sólidos inorgánicos contribuyen con el término de producción de sólidos y deben ser considerados en la ecuación. La ecuación de $P_{x,bio}$ contiene sólidos inorgánicos y los sólidos volátiles corresponden a 85% de la fracción total de biomasa. La producción total de sólidos en términos de TSS se calcula por:

$$P_{x,TSS} = \frac{P_{x,bio}}{0,85} + Q nbVSS + Q(TSS_0 - VSS_0)$$

➤ Volumen de la balsa de aireación y tiempo de retención hidráulico

El volumen necesario del reactor para la eliminación de la materia orgánica y nitrificación puede ser estimado tras la identificación de la cantidad de sólidos producidos, a través de la siguiente ecuación:

$$X_{TSS} V = P_{MLSS} SRT$$

Donde:

- $P_{MLSS} = P_{x,TSS}$: Sólidos totales producidos
- X_{TSS} : Concentración de sólidos en la balsa de aireación

Una vez estimado el volumen de la balsa, el tiempo de retención hidráulico se calcula por:

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

➤ Parámetros de control

Los parámetros de carga volumétrica CV y la relación de alimentos para microorganismos $\frac{F}{M}$ son determinados como se muestra a continuación:

$$CV = \frac{DQO_{in}Q}{V}$$

$$\frac{F}{M} = \frac{DQO_{in}Q}{VX}$$

➤ Cantidad de $N - NH_4^+$ disponible para nitrificación

Se supone que el NKT que no se convierte a biomasa es transformado todo a $N - NH_4^+$. El $N - NH_4^+$ disponible para nitrificación es estimado a través de la diferencia entre el NKT que había en la corriente de entrada, lo que sale y lo que se convierte en biomasa (heterótrofa y autótrofa). Se estima que 12% del peso de la biomasa heterótrofa formada contiene nitrógeno y que a salida de la depuradora la concentración de $N - NH_4^+$ es 0,5mg/L. Entonces, usando un balance de masa, se tiene que:

$$NO_x = NKT_{in} - N_{NH_4^+} - 0,12P_{x,bio}/Q$$

➤ Consumo de oxígeno

Además de conocer la producción de MLVSS, es imprescindible conocer la necesidad de oxígeno para diseñar los reactores biológicos aerobios. La demanda total de oxígeno incluye el oxígeno requerido para la eliminación de la materia carbonácea, para la nitrificación

$$\text{Demanda total de oxígeno} = Q (S_0 - S) - \underbrace{1,42P_{x,bio}}_{\substack{\text{ahorro de } O_2 \\ \text{procedente de la} \\ \text{biomasa no oxidada}}} + 4,33QNO_x$$

➤ Aireación por difusores de burbujas finas

El flujo de aire necesario en un sistema de aireación por difusores de burbujas finas puede ser determinado a través de la siguiente ecuación:

$$\text{Flujo de aire} = \frac{SOTR}{\varepsilon \times kg O_2/m^3 \text{aire}}$$

Donde:

- SOTR = Coeficiente de transferencia de oxígeno en condiciones normales (agua limpia, 20°C, 1 atm y concentración de oxígeno = 0 mg/L).
- ε = eficacia de transferencia de oxígeno en agua limpia por difusores cerámicos de burbuja fina

El SOTR puede ser calculado conforme enseña la ecuación a continuación:

$$SOTR = OTR \left[\frac{C_{S,20} \times 1,024^{20-T}}{\alpha F (\beta C_S - C_w)} \right]$$

Donde:

- OTR: Coeficiente de transferencia de campo en un sistema con respiración en condiciones de funcionamiento reales, kgO_2/h
- α : Factor de corrección del $K_L a$ (coeficiente de transferencia de masa de oxígeno). Valores entre 0,4 y 0,9.
- β : Factor de corrección de transferencia de oxígeno a las variaciones en la solubilidad del oxígeno provocada por las condiciones del agua residual. Valores entre 0,7 y 0,98.
- F: Factor de incrustación del difusor. Valores de αF varían entre 0,11 y 0,79.
- C_w : Concentración de oxígeno del agua residual en condiciones reales de funcionamiento, mg/L

- $C_{S,20}$: Concentración de saturación de oxígeno del agua de la red de abastecimiento a 20°C, mg/L.
- C_S : Concentración de saturación de oxígeno del agua de la red de abastecimiento en condiciones reales de funcionamiento, mg/L. Este término puede ser calculado de la siguiente manera:

$$C_S = C_{Superficie} \frac{1}{2} \left(\frac{P_{fondo}}{P_{superficie}} + \frac{\% O_2 \text{ que abandona la superficie}}{21\% O_2 \text{ en el aire}} \right)$$

$$P_{fondo} = P_{superficie} + \frac{\text{Altura del tanque}}{10,33 \text{ mca/atm}}$$

10.3.6 SEDIMENTACIÓN SECUNDARIA

➤ Dimensionamiento

El área necesaria para la decantación se basa en el flujo de sólidos límite que puede ser transportado hasta el fondo del clarificador, lo cual varía en función del tipo de fango. En general, la velocidad de decantación de las partículas es determinada por medio de ensayos de sedimentación por zonas con concentraciones similares a las usadas en la planta.

Para el diseño de instalaciones industriales, se hace necesario realizar estudios en la planta piloto para conocer las características de decantación del líquido mezcla. Sin la ayuda de estos ensayos, se utilizan valores típicos de cargas de superficie.

Luego, las dimensiones aplicables para la sedimentación se pueden calcular por:

$$A(m^2) = \frac{\text{Caudal } (m^3)}{\text{Carga superficial } \left(\frac{m^3}{m^2h} \right)}$$

$$\text{Volumen } (m^3) = \text{Area } (m^2) \times \text{Altura } (m)$$

➤ Concentración de fangos

La concentración de sólidos en la salida del decantador es igual a las corrientes de recirculación y de purga del sistema biológico. Según Ronzano, E. (2002), la concentración en materia seca de los fangos a la salida del decantador puede ser estimada por:

$$X_R = \frac{1000 k}{IVF}$$

Donde:

- X_R : Concentración de sólidos totales en suspensión a la salida del decantador, g/L
- k: factor adimensional que permite pasar de las condiciones de decantación estática en la probeta a la decantación dinámica en el decantador. Este factor puede variar entre 0,5 y 2.
- IVL: Índice volumétrico de lodo. Se define como el volumen en mililitros ocupado por 1g de sólidos en suspensión del licor mezclado (MLSS) después de sedimentar durante 30 minutos (Ramalho, 2009). Valores típicos del IVL para lodos con buenas propiedades de sedimentación están comprendidos entre 150-35:
 - $IVL < 90 \text{ ml/g}$ – *excelente sedimentabilidad*: representa un lodo denso y con características de asentamiento rápidas
 - $90 < IVL < 150 \text{ mL/g}$ – *buena sedimentabilidad*: Intervalo de IVL más comunes entre las plantas de lodos activados. Representa un lodo que se instala más lentamente, formando flóculos de bacterias
 - $IVL > 150 \text{ mL/g}$ – *malas condiciones de sedimentabilidad*: Fango ligero, esponjoso y que se asienta lentamente

➤ Recirculación de fango activado

Existen diversas técnicas para calcular el caudal de recirculación óptimo en procesos de fangos activados. Una técnica posible es la del balance de masas en el tanque de aireación (Metcalf & Eddy, 1995). Para determinar la fracción de recirculación (r), se realiza un balance de masa en el tanque de aireación (Figura 32). Los sólidos entran por la corriente de recirculación son iguales a los que salen al decantador secundario y se desprecia el crecimiento de células nuevas, conforme se enseña a continuación:

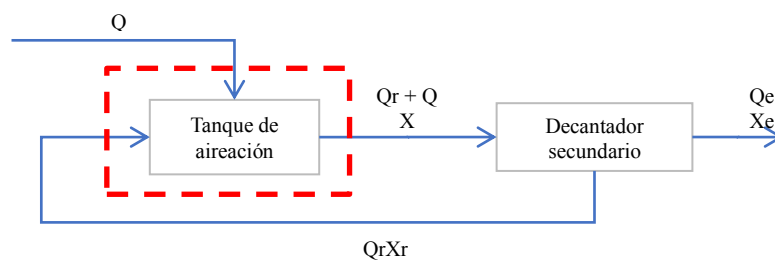


Figura 32: Balance en el tanque de aireación

Sólidos que entran = Sólidos que salen

$$X(Q + Q_R) = X_R Q_R$$

Siendo la fracción de recirculación definida por $r = \frac{Q_R}{Q}$, se tiene que:

$$QX + XrQ = X_R rQ$$

Luego, la fracción de recirculación externa puede ser definida por:

$$r = \frac{X}{X_R - X}$$

El mismo resultado también se verifica a través del uso de la medida empírica IVF, como se muestra a continuación (Metcalf & Eddy, 1995):

$$r = \frac{100}{\frac{100}{X \times IVF} - 1}$$

10.3.7 PURGA DE FANGO

La producción diaria de fango en exceso debe ser purgada del sistema para garantizar el tiempo de retención celular como predeterminado. Considerando que los fangos en exceso producido en el sistema se purgan a través de la corriente en recirculación, se observa que:

$$SRT = \frac{XV}{Q_w X_r + \underbrace{Q_e X_e}_{X_e \cong 0}} \cong \frac{XV}{Q_w X_r}$$

Despejando Q_w , se verifica que el caudal de purga se determina por:

$$Q_w = \frac{XV}{SRT X_r}$$

10.3.8 TANQUE ANÓXICO

Los parámetros de diseño del tanque anóxico se definen a continuación.

➤ Recirculación interna

La recirculación interna se efectúa para ayudar a que haya una correcta desnitrificación, transportando los nitratos formados en el reactor aireado hasta el comienzo del tratamiento biológico, donde se sitúa la zona anóxica. Valores típicos de la recirculación interna corresponden entre 2 a 4 veces el valor del caudal de entrada al sistema.

Una manera conservadora de dimensionar la fracción de recirculación interna es considerando que todo NKT de entrada al sistema es biodegradable y el nitrógeno soluble orgánico de salida es despreciable. El balance de materia en el tanque anóxico

es expresado por:

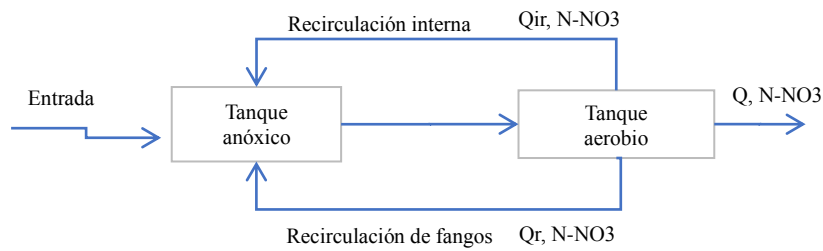


Figura 33: Balance de nitratos

$$\begin{aligned}
 & \left[\begin{array}{l} \text{nitratos producidos} \\ \text{en la zona aerobia} \end{array} \right] \\
 &= \left[\begin{array}{l} \text{nitratos en el} \\ \text{efluente} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{l} \text{nitratos en la} \\ \text{recirculación interna} \end{array} \right] \\
 &+ \left[\begin{array}{l} \text{nitratos en la} \\ \text{recirculación externa} \end{array} \right]
 \end{aligned}$$

$$QNO_x = N_{NO_3}(Q + IR Q + R Q)$$

$$IR = \frac{NO_x}{N_{NO_3}} - 1 - R$$

Donde:

- N_{NO_3} : Concentración de nitrato en el vertido a la salida de la depuradora, **fijado a 6mg/L**

El caudal de aporte al tanque es calculado por:

$$Q_{anóxico} = Q IR + Q R$$

➤ Concentración de la biomasa activa

La biomasa activa en el tanque anóxico se calcula por:

$$X_b = \left[\frac{Q SRT}{V} \right] \left[\frac{Y (S_0 - S)}{1 + k_d SRT} \right]$$

10.3.9 TRATAMIENTO ANAEROBIO

El diseño del sistema anaerobio tendrá como base parámetros biocinéticos adecuados

para permitir una determinada reducción de la concentración de sustrato (Ramalho, R.S., 2009).

La edad de los lodos se puede calcular a través de una estimación del tiempo de agotamiento θ_c^m :

$$\frac{1}{\theta_c^m} = Yq_{max} \frac{DQO_{in}}{K_S + DQO_{in}} - k_d$$

Donde:

- q_{max} : velocidad de consumo del sustrato, considerada como máxima debido a la alta concentración de sustrato (reacción de orden cero $q = q_{max} \frac{DQO_{out}}{K_S + DQO_{out}}$).

Según Ramalho, 2009, los parámetros anaeróbicos biocinéticos q_{max} y K_S para aguas residuales de alto contenido en lípidos son en función de la temperatura (T en °C) se estiman conforme las siguientes correlaciones:

$$q_{max,T} = 6,67 \times 10^{-0,015 \times (35-T)}$$
$$K_S = 2224 \times 10^{0,046 \times (35-T)}$$

Se selecciona un valor para la edad de los lodos θ_c normalmente 2 a 10 veces el valor del tiempo de agotamiento:

$$SRT = (\text{factor seguridad}) \times \theta_c^m$$

Según Ramalho, 2009, el tiempo de residencia t necesario en un proceso anaerobio para disminuir la concentración inicial de DQO hasta la de salida es de:

$$t = \frac{SRT Y (DQO_{in} - DQO_{out})}{X_V (1 + k_d SRT)}$$

Se consideran que los parámetros Y y k_d son independientes de la temperatura, y se utilizan valores típicos, siendo:

- $Y = 0,04$ kg MLVSS/ kg DQO
- $k_d = 0,015$ d⁻¹
- X_V : concentración de biomasa anaerobia en el reactor

El volumen del reactor anaerobio se estima por:

$$\text{Volumen} = Q \times THR$$

Se estima la producción de biomasa a través de la siguiente ecuación:

$$\Delta X_V = Y_N(DQO_{in} - DQO_{out})Q$$

Donde Y_N es el coeficiente neto de producción y se calcula por:

$$Y_N = \frac{Y}{1 + k_d \theta_c}$$

La demanda de nutrientes se calcula por:

$$\text{Nitrogeno} = 0,12\Delta X_V$$

$$\text{Fósforo} = 0,02\Delta X_V$$

10.3.10 VELOCIDAD ASCENSORIAL UASB

La velocidad ascensional del flujo está relacionada con el caudal a tratar y la superficie horizontal del reactor. Es un parámetro crítico de diseño del UASB, por cuanto permite mantener el manto de fangos en suspensión. Se expresa como:

$$v \left(\frac{m}{h} \right) = \frac{Q \text{ (m}^3\text{/h)}}{A \text{ (m}^2\text{)}}$$

La velocidad ascensional máxima depende del tipo de residuo aplicado al reactor. Para reactores operando con residuos floculentos, este parámetro varía entre 0,5 a 0,7 m/h (Chernicharo, C., 2007).

10.4 CALCULOS JUSTIFICATIVOS

10.4.1 POZO DE BOMBEO

Se dimensiona el volumen del pozo de bombeo mediante las siguientes consideraciones:

- Se considera el caudal de aporte al sistema como siendo dos veces el valor del caudal medio, asegurando los casos más extremos de la producción y todas las posibles variaciones del flujo;
- Número de arranques de la bomba: 4 arranques a la hora;

Luego:

$$V = \frac{0,9 \times Q_{max}}{N_{arranque}} = \frac{0,9 \times 5}{4} = 1,125 \text{ m}^3$$

El volumen mínimo del pozo corresponde a 1,2 m³. Sin embargo, hay que considerar el volumen muerto ocupado por demás equipos instalados que estarán sumergidos en el recinto de bombeo.

10.4.2 BOMBEO A TAMIZADO

A partir de los datos de partida, se dimensiona el sistema de bombeo a tamizado como se muestra a continuación.

- Datos de partida:

Caudal punta, Q	5 m ³ /h
Velocidad estimada, v	1,34 m/s

- Diámetro “ d ” de la tubería:

$$d = \sqrt{\frac{4Q}{\pi v}} = \sqrt{\frac{4 \times 5 \text{ m}^3/\text{h}}{\pi \times 1,34 \text{ m/s} \times 3600 \text{ s/h}}} = 36,3 \text{ mm}$$

- Pérdida de carga:

$$h_p = Z_2 - Z_1 + hf$$

- Número de Reynolds:

$$Re = \frac{d \times u \times \rho}{\mu} = \frac{0,04\text{m} \times 1,34\text{m/s} \times 1180\text{kg/m}^3}{0,0012\text{kg/m/s}} = 52707$$

- *Factor de fricción:*

$$f = 0,3168 \times Re^{-0,25} = 0,3168 \times 52707^{-0,25} = 0,0209$$

- *Conexiones*

Para el cálculo de pérdida de carga de los accesorios, se utilizarán los valores presentados en la Tabla 28 de sus equivalencias en metros de tubería recta en función de diámetro nominal.

Tabla 28: Longitud equivalente de accesorios

LONGITUD EQUIVALENTE		
Accesorios de tuberías	L_{eq}/d	Cantidad
Válvula de mariposa abierta	45	4
Válvula de retención, abierta	135	2
Codo de 90°, estándar	30	5

$$L_{eq} = 0,04m \times \left(\underbrace{45 \times 4}_{\text{mariposa}} + \underbrace{135 \times 2}_{\text{retención}} + \underbrace{30 \times 5}_{\text{codos } 90^\circ} \right) = 24 \text{ m}$$

$$hf = f \left(\frac{L + L_{eq}}{d} \right) \frac{u^2}{2g}$$

$$hf = 0,0209 \times \left(\frac{10m + 24m}{0,04m} \right) \frac{1,34^2 \left(\frac{m^2}{s^2} \right)}{2 \times 9,81 \left(\frac{m}{s^2} \right)} = 1,63m$$

- *Pérdida de carga total*

$$hp = Z_2 - Z_1 + hf$$

$$hp = 4 - 1 + 1,63 = 4,63$$

- *Pérdida de carga tamiz*

La presión manométrica que el bombeo tendrá que vencer la altura manométrica entre los puntos 1 y 2 y también la pérdida de carga provocada en el tamiz elegido. La pérdida de carga del equipo es una información pasada por el fabricante, correspondiente a 1,4m.

Pérdida de carga tamiz..... 1,4m

Por tanto, la pérdida de carga total a vencer por el sistema de bombeo al tamiz debe ser de:

$$Pérdida de carga = 4,63 + 1,4 = 6.03m$$

Presión manométrica total..... 6.03 mca

Es importante destacar que:

- Se considera que el pozo de bombeo se encuentra próximo al lugar de instalación de los equipos de pretratamiento, con una longitud de tubería de aproximadamente 10 m. En caso contrario, las partidas serán alteradas.
- Se desprecia el rozamiento en el orificio de salida del tanque.
- Se desprecia las pérdidas por fricción.

10.4.3 POTENCIA DE LOS EQUIPOS DE BOMBEO A TAMIZADO

Suponiendo que el rendimiento de las bombas es de 80%, a un caudal punta de 5m³/h (1,39 L/s), la potencia de los grupos de bombeo es de:

$$Pot = \frac{c W Q H}{75 \eta} = \frac{1,25 \times 1 \times 1,39 \frac{L}{s} \times 6,03m}{75 \times 0,8} = 0,175 CV = 0,13 kW$$

10.4.4 BOMBEO A TRATAMIENTO FISICOQUÍMICO

Sabiendo las siguientes consideraciones de partida, se dimensiona el sistema de bombeo a tamizado como se muestra a continuación.

- Datos de partida:

Caudal medio..... 2,5 m³/h

Velocidad estimada..... 1,34 m/s

- Diámetro “d” de la tubería:

$$d = \sqrt{\frac{4Q}{\pi v}} = \sqrt{\frac{4 \times 2,5 m^3/h}{\pi \times 1,34 m/s \times 3600 s/h}} = 25,7 mm$$

- Pérdida de carga:

$$\frac{P_3}{\rho g} + Z_3 + hp = \frac{P_4}{\rho g} + Z_4 + hf$$

$$hp = \frac{P_4 - P_3}{\rho g} + Z_4 - Z_3 + hf$$

- Número de Reynolds:

$$Re = \frac{d \times u \times \rho}{\mu} = \frac{0,03m \times 1,34m/s \times 1180kg/m^3}{0,0012kg/m/s} = 39530$$

- Factor de fricción:

$$f = 0,3168 \times Re^{-0,25} = 0,3168 \times 39530^{-0,25} = 0,0225$$

- Conexiones

Para el cálculo de pérdida de carga de los accesorios, se utilizarán los valores presentados en la Tabla 29 de sus equivalencias en metros de tubería recta en función de diámetro nominal.

Tabla 29: Longitud equivalente de accesorios

LONGITUD EQUIVALENTE		
Accesorios de tuberías	L_{eq}/d	Cantidad
Válvula de mariposa abierta	45	4
Válvula de retención, abierta	135	2
Codo de 90°, estándar	30	6

$$L_{eq} = 0,03m \times \left(\underbrace{45 \times 4}_{\text{mariposa}} + \underbrace{135 \times 2}_{\text{retención}} + \underbrace{30 \times 6}_{\text{codos } 90^\circ} \right) = 18,9 m$$

$$hf = f \left(\frac{L + L_{eq}}{d} \right) \frac{u^2}{2g}$$

$$hf = 0,0225 \times \left(\frac{10m + 18,9m}{0,03m} \right) \frac{1,34^2 \left(\frac{m^2}{s^2} \right)}{2 \times 9,81 \left(\frac{m}{s^2} \right)} = 1,98m$$

- *Presión en los puntos 3 y 4*

Considerando la altura del tanque de homogeneización igual a 4,5m, se verifica que:

$$P_4 = P_{atm}$$

$$P_3 = P_{atm} + \rho gh = P_{atm} + 1000 \frac{kg}{m^3} \times 9,8 \frac{m}{s^2} \times 4,5m$$

$$P_3 = P_{atm} + 44100Pa$$

- *Pérdida de carga total*

$$hp = \frac{P_4 - P_3}{\rho g} + Z_4 - Z_3 + hf$$

$$hp = \frac{44100 \frac{kg}{m \cdot s^2}}{1000 \frac{kg}{m^3} \times 9,8 \frac{m}{s^2}} + 4m - 0 + 1,98m = 10,48mca$$

- *Pérdida del tubo floculador*

El bombeo también deberá proveer carga suficiente para superar las pérdidas ocurridas en el tubo floculador. La pérdida de carga del equipo es una información pasada por el fabricante, correspondiente a 0,27m.

$$Pérdida del tubo floculador..... 0,27m$$

Por tanto, la pérdida de carga total a vencer por el sistema de bombeo al tamiz debe ser de:

$$Pérdida de carga = 10,48m + 0,27m = 10,75m$$

$$Presión manométrica total..... 10,75 mca$$

Es importante destacar que:

- Se considera una longitud de tubería de aproximadamente 10 m. En caso contrario, las partidas serán alteradas.
- Se desprecia el rozamiento en el orificio de salida del tanque.
- Se desprecia las pérdidas por fricción.

10.4.5 POTENCIA DE LOS EQUIPOS DE BOMBEO AL FLOCULADOR

Suponiendo un rendimiento de bombeo de 80%, a un caudal medio de 2,5m³/h (0,7 L/s), la potencia de los grupos de bombeo es de:

$$Pot = \frac{c W Q H}{75 \eta} = \frac{1,25 \times 1 \times 0,7 \frac{L}{s} \times 10,75m}{75 \times 0,8} = 0,16 CV = 0,12 kW$$

10.4.6 FLOTADOR POR AIRE DISUELTO

➤ DOSAJE DE REACTIVOS

El fabricante especifica las concentraciones de los productos químicos en el sistema, así que los caudales de dosaje necesarios de los productos son calculados como se enseña a continuación:

Coagulante

$$400 \frac{mg_{coag}}{L_{AR}} \times 60 \frac{m^3_{AR}}{d} \times \frac{10^3 L}{1 m^3} \times \frac{1g}{10^3 mg} \times \frac{mL}{1,5 g} \times \frac{1L}{10^3 mL} = 16 L/d$$

Sosa

$$300 \frac{mg_{coag}}{L_{AR}} \times 60 \frac{m^3_{AR}}{d} \times \frac{10^3 L}{1 m^3} \times \frac{1g}{10^3 mg} \times \frac{mL}{1,53 g} \times \frac{1L}{10^3 mL} \times 50\% = 5,88 L/d$$

Floculante

$$10 \frac{mg_{coag}}{L_{AR}} \times 60 \frac{m^3_{AR}}{d} \times \frac{10^3 L}{1 m^3} \times \frac{1g}{10^3 mg} \times \frac{mL}{1 g} \times \frac{1L}{10^3 mL} = 0,6 L/d$$

➤ SUPERFICIE DE FLOTACIÓN

La superficie de separación necesaria para el proceso de flotación se tiene en cuenta dos variables: (1) la velocidad ascensional de partícula, la cual está en función de la carga que le metemos al flotador y (2) el caudal de tratamiento.

La velocidad ascensional de partícula, según fabricante, puede ser estimada conforme muestra la Tabla 30.

Tabla 30: Velocidad ascensional de partículas

DQO (mg/l)	V _a
DQO<5.000	5 m/h
5.000<DQO<15.000	3,75 m/h
15.000<DQO<35.000	1 m/h
35.000<DQO<50.000	0,5 m/h

Según Degremont (1979), el caudal de recirculación en un flotador de aire disuelto es aproximadamente 10-30% del caudal a tratar. El caudal de tratamiento es por tanto la suma de los dos caudales (Tabla 31).

Tabla 31: Caudal de tratamiento del flotador DAF

Q (m ³ /h)	Q _{recirculación (20%)} (m ³ /h)	Q _{total} (m ³ /h)
2,5	0,5	3

La superficie requerida para flotar los sólidos suspendidos es de aproximadamente 3 m².

$$S = \frac{Q}{v_a} = \frac{3 \text{ m}^3/\text{h}}{1 \text{ m/h}} = 3 \text{ m}^2$$

➤ REQUERIMIENTOS DE AIRE

Para calcular el requerimiento de aire del flotador, se hizo las siguientes consideraciones:

- Caudal de recirculación como 20% del caudal de entrada.
- Presión de trabajo de 4 kg/cm², que corresponde a presión en el calderín (dato facilitado por el fabricante)
- Concentración del aire en agua a 20°C: 24,25 mg/L
- Densidad del aire 1,2 mg/cm³ (Ramalho, R.S., 2009)

$$\begin{aligned} \text{Aire teórico} &= \text{Caudal} \times \text{Presión} \times \text{Solubilidad} \\ \text{Aire teórico} &= 0,5 \text{ m}^3/\text{h} \times 4 \times 24,25 \text{ mg/L} = 49 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

$$\text{Consumo de aire} = \frac{49 \text{ kg/h}}{1,2 \text{ mg/cm}^3} = 40 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

10.4.7 TRATAMIENTO BIOLÓGICO

10.4.7.1 OPCIÓN 1: TRATAMIENTO BIOLÓGICO AEROBIO

Las consideraciones iniciales de diseño tomadas son las siguientes:

<i>Oxígeno disuelto</i>	2 g/m^3
<i>Concentración de microorganismos</i>	3000 g/m^3

Sabiendo los parámetros de diseño, se proyecta el primer tanque biológico para operar bajo el siguiente tiempo de retención celular

<i>Tiempo de retención celular</i>	$8,65 \text{ días}$
--	---------------------

$$\mu_n = \left(\frac{\mu_{mn}N}{K_N + N} \right) \left(\frac{OD}{K_O + OD} \right) - k_{dn}$$

$$\mu_n = \left(\frac{0,75d^{-1} \times 0,5g/m^3}{0,74g/m^3 + 0,5g/m^3} \right) \left(\frac{2g/m^3}{0,5g/m^3 + 2g/m^3} \right) - 0,08d^{-1} = 0,16 d^{-1}$$

$$SRT \text{ teórico} = \frac{1}{\mu_n} = \frac{1}{0,16d^{-1}} = 6,18 \text{ días}$$

$$SRT \text{ diseño} = \text{factor de seguridad} \times SRT \text{ teórico}$$

$$SRT \text{ diseño} = 1,4 \times 6,18d = 8,65 \text{ días}$$

La producción de sólidos del reactor aerobio ha sido estimada conforme enseña a continuación:

$P_{x,bio}$	67 kg/m^3
$P_{x,VSS}$	91 kg/m^3
$P_{x,TSS}$	120 kg/m^3

$$S = \frac{K_S(1 + k_d SRT)}{SRT(\mu_m - k_d) - 1} = \frac{20g/m^3(1 + 0,12d^{-1} \times 8,65d)}{8,65d \times (6d^{-1} - 0,12d^{-1}) - 1} = 0,82 g/m^3$$

$$S_0 = bDQO = 1,6 \times DBO_{in} = 1,6 \times 3000g/m^3 = 4800 g/m^3$$

$$(NO_3^-) = 80\% NKT_{in} = 0,8 \times 160g/m^3 = 128 g/m^3$$

$$P_{x,bio} = \underbrace{\frac{QY(S_0 - S)}{1 + k_d SRT}}_{\text{biomasa heterótrofa}} + \underbrace{\frac{f_d k_d QY(S_0 - S)SRT}{1 + k_d SRT}}_{\text{decaimiento celular}} + \underbrace{\frac{QY_N(NO_3^-)}{1 + k_{nd} SRT}}_{\text{biomasa nitrificante}}$$

$$P_{x,bio} = \frac{60 \frac{m^3}{d} \times 0,4 \times (4800 - 0,82)g/m^3}{1 + 0,12d^{-1} \times 8,65d} + \frac{0,15 \times 0,12d^{-1} \times 60 \frac{m^3}{d} \times 0,4 \times (4800 - 0,82)g/m^3 \times 8,65d}{1 + 0,12d^{-1} \times 8,65d} + \frac{60 \frac{m^3}{d} \times 0,4 \times 128g/m^3}{1 + 0,08d^{-1} \times 8,65d}$$

$$P_{x,bio} = 67145 g/d$$

Suponiendo $sDBO = 50\% DBO_{in}$, $sDQO = 35\% DQO_{in}$ y $VSS = 85\% SST$, se verifica que:

$$sDBO = 0,5 \times 3000g/m^3 = 1500 g/m^3$$

$$sDQO = 0,35 \times 5000g/m^3 = 1750 g/m^3$$

$$VSS = 0,85 \times 1800g/m^3 = 1530 g/m^3$$

$$\frac{bpDQO}{pDQO} = \frac{\left(\frac{bDQO}{DBO_{in}}\right) \times (DBO_{in} - sDBO)}{DQO_{in} - sDQO} = \frac{\left(\frac{4800}{3000}\right) \times (3000 - 1500)g/m^3}{5000g/m^3 - 1750g/m^3} = 0,74$$

$$nbVSS = (1 - 0,74) \times 1530g/m^3 \approx 400 g/m^3$$

Diseño de una EDARI agropecuaria de 60 m³/d

$$P_{x,VSS} = P_{x,bio} + \underbrace{Q nbVSS}_{\substack{\text{Sólidos no biod.} \\ \text{en el efluente}}} = 67145 \text{ g/d} + 60 \text{ m}^3/\text{d} \times 400 \text{ g/m}^3 \cong 91154 \text{ g/d}$$

$$\begin{aligned} P_{x,TSS} &= \frac{P_{x,bio}}{0,85} + Q nbVSS + Q(SST - VSS) \\ &= \frac{67145 \text{ g/d}}{0,85} + 60 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \times 400 \frac{\text{g}}{\text{m}^3} + 60 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \times (1800 - 1530) \frac{\text{g}}{\text{m}^3} \\ &\approx 119203 \text{ g/d} \end{aligned}$$

De pose de estos resultados, la capacidad y el tiempo de retención hidráulico del tanque estimados son de:

Volumen.....	344 m ³
Tiempo de retención hidráulico	5,73 días

$$X_{TSS} V = P_{MLSS} SRT = P_{x,TSS} SRT$$

$$V = \frac{120 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \times 8,65 \text{ d}}{3 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \approx 343,52 \text{ m}^3$$

$$TRH = \frac{343,52 \text{ m}^3}{60 \text{ m}^3/\text{d}} = 5,73 \text{ días}$$

Para una altura del tanque de 4,5m, las dimensiones de diseño del tanque son de:

Altura.....	4,5 m
Área superficial.....	76,4 m ²
Diámetro	9,97 m

Los parámetros de control del sistema del sistema serán:

Carga volumétrica.....	0,5 kg _{DBO} /m ³ · día
F/M	0,23 kg _{DBO} /kg _{MLVSS} · día

$$CV = \frac{DQO_{in}Q}{V} = \frac{5000 \frac{g}{m^3} \times 60 \frac{m^3}{d}}{343,52 m^3} \approx 0,524 kg_{DBO_5}/m^3 \cdot día$$

$$\frac{F}{M} = \frac{DQO_{in}Q}{VX} = \frac{5000 \frac{g}{m^3} \times 60 \frac{m^3}{d}}{343,52 m^3 \times 3000 \frac{g}{m^3}} = 0,228 kg_{DBO_5}/kg_{MLVSS} \cdot día$$

La necesidad de aireación del tanque aerobio ha sido calculada como se presenta a continuación.

Demanda de oxígeno 200 kg_{O₂}/día

$$\begin{aligned} \text{Demanda total} \\ \text{de oxígeno} &= Q(S_0 - S) - \underbrace{1,42P_{x,bio}}_{\substack{\text{ahorro de O}_2 \\ \text{procedente de la} \\ \text{biomasa no oxidada}}} + 4,33QNO_x \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} NO_x &= NKT_{in} - N_{NH_4^+} - 0,12P_{x,bio}/Q = 160 \frac{g}{m^3} - 0,5 \frac{g}{m^3} - 0,12 \times \frac{67145 \frac{g}{d}}{60 \frac{m^3}{d}} \\ &= 25,21 g/m^3 \end{aligned}$$

*Demanda total
de oxígeno*

$$\begin{aligned} &= 60 \frac{m^3}{d} \times (4800 - 0,82) \frac{g}{m^3} - 1,42 \times 67145 \frac{g}{d} + 4,33 \\ &\times 60 \frac{m^3}{d} \times 25,21 \frac{g}{m^3} \approx 199 kg/día \end{aligned}$$

La cantidad necesaria de aire a ser transferido es de:

Flujo de aire 5603 m³_{aire}/día
Nº de difusores 40 Unidades
Nº soplantes 1 Unidad

Para calcular la concentración de saturación de oxígeno del agua de la red de abastecimiento en condiciones reales de funcionamiento han sido consideradas las siguientes suposiciones:

- $P_{fondo} = P_{superficie} + \frac{Altura\ del\ tanque}{10,33\ mca/atm} = 1\ atm + \frac{4,5\ mca}{10,33\ mca/atm} = 1,436\ atm$
- $P_{superficie} = P_{atm} = 1\ atm$
- $C_{superficie} = 9,08\ mg/L$ (Metcalf & Eddy, 1995)
- La cantidad de oxígeno que abandona la balsa de aireación es de 19% (Metcalf & Eddy, 1995).

Luego:

$$C_S = C_{superficie} \frac{1}{2} \left(\frac{P_{fondo}}{P_{superficie}} + \frac{\% O_2\ que\ abandona\ la\ superficie}{21\% O_2\ en\ el\ aire} \right)$$

$$= 9,08 \frac{mg}{L} \times \frac{1}{2} \times \left(\frac{1,436\ atm}{1\ atm} + \frac{19\%}{21\%} \right) = 10,63\ mg/L$$

Para calcular el SOTR, han sido atribuidos los siguientes valores:

- OTR : 200 kgO₂/día, dato calculado
- $\alpha = 0,5$
- $F = 0,9$
- $\beta = 0,95$
- C_w : 2 mg/L
- $C_{S,20}$: 9,08 mg/L
- $C_S = 10,63\ mg/L$, dato calculado

$$SOTR = OTR \left[\frac{C_{S,20} \times 1,024^{20-T}}{\alpha F (\beta C_S - C_w)} \right] =$$

$$= 200 \left[\frac{9,08 \times 1,024^{20-20}}{0,5 \times 0,9 \times (0,95 \times 10,63 - 2)} \right] = 498,3\ kg/día$$

Considerando $\varepsilon = 35\%$ (Metcalf & Eddy, 1995) y que la cantidad correspondiente de oxígeno por peso en $0,2541 \frac{kgO_2}{m^3_{aire}}$, se verifica que:

$$Flujo\ de\ aire = \frac{SOTR}{\varepsilon \times \frac{kgO_2}{m^3_{aire}}}$$

$$Flujo\ de\ aire = \frac{498,3\ kg/día}{0,35 \times \frac{0,2541\ kgO_2}{m^3_{aire}}} = 5603 \frac{m^3_{aire}}{día} \left(\approx 233 \frac{m^3_{aire}}{h} \right)$$

$$\frac{kgO_2}{m^3aire} = \rho_{aire} \times 21\% = 1,21 \frac{kg_{aire}}{m^3_{aire}} \times 0,21 \frac{kg_{O_2}}{kg_{aire}} = 0,2541 \frac{kg_{O_2}}{m^3_{aire}}$$

Eligiendo difusores capaces de distribuir 10 Nm³/h de aire por unidad y multiplicando el resultado por un coeficiente de seguridad de 1,7, son necesarios por tanto instalar 40 difusores dentro del tanque.

$$N^{\circ} \text{ difusores} = \frac{233 \frac{m^3_{aire}}{h} \times 1,7}{10 \frac{Nm^3_{aire}}{h} /ud} \approx 40 \text{ unidades}$$

Eligiendo soplantes capaces de suministrar 420 Nm³/h, se verifica que la instalación de 1 unidades sería suficiente para alimentar las necesidades de aire de la balsa.

$$N^{\circ} \text{ soplantes} = \frac{233 \frac{m^3_{aire}}{h} \times 1,7}{420 \frac{Nm^3_{aire}}{h} /ud} \approx 0,9 \text{ ud}$$

Las demás corrientes que componen el sistema de tratamiento biológico son:

<i>Caudal de recirculación</i>	26 m ³ /d
<i>Caudal de purga</i>	12 m ³ /d

Atribuyendo el IVL = 100mL/g y k=1, la concentración del fango a la salida del decantador secundario se calculó por:

$$X_R = \frac{10^6}{100} = 10.000 \text{ g/m}^3$$

Luego:

$$R = \frac{X}{X_R - X} = \frac{3000 \frac{g}{m^3}}{(10000 - 3000) \frac{g}{m^3}} = 0,43$$

$$Q_R = R \times Q = 0,43 \times 60 \frac{m^3}{d} = 25,71 \text{ m}^3/d$$

$$Q_w = \frac{X V}{SRT X_r} = \frac{3000 \frac{g}{m^3} \times 344 m^3}{8,65 d \times 10000 \frac{g}{m^3}} = 11,93 m^3/d$$

10.4.7.2 TANQUE ANÓXICO

La corriente de recirculación procedente del tanque aerobio al anóxico ha sido estimada como:

<i>Caudal recirculación interna</i>	168 m ³ /d
<i>Caudal al tanque anóxico</i>	192 m ³ /d

$$IR = \frac{NO_x}{N_{NO3}} - 1 - R = \frac{25,21 \frac{g}{m^3}}{6 \frac{g}{m^3}} - 1 - 0,43 = 2,8$$

$$Q_{IR} = 60 \frac{m^3}{d} \times 2,8 = 168 m^3/d$$

$$Q_{anóxico} = Q_{IR} + Q_R = 60 \frac{m^3}{d} \times 2,8 + 60 \frac{m^3}{d} \times 0,43 = 192,1 m^3/d$$

Tomando valores típicos de diseño y suponiendo que el tiempo de retención hidráulico en la etapa anóxica es ¼ de la aerobia, se estima un volumen de tanque necesario de:

<i>Volumen</i>	86 m ³
<i>Tiempo de retención hidráulico</i>	1,43 días

$$TRH_{anoxico} = \frac{TRH_{aerobio}}{4} = \frac{5,73 d}{4} = 1,43 \text{ días}$$

$$Volumen = THR \times Q = 1,43 d \times 60 \frac{m^3}{d} = 85,9 m^3$$

La concentración de la biomasa activa en el tanque anóxico es igual a 1423 g/m³.

$$X_b = \left[\frac{Q SRT}{V} \right] \left[\frac{Y (S_0 - S)}{1 + k_d SRT} \right] = \left[\frac{60 \frac{m^3}{d} \times 8,65d}{343,52m^3} \right] \left[\frac{0,4 (4800 - 0,82) \frac{g}{m^3}}{1 + 0,12d^{-1} \times 8,65d} \right]$$

$$= 1423g/m^3$$

10.4.8 OPCIÓN 2: TRATAMIENTO BIOLÓGICO ANAEROBIO Y AEROBIO

10.4.8.1 PRIMER TANQUE: DIGESTOR ANAEROBIO

Se proyecta el tanque anaerobio para cumplir con un rendimiento de eliminación de DQO de aproximadamente 80%. Por tanto, las consideraciones iniciales de diseño tomadas son las siguientes:

DQO_{IN}	5.000 g_{DQO}/m^3
DQO_{out}	1.000 g_{DQO}/m^3
Concentración de microorganismos	10.000 g_{MLVSS}/m^3

$$DQO_{out} = 0,20 \times DQO_{in} = 0,20 \times 5000 g_{DQO}/m^3 = 1000 g_{DQO}/m^3$$

El tiempo de agotamiento ha sido estimado conforme muestra a continuación:

$$\frac{1}{\theta_c^m} = Yq_{max} \frac{DQO_{in}}{K_S + DQO_{in}} - k_d = 0,04 \times 3,97d^{-1} \frac{5 \frac{kg}{m^3}}{10,89 \frac{kg}{m^3} + 5 \frac{kg}{m^3}} - 0,015d^{-1}$$

$$= 0,035d^{-1}$$

$$\theta_c^m = 28,57días$$

Los parámetros cinéticos corregidos a la temperatura de trabajo a 20°C son:

$$q_{max,T} = 6,67 \times 10^{-0,015 \times (35-T)} = 6,67 \times 10^{-0,015 \times (35-20)} = 3,97d^{-1}$$

$$K_S = 2224 \times 10^{0,046 \times (35-T)} = 2224 \times 10^{0,046 \times (35-20)} = 10,89(kg/m^3)$$

Considerando un factor de seguridad de 2, la edad de lodos será de:

$$SRT \text{ } 57 \text{ días}$$

$$SRT = (\text{factor seguridad}) \times \theta_c^m = 2 \times 28,57d = 57,1 \text{ días}$$

Los parámetros de diseño necesarios de operación del reactor se muestran a continuación.

Volumen.....	30 m ³
Tiempo de retención hidráulico	0,5 d
Carga volumétrica	10,2 kg _{DBO₅} /m ³ · día
F/M	1 kg _{DBO₅} /kg _{MLVSS} · día

$$THR = \frac{SRT Y (DQO_{in} - DQO_{out})}{X_V(1 + k_d SRT)} = \frac{57,1 \text{ días} \times 0,04 \frac{g}{g} \times (5000 - 1000)g/m^3}{10000 g/m^3 (1 + 0,015d^{-1} \times 57,1d)}$$

$$\approx 0,49 \text{ días}$$

$$V = Q \left(\frac{m^3}{día} \right) \times t(\text{días}) = 60 \left(\frac{m^3}{día} \right) \times 0,49 (\text{días}) \approx 29,54 m^3$$

$$CV = \frac{DQO_{in} (kg_{DQO}/m_{AR}^3) \times Q (m_{AR}^3/día)}{V (m_{reactor}^3)} = \frac{5 (kg_{DQO}/m_{AR}^3) \times 60 (m_{AR}^3/día)}{29,54 (m_{reactor}^3)}$$

$$\approx 10,16 kg_{DQO}/kg_{MLVSS} \cdot día$$

$$\frac{F}{M} = \frac{DQO_{in} (kg_{DQO}/m_{AR}^3) \times Q (m_{AR}^3/día)}{V (m_{reactor}^3) \times X (kg_{MLVSS}/m_{reactor}^3)}$$

$$= \frac{5 (kg_{DQO}/m_{AR}^3) \times 60 (m_{AR}^3/día)}{29,54 (m_{reactor}^3) \times 10 (kg_{MLVSS}/m_{reactor}^3)}$$

$$\approx 1,016 (kg_{DQO}/kg_{MLVSS} \cdot día)$$

Se estima que el sistema anaerobio producirá la siguiente cantidad de biomasa:

Biomasa producida	5,1 kg/día
-------------------------	------------

$$\Delta X_V = Y_N(DQO_{in} - DQO_{out})Q = 0,02 \frac{g}{g} \times (5000 - 1000) \frac{g}{m^3} \times 60 \frac{m^3}{día} = 5169 g/d$$

$$Y_N = \frac{Y}{1 + k_d SRT} = \frac{0,04 \frac{g}{g}}{1 + 0,015 d^{-1} \times 57,1 d} = 0,02 \text{ g/g}$$

Los requerimientos de nutrientes a la entrada son por tanto iguales a:

Nitrógeno 620 g/día

Fósforo 103 g/día

$$N = 0,12 \times 5169 \text{ g/d} = 620 \text{ g/d}$$

$$F = 0,02 \times 5169 \text{ g/d} = 103 \text{ g/d}$$

Se estima una producción aproximada de biogás de $120 \frac{\text{m}^3_{\text{biogás}}}{\text{día}}$, conforme se enseña a continuación.

Biogás producido 120 m³_{biogás}/día

Potencia 2,5 kW

$$\begin{aligned} \text{Producción } CH_4 &= 0,35 \frac{\text{m}^3_{CH_4}}{\text{kg}_{DQO}} \times (DQO_{in} - DQO_{out}) \frac{\text{kg}_{DQO}}{\text{m}^3_{AR}} \times Q \frac{\text{m}^3_{AR}}{\text{día}} \\ &= 0,35 \frac{\text{m}^3_{CH_4}}{\text{kg}_{DQO}} \times (5 - 1) \frac{\text{kg}_{DQO}}{\text{m}^3_{AR}} \times 60 \frac{\text{m}^3_{AR}}{\text{día}} \approx 84 \frac{\text{m}^3_{CH_4}}{\text{día}} \end{aligned}$$

$$\text{Producción biogás} = \frac{84 \frac{\text{m}^3_{CH_4}}{\text{día}}}{0,7 \frac{\text{m}^3_{CH_4}}{\text{m}^3_{\text{biogás}}}} \approx 120 \frac{\text{m}^3_{\text{biogás}}}{\text{día}}$$

Suponiendo un alto poder calorífico del biogás correspondiente a 6,5 kWh/m³, la potencia que puede ser generada es:

$$\text{Potencia} = 6,5 \frac{\text{kWh}}{\text{m}^3} \times 120 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} = 780 \frac{\text{kWh}}{\text{d}} \left(\frac{1 \text{d}}{24 \text{h}} \right) \approx 33 \text{ kW}$$

Este resultado ratifica lo anterior dicho de que no se saldrá rentable la utilización del biogás para generación de calor o electricidad vía procesos de cogeneración, puesto que

esta implementación sólo sería ideal sería para instalaciones con potencias superiores a 500kW.

Para verificar si esta potencia puede calentar el agua residual de 20°C a 35°C, se calcula el calor requerido a través de la siguiente ecuación:

$$\begin{aligned} calor &= 60 \left(\frac{m^3}{d} \right) \times 1000 \left(\frac{kg}{m^3} \right) \times 1 \left(\frac{kcal}{kg^{\circ}C} \right) (35 - 20)^{\circ}C = 900.000 \frac{kcal}{día} \\ &= 37.500 \frac{kcal}{h} \end{aligned}$$

Sabiendo que 1kcal/h corresponde a 0,001163 kW, se verifica que la potencia necesaria para el calentamiento es de:

$$Potencia = 37500 \frac{kcal}{h} \times \frac{0,001163kW}{1kcal/h} = 43,6kW$$

El resultado demuestra que el calor que puede ser generado por el biogás producido no es suficiente para calentar todo agua residual de 20°C a 35°C. Sin embargo, se puede minimizar estos costes en caso de un reaprovechamiento térmico.

Suponiendo una velocidad ascensorial del flujo en el reactor igual a 0,5 m/h, se proyecta el reactor con las siguientes dimensiones:

Área superficial	5 m ²
Diámetro	2,5 m
Altura	6 m

$$v = \frac{Q}{A} \therefore A = \frac{2,5 m^3/h}{0,5 m/h} = 5m^2$$

$$h = \frac{V_{reactor}}{A} = \frac{29,54 m^3}{5 m^2} = 5,91m$$

10.4.8.2 SEGUNDO TANQUE: REACTOR AEROBIO

Las bases de diseño del reactor aerobio han sido tomadas teniendo en cuenta los datos de salida del sistema anaerobio. Las siguientes suposiciones fueron tomadas:

- La concentración de DQO de entrada ha sido considerada en base a un posible aporte de 10% a mayores, como margen de seguridad, en caso de una baja eficacia del tratamiento anterior.
- El sistema anaerobio elimina 60% de la concentración de NKT
- El sistema anaerobio elimina 90% de la concentración de SST

Por tanto, los parámetros de entrada al sistema aerobio son:

<i>Concentración de microorganismos</i>	3.000 g/m ³
<i>DQO_{in}</i>	1.500 g _{DQO} /m ³
<i>NKT_{in}</i>	64 g _{NKT} /m ³
<i>DBO_{in}</i>	900 g _{DBO} /m ³
<i>SST</i>	153 g _{SST} /m ³

$$DQO_{in} = 0,3 \times DQO_{\text{aerobio inicial}} = 0,3 \times 5000 = 1500 \text{ g}_{DQO}/m^3$$

$$SST_{in} = 0,1 \times SST_{\text{aerobio inicial}} = 0,1 \times 1800 = 153 \text{ g}_{SST}/m^3$$

$$NKT_{in} = 0,1 \times NKT_{\text{aerobio inicial}} = 0,4 \times 160 = 64 \text{ g}_{NKT}/m^3$$

Sabiendo los parámetros de diseño, se proyecta el segundo tanque biológico para operar bajo el siguiente tiempo de retención celular:

<i>Tiempo de retención celular</i>	8,65 días
--	-----------

$$\mu_n = \left(\frac{\mu_{mn}N}{K_N + N} \right) \left(\frac{OD}{K_O + OD} \right) - k_{dn}$$

$$\mu_n = \left(\frac{0,75d^{-1} \times 0,5g/m^3}{0,74g/m^3 + 0,5g/m^3} \right) \left(\frac{2g/m^3}{0,5g/m^3 + 2g/m^3} \right) - 0,08d^{-1} = 0,16 d^{-1}$$

$$SRT_{\text{teórico}} = \frac{1}{\mu_n} = \frac{1}{0,16d^{-1}} = 6,18 \text{ días}$$

$$SRT_{\text{diseño}} = \text{factor de seguridad} \times SRT_{\text{teórico}}$$

$$SRT \text{ diseño} = 1,4 \times 6,18d = 8,65 \text{ días}$$

La producción de sólidos del reactor aerobio ha sido estimada conforme enseña a continuación:

$$\begin{array}{ll} P_{x,bio} \dots\dots\dots & 20,4 \text{ kg/m}^3 \\ P_{x,VSS} \dots\dots\dots & 22,4 \text{ kg/m}^3 \\ P_{x,TSS} \dots\dots\dots & 27,4 \text{ kg/m}^3 \end{array}$$

$$S = \frac{K_S(1 + k_d SRT)}{SRT(\mu_m - k_d) - 1} = \frac{20 \frac{g}{m^3} (1 + 0,12d^{-1} \times 8,65d)}{8,65d \times \left(6 \frac{g}{m^3} - 0,12d^{-1}\right) - 1} = 0,82 \text{ g/m}^3$$

$$S_0 = bDQO = 1,6 \times DBO_{in} = 1,6 \times 900g/m^3 = 1440 \text{ g/m}^3$$

$$(NO_3^-) = 80\% NKT_{in} = 0,8 \times 64g/m^3 = 51,2 \text{ g/m}^3$$

$$P_{x,bio} = \underbrace{\frac{QY(S_0 - S)}{1 + k_d SRT}}_{\text{biomasa heterótrofa}} + \underbrace{\frac{f_d k_d QY(S_0 - S)SRT}{1 + k_d SRT}}_{\text{decaimiento celular}} + \underbrace{\frac{QY_N(NO_3^-)}{1 + k_{nd} SRT}}_{\text{biomasa nitrificante}}$$

$$\begin{aligned} P_{x,bio} = & \frac{60 \frac{m^3}{d} \times 0,4 \times (1440 - 0,82) \frac{g}{m^3}}{1 + 0,12d^{-1} \times 8,65d} \\ & + \frac{0,15 \times 0,12d^{-1} \times 60 \frac{m^3}{d} \times 0,4 \times (1440 - 0,82) \frac{g}{m^3} \times 8,65d}{1 + 0,12d^{-1} \times 8,65d} \\ & + \frac{60 \frac{m^3}{d} \times 0,4 \times 51,2g/m^3}{1 + 0,12d^{-1} \times 8,65d} \end{aligned}$$

$$P_{x,bio} = 20400 \text{ g/d}$$

Suponiendo $sDBO = 50\% DBO_{in}$, $sDQO = 35\% DQO_{in}$ y $VSS = 85\% SST$, se verifica que:

$$sDBO = 0,5 \times 900g/m^3 = 450 \text{ g/m}^3$$

$$sDQO = 0,35 \times 1500 \text{ g/m}^3 = 525 \text{ g/m}^3$$

$$VSS = 0,85 \times 153 \text{ g/m}^3 = 130 \text{ g/m}^3$$

$$\frac{bpDQO}{pDQO} = \frac{\left(\frac{bDQO}{DBO_{in}}\right) \times (DBO_{in} - sDBO)}{DQO_{in} - sDQO} = \frac{\left(\frac{1440}{900}\right) \times (900 - 450) \text{ g/m}^3}{1500 \text{ g/m}^3 - 525 \text{ g/m}^3} = 0,74$$

$$nbVSS = (1 - 0,74) \times 130 \text{ g/m}^3 \approx 34,01 \text{ g/m}^3$$

$$P_{x,VSS} = P_{x,bio} + \underbrace{Q nbVSS}_{\substack{\text{Solidos no biod.} \\ \text{en el efluente}}} = 20400 \frac{\text{g}}{\text{d}} + 60 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \times 34,01 \text{ g/m}^3 \approx 22441 \text{ g/d}$$

$$\begin{aligned} P_{x,TSS} &= \frac{P_{x,bio}}{0,85} + Q nbVSS + Q(SST - VSS) \\ &= \frac{20400 \frac{\text{g}}{\text{d}}}{0,85} + 60 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \times 34,01 \frac{\text{g}}{\text{m}^3} + 60 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \times (153 - 130) \frac{\text{g}}{\text{m}^3} \\ &\approx 27418 \text{ g/d} \end{aligned}$$

De pose de estos resultados, la capacidad y el tiempo de retención hidráulico del tanque estimados son de:

Volumen.....	80 m ³
Tiempo de retención hidráulico	1,32 días

$$X_{TSS} V = P_{MLSS} SRT = P_{x,TSS} SRT$$

$$V = \frac{27418 \text{ g/d} \times 8,65 \text{ d}}{3000 \frac{\text{g}}{\text{m}^3}} \approx 79,01 \text{ m}^3$$

$$TRH = \frac{79,01 \text{ m}^3}{60 \text{ m}^3/\text{d}} = 1,32 \text{ días}$$

Para una altura del tanque de 4,5m, las dimensiones de diseño del tanque son de:

Altura.....	4,5 m
Área superficial.....	17,56 m ²

Diámetro 4,73 m

Los parámetros de control del sistema del sistema serán:

Carga volumétrica 0,7 kg_{DBO₅}/m³ · día

F/M 0,3 kg_{DBO₅}/kg_{MLVSS} · día

$$CV = \frac{DQO_{in}Q}{V} = \frac{1500g/m^3 \times 60m^3/d}{80m^3} \approx 0,68 \text{ kg}_{DBO_5}/m^3 \cdot \text{día}$$

$$\frac{F}{M} = \frac{DQO_{in}Q}{VX} = \frac{1500 \frac{g}{m^3} \times 60 \frac{m^3}{d}}{80m^3 \times 3000 \frac{g}{m^3}} = 0,278 \text{ kg}_{DBO_5}/\text{kg}_{MLVSS} \cdot \text{día}$$

La necesidad de aireación del tanque aerobio ha sido calculada como se presenta a continuación.

Demanda de oxígeno 63 kg_{O₂}/día

$$\begin{aligned} \text{Demanda total} \\ \text{de oxígeno} &= Q(S_0 - S) - \underbrace{1,42P_{x,bio}}_{\substack{\text{ahorro de O}_2 \\ \text{procedente de la} \\ \text{biomasa no oxidada}}} + 4,33QNO_x \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} NO_x &= NKT_{in} - N_{NH_4^+} - 0,12P_{x,bio}/Q = 64 \frac{g}{m^3} - 0,5 \frac{g}{m^3} - 0,12 \times \frac{20400 \frac{g}{d}}{60 \frac{m^3}{d}} \\ &= 22,70 \text{ g}/m^3 \end{aligned}$$

*Demanda total
de oxígeno*

$$\begin{aligned} &= 60 \frac{m^3}{d} \times (1440 - 0,82) \frac{g}{m^3} - 1,42 \times 20400 \frac{g}{d} + 4,33 \\ &\times 60 \frac{m^3}{d} \times 22,7 \frac{g}{m^3} \approx 63 \text{ kg}/\text{día} \end{aligned}$$

La cantidad necesaria de aire a ser transferido es de:

Flujo de aire 1765 m³_{aire}/día

Nº difusores 13 Unidades

N° soplantes 1 Unidad

Para calcular la concentración de saturación de oxígeno del agua de la red de abastecimiento en condiciones reales de funcionamiento han sido consideradas las siguientes suposiciones:

- $P_{fondo} = P_{superficie} + \frac{Altura\ del\ tanque}{10,33\ mca/atm} = 1\ atm + \frac{4,5\ mca}{10,33\ mca/atm} = 1,436\ atm$
- $P_{superficie} = P_{atm} = 1\ atm$
- $C_{superficie} = 9,08\ mg/L$ (Metcalf & Eddy, 1995)
- La cantidad de oxígeno que abandona la balsa de aireación es de 19% (Metcalf & Eddy, 1995).

Luego:

$$C_s = C_{superficie} \frac{1}{2} \left(\frac{P_{fondo}}{P_{superficie}} + \frac{\% O_2\ que\ abandona\ la\ superficie}{21\% O_2\ en\ el\ aire} \right)$$

$$= 9,08 \frac{mg}{L} \times \frac{1}{2} \times \left(\frac{1,436\ atm}{1\ atm} + \frac{19\%}{21\%} \right) = 10,63\ mg/L$$

Para calcular el SOTE, han sido atribuidos los siguientes valores:

- $OTR: 63\ kgO_2/día$, dato calculado
- $\alpha = 0,5$
- $F = 0,9$
- $\beta = 0,95$
- $C_w: 2\ mg/L$
- $C_{s,20}: 9,08\ mg/L$
- $C_s = 10,63\ mg/L$, dato calculado

$$SOTR = OTR \left[\frac{C_{s,20} \times 1,024^{20-T}}{\alpha F (\beta C_s - C_w)} \right] =$$

$$= 63 \times \left[\frac{9,08 \times 1,024^{20-20}}{0,5 \times 0,9 \times (0,95 \times 10,63 - 2)} \right] = 156,97\ kg/día$$

Considerando $\varepsilon=35\%$ (Metcalf & Eddy, 1995) y que la cantidad correspondiente de oxígeno por peso en $0,2541 \frac{kgO_2}{m^3_{aire}}$, se verifica que:

$$\text{Flujo de aire} = \frac{SOTR}{\varepsilon \times kg \frac{O_2}{m^3 \text{aire}}}$$

$$\text{Flujo de aire} = \frac{156,97 \text{ kg/día}}{0,35 \times 0,2541 \frac{kg_{O_2}}{m^3 \text{aire}}} = 1765 \frac{m^3 \text{aire}}{\text{día}} (\approx 73,54 \frac{m^3 \text{aire}}{h})$$

$$\frac{kg_{O_2}}{m^3 \text{aire}} = \rho_{\text{aire}} \times 21\% = 1,21 \frac{kg_{\text{aire}}}{m^3 \text{aire}} \times 0,21 \frac{kg_{O_2}}{kg_{\text{aire}}} = 0,2541 \frac{kg_{O_2}}{m^3 \text{aire}}$$

Eligiendo difusores capaces de distribuir 10 Nm³/h de aire por unidad y multiplicando el resultado por un coeficiente de seguridad de 1,7, son necesarios por tanto instalar 13 difusores dentro del tanque.

$$N^{\circ} \text{ difusores} = \frac{73,54 \frac{m^3 \text{aire}}{h} \times 1,7}{10 \frac{Nm^3 \text{aire}}{h} /ud} \approx 13 \text{ unidades}$$

Eligiendo soplantes capaces de suministrar 420 Nm³/h, se verifica que solamente una sería suficiente para alimentar las necesidades de aire de la balsa.

$$N^{\circ} \text{ soplantes} = \frac{73,54 \frac{m^3 \text{aire}}{h} \times 1,7}{420 \frac{Nm^3 \text{aire}}{h} /ud} \approx 0,3 \text{ ud}$$

Las demás corrientes que componen el sistema de tratamiento biológico son:

<i>Caudal de purga</i>	2,74 m ³ /d
<i>Caudal de recirculación</i>	25,71 m ³ /d

Atribuyendo el IVL=100mL/g y k=1, la concentración del fango a la salida del decantador secundario se calculó por:

$$X_R = \frac{10^6}{IVL} = \frac{10^6}{100} = 10.000 \text{ g/m}^3$$

Luego:

$$R = \frac{X}{X_R - X} = \frac{3000 \text{ g/m}^3}{(10000 - 3000) \text{ g/m}^3} = 0,43$$

$$Q_R = R \times Q = 0,43 \times 60 \frac{m^3}{d} = 25,71 m^3/d$$

$$Q_w = \frac{X V}{SRT X_r} = \frac{3000 g/m^3 \times 80m^3}{8,65d \times 10000g/m^3} = 2,74 m^3/d$$

10.5 TANQUE ANÓXICO

La corriente de recirculación procedente del tanque aerobio al anóxico ha sido estimada como:

Caudal recirculación interna..... 141 m³/d

Caudal al tanque anóxico..... 167 m³/d

$$IR = \frac{NO_x}{N_{NO3}} - 1 - R = \frac{22,70g/m^3}{6g/m^3} - 1 - 0,43 = 2,4$$

$$Q_{IR} = 60 \frac{m^3}{d} \times 2,4 = 141,28 m^3/d$$

$$Q_{anóxico} = Q_{IR} + Q_R = 60 \frac{m^3}{d} \times 2,4 + 60 \frac{m^3}{d} \times 0,43 = 167 m^3/d$$

Tomando valores típicos de diseño y suponiendo que el tiempo de retención hidráulico en la etapa anóxica es ¼ de la aerobia, se estima un volumen de tanque necesario de:

Volumen..... 20 m³

Tiempo de retención hidráulico 8 horas

$$TRH_{anoxico} = \frac{TRH_{aerobio}}{4} = \frac{1,32d}{4} = 0,33 \text{ días} \approx 8 \text{ horas}$$

$$Volumen = THR \times Q = 0,33d \times 60 \frac{m^3}{d} \approx 20 m^3$$

La concentración de la biomasa activa en el tanque anóxico es igual a 1855 g/m³.

$$X_b = \left[\frac{Q SRT}{V} \right] \left[\frac{Y (S_0 - S)}{1 + k_d SRT} \right] = \left[\frac{60 \frac{m^3}{d} \times 8,65d}{79,01m^3} \right] \left[\frac{0,4 \times (1440 - 0,82) \frac{g}{m^3}}{1 + 0,12d^{-1} \times 8,65d} \right]$$

$$= 1855 \text{ g/m}^3$$

10.6 SEDIMENTACIÓN

Según Metcalf & Eddy (1995), valores típicos de carga de superficie de sedimentación de fangos tras un proceso aerobio de fangos activados es entre 16 y 28 $\frac{m^3}{m^2 \text{ día}}$. Para dimensionar el tanque de sedimentación, se considera el valor más conservador, correspondiente a 16 $\frac{m^3}{m^2 \text{ día}}$.

La superficie mínima necesaria para la sedimentación es de:

$$S = \frac{60 \text{ m}^3/d}{16 \text{ m}^3/d} = 3,75 \text{ m}^2$$

Según Ronzano, E. (2002), la profundidad media de decantadores secundarios debe ser entre 1,55 m y 3,70 m. Considerando un valor típico de la altura de tanques de sedimentación igual a 2 m, se requiere un tanque con capacidad mínima volumétrica aproximada de 7,5 m³ y tiempo de retención hidráulico mínimo de 3h.

Capacidad mínima.....	7,5 m ³
TRH mínimo.....	3 h

$$V = \text{Área superficial} \times \text{Altura}$$

$$V = 3,75m^2 \times 2m = 7,5 \text{ m}^3$$

$$THR = \frac{V}{Q} = \frac{7,5m^3}{2,5m^3/h} = 3 \text{ h}$$

10.7 LÍNEA DE FANGOS

La cantidad de fangos enviados al flotador ha sido calculada de la siguiente manera:

$$\frac{kg_{solidos}}{\text{día}}_{\text{Flotador}} = \frac{kg_{solidos}}{\text{día}}_{\text{No tamizados}} + \frac{kg_{solidos}}{\text{día}}_{\text{Purgados}}$$

Diseño de una EDARI agropecuaria de 60 m³/d

$$\underbrace{\frac{kg_{sólidos}}{día}}_{\text{No tamizados}} = Q \frac{m^3}{día} \times \underbrace{\frac{[SST]}{m^3}}_{\text{que atraviesan el tamiz}} = 60 \frac{m^3}{día} \times 9 \frac{kg_{sólidos}}{m^3} = 540 \frac{kg_{sólidos}}{día}$$

Sólidos en la corriente de purga de la línea alternativa 1:

$$\underbrace{\frac{kg_{sólidos}}{día}}_{\text{Recirculados}} = Q_w \frac{m^3}{día} \times X_R \frac{kg}{m^3} = 12 \frac{m^3}{día} \times 10 \frac{kg}{m^3} = 120 \frac{kg_{sólidos}}{día}$$

Sólidos en la corriente de purga de la línea alternativa 2:

$$\underbrace{\frac{kg_{sólidos}}{día}}_{\text{Recirculados}} = Q_w \frac{m^3}{día} \times X_R \frac{kg}{m^3} = 3 \frac{m^3}{día} \times 10 \frac{kg}{m^3} = 30 \frac{kg_{sólidos}}{día}$$

Considerando un rendimiento máximo de eliminación de sólidos en el flotador, el aporte de sólidos a la entrada de la línea de fangos es de aproximadamente 594 $\frac{kg_{sólidos}}{día}$ a la línea 1 y de 513 $\frac{kg_{sólidos}}{día}$ a la línea 2, conforme muestran los cálculos a continuación.

$$\text{Línea de fangos 1} = 90\% \times (540 + 120) \approx 594 \frac{kg_{sólidos}}{día}$$

$$\text{Línea de fangos 2} = 90\% \times (540 + 30) \approx 513 \frac{kg_{sólidos}}{día}$$

10.8 BALANCE DE MATERIA FINAL

Una vez dimensionada las líneas de depuración a partir de la corriente de entrada, se comprueban los balances de materia teniendo en cuenta la corriente de purga de fangos. Cabe destacar que se proyecta el dimensionamiento de modo que comporte la variancia de las cargas contaminantes. A continuación se calculan los balances en la etapa de tratamiento primario.

10.8.1 ALTERNATIVA 1

- Homogeneización

El diagrama de bloques de la operación unitaria en estudio se muestra a continuación:

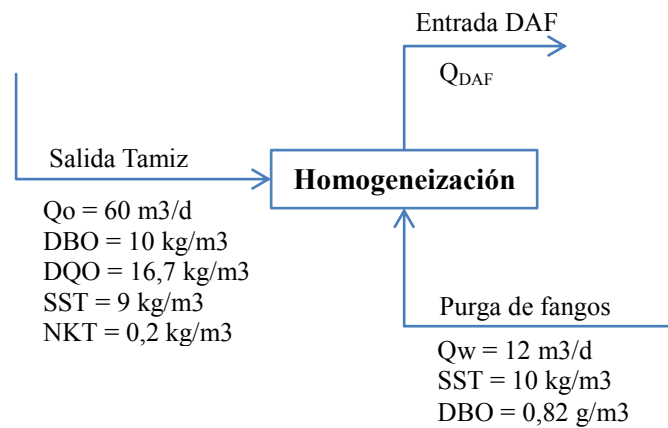


Figura 34: Balance de materia final: Homogeneización

BM Global:

$$Q_{DAF} = Q_w + Q_o = 60 \frac{m^3}{d} + 12 \frac{m^3}{d} = 72 \frac{m^3}{d}$$

BM específico:

$$[DBO]_{DAF} = \frac{60 \frac{m^3}{d} \times 10 \frac{kg}{m^3} + 12 \frac{m^3}{d} \times 0,00082 \frac{kg}{m^3}}{72 \frac{m^3}{d}} \approx 8,3 \frac{kg}{m^3}$$

$$[SST]_{DAF} = \frac{60 \frac{m^3}{d} \times 9 \frac{kg}{m^3} + 12 \frac{m^3}{d} \times 10 \frac{kg}{m^3}}{72 \frac{m^3}{d}} \approx 9,167 \frac{kg}{m^3}$$

$$[NKT]_{DAF} = \frac{60 \frac{m^3}{d} \times 0,2 \frac{kg}{m^3} + 12 \frac{m^3}{d} \times 0 \frac{kg}{m^3}}{72 \frac{m^3}{d}} \approx 0,167 \frac{kg}{m^3}$$

Considerando la DBO 60% de la DQO:

$$[DQO]_{DAF} = \frac{[DBO]_{DAF}}{0,6} = \frac{0,00082 \frac{kg}{m^3}}{0,6} = 0,00136 \frac{kg}{m^3}$$

$$[DQO]_{DAF} = \frac{60 \frac{m^3}{d} \times 10 \frac{kg}{m^3} + 12 \frac{m^3}{d} \times 0,00136 \frac{kg}{m^3}}{72 \frac{m^3}{d}} \approx 13,9 \frac{kg}{m^3}$$

- Flotación

El diagrama de bloques de la operación unitaria en estudio se muestra a continuación:

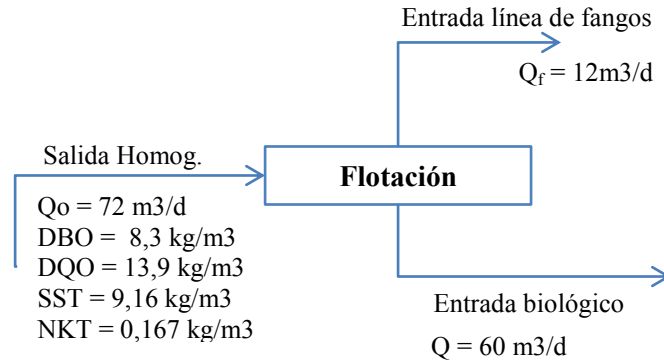


Figura 35: Balance de materia final: Flotación

BM específico:

$$[\text{DBO}]_{bio} = 30\%[\text{DBO}]_{DAF} = 0,3 \times 8,3 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 2,5 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$[\text{DQO}]_{bio} = 30\%[\text{DQO}]_{DAF} = 0,3 \times 13,9 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 4,2 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$[\text{SST}]_{bio} = 20\%[\text{SST}]_{DAF} = 0,2 \times 9,16 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 1,92 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$[\text{NKT}]_{bio} = 80\%[\text{NKT}]_{DAF} = 0,8 \times 0,167 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 0,133 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

10.8.2 ALTERNATIVA 2

- Homogeneización

El diagrama de bloques de la operación unitaria en estudio se muestra a continuación:

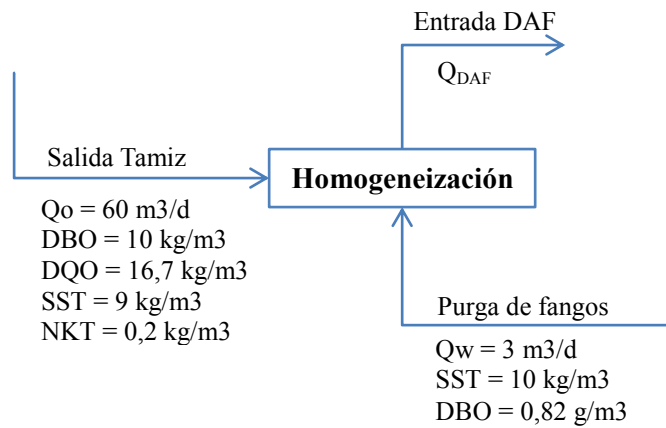


Figura 36: Balance de materia final: Homogeneización

BM Global:

$$Q_{DAF} = Q_w + Q_o = 60 \frac{m^3}{d} + 3 \frac{m^3}{d} = 63 \frac{m^3}{d}$$

BM específico:

$$[DBO]_{DAF} = \frac{60 \frac{m^3}{d} \times 10 \frac{kg}{m^3} + 3 \frac{m^3}{d} \times 0,00082 \frac{kg}{m^3}}{63 \frac{m^3}{d}} \approx 9,52 \frac{kg}{m^3}$$

$$[SST]_{DAF} = \frac{60 \frac{m^3}{d} \times 9 \frac{kg}{m^3} + 3 \frac{m^3}{d} \times 10 \frac{kg}{m^3}}{63 \frac{m^3}{d}} \approx 9,05 \frac{kg}{m^3}$$

$$[NKT]_{DAF} = \frac{60 \frac{m^3}{d} \times 0,2 \frac{kg}{m^3} + 3 \frac{m^3}{d} \times 0 \frac{kg}{m^3}}{63 \frac{m^3}{d}} \approx 0,19 \frac{kg}{m^3}$$

Considerando la DBO 60% de la DQO:

$$[DQO]_{DAF} = \frac{[DBO]_{DAF}}{0,6} = \frac{0,00082 \frac{kg}{m^3}}{0,6} = 0,00136 \frac{kg}{m^3}$$

$$[DQO]_{DAF} = \frac{60 \frac{m^3}{d} \times 10 \frac{kg}{m^3} + 3 \frac{m^3}{d} \times 0,00136 \frac{kg}{m^3}}{63 \frac{m^3}{d}} \approx 15,9 \frac{kg}{m^3}$$

- Flotación

El diagrama de bloques de la operación unitaria en estudio se muestra a continuación:

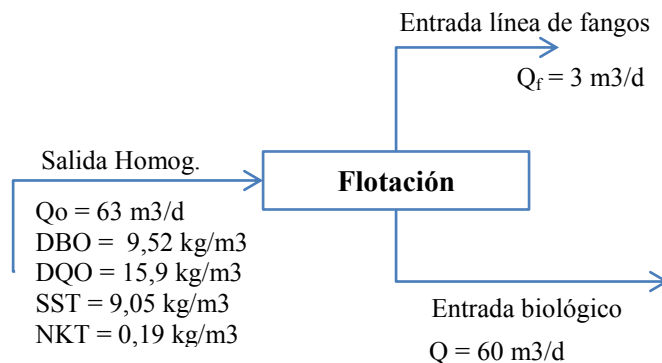


Figura 37: Balance de materia final: Flotación

BM específico:

$$[DBO]_{bio} = 30\%[DBO]_{DAF} = 0,3 \times 9,52 \frac{kg}{m^3} = 2,7 \frac{kg}{m^3}$$

$$[DQO]_{bio} = 30\%[DQO]_{DAF} = 0,3 \times 15,9 \frac{kg}{m^3} = 4,8 \frac{kg}{m^3}$$

$$[SST]_{bio} = 20\%[SST]_{DAF} = 0,2 \times 9,05 \frac{kg}{m^3} = 1,9 \frac{kg}{m^3}$$

$$[NKT]_{bio} = 80\%[NKT]_{DAF} = 0,8 \times 0,19 \frac{kg}{m^3} = 0,15 \frac{kg}{m^3}$$

10.9 TRATAMIENTO DE OLORES

Es muy complejo elaborar el diseño de una línea de tratamiento de olores en base a la cantidad de olores que generan las aguas residuales y los fangos generados en las E.D.A.R.I. en cada etapa de proyecto, cuando las instalaciones aún no están en funcionamiento, así como determinar la influencia generada sobre la población que vive en los alrededores.

Por eso, el alcance de este informe no contempla el estudio detallado de producción y diseño del tratamiento de olores. Lo que se plantea es identificar las principales fuentes de emisiones odoríferas procedentes del funcionamiento de la E.D.A.R.I. implantada y presentar las principales técnicas actuales de tratamiento y reducción de impacto.

Los principales compuestos que son la causa de malos olores en E.D.A.R. provienen, en general, de cuatro grandes grupos:

- *Derivados del Azufre:* Sulfuro de hidrógeno, mercaptanos y sulfuros orgánicos.

Son unas de las sustancias más molestas, por su olor característico, toxicidad y corrosividad.

- *Derivados del Nitrógeno:* Amoníaco y aminas orgánicas. Son generados debido a la degradación de aminoácidos y urea. Están en menores proporciones en las aguas de entrada y en mayores proporciones en los fangos de la etapa biológica. Se liberan sobre todo en la zona de tratamiento de fangos.
- *Derivados Ácidos:* Ácidos Grasos y volátiles
- *Derivados de aldehídos, acetonas y esteres*

La generación de olores se debe principalmente a formación de condiciones anaerobias en la línea, por la limitación de oxígeno en alcantarillado o en las unidades de procesos. Las principales fuentes de olores y medidas de control están presentadas en la Tabla 32 a continuación. Para evitar la emisión de malos olores se debe principalmente:

- Prevenir la degradación anaerobia de la materia orgánica por agua estancada en el sistema alcantarillado
- Minimizar los escapes líquidos e emisiones gaseosas indeseadas
- Cubrir los tanques de tratamiento de aguas residuales
- Sellar la base y los lados de los tanques

El diseño de la planta contempla una alternativa que reduce la formación de olores, que es la de recirculación de lodos activos del fango espesado a cabeza de planta, pues proporciona un consumo de compuestos odoríferos antes de su volatilización. Además, es recomendable plantear alguna (o una combinación) de técnicas de tratamiento de las emisiones con cargas odoríferas. Las principales técnicas son las siguientes:

- Sistemas de lavado de gases o *scrubbers*
- Sistemas de adsorción
- Sistemas de biofiltración
- *Biotrickling*

La Tabla 33 presenta un resumen de las técnicas mencionadas de tratamiento de olores en una depuradora.

Tabla 32: Emisión de olores en una instalación depuradora

Etapa de depuración	Principales causas	Principales consecuencias	Posibles medidas de minimización
Redes de alcantarillado	<ul style="list-style-type: none"> • Ausencia NO₃⁻ y O₂ • Presencia de bacterias sulfatoredutoras, fermentativas, metanógenas 	Contaminación odorífera y emisiones GEIs	<ul style="list-style-type: none"> • Emplear redes por gravedad en detrimento de redes por bombeo • Evitar saltos de agua y curvas pronunciadas en el diseño de la red • Sellar herméticamente la red en lugares sensibles
Estaciones de bombeo	<ul style="list-style-type: none"> • Liberación de compuestos odoríferos desde el agua residual en descarga • Acumulación de materia orgánica en rejillas 	Contaminación odorífera y emisión de CH ₄	<ul style="list-style-type: none"> • Limpiar periódicamente rejillas y canales • Diseñar adecuadamente de las pendientes en las líneas de recogida • Reducir la altura de los saltos hidráulicos • Evitar alta turbulencia en los canales de descarga
Zona de pretratamiento	<ul style="list-style-type: none"> • Acumulación de residuos en tamices 	Contaminación odorífera	<ul style="list-style-type: none"> • Evitar la acumulación de depósitos de materia orgánica • Limpiar periódicamente los tamices de desbaste • Minimizar la altura de puntos de descarga
Tanque de homogeneización	<ul style="list-style-type: none"> • Recepción de aguas sépticas y en condiciones anaeróbicas después de largos bombeos y/o un almacenamiento prolongado • Emisiones durante llenado y descarga en red 	Contaminación odorífera y emisiones de GEIs	<ul style="list-style-type: none"> • Minimización del tiempo de almacenamiento • Limpieza periódica para evitar la acumulación de restos orgánicos • Diseño de puntos de recogida y descarga con saltos hidráulicos de poca altura para minimizar emisiones. • Empleo de cubiertas
Tanque de aireación	<ul style="list-style-type: none"> • Entrada de aguas sépticas • Operación a OD < 1 mg/l 	Contaminación odorífera y emisión de N ₂ O	<ul style="list-style-type: none"> • Asegurar una correcta aeración y un mezclado adecuado del licor mezclado • Emplear difusores de aire en lugar de agitadores mecánicos superficiales
Digestión anaerobia	<ul style="list-style-type: none"> • Emisiones fugitivas de H₂S, AGVs y Biogás • Emisiones en reboses y puntos de descarga • Arranque y problemas de operación 	Contaminación odorífera y emisiones de GEIs	<ul style="list-style-type: none"> • Empleo de cubiertas • Asegurar la buena recogida del gas metano y H₂S. • Evitar fugas. • Evitar problemas arranque. • Minimizar la altura de reboses y descarga de lodos • Adición de sales de Fe para evitar la liberación de H₂S
Decantación secundaria	<ul style="list-style-type: none"> • Putrefacción de aguas residuales y restos orgánicos durante un almacenamiento prolongado. • <i>Bulking</i> del fango • Baja edad del fango 	Contaminación odorífera	<ul style="list-style-type: none"> • Asegurar una correcta aeración • Asegurar la no formación del bulking, resultado también de la presencia de H₂S y HS⁻ • Asegurar un correcto control de los parámetros de diseño

Tabla 33: Técnicas convencionales de tratamientos de olores

Técnicas	Descripción del funcionamiento	Informaciones técnicas	Aplicaciones
Lavado químico - tratamiento de absorción (<i>scrubber</i>)	Opera mediante absorción a contracorriente del gas residual a tratar, que se introduce por la parte inferior de la columna, por la solución absorbente en la parte superior. Rellenos sintéticos son introducidos y la columna para mejorar la eficiencia del sistema a través del aumento del área superficial y del tiempo de contacto entre ambas corrientes.	Típicamente se propone realizar el lavado en tres etapas consecutivas	Eficiencia elevada para compuestos polares como H ₂ S, NH ₃ , aminas y algunos COVs. Aplicable a todo tipo de caudales. Posibilidad de emplear reactivos para fijar o degradar contaminantes de interés. Rendimientos del 90-95% eliminación.
Adsorción con carbón activado	Opera mediante separación y transferencia de los contaminantes gaseosos a un adsorbente (carbón activo)	El aire pasa a través del lecho de carbón activado de la torre llevándose a cabo la retención de las moléculas que producen olor.	Aplicable para tratamiento de gases con una baja concentración de contaminantes (COV y/o H ₂ S), Para caudales medios o bajos. Rendimientos eliminación del 90%. También puede aplicarse para tratar emisiones de gran caudal y con un único contaminante (si se dispone de un sistema de regeneración "in situ" que restablezca la capacidad del filtro cada vez que se agote.)
Biofiltración	La biofiltración se produce sobre un lecho fijo filtrante poroso e inerte que sirve de soporte de los cultivos bacterianos. A medida que el gas atraviesa el lecho filtrante, los contaminantes y nutrientes son incorporados por los microorganismos presentes en el biofiltro que los transforman en compuestos inocuos.	El proceso consta generalmente de un pretratamiento de lavado que filtra y acondiciona el aire a tratar, haciendo que alcance la temperatura y la humedad óptimos para el tratamiento biológico posterior (humedad 90%, T=25-35 °C).	Aplicable para eliminación COV's y restos de compuestos; para tratar emisiones de baja concentración, corrientes constantes, de composición homogénea, pocos cambios de temperatura y sobre todo cuyos contaminantes sean susceptibles de biodegradación.
Filtros percoladores biológicos	Opera mediante disolución de los contaminantes acuosos en el líquido de lavado que circula continuamente a través de un lecho de relleno que contiene microorganismos adheridos al mismo, haciéndose accesibles a la acción biodegradativa de los microorganismos incluidos en el <i>biofilm</i> . El líquido proporciona humedad, nutrientes y el control del pH. El exceso de biomasa se arrastra por lixiviación y después se purga.	El tiempo de residencia de los gases en el interior de los filtros percoladores biológicos es inferior a los que presentan los biofiltros y algo superior a los que presentan los scrubber. El principal aspecto a regular es el espesor del biofilm que debe mantenerse suficientemente fino para evita que aparezca actividad anaerobia.	

10.10 ESPECIFICACIONES TÉCNICAS

BOMBEO A TAMIZADO

Nº de bombas.....	2 (1+1 reserva)
Tipo.....	sumergible
Modelo.....	MAM11M2
Caudal , m³/h	3,6 – 32,4
Presión, mca	9,4
Potencia del motor, kW	1,1
Tensión, V.....	230/400

AGITADOR SUMERGIBLE

Nº de Unidades	1
Modelo.....	AGS 180 o similar
Velocidad de hélice, rpm	1.370
Diámetro hélice, mm	191
Potencia, kW	0,9
Tensión, V.....	400

TAMIZADO

TAMIZADO 1

Nº unidades.....	1
Tipo.....	Tamiz Rotativo
Marca.....	DEFENDER
Modelo.....	TR 63/60
Luz, mm.....	2
Tipo de malla.....	perforada
Caudal máximo, m³/h.....	57 (Agua limpia)
Potencia, kW	0,55
Mecanismo accionador.....	Incluido
Limpieza automática	Incluida

TAMIZADO 2

Nº unidades.....	1
Tipo.....	Tamiz Rotativo
Marca.....	DEFENDER
Modelo.....	TR 63/60
Luz, mm.....	0,50
Tipo de malla.....	Rejilla
Caudal máximo, m³/h.....	63 (Agua limpia)
Potencia, kW	0,55
Mecanismo accionador.....	Incluido
Limpieza automática	Incluida



Figura 38: Imagen de un equipo Tamiz similar

HOMOGENEIZACIÓN

DEPÓSITO DE HOMOGENEIZACIÓN

Nº unidades.....	1
Tipo	Tanque de placas modulares
Construcción	Placas prefabricadas PRFV
Marca	W-TANK
Modelo	N8D5,8H5
Acabado.....	Gel Coat
Resina	Isoftálica
Temperatura de deformación.....	65 °C
Nivel de pH	3 – 9
Número de placas	8
Diámetro, m	5,8
Altura total depósito, m.....	5
Altura útil de agua considerada, m.....	4,5
Volumen Total, m ³	131
Volumen útil, m³	120
Tapa	Incluida



Figura 38: Imagen de un equipo similar con tapa

AGITADOR

N° de Unidades	1
Tipo.....	Lateral
Modelo.....	HPS3 o similar
Diámetro de hélice, mm	540
Velocidad de hélice, rpm	296
Material Hélice	AISI 316
Potencia del motor, kW	4
Tensión, V.....	230/400

BOMBA DOSIFICADORA ANTIESPUMANTE

N° de unidades	1
Marca	Prominent
Descripción	bomba dosificadora membrana 3ph
Caudal máximo	12,3 l/h para 50Hz
Presión máxima	4 bar

Motor:

Tipo	Trifásico
Potencia	0,07 kW
Tensión	230/400 V
Frecuencia	50/60 Hz

BOMBEO A TRATAMIENTO

N° bombas	2 (1+1 Reserva)
Tipo	Centrífuga
Modelo.....	HG 50 o similar
Caudal, m³/h	1,5 - 30
Presión, mca	19 – 6,5
Potencia, kW	1,1

Variador de velocidad:

N° de unidades	1
Potencia motor	1,1

Tensión de alimentación, v 400

CAUDALIMETRO

Nº de unidades 1
 Tipo electromagnético
 Marca SIEMENS
 Conductividad mínima, µS/cm 20
 Rango de operación, m/s 0 - 10
 Presión de servicio max, bar 16

COAGULACION - FLOCULACION

BOMBA DOSIFICADORA DE SOSA

Nº unidades 1
 Marca PROMINENT
 Descripción bomba dosificadora membrana a motor 3ph
 Membrana Developan (recubierta de teflón)
 Caudal máximo 40 l/h para 50Hz
 Presión máxima 7 bar
 Motor:
 Tipo Trifásico
 Potencia 0,07 kW
 Tensión 230/400 V
 Frecuencia 50/60 Hz

BOMBA DOSIFICADORA DE COAGULANTE

Nº unidades 1
 Marca PROMINENT
 Descripción bomba dosificadora membrana a motor 3ph
 Membrana Developan (recubierta de teflón)
 Caudal máximo 26 l/h para 50Hz
 Presión máxima 7 bar
 Motor:
 Tipo Trifásico
 Potencia 0,07 kW
 Tensión 230/400 V
 Frecuencia 50/60 Hz

BOMBA DOSIFICADORA DE FLOCULANTE

Nº unidades 1
 Marca PROMINENT
 Descripción bomba dosificadora membrana a motor 3ph
 Membrana Developan (recubierta de teflón)
 Caudal máximo 120 l/h para 50Hz
 Presión máxima 4 bar
 Motor:
 Tipo Trifásico
 Potencia 0,09 kW
 Tensión 230/400 V
 Frecuencia 50/60 Hz

Kit de limpieza de sonda de pH:

Cantidad	1
Electroválvula	3/2 ways
Tipo	BÜRKERT
Modelo	6211
Conexión	½ “
Diámetro	13 mm
Kv factor (Agua)	3,6 m ³ /h
Voltaje	24 V.D.C.
Consumo	4 W

Kit de control de pH:

Nº de unidades	1
Marca	JUMO
Modelo	dTrans PH-02
Voltaje	230 V

PLANTA AUTOMÁTICA DE POLI

Nº unidades	1
Tipo	Planta Automática de Poli 3 Cámaras.
Modelo	PAP 3C-500

Tolva polielectrolito:

Capacidad tolva, litros	60 (20)
Motor, kW	Siemens, 0.18kW
RPM	1350
Reductor	Motovario NMRV 040

Agitador	Incluido
Electro-válvula	Incluida
Caudalímetro	Incluido
Sensor Capacitivo	Incluido
Captador de presión	Incluido



Figura 40: Imagen de un equipo PAP similar

TUBO FLOCULADOR

Nº de unidades	1
Modelo	FLH-10
Caudal nominal	3-5 m³/h

Material:

Soporte	Acero Inoxidable AISI-304
Tuberías	PEHD

Piecerío Incorporado:

Punto de inyección de floculante	1
Punto de inyección de sosa	1
Punto de inyección de coagulante	1
Punto de sonda para pH	1
Puntos para Toma de Muestras	4

FLOTACIÓN POR AIRE DISUELTO

Nº de unidades	1
Marca	ANACONDA
Modelo	FRC-10 Balón
Capacidad media	3-5 m³/h
Material depósito	PRFV
Acabado depósito.....	Gel Coat I5 BV
Estructura	Acero Inoxidable AISI-304

Bombas de Recirculación:

Nº de Bombas	1
Modelo	Centrifuga
Caudal, m ³ /h	0 – 8,5
Presión, bar	2,5 – 5,9
Potencia nominal	1,1 kW
Tensión	Y400V
Conexión	3ph
Frecuencia	50Hz

Válvulas de presurización:

Nº de unidades	2
Válvula	De diafragma
Regulación	manual
Limpieza de válvulas	Totalmente abiertas

Calderín de Presurización:

Nº de unidades	1
Material Calderin	Acero Inoxidable AISI-304
Volumen	237,6 L.

Elementos Separadores	Incluido
Purga de fondo	Incluido
Accionador de rasquetas	Incluido
Inyector Venturi	Incluido

Válvula de Seguridad.....	Incluido
Componentes neumáticos:	
Tipo de Cuadro	Electroneumático
Filtro de Aire	Incluido
Reguladora de Aire	Incluido
Manómetro de Glicerina	Incluido
Medida de Presión	Incluido
Fluidómetro	Incluido
Electroválvulas	Incluido
Elementos de control y seguridad:	
Sensor de Nivel.....	Incluido
Parada de Seguridad	Incluido
Sensor detector de posición del motor	Incluido
Compresor:	
Nº de unidades	1
Presión Máxima	10 bar
Caudal máx	254 L/min



Figura 41: Imagen de un equipo DAF similar

TRATAMIENTO BIOLÓGICO OPCIÓN 1

DEPÓSITO AEROBIO

Nº unidades.....	1
Tipo	Tanque de placas modulares
Construcción	Placas prefabricadas PRFV
Marca	W-TANK
Modelo	N14D10,1H5

Acabado.....	Gel Coat
Resina.....	Isofáltica
Temperatura de deformación.....	65 °C
Nivel de pH.....	3 – 9
Número de placas.....	14
Diámetro, m.....	10,1
Altura total depósito, m.....	5
Altura útil de agua considerada, m.....	4,5
Volumen Total, m ³	400
Volumen útil, m³.....	360

DIFUSORES

Nº Unidades.....	40
Marca.....	TORO EQUIPMENT
Modelo.....	DBF-1000
Caudal aire.....	10 Nm³/h/ud (condiciones ideales)
Longitud, mm.....	1.000

Material:

Membrana.....	EPDM
Soporte.....	PVC

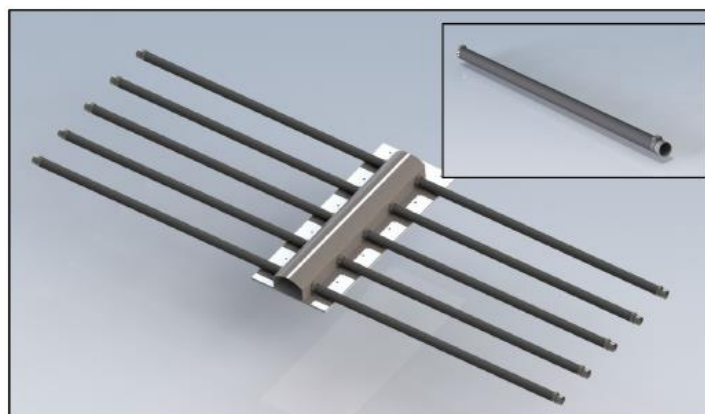


Figura 42: Imagen de un difusor similar

GRUPO SOPLANTE

Nº de soplantes.....	1
Tipo.....	émbolos rotativos
Caudal, Nm³/h.....	420
Presión, mbar.....	650
Potencia motor, kW.....	15
Soplante, r.p.m.....	2.930
Motor, r.p.m.....	2.930
Protección.....	IP55
Diámetro nominal de la soplante.....	DN 80
Válvula de sobrepresión.....	1
Válvula de retención.....	1
Cabina insonorización.....	Incluida

TANQUE ANÓXICO

Nº unidades.....	1
Tipo	Tanque de placas modulares
Construcción	Placas prefabricadas PRFV
Marca	W-TANK
Modelo	N7D5,2H5
Acabado.....	Gel Coat
Resina	Isoftálica
Temperatura de deformación.....	65 °C
Nivel de pH	3 – 9
Número de placas	7
Diámetro, m	5,2
Altura total depósito, m.....	5
Altura útil de agua considerada, m.....	4,5
Volumen Total, m ³	105
Volumen útil, m³	95

AGITADOR LATERAL

Nº de Unidades	1
Tipo.....	Lateral
Modelo.....	HPS3 o similar
Diámetro de hélice, mm	460
Velocidad de hélice, rpm	296
Material Hélice	AISI 316
Potencia del motor, kW	2,2
Tensión, V.....	230/400



Figura 44: Imagen de un equipo similar

TRATAMIENTO BIOLÓGICO: OPCIÓN 2

SISTEMA INTERCAMBIADOR DE CALOR

Nº unidades.....	1
Tipo	Tubular
Temperatura del agua, °C	20
Temperatura en el reactor, °C	35
Control y medición de temperatura	Incluido

**El cliente debe proveer el agua de refrigeración*

DIGESTOR ANAEROBIO UASB

Nº unidades.....	1
Tipo	Reactor UASB
Marca	Rotoplas (o similar)
Fabricación	HDPE
Volumen Total, m ³	28,8 m ³
Altura total, m.....	5,49
Diámetro, m	3
Flujo de trabajo, lps	0,75-1,2
Medidor de pH.....	Incluido
Control de temperatura	Incluido
Bombas dosificadoras de químicos	Incluidas



Figura 45: Imagen de un reactor UASB similar

LÍNEA DE BIOGAS

Incluye:

- Válvulas de seguridad
- Válvula controlada y reguladora de presión a instalar en la tubería de biogás con apagallamas incorporado
- Colector de gas, conectado a la tubería de salida del techo del reactor
- Apagallamas para instalar en la línea piloto de encendido de la antorcha
- Filtro de piedras para eliminar condensados y fangos anaerobios del biogás

- Trampa de condensados y sedimentados con indicador visual de nivel y purgador manual
- Antorcha de combustión externa para quemado del biogás
- Purgador manual para la línea de la antorcha

REACTOR AEROBIO

Nº unidades.....	1
Tipo	Tanque de placas modulares
Construcción	Placas prefabricadas PRFV
Marca	W-TANK
Modelo	N7D5,2H5
Acabado.....	Gel Coat
Resina	Isofáltica
Temperatura de deformación.....	65 °C
Nivel de pH	3 – 9
Número de placas	7
Diámetro, m	5,2
Altura total depósito, m.....	5
Altura útil de agua considerada, m.....	4,5
Volumen Total, m ³	105
Volumen útil, m³	95

DIFUSORES

Nº Unidades.....	13
Marca.....	TORO EQUIPMENT
Modelo.....	DBF-1000
Caudal aire.....	10 Nm³/h/ud (condiciones ideales)
Longitud, mm	1.000

Material:

Membrana.....	EPDM
Soporte.....	PVC

GRUPO SOPLANTE

Nº de soplantes	1
Tipo.....	ébolos rotativos
Caudal, Nm³/h	420
Presión, mbar.....	650
Potencia motor, kW	15
Soplante, r.p.m.....	2.930
Motor, r.p.m.....	2.930
Protección	IP55
Diámetro nominal de la soplante	DN 80
Válvula de sobrepresión	1
Válvula de retención.....	1
Cabina insonorización	Incluida

TANQUE ANÓXICO

Nº unidades.....	1
------------------	---

Tipo	Tanque de placas modulares
Construcción	Placas prefabricadas PRFV
Marca	W-TANK
Modelo	N6D4,4H2
Acabado.....	Gel Coat
Resina	Isoftálica
Temperatura de deformación	65 °C
Nivel de pH	3 – 9
Número de placas	6
Diámetro, m	4,4
Altura total depósito, m	2
Altura útil de agua considerada, m.....	1,5
Volumen Total, m ³	31
Volumen útil, m³	23
AGITADOR LATERAL	
Nº de Unidades	1
Tipo.....	Lateral
Modelo.....	HPS3 o similar
Diámetro de hélice, mm	460
Velocidad de hélice, rpm	296
Material Hélice	AISI 316
Potencia del motor, kW	2,2
Tensión, V.....	230/400

SEDIMENTACIÓN

DECANTACIÓN	
Nº unidades.....	1
Tipo	Tanque de placas modulares
Construcción	Placas prefabricadas PRFV
Marca	W-TANK
Modelo	N6D4,4H2
Tipo placa	Valladolid
Acabado.....	Gel Coat
Resina	Isoftálica
Temperatura de deformación	65 °C
Nivel de pH	3 – 9
Número de placas	6
Diámetro, m	4,4
Altura total depósito, m	2
Superficie, m ²	15
Velocidad ascensional a caudal nominal.....	0,67 m/h
Vertedera.....	Interior
Color estándar.....	RAL 7005



Figura 46: Imagen de decantadores similares

EQUIPAMIENTO DECANTADOR (Kit decantador)

Incluye:

- Vertedero trapezoidal ajustable en PRFV.
- Deflector de grasas y flotantes y Rasqueta articulada para la recogida de flotantes.
- Rasqueta para el barrido de fangos.
- Torre decantador.
- Puente rascador.

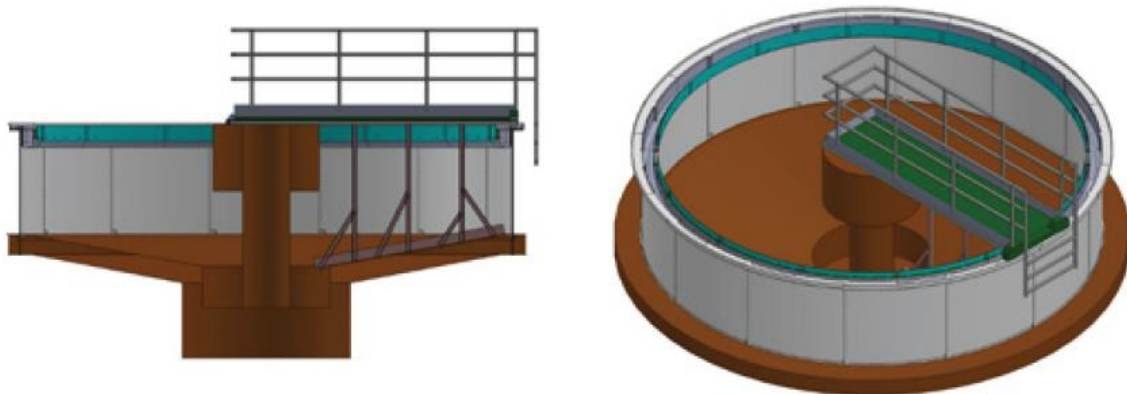


Figura 47: Imagen similar al esquema del kit decantador

RECIRCULACIÓN EXTERNA Y INTERNA

RECIRCULACION Y PURGA DE FANGOS

Nº de bombas.....	2 (1+1 Reserva)
Tipo	Centrífuga
Modelo.....	HGMG 80-2,2 o similar
Caudal de trabajo, m ³ /h	18 - 42
Presión de trabajo, mca.....	13,2 – 5,8
Potencia, kW	4
Tipo de Corriente.....	trifásica
Voltaje, V	400

Variador de velocidad:	
Nº de unidades	1
Potencia motor	4
Tensión de alimentación, V	230/400

RECIRCULACION INTERNA ANOXIA

Nº de bombas.....	2 (1+1 Reserva)
Tipo	Centrífuga
Modelo.....	04RAG-T o similar
Caudal de trabajo, m ³ /h	60 - 170
Presión de trabajo, mca.....	12 - 30
Potencia, kW	11
Tipo de Corriente.....	trifásica
Voltaje, V	400-690

10.11 PRESUPUESTO

10.11.1 PROCESOS COMUNES

Lo ofertado en este presupuesto consta del suministro de los equipos de los procesos comunes a ambas alternativas de depuración. No están incluidos precios del montaje de los equipos, electrificación, transporte a la planta, puesta en marcha, tuberías y obra civil.

Asciende el presupuesto a la expresada cantidad de **NOVENTA Y UN MIL, OCHOCIENTOS TREINTA TRES EUROS (91.833,00 €)**, lo cual consta de las siguientes partidas:

Presupuesto PROCESOS COMUNES:	
BOMBEO A TAMIZADO	
2 Uds. Bomba sumergible MAM 11M2	1.618,00 €
1 Ud. Agitador sumergible AGS 180-3SHG + sistema de elevación	2.700,00 €
Válvulas y accesorios	200,00 €
1 Ud. Sonda de nivel Jumo Inmersion	340,00 €
TAMIZADO	
1 Ud. Tamiz rotativo autolimpiante, TR 63/60 malla perforada 2 mm	4.118,15 €
1 Ud. Tamiz rotativo autolimpiante, TR 63/60 malla rejilla 0,5 mm	4.118,15 €
2 Uds. Cuadro eléctrico para el control del tamiz rotativo	1.400,00 €
HOMOGENEIZACIÓN	
1 Ud. Depósito modular en PRFV, WTANK N8D5,8H5 + Escalera	9.000,00 €
1 Ud. Tapa plana PRFV para el depósito N8D5,8H5	2.115,00 €
1 Ud. Agitador lateral HPS3-04 + sistema de sujeción	5.100,00 €
1 Ud. Bomba antiespumante Prominent	290,00 €
BOMBEO A FLOTACIÓN	
2 Uds. Bomba centrífuga autoespirante HG 50-1,1	1.080,00 €
1 Ud. Caudalímetro Siemens	1.200,00 €
Válvulas y accesorios	300,00 €
FLOTACIÓN POR AIRE DISUELTO	
1 Ud. Bombas dosificadoras (Sosa, coagulante y floculante) y Control pH	4.427,25 €
1 Ud. Planta Automática de polielectrolito, PAP 500 3C INOX	5.394,00 €
1 Ud. Cuadro eléctrico para el control de la PAP	1.705,60 €
1 Ud. Tubo floculador, FLH 10	1.521,44 €
1 Ud. Flotador por aire disuelto, FRC-10	20.812,10 €
1 Ud. Compresor	582,40 €
1 Ud. Cuadro eléctrico para control del equipo de flotación y de las bombas dosificadoras incluidas en la oferta	3.731,00 €

DECANTACIÓN	
1 Ud. Depósito modular en PRFV, WTANK N6D4,4H2 + Kit decantador	5.800,00 €
1 Ud. Deflector de grasas + Puente decantador tracción periférica	12.600,00 €
RECIRCULACIÓN Y PURGA DE FANGOS	
2 Uds. Bomba centrífuga de recirculación	900,00 €
Válvulas y accesorios	440,00 €
1 Ud. Sonda de nivel Jumo Inmersion	340,00 €
PRECIO TOTAL equipos	91.833,00 €

10.11.2 TRATAMIENTO BIOLÓGICO AEROBIO

Lo ofertado en este presupuesto consta del suministro de los equipos del tratamiento biológico aerobio de la alternativa 1 de depuración. No están incluidos precios del montaje de los equipos, electrificación, transporte a la planta, puesta en marcha, tuberías y obra civil.

Asciende el presupuesto a la expresada cantidad de **CUARENTA MIL, NUEVECIENTOS SESENTA Y OCHO EUROS (40.968,00 €)**, lo cual consta de las siguientes partidas:

Presupuesto tratamiento biológico ALTERNATIVA 1:	
TRATAMIENTO AEROBIO	
1 Ud. Depósito modular en PRFV, WTANK N14D10,1H5	11.758,00 €
33 Uds. difusores DBF 1000 + Distribuidores	2.700,00 €
1 Ud. Soplante + 1 Ud. Motor soplante + 1 Ud. Cabina de insonorización + válvulas	7.820,00 €
1 Ud. Control de oxígeno + soporte	1.700,00 €
1 Ud. Control de MSS + soporte	3.200,00 €
TRATAMIENTO ANÓXICO	
1 Ud. Depósito modular en PRFV, WTANK N7D5,2H5	5.800,00 €
1 Ud. Agitador lateral + soporte	3.650,00 €
2 Ud. Bombeo recirculación de biológico a anoxia	3.400,00 €
Válvulas y accesorios	600,00 €
1 Ud. Sonda de nivel Jumo Inmersion	340,00 €
Presupuesto Total	40.968,00 €

10.11.3 TRATAMIENTO BIOLÓGICO ANAEROBIO Y AEROBIO

Lo ofertado en este presupuesto consta del suministro de los equipos del tratamiento biológico anaerobio seguido del aerobio (alternativa 2 de depuración). No están incluidos precios del montaje de los equipos, electrificación, transporte a la planta, puesta en marcha, tuberías y obra civil.

Asciende el presupuesto a la expresada cantidad de **SETENTA Y SIETE MIL, SECIENTOS Y CUARENTA SIETE (77.647,00 €)**, lo cual consta de las siguientes partidas:

Presupuesto tratamiento biológico ALTERNATIVA 2:	
TRATAMIENTO ANAEROBIO	
1 Ud. Reactor UASB Rotoplas, incluyendo control de pH, temperatura y dosificación de químicos	30.000,00 €
1 Ud. Línea de biogás	10.000,00 €
1 Ud. Intercambiador de calor	7.000,00 €
Válvulas y accesorios	1.000,00 €
TRATAMIENTO AEROBIO	
1 Ud. Depósito modular en PRFV, WTANK N7D5,2H5	5.737,00 €
12 Uds. difusores DBF 1000 + Distribuidores	800,00 €
1 Ud. Soplante + 1 Ud. Motor soplante + 1 Ud. Cabina de insonorización + válvulas	7.820,00 €
1 Ud. Control de oxígeno + soporte	1.700,00 €
1 Ud. Control de MSS + soporte	3.200,00 €
TRATAMIENTO ANÓXICO	
1 Ud. Depósito modular en PRFV, WTANK N6D4,4H2	2.400,00 €
1 Ud. Agitador lateral + soporte	3.650,00 €
2 Ud. Bombeo recirculación de biológico a anoxia	3.400,00 €
Válvulas y accesorios	600,00 €
1 Ud. Sonda de nivel Jumo Inmersion	340,00 €
Presupuesto Total	77.647,00 €