



ESCUELA UNIVERSITARIA DE
INGENIERÍA TÉCNICA INDUSTRIAL
DE ZARAGOZA



PROYECTO FINAL DE CARRERA

**Diseño de una E.D.A.R. para industria
bodeguera y de zumos**

AUTOR: Amaya Castellano Martínez

DIRECTOR: Eva Francés Pérez

ESPECIALIDAD: Química Industrial

CONVOCATORIA: Septiembre 2011

RESUMEN

Las aguas residuales generadas por la industria bodeguera y de zumos, situada en la provincia de Ciudad Real, contienen altas cargas orgánicas, por tanto tienen elevados niveles de Demanda Biológica de Oxígeno (DBO) y de Demanda Química de Oxígeno (DQO), que superan los parámetros establecidos por la legislación para verter a cauce público.

El objetivo principal de este proyecto es cuantificar y definir las características del vertido final y una vez que se hayan comparado los valores obtenidos con los correspondientes a los marcados por la legislación vigente para su vertido a cauce público, se realizará la elección y el dimensionamiento de la Estación Depuradora necesaria para adecuar los parámetros del vertido de la empresa a los exigidos por la normativa vigente.

Se diseña una estación depuradora de aguas residuales con un pretratamiento y tratamiento biológico anaerobio y aerobio mediante sistema UASB y MBR respectivamente.

En el proyecto se describe la industria a estudiar que vierten a cauce público, el proceso de producción del vino y del zumo, los vertidos producidos en la empresa, el tratamiento de depuración propuesto así como los diferentes tipos de tratamientos, y además, se explican los cálculos realizados para el dimensionamiento de la E.D.A.R.

ÍNDICE

CAPÍTULO 1. OBJETO	5
CAPÍTULO 2. JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO.....	6
CAPÍTULO 3. PRESENTACIÓN DE LA INDUSTRIA.....	7
CAPÍTULO 4. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN	8
4.1. Proceso industrial de producción del vino.....	8
4.2. Proceso industrial de producción del zumo.....	16
CAPÍTULO 5. VERTIDOS PRODUCIDOS EN LA EMPRESA.....	21
5.1. Origen de los vertidos.....	21
5.2. Características de los vertidos	21
5.3. Legislación.....	26
CAPÍTULO 6. DESCRIPCIÓN DEL TRATAMIENTO PROPUESTO.....	29
6.1. Pretratamiento.....	30
6.2. Tratamiento biológico.....	37
6.2.1. Tratamiento anaerobio	37
6.2.2. Tratamiento aerobio	41
6.3. Línea de fangos.....	44
6.3.1. Purga de fangos.....	44
6.3.2. Espesado de fangos	44
6.3.3. Deshidratación de fangos.....	45
6.3.4. Almacenamiento de fango deshidratado.....	46
CAPÍTULO 7. CÁLCULOS	47
7.1. Tamiz rotativo.....	47
7.2. Tornillo sinfín compactador	48
7.3. Homogeneizador.....	50

7.4.	Agitadores sumergidos en homogeneizador	53
7.5.	Intercambiador de calor	53
7.6.	Reactor anaerobio	67
7.7.	Reactor aerobio	74
7.8.	Purga de fangos	89
7.9.	Espesador fangos	90
7.10.	Centrífuga	92
7.11.	Almacenamiento de fango deshidratado.....	95
CAPÍTULO 8. FUENTES DE INFORMACIÓN		96
8. 1.	Libros.....	96
8. 2.	Páginas web	96
ANEXO 1.	DEFINICIONES.....	99
ANEXO 2.	DIFERENTES PROCESOS DE DEPURACIÓN	102

CAPÍTULO 1. OBJETO

Este proyecto surge como respuesta a la necesidad de una industria bodeguera y de zumos, situada en a la provincia de Ciudad Real, de adecuar sus efluentes líquidos a las limitaciones especificadas para su vertido a cauce público.

El objeto del siguiente proyecto consiste en cuantificar y definir las características del vertido final y una vez que se hayan comparado los valores obtenidos con los correspondientes a los marcados por la legislación vigente para su vertido a cauce público, se realizará la elección y el dimensionamiento de la Estación Depuradora necesaria para adecuar los parámetros del vertido de la empresa a los exigidos por la normativa vigente.

CAPÍTULO 2. JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO

Uno de los impactos más significativos es el gran volumen de agua que consume durante el proceso productivo, siendo las principales operaciones que generan aguas residuales:

1. Con respecto a la producción de vino:

- Zona de Botas: derrames de vino, limpieza de suelos, limpieza de pozos.
- Planta de tratamiento: limpieza de depósitos, de centrífugas y filtros, derrames de vino, aguas de refrigeración.
- Planta de embotellado: enjuague y limpieza del tren de embotellado.
- Todas las instalaciones: limpieza en general y consumo de agua.

Toda esta agua va destinada a procesos de limpieza, aproximadamente un 90 % de toda la consumida se convertirá en agua de vertido, el 10 % restante son pérdidas por fugas en la red de suministro, evaporación, filtraciones, etc.

2. En la planta de zumos:

- Derrames de zumos, limpieza de suelos.
- Reboses de las máquinas de llenado.
- Limpieza de fruta como de la maquinaria utilizada.

Toda esta agua consumida genera un vertido. Estas aguas se asemejan a las aguas residuales urbanas y se vierten directamente al alcantarillado, sin tratamiento previo o sin depurar. Esto genera problemas por lo que se hace necesario una planta depuradora para tratar dichos vertidos.

CAPÍTULO 3. PRESENTACIÓN DE LA INDUSTRIA

Este proyecto ha sido realizado para una empresa bodeguera y de zumos, situada a 30,9 Km de Ciudad Real. Esta empresa consta de dos zonas de producción: una dedicada a la fabricación de zumos y otra dedicada a la fabricación de vinos, en unas instalaciones de más de 120.000 m².

Dicha empresa es líder en los mercados de Vinos y Zumos en España y su actividad comercial se extiende a más de 130 países de los 5 continentes.

Los productos elaborados en la planta son:

1. Mostos: blanco, tinto y gasificados.
2. Zumos: de distintas variedades: exprimidos y enriquecidos con vitamina C.
3. Bebidas de zumo de frutas sin gas
4. Bebidas funcionales: mezclas de zumos con y sin leche, horchatas.
5. Té frío
6. Platos preparados: gazpachos, caldos y cremas.
7. Tinto de verano: con y sin alcohol.
8. Vinos de calidad con 10 Denominaciones de Origen.

CAPÍTULO 4. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN

4.1. Proceso industrial de producción del vino

El proceso productivo a desarrollar es el de elaboración de vinos tintos crianzas y se resume en el diagrama de la Figura 1:

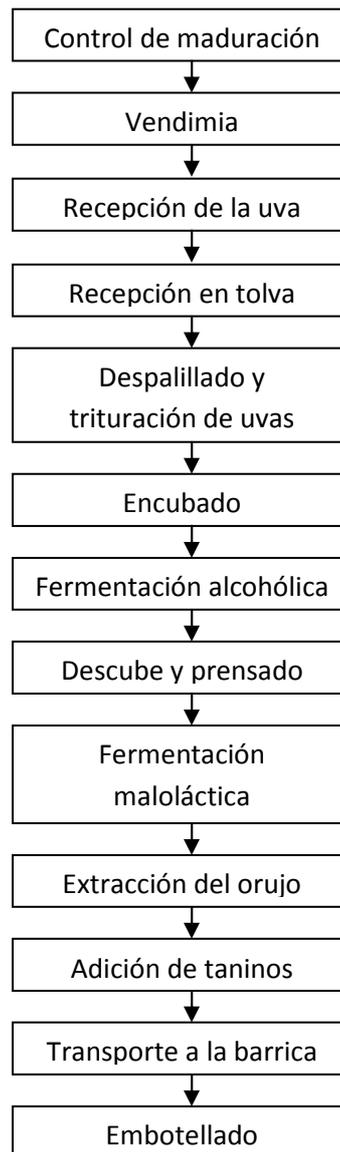


Figura 1. Diagrama del proceso de producción del vino tinto

Una descripción de los distintos pasos se desarrolla a continuación:

4.1.1. Control de maduración

Las uvas a utilizar serán las propias de la explotación y de proveedores de la zona. Se realizarán controles de maduración de cada viña, para fijar la fecha oportuna del comienzo de vendimia en cada una de ellas, dependiendo de la evolución de los controles realizados.

4.1.2. Vendimia

Según la evolución de los controles anteriores en las diferentes viñas, se establece un programa de vendimia, con fecha, orden de viñas, número de personas y kilogramos recolectados por día según bodega.

La vendimia se realiza a mano y sin dañar el racimo. La uva será transportada a la bodega en remolque sin pisarla. En el transporte de la uva se añade a esta aproximadamente unos 20 mg/l de SO₂ ya que se puede producir oxidación o puede iniciarse la fermentación alcohólica.

4.1.3. Recepción de la uva

Toda la uva que entra en bodega, deberá cumplir todos los requisitos que las normas de campaña dictadas por el Consejo Regulador exijan, entre ellas la pesada obligatoria y el ticket correspondiente; además en bodega se le hará un control analítico a cada partida antes de la recepción en tolva.

4.1.4. Recepción en tolva

Cuando la uva llega a la bodega se recibe en la tolva (Figura 2), que es un transportador de la uva hasta el despallador. Allí se separa la uva del raspón.



Figura 2. Tolva

4.1.5. Despalillado y trituración de uvas

La uva de la tolva pasará mediante un sinfín alimentador al conjunto de despalilladora-trituradora, en la cual se realiza el despalillado de la uva. Posteriormente la uva es triturada y se obtiene una pasta, es conducido mediante bomba a los depósitos de fermentación mostrados en la Figura 3.



Figura 3. Depósitos de fermentación

4.1.6. Encubado

El encubado en depósito se realiza mediante bomba hasta un volumen máximo del 90% del volumen total del depósito. En este momento, se hacen las correcciones oportunas de SO₂ y acidez. La pasta contiene bacterias lácticas, acéticas y levaduras.

4.1.7. Fermentación alcohólica

Una vez encubada la pasta, aproximadamente al 2º día se inicia la fermentación alcohólica.

La reacción de fermentación alcohólica es producida por las levaduras y es una reacción simple hasta que ocurre el total desdoblamiento de azúcar en alcohol:

El proceso simplificado de la fermentación es:

Azúcares + levaduras ==> Alcohol etílico + CO₂ + Calor + Otras sustancias

Se hacen controles diarios de temperatura y densidad, y en función de dicha marcha fermentativa se realizan los remontados que sean necesarios para que el grado de maceración y extracción sea el idóneo para el tipo de vino que se desea obtener.

El remontado se realiza colocando una manguera en la parte inferior del depósito llevando con el otro extremo de ésta el mosto a la parte superior del depósito, se hace girar un aspa y así se homogeneiza la mezcla repartiéndose así la pasta de igual manera en todos los puntos del depósito. Se remonta mucho porque la parte de arriba del depósito se queda con partes duras de pieles de uva y con ácido carbónico formando un sombrero duro (Figura 4).



Figura 4. Sombrero formado

Cada día se remonta tres veces aproximadamente y las densidades se miden siempre después de remontar, si la densidad ha bajado significa que la fermentación se ha iniciado porque el alcohol es menos denso. Esto ocurre a los siete días de comenzar la reacción.

A lo largo de todo el proceso de fermentación, y en función de las condiciones (cantidad de azúcar disponible, temperatura, oxígeno, etc.) cambia el tipo de levadura que predomina pudiéndose distinguir varias fases en la fermentación:

- 1ª fase (primeras 24 horas): predominan levaduras no esporogéneas, que resisten un grado alcohólico 4-5. Son sensibles al SO₂.
- 2ª fase (2º-4º día): predomina el *Sacharomyces cerevisiae* que resiste hasta un grado de alcohol entre 8-16. En esta fase es cuando se da la máxima capacidad fermentativa.
- 3ª fase: sigue actuando *Sacharomyces Cerevisiae* junto a *Sacharomyces Ovoides*. También pueden existir otros microorganismos procedentes principalmente de las bodegas y de los utensilios, suelen ser hongos.

Otras sustancias generadas en la fermentación son: ácido acético, ácido láctico, ácido pirúvico y acetaldehído, ácido succínico, acetona, diacetilo y 2-3 butanodiol (butilenglicol), alcoholes superiores, ésteres y acetatos, vinil-fenoles y etil-fenoles.

Las condiciones en la reacción de fermentación son: presión atmosférica y a una temperatura menor o igual a 30 °C (si la temperatura es superior a 30 °C se mueren la levaduras y se para la fermentación quedando un mosto-vino inservible) y la reacción se produce en el interior del tanque. La temperatura en el transcurso de la reacción va aumentando y para contrarrestar este efecto se usan los sistemas de ducha y camisa.

El catalizador de la reacción de fermentación alcohólica es el nitrógeno. El nitrógeno se añade en dos veces, en la fase exponencial de crecimiento de las levaduras y al final del crecimiento de las mismas.

4.1.8. Descube y prensado

Según el tipo de vino a obtener se procede al descube (antes o al final de la fermentación alcohólica) del depósito, mediante el cual se separa el líquido (vino nuevo) de la pasta, la cual se queda en el depósito hasta su prensado.

La pasta que ha permanecido en depósito después del descube, es descargada del depósito. Se transporta a la prensa para su prensado, con aumentos de presiones hasta 1,5 atmósferas que garantiza el rendimiento de transformación reglamentado por la Denominación de Origen.

4.1.9. Fermentación maloláctica

La reacción de fermentación maloláctica es aquella en la que el vino procedente de la fermentación alcohólica se transforma en un vino estable microbiológicamente gracias a las bacterias lácticas. En algunas ocasiones se denomina "fermentación secundaria".

Esta fermentación reduce la acidez total del vino al perderse parte de la acidez fija: una parte de la acidez del vino se transforma en gas carbónico, el cual se desprende y desaparece.

La fermentación del ácido málico está provocada por el desarrollo de bacterias lácticas que se encuentran en los hollejos de las uvas maduras.

En esta etapa, es necesario, de nuevo, la adición de SO₂. El vino procedente de la fermentación alcohólica se lleva a unos depósitos similares a los de este tipo de fermentación donde se va a desarrollar la fermentación maloláctica.

Durante la fermentación maloláctica se produce la maceración que consiste en el contacto del mosto o del vino con sus hollejos para extraer materias colorantes y componentes del extracto y de los aromas. Todo el color, aroma, estructura y cuerpo del vino tinto en especial se obtiene en este proceso.

El tiempo de maceración se decide experimentalmente.

4.1.10. Extracción del orujo

Tras la fermentación maloláctica, el vino es conducido hasta las prensas neumáticas en las que una lona se hincha a través de un gas inerte aplastando así la pasta del vino contra la pared y así se extrae un vino mucho menos denso y espeso, llamado orujo.

Hay que secar este orujo y el primer orujo que se seca es el de mejor calidad y el orujo con mejores condiciones para que se termine la fermentación maloláctica ya que para que esta llegue a su fin se tiene que mezclar el orujo seco con parte del vino obtenido en el depósito de la fermentación maloláctica.

4.1.11. Adición de taninos

Los taninos enológicos se extraen ya sea de la nuez de agalla, o de una madera rica en tanino: castaño, roble, maderas exóticas, etc, o de pepitas y hollejos de uva. Los taninos están compuestos por una mezcla de glucósidos, ya sea del ácido gálico (galotaninos), o de su dilactona, del ácido elágico (elagiotaninos o taninos hidrolizables) o bien de una mezcla de proantocianidinas (taninos condensados). Los taninos son utilizados para facilitar la clarificación de los mostos y de los vinos. No deben modificar las propiedades olfativas y el color de los vinos.

El tanino enológico es de un color que va del blanco amarillento al marrón rojizo, de sabor astringente y se añade al mosto-vino cuando la cosecha haya sido catastrófica.

4.1.12. Transporte a la barrica

Tras las etapas anteriores el vino se mete en la barrica en la que permanecerá un año. Dentro de la barrica se producen reacciones de oxidación controladas en las que las condiciones son: temperatura baja (13,6 °C) para que los microorganismos no crezcan y se vuelvan a producir fermentaciones incontroladas que estropearían el vino obtenido con anterioridad. Las barricas no están llenas del todo ya que se deja hueco para el oxígeno (necesario para las oxidaciones) pero se va rellenando de vino periódicamente para evitar que haya un exceso de oxígeno el cual produciría oxidaciones incontroladas que estropearían el vino.

La clarificación es una operación que hace que el vino sea más claro y limpio. Aparte de la clarificación por sedimentación natural de los posos y partículas en suspensión en un vino, se obtiene también por encolado y filtraje, para que el vino sea limpio.

El colado se hace añadiendo materias proteicas, como la clara de huevo batida, que flocula con otras proteínas en suspensión.

El nuevo compuesto formado, más pesado, se precipitará naturalmente en el fondo de la barrica. Una filtración suave puede contribuir también, por acción mecánica, en la clarificación definitiva con finalidad de crianza.

4.1.13. Embotellado

El vino procedente de las barricas pasados los 12 meses, se embotella y allí permanecerá otros 12 meses donde se producirán reacciones de reducción.

En el embotellado se elimina el aire introduciendo un gas inerte (N_2) para evitar posibles oxidaciones, se pone el corcho, las botellas se ponen en jaulones (Figura 5) de manera que el corcho quede hacia arriba durante un día para que el corcho se puede expandir, una vez expandido la botella se tumba para que el vino este en contacto con el corcho. Para evitar la producción de posos se tienen los jaulones de las botellas en lugares con temperaturas bajas.



Figura 5. Jaulones

4. 2. Proceso industrial de producción del zumo

El proceso productivo a desarrollar es el de elaboración de zumos y se resume en el diagrama mostrado en la Figura 6:

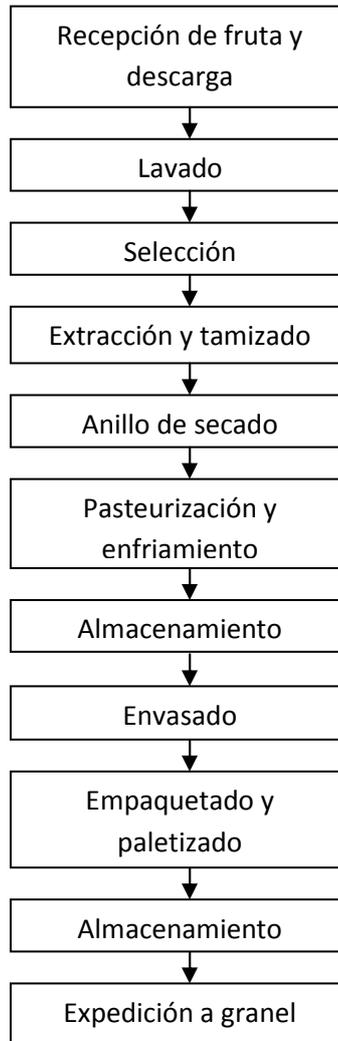


Figura 6. Diagrama del proceso de producción del zumo

La descripción de los distintos apartados se desarrolla a continuación:

4.2.1. Recepción de fruta y descarga

La fruta se recibe diariamente en las instalaciones y, durante la descarga, se somete a un muestreo para comprobar que cumple los parámetros de calidad y las condiciones requeridas. La descarga se hace cuidadosamente para evitar golpes que puedan dañar las piezas. También se separan los restos de ramas, hojas y otros elementos que pueden venir mezclados con la fruta.

4.2.2. Lavado

Eliminación de la suciedad de la superficie de la fruta por difusión de agua y cepillado (Figura 7).



Figura 7. Máquina de cepillos

4.2.3. Selección

Los operarios se colocan a ambos lados de la mesa de selección (Figura 8) y examinan las unidades de fruta para eliminar manualmente cualquier pieza deteriorada que pueda afectar a la calidad final del producto.



Figura 8. Mesa de selección

4.2.4. Extracción y tamizado

La extracción del zumo se realiza mediante un sistema de presión que filtra cada fruta individualmente y separa el zumo de la piel, evitando la incorporación de los aceites esenciales que son los que más sabor amargo tienen. Posteriormente, a través de un tamiz, se separa la pulpa e inmediatamente, se enfría. En todo momento se evita la incorporación de aire para evitar la pérdida de vitaminas.

4.2.5. Anillo de secado

Las pieles procedentes del proceso de extracción y las frutas defectuosas constituyen residuos perjudiciales para el medio ambiente. Con el fin de evitar estos vertidos, ambos desechos son almacenados e introducidos en un anillo de secado. Se trata de un sistema en continuo donde con aire caliente se retira la humedad hasta alcanzar un valor determinado, a partir del cual es posible la granulación o agrupación en pellets con destino a la alimentación animal.

4.2.6. Pasteurización y enfriamiento

El zumo y la pulpa se someten a un único proceso de pasteurización y enfriamiento inmediato, que asegura la eliminación de microorganismos e inactiva las enzimas presentes en la fruta, facilitando la conservación del zumo.

4.2.7. Almacenamiento

El zumo enfriado se almacena en silos asépticos, como los mostrados en la Figura 9, para asegurar su perfecta conservación y homogeneización.



Figura 9. Silos asépticos

4.2.8. Envasado

Los diferentes zumos se envasan en aséptico, bien utilizando un sistema de Tetra Pak o PET.

En el caso de Tetra Pak (Figura 10), se parte de una bobina de papel complejo que, tras ser desinfectado, forma un tubo continuo mediante soldadura longitudinal, llenándose de producto y sellándose posteriormente con una soldadura transversal. Los envases sellados se conforman en la plegadora de la máquina formando el brik.



Figura 10. Envases en Tetra Pak

En el caso de envases PET (Figura 11), el envasado también se realiza en aséptico, con la esterilización de las botellas, en continuo y justo antes del llenado.



Figura 11. Envases en PET

La pulpa se envasa en condiciones asépticas, permaneciendo almacenada hasta su utilización.

4.2.9. Empaquetado y paletizado

Los envases son transportados por cintas hasta las máquinas empaquetadoras, que realizan la agrupación correspondiente según el diseño de la caja. Una vez formadas las cajas, son marcadas en el exterior para poder reconocer el lote y fecha de consumo preferente. Las cajas ya completas, son colocadas sobre pallets.

4.2.10. Almacenamiento

Los pallets fabricados son transportados a un almacén, en el que permanecen retenidos hasta que el departamento de Control de Calidad determine la conformidad del producto.

4.2.11. Expedición a granel

Proceso de carga, precintado y expedición del zumo a granel en cisternas isotérmicas.

CAPÍTULO 5. VERTIDOS PRODUCIDOS EN LA EMPRESA

5.1. Origen de los vertidos

Con respecto a la elaboración del vino se produce una importante cantidad de sustancias de desecho y de residuos, alguno de los cuales como lías, orujos, turbios de vinificación o cristales de bitartrato potásico.

Durante la época de vendimia se procede a la limpieza de los equipos y depósitos utilizados antes y después en la obtención del mosto de la uva. Corresponde al momento en que se produce el mayor volumen de efluentes y también cuando se genera la mayor carga contaminante. Este agua, contiene sólidos solubles (azúcares, alcoholes, tartratos, etc.) y en mucha menor proporción una parte insoluble constituida esencialmente por materiales celulósicos. La vendimia supone el 60% de la producción de las aguas residuales.

La mayor carga contaminante tiene lugar durante la época de la fermentación y primeros trasiegos, es decir, en los primeros tres o cuatro meses después de la vendimia.

En el proceso de elaboración de zumos se generan gran cantidad de sustancias de desecho y de residuos, algunos son pieles de la fruta, pulpa. Se realizan operaciones de lavado tanto de la fruta como de la maquinaria utilizada, entonces se produce el mayor volumen de efluentes y la mayor carga contaminante. Estos efluentes y contaminantes también provienen de los reboses de las máquinas de llenado.

Esta agua contiene altas concentraciones de materia orgánica (DBO), altos niveles de sólidos disueltos y suspendidos (lípidos, aceites y grasas), nutrientes como amoníaco y minerales.

5.2. Características de los vertidos

Para la correcta ejecución del proyecto es necesaria la caracterización del vertido mediante la determinación de los parámetros de diseño. Se realizan análisis en los siguientes periodos:

- En la producción de vinos:
 - Época de vendimia donde se produce el mayor volumen de efluentes como consecuencia de limpieza de equipos y contaminación de la fuga de mostos de la propia descarga.
 - Época del descubado donde se produce el trasiego de la uva para la obtención del mosto, produciendo vertidos de lavado de máquinas y limpieza de depósito fundamentalmente, produciendo una elevada contaminación por arrastre de mostos, vinazas, etc., correspondiente a la primera fermentación de la uva.
- En la producción de zumos:
 - En la limpieza de fruta y maquinaria ya que se producen sólidos.
 - En el tamizado ya que se producen pieles y pulpa.
 - En los reboses de las máquinas de llenado, donde se produce el mayor volumen de efluentes y la mayor carga contaminante.

La caracterización de ambos vertidos se realiza mediante:

- Medidas de caudal
- Toma de muestras
- Análisis químico de los vertidos: se tiene en consideración la carga contaminante en los periodos de máxima contaminación como son los de vendimia.

Las características de los vertidos en la empresa objeto de estudio se muestran en la Tabla 1.

Tabla 1. *Datos de partida de los vertidos que van a ir a la E.D.A.R.*

Parámetros	Vendimia			Fuera de vendimia		
	Bodega	Zumos	Final	Bodega	Zumos	Final
Caudal medio (m³/d)	115,2	230,4	345,6	93,6	189,6	283,2
Caudal medio (m³/h)	4,8	9,6	14,4	3,9	7,9	11,8
Caudal punta (m³/h)	9,5	19	28,5	7,9	15,8	23,7
D.Q.O. (mg/l)	6.000	12.000	10.000	-	-	6.000
D.B.O. (mg/l)	4.200	8.400	7.000	-	-	4.500
SST (mg/l)	1.200	2.400	2.000	-	-	2.000
pH	-	-	3-4	-	-	3-4
NTK (mg/l)	-	-	70	-	-	70

La generación de aguas residuales por unidad de producción es relativamente pequeña comparada con la de otros sectores agroalimentarios. Estas aguas residuales de carácter estacional originan una contaminación del medio que puede calificarse como no tóxica, posee un alto contenido en materia orgánica disuelta y de sólidos suspendidos, así como un pH ácido, en la mayoría de los casos. Una descripción más detallada de las características de los vertidos es la siguiente:

- Elevada carga orgánica y materias sólidas suspendidas

Se trata de aguas con elevada carga orgánica y materias sólidas suspendidas. Su gestión requiere de un tratamiento previo al vertido. Este tratamiento debe incluir un desbaste primario para eliminar los sólidos gruesos y un tratamiento biológico.

En los contaminantes se encuentran dos categorías principales:

- Las materias primas y los productos acabados, del tipo mostos, fangos, vinos, zumos, heces, etc., producidos en los diversos lavados o por pérdidas accidentales.
- Los productos utilizados para el aclarado, el filtrado o en la limpieza y la eliminación de tartratos de los recipientes.

Las aguas utilizadas contienen los mismos componentes que los mostos y los vinos: azúcar, alcohol, glicerol, ácidos orgánicos (tartárico, málico, láctico, acético) y sustancias fenólicas (materias colorantes y taninos), y en los zumos además: pulpa, pieles.

Los productos contaminantes indicados son fácilmente biodegradables, excepto los polifenoles, tienen una fuerte DQO, como se indica en la Tabla 2.

Tabla 2. *Biodegradabilidad de distintos contaminantes*

Naturaleza del cuerpo	DQO	DBO	DBO/DQO
Glucosa	1090	750	0,688
Etanol	2120	1367	0,645
Glicerol	1202	635	0,528
Ácido tartárico	508	270	0,531
Ácido málico	715	500	0,699
Ácido láctico	971	571	0,588
Ácido acético	1033	558	0,540
Polifenoles	1830	275	0,150

La degradación de estos compuestos fenólicos no puede efectuarse sin la ayuda de una flora adaptada; estos compuestos, así como sus productos de degradación, persisten largo tiempo en los medios receptores. Colorean efluentes y los lodos en los estanques de decantación de las aguas utilizadas, además, pueden ser tóxicos para la fauna acuática.

La carga contaminante de los mostos y de los vinos es función del contenido en azúcar y alcohol, ya que éstos son los elementos dominantes; estas cargas son muy elevadas, y así se comprende el peligro que representa cualquier fuga accidental de estos líquidos.

Las heces del trasiego, y en particular los primeros trasiegos, son ricas en materias orgánicas en suspensión: sales tartáricas, levaduras y desechos vegetales. La presencia de estos dos últimos elementos no biodegradables explica los valores poco elevados de la relación DBO/DQO.

Si las sales tartáricas son fácilmente decantables, no ocurre lo mismo con las levaduras y los despojos vegetales finos.

- Carácter estacional

– En la producción del vino:

Desde Septiembre a Noviembre, es el periodo de vendimia que corresponde al periodo de máxima concentración.

De Diciembre a Mayo, es el periodo de diferentes trasiegos, filtraciones, etc., es un periodo de contaminación decreciente.

De Mayo a Septiembre, es el periodo de menor contaminación en el cual, la única contaminación existente corresponde a las líneas de embotellado.

– En la producción de zumos:

De Mayo a Septiembre, es el periodo de mayor concentración.

De Septiembre a Diciembre, también se produce contaminación pero menos que en la época de Mayo a Septiembre.

De Enero a Mayo, es el periodo de contaminación decreciente.

- Elevada concentración

Tanto el mosto como el vino presentan unos valores de DBO₅ muy elevados (4.200 mg/l) y los zumos también (8.400 mg/l). Cualquier pérdida de producto (merma) representa una elevada contaminación del vertido.

Los vertidos de la industria bodeguera presentan un alto contenido en materia orgánica, con una concentración de 6.000 mg/l en el periodo de vendimia, al igual que los zumos que presentan una concentración de DQO de 12.000 mg/l. La ventaja que presenta es que estos efluentes tienen una biodegradabilidad muy buena con una relación DBO₅/DQO cercana a 0,7.

El volumen de sólidos en suspensión que presentan las aguas (pepitas, hollejos, tierra, levaduras, productos de naturaleza celulósica, tortas de filtrado, pulpa, pieles, etc.) es elevado.

- Vertido o muy ácido o muy básico

Generalmente, es necesario realizar un ajuste de pH.

El pH de los vertidos puede ser, a veces, muy próximo al del vino (3 a 4) correspondiendo a su contenido en ácidos orgánicos (ácido tartárico, láctico, etc.).

En otras la utilización de reactivos propios de limpieza o en operaciones de bodega con hidróxido sódico, provoca un fuerte carácter básico a los vertidos.

5.3. Legislación

Las aguas residuales producidas en la industria bodeguera y de zumos superan los límites establecidos por la ley, por lo que se tiene que depurar el agua residual.

En relación con los vertidos de aguas residuales, la legislación fundamental a seguir en España se concreta en:

- A nivel de la Unión Europea (UE), en la directiva 91/271/CEE sobre el tratamiento de las aguas residuales urbanas se refiere a la recogida, tratamiento y vertido de las aguas residuales urbanas, así como al tratamiento y vertido de las aguas residuales de algunos sectores industriales, en concreto de los agroalimentarios. La finalidad de la Directiva es proteger el medio ambiente contra todo deterioro debido al vertido de esas aguas y establece requisitos específicos para los vertidos de aguas industriales residuales y biodegradables procedentes de algunos sectores industriales.

– A nivel Estatal, en las disposiciones:

- Real Decreto 927/88 de Reglamento de la Administración Pública del agua y la planificación Hidrológica establece que los planes hidrológicos de cuenca comprenderán obligatoriamente las características básicas de calidad de las aguas, determinando que en tales características se incluirán la situación de las aguas superficiales y subterráneas, y los objetivos de calidad que deban alcanzarse en cada río.
- Real Decreto 509/1996 del 15 Marzo en el que se establecen las normas aplicables al tratamiento de aguas residuales urbanas y se incorpora de la Directiva 91/271/CEE. Este Real Decreto indica que los límites de vertido que tendrá que cumplir la E.D.A.R., que va a verter a cauce público, deben ser los indicados en la Tabla 3:

Tabla 3. *Límites de parámetro de vertido a cauce público*

D.Q.O. (mg/l)	≤ 125
D.B.O. (mg/l)	≤ 25
SST (mg/l)	≤ 35
pH	7
N_{total} (mg/l)	≤ 10

- Real Decreto 606/2003 del 23 Mayo por el que se modifica el Real Decreto 849/86 de Reglamento del Dominio Público Hidráulico en el que se desarrollan las autorizaciones y el canon de vertidos.

– A nivel Autonómico, por las disposiciones:

- Ley 12/2002, de 27 de junio de 2002, reguladora del ciclo integral del agua de la Comunidad Autónoma de Castilla-La Mancha. Contiene la regulación correspondiente a la planificación del abastecimiento de agua y del saneamiento y depuración de las aguas residuales urbanas.

- Ley 6/2009, de 17 de diciembre, crea la Agencia del Agua de Castilla-La Mancha como Organismo Autónomo, que se configura como Administración Hidráulica, adscrita al órgano del Consejo de Gobierno responsable de la coordinación hidrológica, en la que la finalidad de la Agencia del Agua de Castilla-La Mancha es el ejercicio de las competencias que actualmente ostenta la Junta de Comunidades de Castilla-La Mancha en materia de aguas.

2. Tratamiento biológico

- Tratamiento anaerobio UASB
- Tratamiento aerobio mediante MBR

3. Tratamiento de fangos

- Purga de fangos
- Espesador de fangos
- Deshidratación de fangos
- Almacenamiento de fango deshidratado

A continuación se van a describir cada uno de los bloques con los tratamientos implicados:

6.1. Pretratamiento

En el pretratamiento se van a tratar de forma separada la línea de agua de bodega y de planta de zumos mediante dos pozos de bombeo:

- Pozo de bombeo I: se corresponde con la línea de agua de la planta de zumos que corresponde a dos tercios del caudal total ($19 \text{ m}^3/\text{h}$), que presentará una concentración de sólidos procedentes de la pulpa del concentrado de zumo (2.400 mg/l).

La bomba que se ha de instalar en este pozo de bombeo tiene que ser capaz de impulsar los $19 \text{ m}^3/\text{h}$, por esto se elige la bomba centrífuga CRN 20-1 A-CA-G-V-HQQV de la marca Grundfos con las características descritas en la Tabla 4:

Tabla 4. *Características bomba elegida de la marca Grundfos*

Caudal máximo (m^3/h)	21
Altura máxima (m)	9,52
Velocidad nominal (r.p.m.)	2.789
Peso (Kg)	45

- Pozo de bombeo II: se corresponde con la línea de agua de bodega que corresponde a un tercio del caudal total (9,5 m³/h), que presentará una concentración de sólidos (1.200 mg/l) constituidos básicamente por pepitas, hollejos, pieles... que son sólidos orgánicos pero lentamente biodegradables, por lo que es conveniente eliminarlos antes de llegar al digestor anaerobio.

La bomba que se ha de instalar en este pozo de bombeo tiene que ser capaz de impulsar los 9,5 m³/h, por esto se elige la bomba centrífuga CRN 10-1 A-FGJ-G-W-HQQE de la marca Grundfos con las características descritas en la Tabla 5:

Tabla 5. *Características bomba elegida de la marca Grundfos*

Caudal máximo (m ³ /h)	10
Altura máxima (m)	6,49
Velocidad nominal (r.p.m.)	2.757
Peso (Kg)	36

El pretratamiento se realizará mediante un desbaste de finos. Se instalará un tamiz rotativo AMN 2450 de 0,5 mm de luz de paso de la rejilla a la salida del pozo de bombeo II y a la salida del pozo de bombeo I un tamiz rotativo AMN 2450 de 1 mm de luz de paso de la rejilla. Estos tamices de la empresa Aguas del Mare Nostrum S.L son necesarios para eliminación de sólidos que pudieran dañar los equipos siguientes o sobrecargar el sistema. Los tamices consisten en un tambor de acero inoxidable, que deja pasar el agua pero retiene los sólidos, que recogidos por la parte externa, son recogidos por una rasqueta y caen por su propio peso sobre un contenedor.

Las dimensiones del tamiz rotativo para aguas residuales provenientes de la bodega y para aguas residuales provenientes de la industria de los zumos se describen en la Tabla 6 ya que para los dos se tiene el mismo tipo de tamiz pero con diferente luz de paso de la rejilla.

Tabla 6. Dimensiones tamiz rotativo AMN 2450

Diámetro cilindro (mm)	240
Longitud cilindro (mm)	490
Potencia motor (KW)	0,18
Peso vacío (Kg)	80
Ancho total (mm)	700
Fondo total (mm)	600
Altura total (mm)	480
Brida entrada (mm)	100
Brida salida (mm)	100

A la salida del tamiz se ha reducido la concentración de sólidos, de materia orgánica y de materia oxidable como se muestra en la Tabla 7:

Tabla 7. Concentraciones obtenidas a la salida del tamiz

Parámetros de vertido	Bodega			Zumos		
	Entrada	% reducción	Salida	Entrada	% reducción	Salida
DQO (mg/l)	6.000	35	3.900	12.000	35	7.800
SS (mg/l)	1.200	50	600	2.400	50	1.200
DBO (mg/l)	4.200	35	2.730	8.400	35	5.460

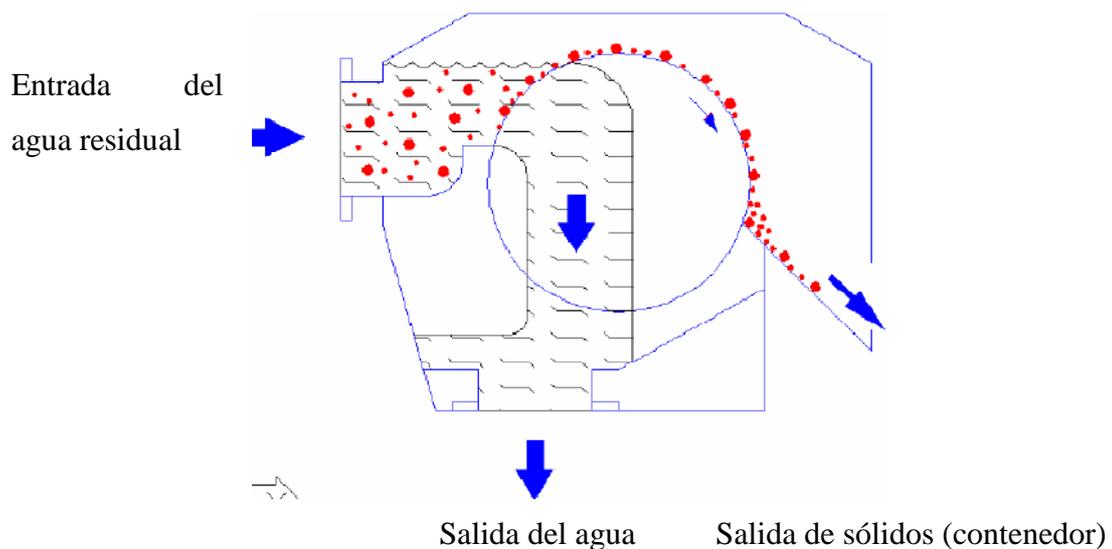


Figura 13. Esquema del funcionamiento de un tamiz rotativo



Figura 14. Tamiz rotativo

Después del tamiz de la línea de bodega se instalará también un tornillo sin-fin compactador STC-219 de 0,5 mm de luz de paso para la reducción de la humedad y del volumen de los sólidos extraídos y otro tornillo STC-219 de 1 mm de luz de paso después del tamiz de la línea de zumos. Las dimensiones de los tornillos de la empresa Tecmoncade de los modelos elegidos se describen en la Tabla 8. Los tornillos estarán girando continuamente, recoge los sólidos existentes al quedarse adheridos al cuerpo del tornillo y los sube y transporta hasta el final de tornillo (2.510 mm), donde caen por su propio peso a un contenedor (Figura 18).

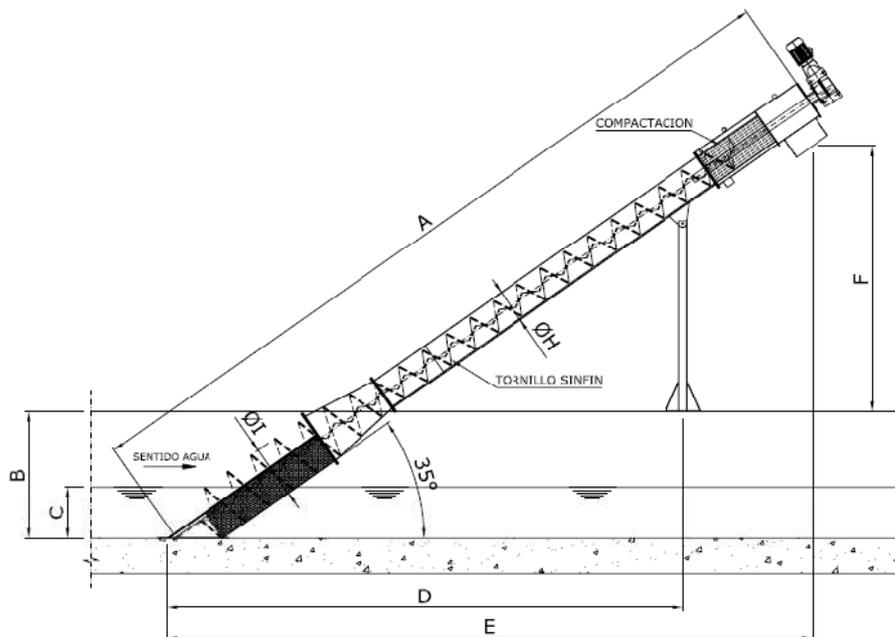


Figura 15. Perfil del tornillo compactador

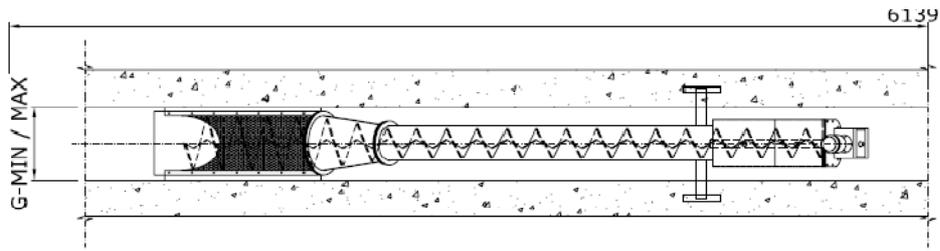


Figura 16. Planta del tornillo compactador

Tabla 8. Dimensiones tornillo compactador STC-219

A (mm)	5.050
B (mm)	840
C (mm)	410
D (mm)	3.300
E (mm)	4.160
F (mm)	1.670
G (mm) min/max	300/420
Diámetro H (mm)	219
Diámetro I (mm)	255
Potencia motor (KW)	0,55



Figura 17. Tornillo sin-fin compactador



Figura 18. Contenedor

A continuación del tornillo se instalará un tanque de homogeneización en el que se van a juntar las dos líneas de agua (vino y zumos), permitirá amortiguar tanto las cargas como los caudales de entrada y neutralizar en caso de ser necesario. Se hace un control de pH que está compuesto por un microprocesador electrónico, dos bombas dosificadoras con un caudal máximo de 20 l/h a una presión de 5 bar, sonda auto-limpiante, para aguas sucias y dos depósitos para el almacenamiento de reactivos (ácido clorhídrico e hidróxido de sodio) de 500 l. cada uno, de tal manera que el vertido tratado sea lo más homogéneo posible, lo cual permite reducir el tratamiento biológico. En ella, se instalará un agitador sumergidos (Figura 19) de potencia 0,75 KW de la empresa Caprari que garantizarán un régimen de turbulencia suficiente para evitar la sedimentación de los sólidos; no es conveniente realizar la homogeneización mediante aireación ya que la presencia de oxígeno afecta negativamente al proceso de digestión anaerobia. Las características del agitador se describen en la Tabla 9.

Tabla 9. *Características agitador sumergido CHVY-0.75-4-60*

Potencia motor (KW)	0,75
Corriente nominal (A)	2
Velocidad motor/hélice (ppm)	1.400
Caudal (m ³ /h)	318
Peso (Kg)	15
Nº de palas	3



Figura 19. Agitador sumergido

Tabla 10. Características depósitos dosificadores

Marca	Coydo
Modelo	SER 500
Capacidad (l)	500
Altura (cm)	118,5
Diámetro (cm)	76

Dicho tanque cilíndrico de homogeneización estará sobre el terreno y será de 2.561 m³ de capacidad de la marca Soplacas. Las dimensiones de dicho tanque se describen en la Tabla 11:

Tabla 11. Dimensiones del tanque homogeneizador de la marca Soplacas

Diámetro interior (m)	20,14
Diámetro solera (m)	21,88
Altura (m)	8

El caudal de salida del homogeneizador es de 14,4 m³/h.

A la salida del homogeneizador se van a tener las mismas concentraciones de sólidos, materia orgánica y materia oxidable que a la entrada ya que solamente se dispone de un agitador para homogeneizar la mezcla. Las concentraciones se muestran en la Tabla 12:

Tabla 12. *Concentraciones y caudales a la entrada y salida del homogeneizador*

Parámetros	Entrada y Salida	
DQO (mg/l)	6.500	
SS (mg/l)	1.000	
DBO (mg/l)	4.550	
	Entrada	Salida
Caudal (m ³ /h)	28,5	14,4

6.2. Tratamiento biológico

El tratamiento biológico está formado por un reactor anaerobio seguido de un aerobio.

Se propone primero un tratamiento anaerobio porque tenemos altas concentraciones.

Desde el homogeneizador el agua será bombeada al reactor anaerobio donde se realizará la depuración principal del agua. Se garantiza un rendimiento del digestor anaerobio del 90% para la eliminación de materia orgánica. El digestor anaerobio se diseña para ser capaz de reducir la carga producida en época de vendimia, por lo que quedará sobredimensionado fuera de esta época. Fuera de la época de vendimia, debido a que el digestor anaerobio se encontrará sobredimensionado, el rendimiento será superior y no será necesario operar el reactor aerobio al completo.

6.2.1. Tratamiento anaerobio

Como reactor anaerobio se utiliza un reactor UASB en el que el afluente es bombeado hacia el sistema de distribución interno, entrando en contacto con la cama de lodo anaeróbico.

El agua residual entra en el digestor anaerobio de 90 m³ para ser tratada. El diseño que se propone es un sistema de media-alta carga para la digestión de aguas residuales industriales con elevada concentración de materia orgánica. Dadas las características del agua afluente, se garantiza un rendimiento del 90% de eliminación de materia orgánica.

La alimentación del digestor anaerobio debe ser lo más homogénea posible y se realizará mediante un bombeo desde el homogeneizador. Además es necesario establecer una recirculación a partir del efluente del mismo para mantener una velocidad ascensional del flujo adecuada (0,7 m/h) que asegure un buen contacto entre los microorganismos y el sustrato y evite que se formen caminos preferentes o bolsas de gas.

El digestor trabajará a $35\text{ °C} \pm 4\text{ °C}$, por lo que el efluente deberá ser calentado. El sistema de calentamiento del digestor consistirá en un intercambiador de calor que calentará el afluente al digestor mediante un fluido caliente que corresponderá al agua de refrigeración procedente del motor-generator.

Para mantener la temperatura de digestión en el rango de operación escogido, rango mesófilo (35°C), se tiene que calentar la alimentación procedente de la balsa de homogeneización, desde su temperatura de entrada (15°C) hasta la temperatura de operación (35°C).

Se ha seleccionado un intercambiador de calor TP-D1 de la marca Comeval ya que tiene una superficie ligeramente mayor a la necesaria, constituido por 18 tubos de medio metro, por los que circula un fluido por el interior del tubo interior y otro fluido por fuera del tubo, intercambiando calor a través de la pared que separa ambos fluidos. El flujo de ambas corrientes es en contracorriente, es decir, los dos fluidos fluyen en direcciones paralelas y en sentido contrario. Las temperaturas de servicio son moderadas (35°C-80°C), las presiones son bajas y no se trabaja con fluidos corrosivos.

La superficie de transferencia de calor (Área de intercambio= $1,16\text{ m}^2$) consistirá en 18 tubos simple, circular y recto y no presentará aletas ya que no se trabaja con gases y por lo tanto no se tiene la necesidad de aumentar el área efectiva de transferencia de calor.

Las características del intercambiador elegido se definen en la Tabla 13:

Tabla 13. Características del intercambiador de calor TP-D1

Superficie (m ²)	1,58
Potencia (KW)	40
A (mm)	505
B (mm)	270
C (mm)	109
D (mm)	162
E-F (mm)	1”1/2
Peso (Kg)	20
Tubos	Cobre
Tubos de las placas	Latón
Deflectores	Aluminio

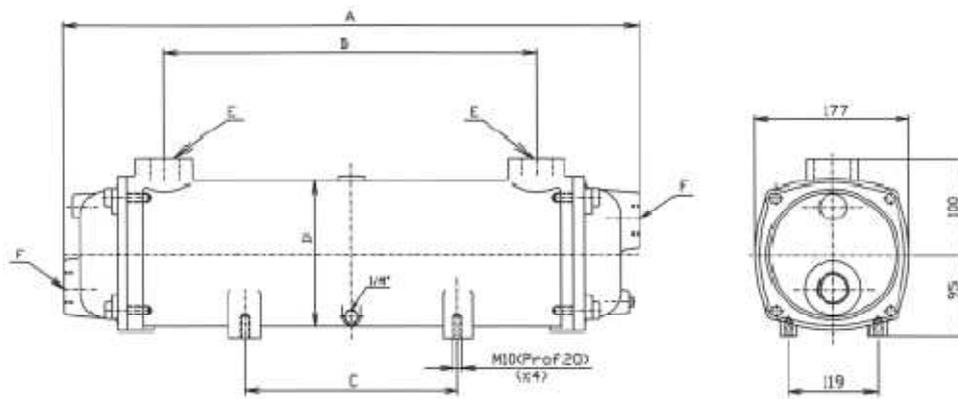


Figura 20. Intercambiador de calor

La alimentación del digester anaerobio se realizará de tal forma que el agua procedente del homogeneizador será bombeada mediante una parrilla de repartición del caudal de entrada al digester en la parte baja del mismo, desde donde el agua será impulsada hacia arriba de manera uniforme, evitando caminos preferenciales. El buen flujo del agua hacia arriba, junto con la producción de biogás garantizarán la agitación del interior del digester y el contacto entre la biomasa y el sustrato, así como la liberación del biogás formado evitándose la formación de bolsas de gas.

Las dimensiones del reactor anaerobio se describen en la Tabla 14:

Tabla 14. *Parámetros y dimensiones reactor anaerobio (UASB)*

Volumen (m ³)	90
Área (m ²)	21,42
Altura (m)	4,2
Diámetro (m)	5,22
Velocidad ascensional (m/h)	0,7
Volumen CH ₄ producido (m ³ /d)	138,93

Para que el proceso se desarrolle de forma adecuada, en este depósito se deben controlar los siguientes parámetros:

- Temperatura del agua residual entre 35 y 39 °C.
- pH: debe estar en torno a 7 (entre 6 y 8) sin variaciones.

Los parámetros de entrada y salida del reactor anaerobio con su correspondiente porcentaje de reducción se muestran en la Tabla 15:

Tabla 15. *Concentraciones a la entrada y salida del reactor anaerobio*

Parámetros de vertido	Entrada	% reducción	Salida
DQO (mg/l)	6.500	90	650
SS (mg/l)	1.000	85	150
DBO (mg/l)	4.550	95	227,5

La carga orgánica biodegradable con una demanda bioquímica de oxígeno de cinco días (DBO₅) de 60 gramos de oxígeno al día equivale a un habitante equivalente, como se tiene una DBO de 4.550 mg/l, equivale a 26.208 habitantes.

El volumen de gas que se produce es de 208,4 m³/d, el cual 138,93 m³/d es de metano. El volumen del gasómetro será de 350 m³.

6.2.2. Tratamiento aerobio

El reactor biológico escogido es el MBR, desde el reactor biológico se conducirá el licor mezcla hasta la entrada del sistema MBR mediante gravedad, que es un sistema de fangos activos donde los fangos se separan del agua mediante ultrafiltración.

El sistema MBR (Figura 21) es un reactor biológico donde la biomasa aerobia permanece en dispersión en presencia de oxígeno junto con el agua a tratar. La velocidad de degradación de la materia orgánica es muy alta y la calidad del agua obtenida también. El agua del reactor es filtrada pasando a través de las paredes de la membrana. El agua filtrada es extraída del sistema mientras el fango y los compuestos de tamaño superior al poro de la membrana quedan retenidos y permanecen o retornan al reactor biológico. En el tanque donde va metido el MBR hay unos difusores de aire conectados a soplantes cuya función es crear un pequeño movimiento sobre las membranas ayudando a que no se acumule la materia sobre ellas.

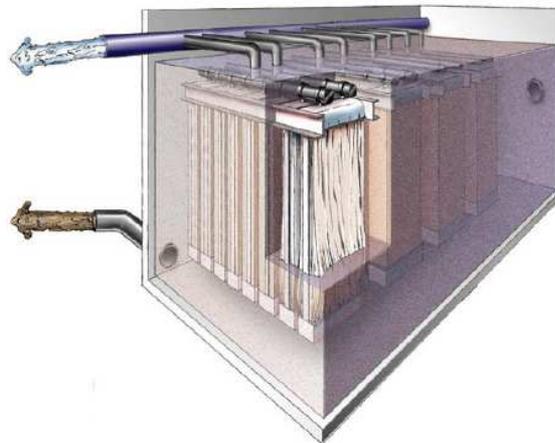


Figura 21. Diseño MBR

El sistema MBR está formado por unos cassettes de filamentos huecos, con una permeabilidad de $0.1\mu\text{m}$, es decir, 0.0001 mm , reteniendo así todos los sólidos.

El proceso puede operar a concentraciones de MLSS en el rango de 8.000 a 12.000 mg/L .

En este tratamiento se trata de eliminar la materia orgánica restante hasta un mínimo de límite a cauce público.

El efluente del digestor anaerobio será conducido mediante bombeo al tratamiento aerobio (reactor biológico).

El reactor biológico (Figura 22) es un depósito cilíndrico con parrillas de difusores tubulares de burbuja fina en el fondo, conectados a soplantes KAESER que aportan el oxígeno necesario ($3,24 \text{ m}^3/\text{min}$) a los microorganismos para realizar su función de degradación de materia orgánica. El aire aportado garantiza también la agitación de licor mezcla.

El reactor biológico tiene una capacidad de 180 m^3 y consta de 20 difusores de 1 metro de longitud para tener una cantidad de oxígeno mínima de $3,24 \text{ m}^3/\text{min}$.

Las dimensiones del reactor biológico se muestran en la Tabla 16:

Tabla 16. *Dimensiones del reactor biológico*

Volumen (m^3)	180
Superficie (m^2)	30
Longitud (m)	12,25
Anchura (m)	2,50
Altura (m)	6
Nº difusores	20

Las características de la soplante se muestran en la Tabla 17:

Tabla 17. *Características de la soplante de la marca KAESER*

Caudal (m^3/min)	4,8
Modelo	BB 52C
Sobrepresión máxima (mbar)	1.000
Potencia (KW)	7,5
DN (mm)	50

Para que el proceso se desarrolle de forma adecuada, en este depósito se deben controlar los siguientes parámetros:

- pH: debe estar en torno a 7 (entre 6 y 8) sin variaciones.
- Oxígeno disuelto: entre 1 y 4 mg/L, nunca por encima o por debajo y preferiblemente en torno a 2-2,5 mg/L.
- La cantidad de sólidos en suspensión y la proporción con los sólidos volátiles: normalmente se trabaja en torno a 8.000-9.000 mg/L).
- Nutrientes en las proporciones dadas por la relación DBO/N/P (100/5/1).



Figura 22. Reactor biológico

Con el fin de obtener una concentración de sólidos adecuada en el biorreactor de membranas, es preciso poseer una capacidad de al menos cinco veces el caudal medio de tratamiento, por tanto, será preciso instalar un caudalímetro electromagnético que será el encargado de regular la mayor o menor apertura de la posterior válvula neumática, que serán los encargados de regular el caudal de entrada en el sistema MBR.

El sistema MBR constará de 1 equipo con 48 módulos. La superficie total será de 1.200 m².

Los parámetros de entrada y salida del reactor aerobio con su correspondiente porcentaje de reducción se muestran en la Tabla 18:

Tabla 18. *Concentraciones a la entrada y salida del reactor aerobio*

Parámetros de vertido	Entrada	% reducción	Salida
DQO (mg/l)	650	90	65
SS (mg/l)	150	85	22,5
DBO (mg/l)	227,5	95	11,37

Como se puede observar en la Tabla 18, se cumplen los parámetros que se exigen en la legislación que se muestran en la Tabla 3.

6.3. Línea de fangos

6.3.1. Purga de fangos

Permite la eliminación de fangos en exceso para mantener la concentración de fangos activos en el tratamiento biológico.

6.3.2. Espesado de fangos

Los fangos se espesan, antes de su extracción, deshidratación de fangos y posterior aplicación.

En el espesador (Figura 23) los fangos permanecen dos días, y en este tiempo se van depositando en el fondo del mismo, quedando una parte el agua y por otra los fangos que son extraídos por la parte inferior. El agua es evacuada desde la parte superior del espesador hasta la cabecera del tratamiento.

Se consigue reducir el caudal de fango tratado concentrándolo en este depósito hasta 4%. El volumen de fango diario espesado es de 1,96 m³/d (2.018,8 Kg/d). El volumen del espesador es de 8 m³. El espesador seleccionado es de la marca Sereco, el modelo IFCC con un volumen ligeramente superior al calculado (15 m³). Las características del espesador se describen en la Tabla 19:

Tabla 19. *Características espesador IFCC*

Volumen (m ³)	15
Diámetro (m)	2,5
Altura (m)	3
Superficie (m ²)	4,9
Velocidad (m/min)	0,86



Figura 23. Espesador de fangos

6.3.3. Deshidratación de fangos

En esta operación se realiza la deshidratación de fangos para reducir su volumen y aumentar así la capacidad de almacenamiento de dichos fangos en contenedor.

La deshidratación se realiza mediante una centrífuga, con la que se consiguen sequedades de entre el 20-22%. La centrífuga trabaja durante 4 horas al día y se utiliza el modelo BABY-1.

A la entrada de la centrífuga se tiene 20,25 kg fango/h (486 kg/d).

El fango proveniente del espesador será impulsado a la centrífuga, momento en el cual se llevará a cabo el mezclado con un reactivo químico (polielectrolito, “poli”) que lo que hace es conseguir flóculos mayores de fango y concentrarlo más.

El polielectrolito utilizado es el poliacrilato de sodio que se utiliza en procesos que requieran la absorción de agua.

La mezcla de fango y polielectrolito es enviada a la centrífuga (Figura 24) en donde se lleva a cabo la deshidratación. La fase sólida más pesada se precipita contra las paredes del rotor y la fase líquida forma un anillo líquido concéntrico. Por unos orificios, los líquidos salen al exterior, mientras que la fase sólida es arrastrada por medio del tornillo sinfín que tiene la centrífuga y es expulsado por la parte contraria a la de los líquidos y se depositan en un contenedor.

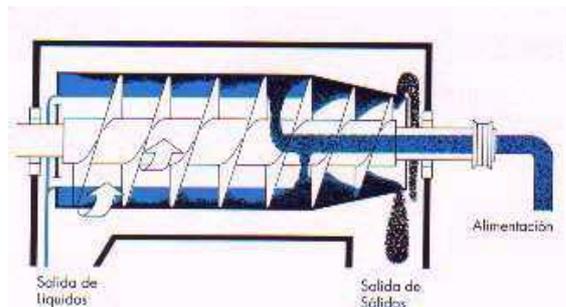


Figura 24. Centrífuga

Las características de la centrífuga elegida BABY-1 se describen en la Tabla 20:

Tabla 20. Características centrífuga

Capacidad (l/h)	2.500
Potencia (KW)	5,5
Diámetro tambor (mm)	236,5
Longitud total (mm)	1.660
Ancho total (mm)	825
Altura total (mm)	1.095
Peso (Kg)	500

6.3.4. Almacenamiento de fango deshidratado

En un contenedor de fango seco se recoge el fango de varios días con el fin de que un camión puede entrar y descargar el contenedor.

El fango deshidratado y el que se va a secar es de 383,94 Kg/d y se va a tener que almacenar en un contenedor. Si se tiene el fango en el contenedor 12 días, se tendrá un volumen de contenedor de 5 m³.

CAPÍTULO 7. CÁLCULOS

7.1. Tamiz rotativo

Se tiene un caudal punta a la salida de la bodega de 9,5 m³/h con unos sólidos como máximo de 0,5 mm, entonces se necesita un tamiz rotativo AMN 2450 con luz de paso de la rejilla de 0,50 mm ya que mediante la Tabla 21 se elige un caudal ligeramente superior al punta de salida de la bodega (20 m³/h). A la salida de la industria de zumos se tiene un caudal punta de 19 m³/h con unos sólidos como máximo de 1 mm, entonces se necesita un tamiz rotativo AMN 2450 con luz de paso de la rejilla de 1 mm ya que mediante la Tabla 21 se elige un caudal ligeramente superior al punta de salida de la industria de zumos (30 m³/h). El tambor filtrante es de acero inoxidable.

Dichos tamices son fabricados por la empresa Aguas del Mare Nostrum S.L. y se eligen mediante la Tabla 21 y Tabla 22.

Tabla 21. Modelos tamiz rotativos según la capacidad de paso de agua en m³/h (Fuente: Aguas del Mare Nostrum S.L.)

		LUZ DE PASO DE LA RENDIJA EN MM								
		0,15	0,25	0,50	0,75	1	1,50	2	2,50	3
MODELOS TAMIZ ROTATIVO	AMN 2450	8	12	20	25	30	40	47	52	55
	AMN 4050	19	30	50	71	77	98	113	125	135
	AMN 4080	31	49	86	115	124	158	183	202	217
	AMN 4100	44	58	100	138	148	188	220	240	260
	AMN 6050	33	51	90	120	130	166	192	212	228
	AMN 6100	47	107	188	251	271	345	400	442	475
	AMN 6150	104	163	286	382	413	525	608	672	722
	AMN 6200	139	219	384	513	554	705	817	902	970
	AMN 9150	151	237	415	554	599	762	883	975	1.048
	AMN 9200	202	318	557	744	804	1.023	1.185	1.309	1.407
	AMN 9250	254	399	699	934	1.009	1.284	1.487	1.643	1.217
	AMN 9300	303	477	836	1.116	1.206	1.535	1.777	1.963	2.110
	AMN 12300	362	575	1.024	1.386	1.473	1.910	2.244	2.507	2.719
	AMN 12400	471	747	1.332	1.802	1.914	2.484	2.917	3.259	3.534

Las dimensiones de dichos tamices de modelo AMN 2450 se describen en la Tabla 22.

Tabla 22. *Dimensiones tamices rotativos*
(Fuente: Aguas del Mare Nostrum S.L.)

MODELO	DIÁMETRO CILINDRO MM	LONGITUD CILINDRO MM	POTENCIA MOTOR KW.	PESO VACÍO KG	ANCHO TOTAL MM	FONDO TOTAL MM	ALTO TOTAL MM	BRIDA ENTRADA MM	BRIDA SALIDA MM
AMN 2450	240	490	0,18	80	700	600	480	100	100
AMN 4050	400	490	0,25	110	720	815	725	150	200
AMN 4080	400	790	0,25	160	1.020	815	725	200	250
AMN 4100	400	960	0,25	190	1.220	815	725	200	250
AMN 6050	630	460	0,55	260	831	1.269	970	200	250
AMN 6100	630	960	0,55	300	1.331	1.269	970	250	300
AMN 6150	630	1.460	0,75	340	1.831	1.269	970	300	350
AMN 6200	630	1.960	0,75	400	2.331	1.269	970	350	400
AMN 9150	915	1.460	1,00	1.100	1.900	1.623	1.255	400	500
AMN 9200	915	1.960	1,00	1.250	2.400	1.623	1.255	500	600
AMN 9250	915	2.460	1,50	1.400	2.900	1.623	1.255	2x350	Libre
AMN 9300	915	2.960	1,50	1.550	3.400	1.623	1.255	2x400	Libre
AMN 12300	1.200	2.940	2,20	2.650	3.235	2.250	1.926	2x600	Libre
AMN 12400	1.200	3.940	2,20	2.650	4.500	2.250	1.926	2x750	Libre

A la salida del tamiz se ha reducido la concentración de sólidos, de materia orgánica y de materia oxidable como se muestra en la Tabla 23:

Tabla 23. *Concentraciones obtenidas a la salida del tamiz*
(Fuente: Hernández Muñoz, 1992)

Parámetros de vertido	Bodega			Zumos		
	Entrada	% reducción	Salida	Entrada	% reducción	Salida
DQO (mg/l)	6.000	35	3.900	12.000	35	7.800
SS (mg/l)	1.200	50	600	2.400	50	1.200
DBO (mg/l)	4.200	35	2.730	8.400	35	5.460

7.2. Tornillo sinfín compactador

Se tiene un caudal punta a la salida del tamiz del agua residual de la bodega de 9,5 m³/h con unos sólidos de 0,5 mm, entonces se necesita un tornillo compactador STC-219 con luz de paso de 0,5 mm ya que mediante la Tabla 24 se elige un caudal superior al punta de salida de la bodega (62 m³/h). A la salida de la industria de

zumos se tiene un caudal punta de $19 \text{ m}^3/\text{h}$ con unos sólidos de 1 mm , entonces se necesita un tornillo compactador STC-219 con luz de paso de 1 mm ya que mediante la Tabla 24 se elige un caudal superior al punta de salida de la industria de zumos ($92 \text{ m}^3/\text{h}$).

Dichos tornillos son fabricados por la empresa Tecmoncade y se eligen mediante la Tabla 24 y Tabla 25.

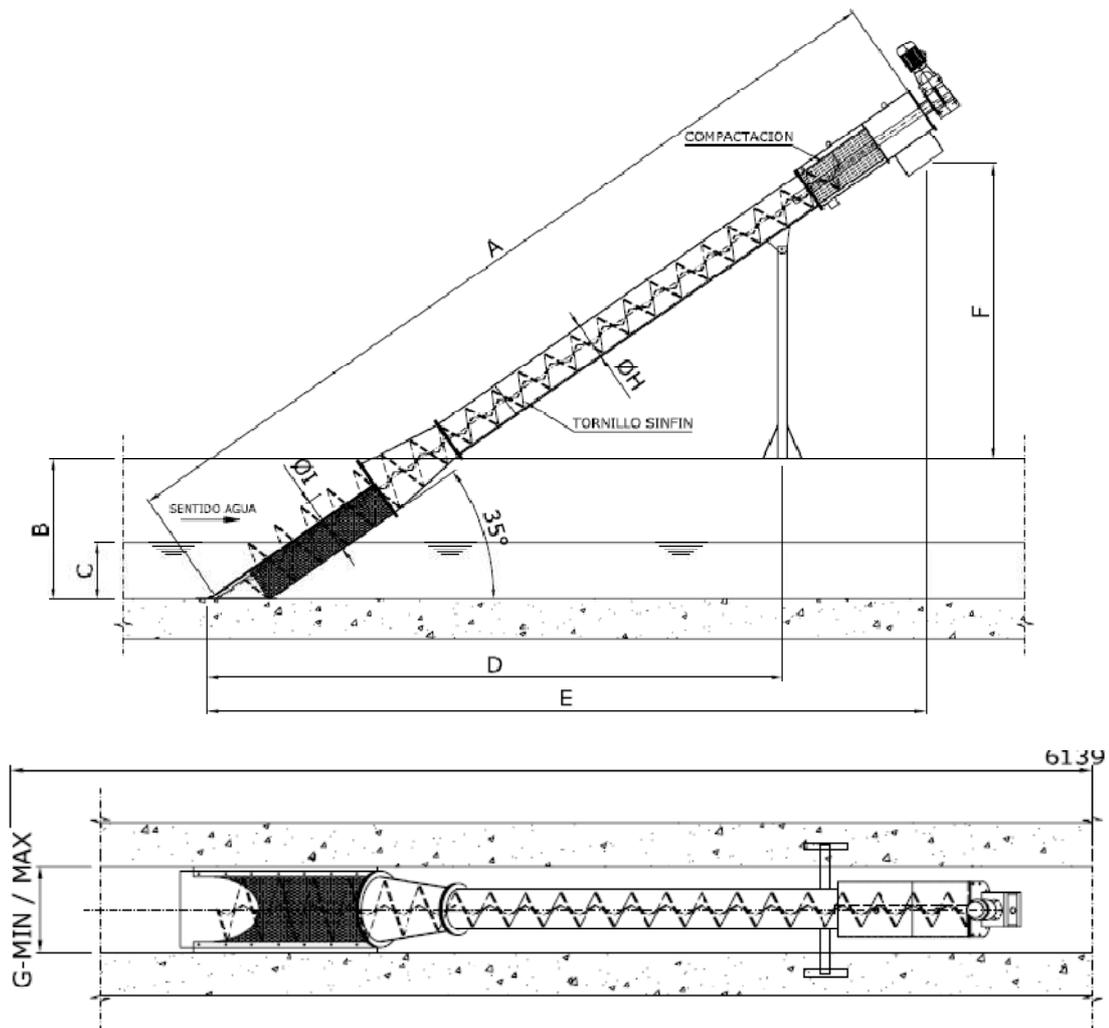


Figura 25. Tornillo compactador

Tabla 24. *Modelos tornillo compactador*
(Fuente: Tecmoncade)

MODELO	CAPACIDAD DE PASO DE AGUA EN M ³ /H								
	LUZ DE PASO (mm)								
	0,25	0,5	1	2	3	4	5	6	7
STC-219	32	62	92	122	130	142	158	175	190
STC-255	45	75	105	135	151	167	184	199	215
STC-370	65	115	165	215	230	244	259	280	296
STC-470	130	170	210	250	290	330	370	410	447
STC-580	171	235	293	345	415	465	525	585	630
STC-750	318	445	573	702	805	892	990	1110	1215

Las dimensiones de los tornillos elegidos STC-219 se describen en la Tabla 25.

Tabla 25. *Dimensiones tornillo compactador*
(Fuente: Tecmoncade)

MODELO	DIMENSIONES (mm)									POTENCIA MOTOR (Kw)
	A	B	C	D	E	F	G - Min / Máx.	φ H	φ I	
STC-219	5050	840	410	3300	4160	1670	300 / 420	219	219	0,55
STC-255	5050	840	410	3300	4160	1670	330 / 480	219	255	0,55
STC-370	5050	840	430	3300	4160	1670	450 / 590	219	370	0,75
STC-470	5050	840	430	3300	4160	1670	550 / 680	219	470	0,75
STC-580	5330	840	450	3550	4415	1780	660 / 800	323	580	1,1
STC-750	5450	840	500	3610	4510	1845	840 / 980	323	750	1,1

7.3. Homogeneizador

Para su diseño se tendrán en cuenta los parámetros típicos para depósitos y el volumen necesario para almacenar la cantidad de agua residual de la industria durante una semana.

Partiendo de una ecuación básica, se obtiene el volumen del depósito.

$$V=TR*Q$$

Siendo:

V = volumen del depósito (m³)

Q = caudal a tratar (m³/d)

TR = tiempo de retención (d)

Se tiene un caudal medio de 14,4 m³/h (345,6 m³/d) y un tiempo de retención de 7 días:

$$V = 7 \text{ d} * 345,6 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} = 2.419,2 \text{ m}^3$$

$$V = 2.420 \text{ m}^3$$

Fijando una profundidad de 8 metros, el área necesaria para la ubicación del tanque de homogeneización es de:

$$A = \frac{V}{h} = \frac{2.420 \text{ m}^3}{8 \text{ m}} = 302,5 \text{ m}^2$$

$$A = 302,5 \text{ m}^2$$

Se diseña un tanque de homogeneización cilíndrico, a partir de la definición del área se despeja el diámetro, es decir:

$$A = \frac{\pi}{4} * D^2 \rightarrow D = \sqrt{\frac{4 * A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 * 302,5 \text{ m}^2}{\pi}} = 19,6 \text{ m}$$

$$D = 19,6 \text{ m}$$

Se elige un homogeneizador por catálogo, en concreto de la marca Soplacas, cuyos datos se aproximen lo máximo posible a los valores obtenidos anteriormente mediante la Tabla 26: Se utiliza una altura de 8 m y un volumen ligeramente superior a 2.420 m³, es decir se va a tener un volumen de homogeneizador de 2.561 m³.

Tabla 26. Dimensiones homogeneizador
(Fuente: Soplacas)

Nº paneles	Diámetro Interior		Diámetro de solera		Volumen en m3 a la altura									
	Canto 240	Canto 300	Canto 240	Canto 300	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
12	8,53	8,41	10,43	10,41	292	351	409	468	526	585	626	633	740	797
13	9,31	9,20	11,19	11,17	347	417	486	556	625	695	745	813	860	946
14	10,09	9,97	11,95	11,93	407	488	569	651	732	813	874	954	1033	1113
15	10,87	10,75	12,71	12,69	471	565	669	753	847	942	1013	1106	1198	1290
16	11,65	11,53	13,47	13,45	539	647	755	863	971	1079	1163	1259	1374	1460
17	12,42	12,30	14,24	14,22	613	736	858	980	1103	1226	1323	1443	1563	1683
18	13,20	13,08	15,09	14,98	691	826	967	1105	1243	1382	1493	1628	1764	1900
19	13,97	13,85	15,76	15,74	773	926	1083	1237	1392	1547	1673	1825	1977	2129
20	14,74	14,62	16,53	16,51	861	1033	1205	1377	1549	1721	1863	2032	2202	2371
21	15,51	15,40	17,29	17,27	952	1143	1333	1524	1714	1905	2063	2231	2438	2628
22	16,29	16,17	18,05	18,03	1049	1256	1468	1678	1888	2098	2274	2431	2687	2984
23	17,06	16,94	18,82	18,80	1150	1380	1610	1840	2070	2300	2495	2721	2948	3175
24	17,83	17,71	19,53	19,56	1256	1527	1758	2009	2260	2511	2726	2973	3221	3469
25	18,60	18,48	20,33	20,33	1366	1636	1912	2185	2469	2732	2967	3236	3506	3776
26	19,37	19,25	21,11	21,09	1481	1777	2073	2369	2666	2962	3218	3510	3803	4096
27	20,14	20,02	21,83	21,86	1600	1921	2241	2561	2881	3201	3479	3796	4112	4428
28	20,91	20,79	22,64	22,62	1725	2070	2414	2759	3104	3449	3751	4092	4433	4774
29	21,68	21,56	23,41	23,39	1853	2224	2595	2966	3336	3707	4033	4399	4766	5133
30	22,45	22,33	24,13	24,16	1987	2384	2782	3179	3576	3974	4325	4718	5111	5504
31	23,22	23,10	24,94	24,92	2125	2550	2975	3400	3825	4250	4627	5048	5468	5889
32	23,99	23,87	25,71	25,69	2268	2721	3175	3628	4082	4535	4938	5388	5837	6286
33	24,76	24,64	26,47	26,45	2415	2896	3381	3864	4347	4830	5262	5740	6218	6697
34	25,53	25,41	27,24	27,22	2567	3090	3594	4107	4620	5134	5594	6103	6612	7120
35	26,30	26,18	28,01	27,99	2723	3266	3813	4357	4902	5447	5937	6477	7017	7556
36	27,07	26,95	28,77	28,75	2885	3462	4038	4615	5192	5769	6290	6852	7434	8006
37	27,84	27,72	29,54	29,52	3050	3680	4271	4881	5491	6101	6653	7258	7863	8468
38	28,61	28,49	30,30	30,28	3221	3905	4509	5153	5797	6442	7027	7655	8304	8943
39	29,37	29,26	31,07	31,06	3396	4076	4754	5433	6113	6792	7410	8034	8767	9431
40	30,14	30,02	31,84	31,82	3576	4291	5006	5721	6436	7151	7804	8513	9223	9932
41	30,91	30,79	32,60	32,58	3760	4512	5254	6016	6768	7520	8208	8954	9700	10446
42	31,68	31,56	33,37	33,35	3949	4738	5508	6318	7108	7897	8622	9405	10189	10973
43	32,45	32,33	34,14	34,12	4142	4971	5799	6628	7456	8285	9046	9858	10691	11513
44	33,22	33,10	34,90	34,88	4340	5208	6077	6946	7813	8681	9480	10342	11204	12066
45	33,99	33,87	35,67	35,65	4543	5452	6360	7269	8178	9086	9925	10827	11729	12631
46	34,75	34,63	36,44	36,42	4751	5701	6651	7601	8551	9501	10379	11323	12267	13210
47	35,52	35,40	37,21	37,18	4963	5956	6948	7940	8933	9925	10844	11830	12816	13802
48	36,29	36,17	37,97	37,95	5179	6216	7251	8287	9323	10359	11319	12348	13377	14406
49	37,06	36,94	38,73	38,71	5401	6481	7551	8641	9721	10801	11804	12876	13951	15024
50	37,83	37,71	39,50	39,48	5626	6752	7877	9002	10128	11253	12300	13418	14536	15654
51	38,59	38,48	40,27	40,25	5857	7026	8200	9371	10542	11714	12805	13969	15134	16298
52	39,36	39,24	41,03	41,01	6092	7310	8520	9747	10966	12184	13321	14532	15743	16954
53	40,13	40,01	41,80	41,78	6332	7596	8855	10131	11367	12604	13847	15106	16365	17623
54	40,90	40,78	42,57	42,55	6576	7891	9207	10522	11837	13152	14383	15691	16998	18306
55	41,67	41,55	43,33	43,31	6825	8190	9555	10920	12285	13650	14925	16236	17644	19001
56	42,43	42,31	44,10	44,08	7079	8495	9910	11326	12742	14158	15486	16893	18301	19709
57	43,20	43,08	44,87	44,86	7337	8804	10272	11739	13207	14674	16029	17611	19071	20430
58	43,97	43,85	45,64	45,62	7600	9120	10640	12160	13680	15117	16629	18141	19652	21164
59	44,74	44,62	46,40	46,38	7867	9441	11014	12588	14161	15651	17216	18781	20346	21911
60	45,51	45,39	47,17	47,15	8140	9767	11395	13023	14651	16193	17813	19432	21051	22671
61	46,27	46,15	47,94	47,92	8416	10099	11783	13466	15071	16745	18420	20094	21768	23444
62	47,04	46,92	48,70	48,68	8696	10437	12177	13916	15756	17307	19037	20768	22499	24229
63	47,81	47,69	49,47	49,45	8984	10780	12577	14374	16089	17877	19665	21453	23240	25028
64	48,58	48,46	50,24	50,22	9274	11129	12984	14839	16611	18457	20303	22148	23994	25840
65	49,34	49,23	51,00	50,98	9569	11483	13397	15237	17141	19046	20950	22855	24760	26664
66	50,11	49,99	51,77	51,75	9869	11843	13817	15715	17680	19644	21609	23573	25537	27502
67	50,88	50,76	52,54	52,52	10174	12208	14243	16201	18226	20252	22277	24302	26327	28352
68	51,65	51,53	53,30	53,28	10483	12679	14676	16695	18782	20866	22955	25042	27129	29216
69	52,42	52,30	54,07	54,05	10796	13156	15146	17195	19345	21494	23644	25793	27943	30093
70	53,18	53,06	54,84	54,82	11115	13338	15491	17704	19917	22130	24342	26555	28768	30981
71	53,95	53,83	55,60	55,58	11438	13725	15942	18219	20497	22774	25051	27329	29606	31880
72	54,72	54,60	56,37	56,35	11765	14118	16396	18742	21085	23428	25770	28113	30456	32789
73	55,49	55,37	57,14	57,12	12098	14517	16863	19273	21682	24091	26500	28909	31365	33700
74	56,25	56,13	57,90	57,88	12434	14921	17334	19810	22287	24763	27239	29715	32276	34611
75	57,02	56,90	58,67	58,65	12776	15267	17811	20355	22900	25444	27989	30533	33187	35522
76	57,79	57,67	59,44	59,42	13122	15601	18294	20900	23521	26135	28740	31365	34103	36433
77	58,56	58,44	60,21	60,19	13473	16010	18784	21468	24151	26835	29518	32202	35019	37344
78	59,32	59,20	60,97	60,95	13828	16426	19281	22035	24790	27544	30298	33019	35935	38255
79	60,09	59,97	61,74	61,72	14188	16857	19784	22610	25436	28262	31019	33819	36856	39166
80	60,86	60,74	62,51	62,49	14552	17304	20293	23192	26091	28990	31719	34619	37777	40077
81	61,63	61,51	63,27	63,25	14921	17836	20808	23782	26754	29727	32419	35419	38698	40988
82	62,39	62,27	64,04	64,02	15237	18284	21331	24378	27426	30473	33119	36219	39619	41900
83	63,16	63,04	64,81	64,79	15614	18737	21866	24983	28106	31179	33819	37019	40539	42811
84	63,93	63,81	65,57	65,55	15997	19196	22395	25594	28794	31939	34519	37819	41459	43722
85	64,70	64,58	66,34	66,32	16383	19660	22937	26214	29490	32639	35219	38619	42379	44633



A la salida del homogeneizador se van a tener las mismas concentraciones de sólidos, materia orgánica y materia oxidable que a la entrada ya que solamente se dispone de un agitador para homogeneizar la mezcla, no se dispone de aireadores porque es perjudicial para el posterior reactor anaerobio.

7.4. Agitadores sumergidos en homogeneizador

Se tiene un caudal medio de 14,4 m³/h, entonces se necesita un agitador sumergido CHVY-0.75-4-60 de la empresa CAPRARI que puede agitar un caudal máximo de 318 m³/h.

Tabla 27. *Datos técnicos agitadores sumergidos CHVY-0.75-4-60 (Fuente: Caprari)*

Tipo Tipo Typ	Potenza Motore Potencia motor Motorleistung [kW]	Corrente nominale Corriente nominal Nennstrom [A]	Velocità motore/elica Velocidad motor/helice Geschwindigkeit Motor/Propeller [rpm]	Portata Caudal Förder- menge [m ³ /h]	Peso Peso Gewicht [kg]
CMVY-0.75-4-60	0,75	2	1400	318	15
CMVY-0.75-4-2"	0,75	2	1400	318	18
CMVY-1.1-4-60	1,1	2,8	1380	372	16,5
CMVY-1.1-4-2"	1,1	2,8	1380	372	19,5

Numero pale - Numero palas - Propellerblättev: 3

7.5. Intercambiador de calor

Los factores principales a tener en cuenta en la elección de un tipo de intercambiador para un servicio concreto, son las siguientes:

- Temperatura de trabajo, y estado (líquido o vapor) de los fluidos.
- Presiones de las corrientes, y pérdidas de presión admisibles.
- Caudales de los fluidos.
- Posibilidades de ensuciamiento del aparato. Las incrustaciones actúan como una resistencia al paso del calor, dificultándolo.
- Acción corrosiva de los fluidos.

– Espacio disponible para la instalación.

Se ha seleccionado un intercambiador de tubos multitubular con flujo en contracorriente (Figura 26 b). El vertido (fluido frío) circula por el interior del intercambiador y el agua de refrigeración del motor generador (fluido caliente) circula a contracorriente por el espacio anular. El agua de refrigeración del motor generador va a calentar al vertido.

Una de las ventajas principales de este tipo de intercambiador es su importante resistencia a las incrustaciones debido a la elevada velocidad de flujo (régimen turbulento) además de su fácil limpieza.

Para llevar a cabo el diseño del intercambiador de calor se usa el método logarítmico de temperaturas (LMTD).

Según este método son seis los pasos a seguir en el diseño:

1. Seleccionar el tipo de intercambiador apropiado para la aplicación.
2. Determinar las temperaturas y la velocidad de transferencia de calor mediante balance de energía.
3. Calcular el incremento de temperatura medio logarítmico (ΔT_{ml}).
4. Obtener, seleccionar o calcular el coeficiente de transferencia global de calor (U).
5. Calcular el área superficial, A_s .
6. Seleccionar un intercambiador con A_s igual o mayor a la calculada.

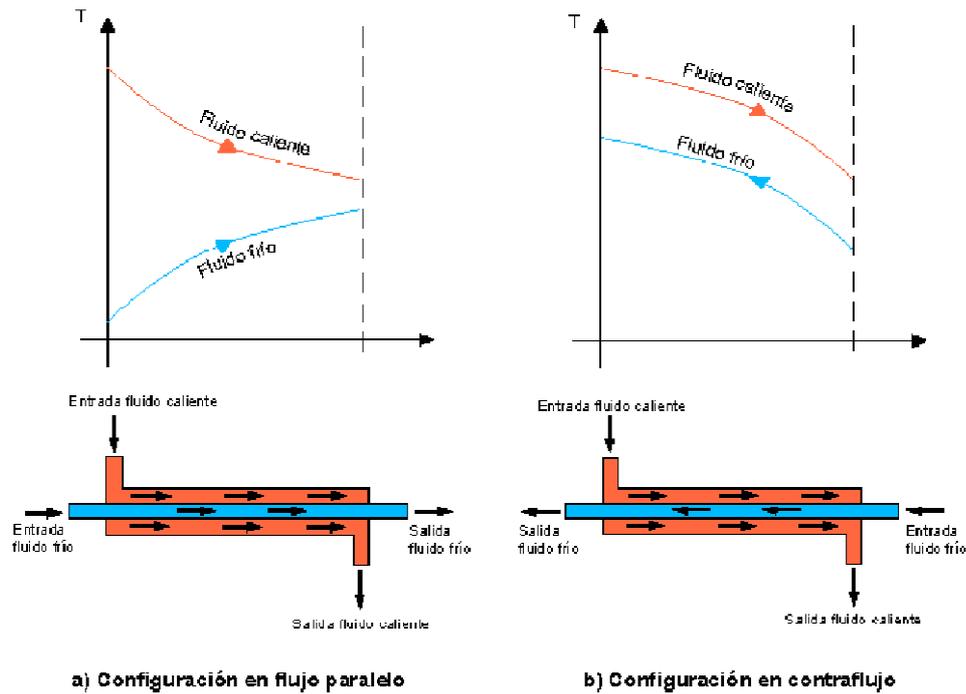


Figura 26. Configuraciones de los intercambiadores de tubos

Para el cálculo de la velocidad de transferencia de calor (q) se realiza un balance de energía a un volumen de control que encierra la totalidad del intercambiador y para un flujo estacionario. La ecuación se reduce a un balance de entalpía puesto que no se realiza trabajo externo, no se transfiere calor al sistema si el intercambiador está bien aislado, y los cambios de energía cinética y energía potencial suelen ser insignificantes. Por lo tanto, el balance de energía queda de la siguiente forma:

$$(m_c * C_{pc}) * (T_{c_{entrada}} - T_{c_{salida}}) = (m_f * C_{pf}) * (T_{f_{salida}} - T_{f_{entrada}}) = q$$

Donde:

m_c : caudal másico del fluido caliente, kg/s.

m_f : caudal másico del fluido frío, kg/s.

C_p : Calor específico, J/kg °C.

$T_{c_{entrada}}$: Temperatura del fluido caliente en la entrada, °C (80 °C)

$T_{c \text{ salida}}$: Temperatura del fluido caliente en la salida, °C

$T_{f \text{ entrada}}$: Temperatura del fluido frío en la entrada, °C (15 °C)

$T_{f \text{ salida}}$: Temperatura del fluido frío en la salida, °C (35°C)

q: velocidad de transferencia de calor, W.

Se tiene que calcular el calor específico y la densidad (ρ) de los fluidos caliente y frío:

Aunque se está trabajando con un vertido industrial, se ha realizado la aproximación de tomar como propiedades del vertido, las propiedades del agua a la misma temperatura del vertido. Se ha realizado esta aproximación ya que no se disponen de datos de densidad y calor específico del vertido para distintas temperaturas y además el error cometido no será apreciable ya que el vertido está compuesto principalmente por agua de lavado, derrames, etc.

Tabla 28. *Datos de densidad y calor específico para el agua $P=1 \text{ atm}$ (Fuente: www.vaxasoftware.com)*

T (°C)	ρ (kg/m ³)	C_p (J/kg °C)
10	999,7	4.195
15	999,1	4.187
20	998,2	4.182
25	997,1	4.180,1
30	995,7	4.176
35	994,1	4.175
40	992,2	4.175
45	990,2	4.176
50	988,1	4.178
75	974,9	4.192,9
100	958,4	4.211

Para el fluido frío, que será el vertido, la densidad y calor específico para la temperatura media entre la entrada y la salida (T_{mf}):

$$T_{mf} = \frac{T_{\text{entrada}} + T_{\text{salida}}}{2} = \frac{15 \text{ °C} + 35 \text{ °C}}{2} = 25 \text{ °C}$$

Por lo que, para el fluido frío (vertido) a T_{mf} entre la entrada y la salida, se tiene:

$$\rho_f = 997 \text{ kg/m}^3$$

$$C_{pf} = 4.180,1 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$$

Para el fluido caliente, que será el agua de refrigeración del motor-generador, se calcula también la densidad y calor específico para la temperatura media entre la entrada y salida, sin embargo en este caso no se disponen de datos sobre la temperatura de salida del fluido caliente, así que se supone una temperatura media para obtener los datos de densidad y calor específico y más adelante se comprueba si la suposición ha sido válida.

Se supone una $T_{mc} = 75 \text{ } ^\circ\text{C}$, entonces:

$$T_{mc} = \frac{T_{\text{entrada}} + T_{\text{salida}}}{2} = \frac{80 \text{ } ^\circ\text{C} + T_{\text{salida}}}{2} = 75 \text{ } ^\circ\text{C} \rightarrow T_{\text{salida}} = 70 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Por lo que, para el fluido caliente a T_{mc} entre la entrada y la salida, se obtiene:

$$\rho_c = 974,9 \text{ kg/m}^3$$

$$C_{pc} = 4.192,9 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}.$$

Ahora se tiene que calcular el caudal másico mediante la expresión:

$$m \left(\frac{\text{Kg}}{\text{s}} \right) = Q \left(\frac{\text{m}^3}{\text{s}} \right) * \rho \left(\frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \right)$$

Donde:

Q: caudal (m^3/s)

ρ : densidad del fluido a la temperatura media entre la entrada y la salida (kg/m^3)

– Para el fluido frío:

$$Q_f = 14,4 \text{ m}^3/\text{h} = 0,004 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\rho_f = 997 \text{ kg/m}^3$$

$$m_f \left(\frac{\text{Kg}}{\text{s}} \right) = 0,004 \left(\frac{\text{m}^3}{\text{s}} \right) * 997 \left(\frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \right) = 3,988 \frac{\text{Kg}}{\text{s}}$$

– Para el fluido caliente se utiliza la siguiente expresión de balance de energía:

$$(m_c * C_{p_c}) * (T_{c_{\text{entrada}}} - T_{c_{\text{salida}}}) = (m_f * C_{p_f}) * (T_{f_{\text{salida}}} - T_{f_{\text{entrada}}})$$

$$m_c * 4.192 \frac{\text{J}}{\text{Kg } ^\circ\text{C}} * (80-70)^\circ\text{C} = 3,988 \frac{\text{Kg}}{\text{s}} * 4.180,1 \frac{\text{J}}{\text{Kg } ^\circ\text{C}} * (35-15)^\circ\text{C} \rightarrow m_c = 7,95 \frac{\text{Kg}}{\text{s}}$$

Ahora se calcula el caudal volumétrico de fluido caliente:

$$m \left(\frac{\text{Kg}}{\text{s}} \right) = Q \left(\frac{\text{m}^3}{\text{s}} \right) * \rho \left(\frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \right)$$

Siendo:

$$\rho_c = 974,9 \text{ kg/m}^3$$

$$m_c = 7,95 \text{ kg/s}$$

$$7,95 \left(\frac{\text{Kg}}{\text{s}} \right) = Q_c \left(\frac{\text{m}^3}{\text{s}} \right) * 974,9 \left(\frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \right) \rightarrow Q_c = 0,008 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

Tabla 29. *Resumen de resultados del intercambiador*

	Fluido frío	Fluido caliente
Caudal másico, m (kg/s)	3,988	7,95
Caudal volumétrico, Q (m³/s)	0,004	0,008
T_{entrada} (°C)	15	80
T_{salida} (°C)	35	70
Densidad, ρ (kg/m³)	997	974,9
Calor específico, C_p (J/kg °C)	4.180,1	4.192,9

Se calcula la velocidad de transferencia de calor, q, mediante la expresión:

$$(m_f * C_{pf}) * (T_{f_{salida}} - T_{f_{entrada}}) = q$$

$$3,988 \frac{\text{Kg}}{\text{s}} * 4.180,1 \frac{\text{J}}{\text{Kg } ^\circ\text{C}} * (35-15)^\circ\text{C} = q \rightarrow q = 333.396,8 \frac{\text{J}}{\text{s}}$$

El coeficiente de transferencia global de calor, U, se calcula mediante la expresión:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_i} + \frac{r_{int} * \ln\left(\frac{r_{ext}}{r_{int}}\right)}{K_{acero}} + \frac{r_{int}}{r_{ext} * h_e}$$

Donde:

U: coeficiente global de transferencia de calor (W/m² K)

h_i: coeficiente individual de convección en el lado de la alimentación (W/m² K)

h_e: coeficiente individual de convección en el lado del fluido calefactor (W/m²K)

r_{int}: radio interno del tubo interno (m)

r_{ext}: radio externo del tubo interno (m)

K: conductividad térmica del material, acero, 58 W/m K.

Se calcula el coeficiente individual por transmisión de calor por el lado de vertido (h_i) considerando el análisis para flujo forzado a través de tubos y conductos.

$$h_i = \frac{\text{Nu} * K}{d_i}$$

Donde:

Nu: número de Nusselt

K: conductividad térmica del fluido a la temperatura media

d_i: diámetro interior del tubo interior

Se definen las propiedades del fluido a 25 °C:

Tabla 30. *Propiedades fluidos a 25 °C*
(Fuente: www.vaxasoftware.com)

ρ (Kg/m ³)	997
μ (Kg/ m s)	$899,8 \cdot 10^{-6}$
C_p (J/kg K)	4.180,1
K (W/m K)	0,606
Pr	6,2

$$Pr = \frac{\mu \cdot C_p}{K} = \frac{899,8 \cdot 10^{-6} \frac{\text{Kg}}{\text{m s}} \cdot 4180,1 \frac{\text{J}}{\text{Kg } ^\circ\text{C}}}{0,606 \frac{\text{W}}{\text{m K}}} = 6,2$$

Una vez definidas las propiedades del fluido se han de fijar los diámetros de los tubos del intercambiador que se muestran en la Tabla 31:

Tabla 31. *Diámetros de los tubos del intercambiador*

Tubo interior		Tubo exterior	
DN	1" _{1/4}	DN	2" _{1/2}
d_{int}	40,55 mm	D_{int}	70,89 mm
d_{ext}	42,2 mm	D_{ext}	73 mm

Para el cálculo de Nusselt es necesario conocer el régimen de flujo que viene dado por el número de Reynolds (Re) ya que viene dado por la expresión:

$$Nu = \frac{\frac{f}{8} \cdot (Re - 1000) \cdot Pr}{1 + 12,7 \cdot \left(\frac{f}{8}\right)^{\frac{1}{2}} \cdot \left(Pr^{\frac{2}{3}} - 1\right)}$$

Donde:

Pr: número Prandtl (6,2)

$$f = (0,790 \cdot \ln(Re) - 1,64)^{-2}$$

Re: número de Reynolds

Para el cálculo del número de Reynolds:

$$Re = \frac{G \cdot d_i}{\mu}$$

Donde:

$$G = \frac{m_f}{A} = \frac{3,988 \frac{\text{Kg}}{\text{s}}}{\frac{\pi}{4} \cdot (0,0405 \text{ m})^2} = 3.095 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2 \text{s}}$$

Sustituyendo los valores:

$$Re = \frac{3.095 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2 \text{s}} \cdot 0,0405 \text{ m}}{899,8 \cdot 10^{-6} \frac{\text{Kg}}{\text{m s}}} = 1,39 \cdot 10^5 \text{ Regimen turbulento}$$

$$f = (0,790 \cdot \ln(1,39 \cdot 10^5) - 1,64)^{-2} = 0,017$$

$$Nu = \frac{\frac{f}{8} \cdot (Re - 1000) \cdot Pr}{1 + 12,7 \cdot \left(\frac{f}{8}\right)^{\frac{1}{2}} \cdot (Pr^{\frac{2}{3}} - 1)} = \frac{\frac{0,017}{8} \cdot (1,39 \cdot 10^5 - 1000) \cdot 6,2}{1 + 12,7 \cdot \left(\frac{0,017}{8}\right)^{\frac{1}{2}} \cdot (6,2^{\frac{2}{3}} - 1)} = 760$$

$$h_i = \frac{Nu \cdot K}{d_i} = \frac{760 \cdot 0,606 \frac{\text{W}}{\text{m K}}}{0,0405 \text{ m}} = 11.371 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

Se calcula el coeficiente individual por transmisión de calor del fluido calefactor (h_e):

$$h_e = \frac{Nu \cdot K}{D_{eq}}$$

Donde:

Nu: número de Nusselt

K: conductividad térmica del fluido a la temperatura media (75°C)

D_{eq}: diámetro equivalente

Para conductor no circulares usaremos el diámetro equivalente (D_{eq}) que viene dado por:

$$D_{eq}=(D_i-d_e)=0,0709 \text{ m}-0,0422 \text{ m}=0,0287 \text{ m}$$

Se definen las propiedades del fluido a 75 °C:

Tabla 32. *Propiedades fluidos a 75 °C*
(Fuente: *www.vaxasoftware*)

ρ (Kg/m ³)	974,9
μ (Kg/ m s)	$376,6*10^{-6}$
C _p (J/kg K)	4.192,9
K (W/m K)	0,671
Pr	2,35

$$Pr = \frac{\mu * C_p}{K} = \frac{376,6*10^{-6} \frac{\text{Kg}}{\text{m s}} * 4192,9 \frac{\text{J}}{\text{Kg}^\circ\text{C}}}{0,671 \frac{\text{W}}{\text{m K}}} = 2,35$$

Para el cálculo de Nusselt es necesario conocer el régimen de flujo que viene dado por el número de Reynolds (Re) ya que viene dado por la expresión:

$$Nu = \frac{\frac{f}{8} * (Re-1000) * Pr}{1 + 12,7 * \left(\frac{f}{8}\right)^{\frac{1}{2}} * (Pr^{\frac{2}{3}} - 1)} * 0,86 * \left(\frac{d_e}{D_i}\right)^{-0,16}$$

Donde:

Pr: número Prandt

$$f = (0,790 \cdot \ln(\text{Re}) - 1,64)^{-2}$$

Re: número de Reynolds

Para el cálculo del número de Reynolds:

$$\text{Re} = \frac{G \cdot D_{\text{eq}}}{\mu}$$

Donde:

$$G = \frac{m_c}{A} = \frac{7,95 \frac{\text{Kg}}{\text{s}}}{\frac{\pi}{4} \cdot (0,0709^2 - 0,0422^2) \text{m}^2} = 3.118,4 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2 \text{s}}$$

Sustituyendo los valores:

$$\text{Re} = \frac{3.118,4 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2 \text{s}} \cdot 0,0287 \text{ m}}{376,6 \cdot 10^{-6} \frac{\text{Kg}}{\text{m s}}} = 2,3 \cdot 10^5 \text{ Regimen turbulento}$$

$$f = (0,790 \cdot \ln(2,3 \cdot 10^5) - 1,64)^{-2} = 0,015$$

$$\begin{aligned} \text{Nu} &= \frac{\frac{f}{8} \cdot (\text{Re} - 1000) \cdot \text{Pr}}{1 + 12,7 \cdot \left(\frac{f}{8}\right)^{\frac{1}{2}} \cdot (\text{Pr}^{\frac{2}{3}} - 1)} \cdot 0,86 \cdot \left(\frac{d_e}{D_i}\right)^{-0,16} = \\ &= \frac{\frac{0,015}{8} \cdot (2,3 \cdot 10^5 - 1000) \cdot 2,35}{1 + 12,7 \cdot \left(\frac{0,015}{8}\right)^{\frac{1}{2}} \cdot (2,35^{\frac{2}{3}} - 1)} \cdot 0,86 \cdot \left(\frac{0,0422 \text{ m}}{0,07089}\right)^{-0,16} = 663 \end{aligned}$$

$$h_e = \frac{Nu \cdot K}{D_{eq}} = \frac{663 \cdot 0,671 \frac{W}{m \cdot K}}{0,0287 m} = 15.512 W/m^2 K$$

Sustituyendo en la expresión:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_i} + \frac{r_{int} \cdot \ln\left(\frac{r_{ext}}{r_{int}}\right)}{K_{acero}} + \frac{r_{int}}{r_{ext} \cdot h_e}$$

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{1,1 \cdot 10^4 W/m^2 K} + \frac{0,02025 m \cdot \ln\left(\frac{0,0211}{0,02025}\right)}{58 W/m^2 K} + \frac{0,02025 m}{0,0211 m \cdot 1,5 \cdot 10^4 W/m^2 K} =$$

$$= 1,69 \cdot 10^{-4} \rightarrow U = \frac{1}{1,69 \cdot 10^{-4}} = 5.913,66 \frac{W}{m^2 K}$$

Por último, se calcula el área superficial, A_s , del intercambiador de calor mediante la expresión:

$$q = U \cdot A_s \cdot \Delta T_{ml}$$

Donde:

q : velocidad de transferencia de calor (333.396,8 J/s)

ΔT_{ml} : incremento de temperatura medio logarítmico que viene dado por la siguiente expresión:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{c_{salida}} - T_{f_{salida}}) - (T_{c_{entrada}} - T_{f_{entrada}})}{\ln\left(\frac{T_{c_{salida}} - T_{f_{salida}}}{T_{c_{entrada}} - T_{f_{entrada}}}\right)} = \frac{(70-35)^{\circ}C - (80-15)^{\circ}C}{\ln\left(\frac{70-35}{80-15}\right)} = 48,46^{\circ}C$$

U : coeficiente global de transferencia de calor (5.913,66 W/m² K)

Sustituyendo en la ecuación anterior:

$$333.396,8 \frac{\text{J}}{\text{s}} = 5.913,66 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}} * A_s * 48,46 \text{ } ^\circ\text{C} \rightarrow A_s = 1,16 \text{ m}^2$$

Para el cálculo de la longitud de intercambio, se define el área de intercambio como:

$$A_s = \pi * d_e * L$$

$$1,16 \text{ m}^2 = \pi * 0,0422 \text{ m} * L \rightarrow L = 8,77 \text{ m} \rightarrow 9 \text{ m}$$

Como se ha elegido un intercambiador de calor multitubular, se tendrán 18 tubos de medio metro.

El calor necesario para calentar la alimentación desde su temperatura de entrada (15°C) hasta la temperatura de operación del reactor (35°C) es de $3,3 * 10^5 \text{ W}$.

Se ha seleccionado un intercambiador multitubular con flujo en contracorriente. El vertido (fluido frío) circula por el interior del intercambiador y el agua de refrigeración del motor-generator (fluido caliente) circula a contracorriente por el espacio anular.

Como se necesita una superficie de $1,16 \text{ m}^2$, en la se elige el intercambiador de calor de la marca Comeval, el modelo TP-D1 que tiene una superficie ligeramente mayor que la calculada, mediante la Tabla 33.

Tabla 33. *Elección intercambiador de calor*
(Fuente: <http://www.alcion.es/>)

Modelo	Calor disipado (KW)	Flujo de aceite (l/min)	Flujo de agua (l/min)	Caída de presión de aceite (bar)	Caída de presión de agua (bar)	Superficie (m ²)
TP-D1	40	180	90	0,40	0,07	1,58
TP-D2	52	200	100	0,55	0,09	2,14
TP-D3	66	220	110	0,62	0,12	2,79
TP-D4	84	240	120	0,80	0,16	3,57
TP-D5	108	260	130	1	0,19	4,48
TP-D6	120	240	120	0,96	0,21	5,38

Las dimensiones del intercambiador elegido se describen en la Tabla 34:

Tabla 34. *Dimensiones del intercambiador TP-D1*
(Fuente: <http://www.alcion.es/>)

Modelo	A (mm)	B (mm)	C (mm)	D (mm) Diámetro	E-F (mm)	Peso (Kg)
TP-D1	505	270	109	162	1”1/2	20
TP-D2	634	402	238	162	1”1/2	24
TP-D3	780	546	384	162	1”1/2	27
TP-D4	954	722	558	162	1”1/2	32
TP-D5	1.160	928	764	162	1”1/2	38
TP-D6	1.364	1.132	968	162	1”1/2	45

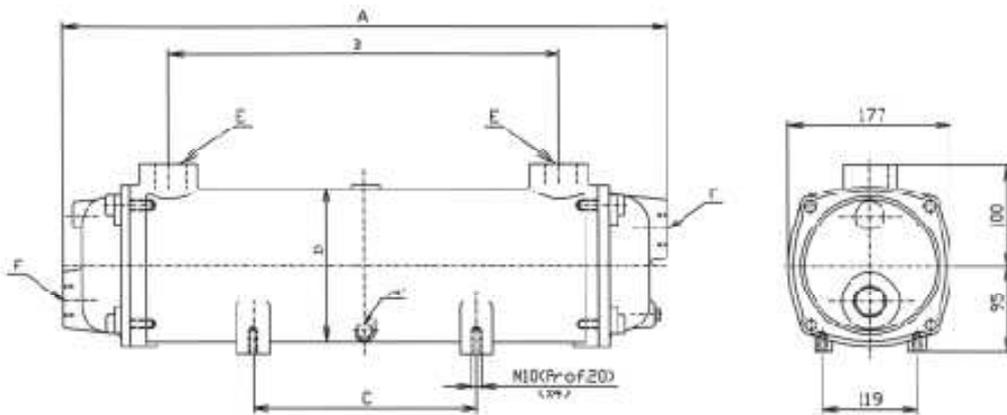


Figura 27. *Intercambiador de calor*

Un intercambiador consta de diferentes partes y cada una de ellas es de un material diferente como se muestra en la Tabla 35:

Tabla 35. Partes y materiales del intercambiador de calor

Parte	Nombre	Material
1	Cubierta	Aluminio
2	Tubo de la pila	
2.1	Tubos	Cobre
2.2	Tubos de las placas	Latón
2.3	Deflectores	Aluminio
2.4	Soldadura	Estaño
3	Tapas de los extremos	Latón
4	Sellos	Viton
5	Tornillos de la tapa	Acero
6	Tapones de drenaje	Latón



Figura 28. Intercambiador de calor

7.6. Reactor anaerobio

El RD 11/1995, de 28 de diciembre, establece que un habitante equivalente es la carga orgánica biodegradable con una demanda bioquímica de oxígeno de cinco días (DBO₅) de 60 gramos de oxígeno al día.

Por lo tanto, se calculan los habitantes equivalentes (he) en este caso. Teniendo en cuenta que la DBO₅ a la entrada del reactor UASB es de 4.550 mg/l:

$$he = \frac{DBO_5 \left(\frac{mg}{l} \right) * Q \left(\frac{m^3}{d} \right)}{60 \text{ gr} \frac{DBO_5}{\text{día} * \text{hab}}} = \frac{4.550 \frac{mg}{l} * 345,6 \text{ m}^3/d}{60 \text{ gr} \frac{DBO_5}{\text{día} * \text{hab}}} = 26.208 \text{ he}$$

En la Tabla 36 se observan las dimensiones básicas de reactores UASB para eficiencias de remoción de DQO del 90% y de DBO del 95%.

Tabla 36. Dimensiones básicas de reactores UASB.

Parámetro	UASB para 10 hab.	UASB para 100 hab.	UASB para 1000 hab.	UASB para 10000 hab.	UASB para 100000 hab.
Q_{mínimo} (m³/día)	1,2	12	120	1200	12000
TRH (h)	18	12	9	6	6
V_{mínimo} (m³)	0,9	6	45	300	3000
Profundidad	2	3	4,5	4	5
Área per cápita (m²)	0,045	0,03	0,01	0,0075	0,006
Volumen per capita (l)	90	60	45	30	30
Puntos de alimentación	1	1	4	20	150
Velocidad ascendente (m/h)	0,11	0,25	0,50	0,67	0,83

De la Tabla 36 se calculan el tiempo de retención hidráulico para los 26.208 habitantes equivalentes.

Por lo tanto el tiempo de retención hidráulica es de 6 horas.

El volumen del reactor se calcula de la siguiente forma:

$$V = TRH * Q$$

Siendo:

V = volumen del reactor (m³)

TRH = Tiempo de retención hidráulica = 6 h

Q = caudal medio = 14,4 m³/h

Sustituyendo los valores en la fórmula, queda un volumen de:

$$V = 6 \text{ h} * 14,4 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} = 86,4 \text{ m}^3$$

V=90 m ³

La altura del reactor UASB viene limitada por la velocidad media del líquido, que se calcula con los valores de la Tabla 36, por lo tanto la velocidad ascensional (VA) es de 0,7 m/h.

$$VA = \frac{Q}{A} = \frac{V_r}{T_R * A} = \frac{h}{T_R} \rightarrow h = VA * T_R = 0,7 \frac{m}{h} * 6 h = 4,2 m$$

h= 4,2 m

El área del reactor viene determinada por la relación entre el volumen y la altura:

$$A = \frac{V}{h} = \frac{900 m^3}{4,2 m} = 21,42 m^2$$

A= 21,42 m ²

Se considera que la reducción de DBO en el tratamiento anaerobio con el reactor UASB es del 95%. Por lo tanto, si la DBO a la entrada del tratamiento anaerobio es de 4.550 mg/l, la DBO a la salida del mismo es de:

$$DBO_5 \text{ a la salida} = 4.550 \frac{mg}{l} * 0,05 = 227,5 \frac{mg}{l}$$

$$DBO_5 \text{ eliminada} = 4.550 \frac{mg}{l} - 227,5 \frac{mg}{l} = 4.322,5 \frac{mg}{l} = 4,322 \frac{g}{l} = 4,322 kg/m^3$$

Se calculan los kg de DBO eliminados al día como:

$$\frac{Kg DBO_5 \text{ eliminada}}{\text{día}} = Q \left(\frac{m^3}{d} \right) * \frac{DBO_5}{m^3} = 345,6 \frac{m^3}{d} * 4,322 \frac{Kg DBO}{m^3} = 1.493,68 Kg DBO/día$$

Cálculo de la carga volumétrica:

$$\frac{\text{Kg DBO}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}} = \frac{1.493,68 \text{ Kg/d}}{14,4 \text{ m}^3} = 103,728 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}$$

La geometría elegida para este reactor es de tanque vertical de base circular, con separador trifásico sólido-líquido-gas.

El volumen obtenido es de 90 m³.

Siendo el volumen del reactor:

$$V = h \cdot \pi \cdot r^2 \rightarrow r = \sqrt{\frac{V}{h \cdot \pi}} = \sqrt{\frac{90 \text{ m}^3}{4,2 \text{ m} \cdot \pi}} = 2,61 \text{ m}$$

$$D = 2 \cdot r = 2 \cdot 2,61 = 5,22 \text{ m}$$

D= 5,22 m

Se elige una cubierta fija, debido a que los tanques de cubierta flotante tienen mayores costos de construcción y mantenimiento.

El tanque tiene una sola campana de recogida de gas construida de hormigón, soporta presiones de gas mayores de 30 cm de columna de agua. El tanque está equipado con válvulas de seguridad, rompedora de costras y de vacío.

El gas que se produce contiene 2/3 en volumen de metano y el resto en CO₂ y pequeñas cantidades de nitrógeno, hidrógeno y otros gases. Tiene un peso específico de aproximadamente 0,86 con respecto al aire.

Como la producción de gas es una de las mejores medidas del desarrollo de la digestión y por el hecho de poder utilizarse como combustible, se ha calculado el volumen de metano.

Se calculan los Kg de sólidos volátiles producidos por día con la siguiente ecuación:

$$P_x = \frac{Y \cdot Q \cdot E \cdot S_0}{1 + K_d \cdot \theta}$$

Siendo:

Y = coeficiente de producción = 0,5 mg/mg (varía entre 0,4-0,8 mg/mg) (Fuente: Metcalf y Eddy, 1995)

Kd = coeficiente endógeno = 0,03 d⁻¹ (varía entre 0,03-0,06 d⁻¹) (Fuente: Metcalf y Eddy, 1995)

θ = tiempo de residencia = 0,25 días (6h*1d/24h=0,25 d)

So = DBO_L última del afluente = 4.322,5 mg/l = 4,322 Kg/ m³

E = eficiencia de estabilización del residuo = 0,9

Q = caudal = 345,6 m³/d

Sustituyendo valores:

$$P_x = \frac{0,5 \frac{\text{mg}}{\text{mg}} * 1.344,31 \frac{\text{Kg}}{\text{d}}}{1 + 0,03 \text{ d}^{-1} * 0,25 \text{ d}} = 667,15 \text{ Kg/d}$$

Se calcula el volumen de metano producido por día mediante la ecuación:

$$V_{\text{CH}_4} = \left(0,35 \frac{\text{m}^3}{\text{Kg}} \right) * (E \cdot Q \cdot S_0 - 1,42 \cdot P_x)$$

Siendo:

V_{CH₄} = volumen de metano producido, m³/d

0,35 = factor de conversión teórico para la cantidad de metano producido a partir de la conversión de 1kg de DBO.

$$E \cdot Q \cdot S_o = 1.344,31 \text{ Kg/d}$$

1,42 = factor de conversión del tejido celular a DBO

$$P_x = \text{masa neta de tejido celular producido diariamente} = 667,15 \text{ kg/d}$$

Sustituyendo los valores en la ecuación anterior:

$$V_{CH_4} = \left(0,35 \frac{m^3}{Kg}\right) * \left(1.344,31 \frac{Kg}{d} - 1,42 * 667,15 \frac{Kg}{d}\right) = 138,93 \frac{m^3}{d}$$

$V_{CH_4} = 138,93 \text{ m}^3/\text{d}$
--

El gas del reactor tiene aproximadamente 2/3 de metano, por lo tanto el volumen total de gas producido es:

$$\text{Volumen total de gas} = \frac{V_{CH_4}}{\frac{2}{3}} = \frac{138,93 \frac{m^3}{d}}{\frac{2}{3}} = 208,4 \frac{m^3}{d}$$

$\text{Volumen total de gas} = 208,4 \text{ m}^3/\text{d}$
--

La cubierta fija proporciona un espacio libre entre la cubierta del digestor y la superficie del líquido.

El gas que se genera se recogerá en la campana de poliéster reforzado con fibra de vidrio que cubre la superficie del reactor. Esta campana se encuentra parcialmente sumergida en el efluente. El biogás se dirige hacia la campana a través del separador terciario, pasando a un depósito donde será almacenado a presión (gasómetro).

Para el gasómetro se debe prever una capacidad de almacenamiento del 60 % de producción media diaria de gas.

Por lo tanto el gasómetro esférico tendrá un volumen de:

$$V_{\text{gasómetro}} = \frac{\text{Volumen total gas}}{0,60} = \frac{208,4 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}}{0,60} = 347,33 \text{ m}^3$$

Volumen gasómetro = 350 m ³
--

Las dimensiones del reactor anaerobio se describen en la Tabla 37:

Tabla 37. *Dimensiones reactor anaerobio*

Volumen (m ³)	90
Área (m ²)	21,42
Altura (m)	4,2
Diámetro (m)	5,22
Velocidad ascensional (m/h)	0,7
Volumen CH ₄ producido (m ³ /d)	138,93

Los parámetros de entrada y salida del reactor anaerobio con su correspondiente porcentaje de reducción se muestran en la Tabla 38:

Tabla 38. *Concentraciones a la entrada y salida del reactor anaerobio*
(Fuente: Hernández Muñoz, 1992)

Parámetros de vertido	Entrada	% reducción	Salida
DQO (mg/l)	6.500	90	650
SS (mg/l)	1.000	85	150
DBO (mg/l)	4.550	95	227,5

7.7. Reactor aerobio

Se selecciona un proceso de biorreactor de membranas, o sistema M.B.R porque tiene las siguientes ventajas:

- Calidad del efluente del sistema (Tabla 39)

El tratamiento con biorreactor de membranas produce un efluente desinfectado de altísima calidad, no requiriéndose para ello ninguna etapa de sedimentación, ni primaria ni secundaria, ni tratamientos terciarios adicionales de filtración y/o desinfección y siendo sólo necesario un cribado medio de al menos 1 mm anterior a la entrada al reactor biológico propiamente.

Tabla 39. *Parámetros de salida que se alcanzan con MBR*

DBO	< 5-10 mg/l
SST	< 5-10 mg/l
NT (nitrógeno total)	< 3 mg/l (clima caliente) < 10 mg/l (clima frío)
PT (fósforo total)	< 0,1 mg/l
Turbidez	< 1 NTU
Coliformes totales	< 100 cfu/100 ml
Coliformes fecales	< 20 cfu/100 ml

- Reactor

El proceso debe operar a concentraciones de MLSS en el rango de 8.000 a 12.000 mg/L, que es más elevado que en los procesos convencionales. Esto permite que los tiempos de residencia hidráulicos para las cargas orgánicas sean mucho menores, así se reduce el volumen del reactor y los lodos producidos por el sistema.

- Tratamiento sencillo:

El flujo de proceso de la membrana es OUT-IN. El permeado circula del exterior al interior de la fibra hueca fluyendo por el lumen solo agua pura y filtrada. Los sólidos contenidos en el agua a tratar permanecen en el exterior de la membrana.

El proceso MBR es fácil y barato de operar y mantener.

La membrana opera de forma efectiva tanto a concentraciones de sólidos bajas como altas y a diferentes temperaturas, produciendo efluentes de alta calidad sin ser afectada por variaciones de la calidad del efluente, variaciones estacionales y/o diarias.

– Bajo consumo energético:

La membrana de fibra hueca, al estar sumergida, funciona con una ligera depresión, y en consecuencia, el consumo energético es notablemente inferior al del sistema convencional.

– Calidad constante:

Con la utilización del contralavado y la aireación para controlar el ensuciamiento de la membrana, el sistema consigue mantener las condiciones operativas estables garantizando una calidad del efluente constante en el tiempo.

– Resistencia a los agentes oxidantes:

La membrana es resistente al cloro en concentraciones hasta de 2.000 mg/l. Cualquier ensuciamiento de la superficie que pueda ocurrir durante un tiempo determinado debido a la acumulación de materia orgánica sobre la membrana, puede ser eliminada fácilmente mediante un proceso automático de limpieza con hipoclorito sódico. También, esta resistencia al cloro permite la desinfección fácil de la membrana.

– Larga vida de la membrana:

La membrana está protegida mediante un soporte interno. Esto da resistencia mecánica al movimiento oscilatorio y una notable estabilidad en la eficiencia de la filtración.

La membrana es excepcionalmente duradera y resistente a roturas. Está moldeada sobre una estructura interna para producir una membrana lo más resistente y dúctil posible, sin reducción del flujo.

– Estabilidad y flexibilidad:

El proceso es poco sensible a las variaciones estacionales del agua bruta y de las condiciones atmosféricas. Las variaciones de la cantidad de sólidos en suspensión o de la temperatura del agua bruta no tienen influencia en la operatividad del sistema.

– Ausencia de productos químicos:

El proceso no requiere reactivos químicos en el agua bruta ni producto, evitando así un tratamiento de fangos difícil.

– Modularidad:

Con la capacidad modular de las membranas, se puede ampliar la planta añadiendo tantas membranas suplementarias como se requiera. El suministro del aire del proceso puede también aumentarse para ajustar aumentos de DBO.

– Instalación rápida.

– Bajos requerimiento de espacio.

– No emite olores ni atrae portadores como insectos.

– Altos volúmenes de carga.

– Desinfección sin productos químicos.

– Proceso completamente automatizado.

– Posibilidad de ampliación modular.

– No requiere clarificación primaria.

Pero también tiene inconvenientes:

– Elevado coste de implantación y explotación.

- Las altas concentraciones de fango pueden influir de forma negativa en el rendimiento de la membrana, aumentando la presión en la membrana o disminuyendo el flujo a través de la membrana.

El volumen del reactor biológico se puede calcular según la ecuación:

$$V = \frac{\text{Kg DBO eliminada/d}}{C_m * X}$$

Siendo:

C_m : Carga másica = 0,052 Kg DBO₅ / Kg MLSS · día.

X : Concentración de microorganismos = 8000 mg/l = 8 Kg MLSS/ m³

Se ha considerado que la reducción de la DBO₅ en el tratamiento es de un 95%, sobre la entrada al tratamiento.

Los Kg DBO eliminada se calculan:

$$\text{DBO salida} = 227,5 \frac{\text{mg}}{\text{l}} * 0,05 = 11,375 \frac{\text{mg}}{\text{l}}$$

$$\text{DBO eliminada} = 227,5 \frac{\text{mg}}{\text{l}} - 11,375 \frac{\text{mg}}{\text{l}} = 216,125 \frac{\text{mg}}{\text{l}} = 0,216 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

$$\frac{\text{Kg DBO eliminada}}{\text{d}} = Q \left(\frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right) * \frac{\text{Kg DBO eliminada}}{\text{m}^3} = 345,6 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} * 0,216 \frac{\text{Kg DBO}}{\text{m}^3} = 74,65 \frac{\text{Kg DBO}}{\text{d}}$$

Sustituyendo en la ecuación del cálculo del volumen:

$$V = \frac{\text{Kg DBO eliminada/d}}{C_m * X} = \frac{74,65 \frac{\text{Kg DBO}}{\text{d}}}{0,052 \frac{\text{Kg DBO}}{\text{Kg MLSS*d}} * 8 \frac{\text{Kg MLSS}}{\text{m}^3}} = 179,44 \text{ m}^3$$

$V = 180 \text{ m}^3$

Las dimensiones del reactor biológico se calculan:

$$V = a * b * h$$

Donde:

a es la longitud y es 5 veces la anchura

b es la anchura

h es la altura que es de 6 metros

$$180 \text{ m}^3 = 5 * b * b * 6 \text{ m} \rightarrow b = 2,5 \text{ m} \rightarrow a = 12,25 \text{ m}$$

Longitud = 12,3 m Anchura = 2,5 m Altura = 6 m
--

Por tanto, la superficie del tanque será:

$$S = \frac{V}{H} = \frac{180 \text{ m}^3}{6 \text{ m}} = 30 \text{ m}^2$$

$S = 30 \text{ m}^2$

El tiempo de retención (T_R) se calcula:

$$T_R = \frac{V}{Q} = \frac{180 \text{ m}^3}{14,4 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}} = 12,5 \text{ h}$$

El tiempo de retención celular (θ_c) :

$$X = \frac{\theta_c * Y}{T_R} * \frac{(S - S_0)}{1 + K_d * \theta_c}$$

Siendo:

X = concentración de microorganismos en el reactor, masa de sólidos suspendidos volátiles en el tanque de aireación por unidad de volumen = $8.000 \text{ mg/l} = 8 \text{ kg MLSS/ m}^3$

Y = coeficiente de producción máxima de la cantidad de microorganismos que se forman por unidad de masa de alimento = $0,7 \text{ mg/DBO}_5$ (Fuente: Metcalf y Eddy, 1995)

θ_c = Tiempo medio de retención celular

K_d = coeficiente cinético de descomposición endógena o desaparición de microorganismo (1/tiempo) = $0,03 \text{ d}^{-1}$ ($0,03\text{-}0,06 \text{ d}^{-1}$) (Fuente: Metcalf y Eddy, 1995)

T_R = tiempo de retención hidráulico = $12,5 \text{ h}$

$S_0 - S$ = DBO_5 eliminada = $216,75 \text{ mg/l} = 0,216 \text{ g/l} = 0,216 \text{ Kg/ m}^3$

Sustituyendo los valores en la ecuación descrita anteriormente:

$$8.000 \frac{\text{mg}}{\text{l}} = \frac{\theta_c * 0,7 \frac{\text{mg}}{\text{DBO}_5}}{12,5 \text{ h}} * \frac{216,75 \frac{\text{mgDBO}}{\text{l}}}{1 + 0,03 \text{ d}^{-1} * \theta_c} \rightarrow \theta_c = 3.196,93 \text{ h} = 134 \text{ d}$$

Para calcular la cantidad de fango purgado a la salida del tanque de aireación, despreciando los sólidos del efluente ($X_o = 0$), se emplea la siguiente expresión:

$$Q_w = \frac{V \cdot X}{T_R \cdot X_R}$$

Siendo:

$$V = \text{Volumen del reactor} = 180 \text{ m}^3$$

$$X = \text{Concentración de microorganismos} = 8.000 \text{ mg/l}$$

$$T_R = \text{Edad del fango} = 12,5 \text{ días}$$

$$X_R = \text{Concentración del fango de retorno en ppm} = 16.000 \text{ mg/l}$$

Sustituyendo en la expresión anterior:

$$Q_w = \frac{180 \text{ m}^3 \cdot 8.000 \frac{\text{mg}}{\text{l}}}{12,5 \text{ d} \cdot 16.000 \frac{\text{mg}}{\text{l}}} = 7,2 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

La producción de fango a purgar se calcula:

$$P_x = \frac{Y_{\text{obs}} \cdot Q \cdot (S_o - S)}{1.000 \frac{\text{g}}{\text{kg}}}$$

Siendo:

$$Y_{\text{obs}} = \text{producción de fango observada (g/g)}$$

$$Y_{\text{obs}} = \frac{Y}{1 + K_d \cdot \theta_c} = \frac{0,7 \frac{\text{mg}}{\text{DBO}}}{1 + 0,03 \text{d}^{-1} \cdot 134 \text{ d}} = 0,14 \text{ g/g}$$

Sustituyendo en la ecuación anterior:

$$P_x = \frac{0,14 \frac{\text{g}}{\text{g}} * 345,6 \text{ m}^3 * 216,75 \frac{\text{mg}}{\text{l}}}{1.000 \frac{\text{g}}{\text{kg}}} = 10,41 \text{ Kg/d}$$

Suponiendo que la relación entre los sólidos suspendidos volátiles del líquido mezcla (SSVLM) y los sólidos suspendidos del líquido mezcla es de 0,8 (según Metcalf&Eddy). Se determina la masa total de fango en base a los sólidos totales en suspensión de la siguiente manera:

$$P_x(\text{ss}) = \frac{P_x}{0,8} = 13,02 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

Para mantener la concentración de lodos biológicos en el reactor, se recirculan al mismo parte de los fangos del MBR. El caudal recirculado se calcula mediante un balance de materia al reactor:

$$X*(Q+Q_r) = X_R * Q_r$$

Siendo:

$$X = \text{Concentración de SSV en el reactor} = 8.000 \text{ mg/l}$$

$$X_R = \text{Concentración de SSV en el retorno} = 16.000 * 0,8 = 12.800 \text{ mg/l}$$

$$\alpha = \frac{Q_r}{Q}$$

$$\alpha = 1,66$$

$$Q_r = 23,9 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Para las reacciones químicas de la materia orgánica y la respiración de los microorganismos en el proceso biológico se precisa la introducción de oxígeno, dependiendo de:

- La DBO₅ del agua que se introduce.
- La cantidad de sólidos que hay en el tanque. Es decir, el aire necesario para mantener activos los lodos, la respiración endógena de los microorganismos.

La demanda de O₂ teórico se puede calcular mediante la siguiente expresión:

$$ON = d \cdot D + 0,7 \cdot C \cdot M$$

Donde:

ON = Consumo de oxígeno necesario en Kg de O₂/ día.

d = Coeficiente de demanda potencial del agua que se introduce. De 0,4 a 0,7. Se tomará un valor de 0,55.

C = Coeficiente de demanda de los microorganismos de los lodos. De 0,08 a 0,14. Se tomará el valor de 0,10.

M = Contenido total de sólidos en la balsa (Kg MLSS) = 8 Kg MLSS/m³ * 180 m³ = 1.440 Kg

D = Kg de DBO₅/ día que se introducen = 227,5 mg/l * 345,6 m³/d = 78,624 Kg/d

Se sustituyen los valores en la ecuación anterior:

$$ON = 0,55 \cdot 78,624 \frac{\text{Kg}}{\text{d}} + 0,7 \cdot 0,10 \cdot 1.440 \text{ Kg MLSS} = 144,03 \frac{\text{Kg O}_2}{\text{d}}$$

El diseño del suministro de aire a los reactores biológicos se calculará:

- El aire necesario para la aireación del reactor.
- El aire necesario para la mezcla.

Las cantidades de aire serán suministradas a los reactores biológicos por soplantes.

La capacidad de los difusores para transferir oxígeno es de 2 Kg O₂/Kw·h.

El cálculo del rendimiento en condiciones de funcionamiento reales se lleva a cabo mediante la siguiente expresión:

$$N = N_0 * \frac{\beta * (C_{sat} - C_L)}{9,17} * (1,024)^{T-20 * \alpha}$$

Donde:

N = Transferencia en condiciones reales de campo (Kg O₂/Kw ·h)

N₀ = Transferencia en condiciones estándar (2Kg O₂ /Kw ·h)

β = Factor de corrección de salinidad –tensión superficial, generalmente toma el valor de 1.

C_{sat} = Concentración de saturación de oxígeno de agua de la red de suministro a temperatura y altitud determinadas (8,38 mg/L).

9,17 = Concentración de saturación de oxígeno de agua de la red de suministro a 20 °C (mg/L).

C_L = Concentración de O₂ disuelto en condiciones de funcionamiento, 2 mg/L.

T = Temperatura del agua residual (25° C).

α = Factor de corrección de la transferencia de O₂ en el agua residual. Se toman valores entre 0,8 y 0,9, se elige 0,85.

Para el cálculo de la concentración de saturación de O₂ disuelto para el agua residual a temperatura y presión dadas se establece:

$$C_{\text{sat}} = C_{\text{sat al nivel del mar}} * F_a$$

Siendo:

$C_{\text{sat a nivel del mar}}$ = Concentración de saturación de O₂ disuelto para el agua residual al nivel del mar en mg/L.

F_a = Factor de corrección de la solubilidad del O₂ con la altitud.

Utilizando la Tabla 40 se saca F_a :

Tabla 40. *Factor de corrección de la solubilidad del oxígeno respecto de la altitud.*
(Fuente: Hernández Muñoz, 1992)

Altitud (m)	0	250	500	750	1.000
F_a	1	0,98	0,95	0,92	0,89

$F_a = 0,984$

Utilizando la Tabla 41 se saca $C_{\text{sat a nivel del mar}}$:

Tabla 41. *Oxígeno de saturación, y factor de corrección según la temperatura.*
(Fuente: Hernández Muñoz, 1992)

°C	$C_{\text{sat al nivel del mar}}$ (mg/l)
20	9,17
21	8,99
22	8,83
23	8,68
24	8,53
25	8,38
26	8,22

$C_{\text{sat a nivel del mar}} = 8,38 \text{ mg/L}$

Se sustituyen en la ecuación anterior:

$$C_{\text{sat}} = C_{\text{sat al nivel del mar}} * F_a = 8,38 \frac{\text{mg}}{\text{l}} * 0,984 = 8,24 \frac{\text{mg}}{\text{l}}$$

Se sustituye en la ecuación y se procede al cálculo de la transferencia de aire en condiciones reales al campo:

$$\begin{aligned} N = N_0 * \frac{\beta * (C_{\text{sat}} - C_L)}{9,17} * (1,024)^{T-20} * \alpha &= 2 \frac{\text{Kg O}_2}{\text{Kw*h}} * \frac{1 * (8,24 \frac{\text{mg}}{\text{l}} - \frac{2\text{mg}}{\text{l}})}{9,17} * (1,024)^{25-20} * 0,85 = \\ &= 1,303 \frac{\text{Kg O}_2}{\text{Kw*h}} \end{aligned}$$

La cantidad de oxígeno transferida por día será:

$$1,303 \frac{\text{Kg O}_2}{\text{Kw*h}} * \frac{24\text{h}}{1\text{d}} = 31,28 \frac{\text{Kg O}_2}{\text{Kw*d}}$$

Como la necesidad de aire requerida es de 1.790 Kg de O₂/ día, la potencia necesaria será:

$$P(\text{KW}) = \frac{\frac{\text{Kg O}_2}{\text{d}}}{\frac{\text{Kg O}_2}{\text{Kw*d}}} = \frac{144,03}{31,28} = 4,6 \text{ KW}$$

$$P(\text{CV}) = 4,6 \text{ KW} * \frac{1.000 \text{ W}}{1 \text{ KW}} * \frac{1 \text{ CV}}{735 \text{ W}} = 6,26 \text{ CV}$$

Las necesidades de energía para mantener un régimen de flujo de mezcla completa con difusores tubulares de burbuja fina oscilan en un intervalo de 0,013 y 0,026 Kw/m³.

Para comprobar que se suministra la cantidad suficiente de energía para el mezclado, se tomará para el cálculo el valor máximo.

Siendo el volumen del tanque de 180 m^3 , la potencia necesaria para la agitación será de:

$$P = 0,026 \text{ Kw/ m}^3 \cdot 180 \text{ m}^3 = 4,68 \text{ Kw}$$

Como se puede observar, esta energía es superior a la necesaria para la aireación. Se considerará la potencia de 4,68 Kw.

Para calcular la cantidad de aire necesaria en m^3/min :

Se sabe que en 1.000 m^3 se necesitan $18 \text{ m}^3/\text{min}$ \rightarrow para 180 m^3 se necesitan $3,24 \text{ m}^3/\text{min}$ de aire.

Para calcular la cantidad de difusores necesarios:

El difusor transmite $10 \text{ m}^3/\text{h} \cdot \text{m}$ lineal difusor:

$$10 \frac{\text{m}^3}{\text{h} \cdot \text{m}} * \frac{1\text{h}}{60 \text{ min}} * 1\text{m} * X = 3,24 \text{ m}^3 / \text{min} \rightarrow X = n^\circ \text{ difusores necesarios de } 1 \text{ m} = 19,44$$

Si se utilizan difusores de 1 m, para transmitir $3,24 \text{ m}^3/\text{min}$ de aire se necesitan 20 difusores de 1 m.

$$10 \frac{\text{m}^3}{\text{h} \cdot \text{m}} * \frac{1\text{h}}{60 \text{ min}} * 2\text{m} * X = 3,24 \text{ m}^3 / \text{min} \rightarrow X = n^\circ \text{ difusores necesarios de } 2 \text{ m} = 9,72$$

Si se utilizan difusores de 2 m, para transmitir $3,24 \text{ m}^3/\text{min}$ de aire se necesitan 10 difusores de 2 m.

Se eligen 20 difusores de 1 m para tener una cantidad de aire de $3,24 \text{ m}^3/\text{min}$.

Para tener esta cantidad de aire ($3,24 \text{ m}^3/\text{min}$), se necesita una soplante. Se instalará, por tanto, una soplante KAESER, modelo BB 52C, elegida mediante la Tabla 42, se elige un caudal de aire ligeramente superior al necesario ($4,8 \text{ m}^3/\text{min}$):

Tabla 42. *Características soplantes KAESER*
(Fuente: Kaeser)

Modelo	Sobrepresión		Vacío		Potencia nominal máx. motor kW	Conexión para tubería DN	Dimensiones con capota silenciadora L x B x H1 / H2 en mm
	Sobrip. máx. mbar(s)	Caudal máx. a 300 mbar(s)* m^3/min	Vacío máx. mbar(abs)	Capacidad máx. de absorción a 800 mbar(abs)* m^3/min			
BB 52 C	1000	4,8	500	4,8	7,5	50	720 x 800 x 1120
BB 68 C	1000	5,9	500	5,9	15	65	967 x 780 x 1160
BB 88 C	1000	8,2	500	8,3	15	65	967 x 780 x 1160
CB 110 C	800	9,5	500	9,6	18,5	80	1040 x 980 x 1300
CB 130 C	1000	12,3	500	12,4	30	80	1040 x 980 x 1300
DB 165 C	1000	15,6	500	15,7	37	100	1190 x 1130 x 1450 / 1980
DB 235 C	1000	22,1	500	22,3	45	100	1190 x 1130 x 1450 / 1980
EB 290 C	1000	28,6	500	28,8	75	150	1560 x 1485 x 1780 / 2280
EB 420 C	1000	40,2	500	40,5	75	150	1560 x 1485 x 1780 / 2280
FB 440 C	1000	41,3	500	41,6	90	200	1750 x 1600 x 1900 / 2480
FB 620 C	1000	58,5	500	58,9	110	200	1750 x 1600 x 1900 / 2480
FB 790 C	800	73,7	500	74,2	110	250	2000 x 1860 x 2110 / 2240
HB 950 C	1000	93,1	500	93,6	200	250	2170 x 1860 x 2110 / 2240

La potencia de la soplante elegida es de 7,5 KW.

El caudal medio que entra al MBR es de $345,6 \text{ m}^3/\text{d}$, entonces el caudal que será recirculado es 4 veces el caudal medio que entra ($1.382,4 \text{ m}^3/\text{d}$). La concentración de sólidos en suspensión del licor mezcla es de 8.000 mg/l y el flujo de base puede ser $11-13 \text{ l/m}^2 \cdot \text{h}$ ya que se tiene un agua residual industrial como se muestra en la Tabla 43:

Tabla 43. *Flujo de base del agua residual*

Tipo de flujo	[SSLM] (mg/l)	Flujo ($\text{l/m}^2 \cdot \text{h}$)
Industrial	10.000	11-13
Urbana	10.000	14-21

El caudal de salida del MBR es de 5 veces el caudal de entrada, $1.728 \text{ m}^3/\text{d}$.

La concentración de sólidos en suspensión en el MBR:

$$[SS]_{\text{MBR}} = \frac{Q_{\text{salida}} * [SSLM]}{\text{caudal recirculado}} = \frac{1.728 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} * 8.000 \frac{\text{mg}}{\text{l}}}{1.382,4 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}} = 10.000 \frac{\text{mg}}{\text{l}}$$

El flujo de trabajo se calcula con la siguiente ecuación:

$$\text{flujo de trabajo} = \frac{\text{flujo de base} * [SSLM]}{[SS]_{\text{MBR}}} = \frac{12 \frac{\text{l}}{\text{m}^2 * \text{h}} * 10.000 \frac{\text{mg}}{\text{l}}}{10.000 \frac{\text{mg}}{\text{l}}} = 12 \frac{\text{l}}{\text{m}^2 * \text{h}}$$

Los tipos de MBR se describen en la Tabla 44:

Tabla 44. *Tipos de MBR*

Tipos	Nº módulos por equipo	Superficie por módulo (m ²)
Compacto	8	46,45
Casetes	48	31,58

Caudal dia = 345,6 m³/d = 14.400 l/h

La superficie que ocupa la membrana se calcula con la siguiente expresión:

$$\text{Superficie membrana} = \frac{\text{caudal dia}}{\text{Flujo de trabajo}} = \frac{14.400 \frac{\text{l}}{\text{h}}}{12 \frac{\text{l}}{\text{m}^2 * \text{h}}} = 1.200 \text{ m}^2$$

Se tiene una superficie de membrana de 1.200 m², y si se elige el tipo de MBR por casetes, cada módulo tiene una superficie de 31,58 m², por tanto se tiene:

$$\frac{1.200 \text{ m}^2 \text{ de membrana}}{31,58 \text{ m}^2 \text{ de módulo}} = 38 \text{ módulos}$$

$$\frac{38 \text{ módulos}}{48 \frac{\text{módulos}}{\text{equipo}}} = 0,79 \text{ equipos} \rightarrow 1 \text{ equipo}$$

Se tiene un MBR por casetes con 1 equipo y 48 módulos, por tanto la superficie total es de 1.200 m².

Los parámetros de entrada y salida del reactor aerobio con su correspondiente porcentaje de reducción se muestran en la Tabla 45:

Tabla 45. *Concentraciones a la entrada y salida del reactor aerobio*
(Fuente: Hernández Muñoz, 1992)

Parámetros de vertido	Entrada	% reducción	Salida
DQO (mg/l)	650	90	65
SS (mg/l)	150	85	22,5
DBO (mg/l)	227,5	95	11,37

7.8. Purga de fangos

Para el cálculo de la cantidad de fangos producidos se utiliza la siguiente expresión:

$$\text{Producción de fango (P}_f\text{)} = \frac{[\text{SSLM}] * V_{\text{aerobio}}}{E}$$

Siendo:

$$\text{Edad del fango (E)} = 24 \text{ d}$$

$$[\text{SSLM}] = 8.000 \text{ mg/l} = 8 \text{ Kg/m}^3$$

$$V_{\text{aerobio}} = 180 \text{ m}^3$$

Sustituyendo los valores:

$$P_f = \frac{8 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} * 180 \text{ m}^3}{24 \text{ d}} = 60 \frac{\text{Kg}}{\text{d}}$$

El volumen del fango producido se calcula mediante la expresión:

$$V_{\text{fango producido}} = \frac{P_f}{P_e * \% \text{sólidos fango}}$$

Siendo:

$$\text{Peso específico } (P_e) = 1,03 \text{ Kg/l}$$

$$\% \text{ sólidos en fangos} = 1\%$$

$$V_{\text{fango producido}} = \frac{60 \frac{\text{Kg}}{\text{d}}}{1,03 \frac{\text{Kg}}{\text{l}} * 0,01} = 5.825,24 \frac{\text{l}}{\text{d}} = 5,82 \text{ m}^3/\text{d}$$

7.9. Espesador fangos

$$\text{Caudal diario entrada espesador } (Q_{\text{espesador}}) = 5,82 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$\text{Tiempo de retención en el espesador } (TR_{\text{espesador}}) = 2 \text{ d}$$

$$\text{Carga de entrada al espesador } (C_{\text{espesador}}) = 30 \text{ Kg/m}^2 * \text{d}$$

$$P_f = 60 \text{ Kg/d}$$

$$P_e = 1,03 \text{ Kg/l}$$

$$\% \text{ sólidos en fangos } (\%_{\text{sólidos}}) = 4\%$$

$$\% \text{ fango volátil digerido en espesador } (\%_{\text{digerido}}) = 40\% \text{ en 30 días}$$

% sólidos volátiles/sólidos totales (% volátiles) = 65%

$$\% \text{ fango volátil digerido en el espesador en el TR} = \frac{\% \text{ digerido} * \text{TR}_{\text{espesador}}}{30 \text{ d}} = 2,67 \%$$

El volumen del espesador se calcula con la siguiente ecuación:

$$V_{\text{espesador}} = Q_{\text{espesador}} * (1 + (\text{TR}_{\text{espesador}} - 1) * 0,3) = 5,82 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} * (1 + (2 \text{ d} - 1) * 0,3) = 7,57 \text{ m}^3$$

→ 8 m³

La superficie del espesador se calcula con la siguiente ecuación:

$$S_{\text{espesador}} = \frac{P_f}{C_{\text{espesador}}} = \frac{60 \frac{\text{Kg}}{\text{d}}}{30 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2 * \text{d}}} = 2 \text{ m}^2$$

El espesador seleccionado es de la marca Sereco, el modelo IFCC con un volumen ligeramente superior al calculado. El espesador tiene un volumen de 15 m³ y el calculado era de 8 m³. Sus características se describen en la Tabla 46:

Tabla 46. *Características espesador IFCC*
(Fuente: <http://www.sereco.it>)

TIPO	CARACTERÍSTICAS PRINCIPALES	U.M.	VALORES DIMENSIONALES													
IFCC	DIÁMETRO TANQUE (d)	mm	2500	3000	4000	5000	6000	7000	8000	9000	10000	12000	14000	16000	18000	20000
	ALTURA (h)	mm	3000	3000	3000	3000	3000	3000	3000	4000	4000	4000	4500	4500	4500	4500
	SUPERFICIE TANQUE	m ²	4,9	7,0	12,6	19,6	28,3	38,5	50	64	78	113	154	201	254	314
	VOLUMEN TANQUE	m ³	15	21	38	59	85	115	150	256	312	452	693	904	1143	1413
	PAR NOMINAL TESTADO	daNm	175	252	448	700	1008	1372	1792	2268	2800	4032	5488	7168	9072	11200
	VELOCIDAD PERIFÉRICA	m/min	0,86	1,0	1,0	1,0	1,0	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,3	1,3	1,4	1,4
	PESO PARTES METÁLICAS (*)	daN	935	1077	1350	1712	1991	2315	2694	3117	3496	4440	6869	7397	8190	8850
	PESO PARTES METÁLICAS (**)	daN	460	507	590	762	851	985	1174	1407	1596	2160	4209	4357	4770	5050

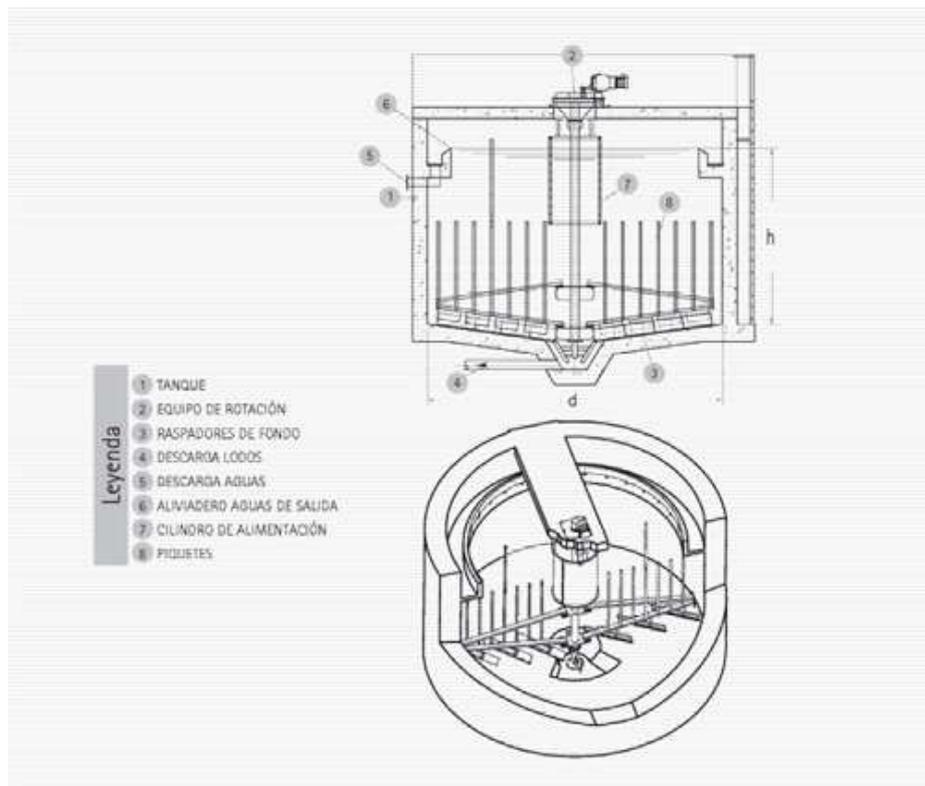


Figura 29. Planta y perfil de un espesador

7.10. Centrífuga

Los sólidos a la entrada de la centrífuga se calculan con la siguiente ecuación:

$$\begin{aligned} \text{Sólidos entrada centrífuga} &= P_f * \left(\frac{\% \text{volatil}}{100} * \left(1 - \frac{\% \text{digerido}}{100} \right) \right) + \left(\frac{100 - \% \text{volatil}}{100} \right) = \\ &= 60 \frac{\text{Kg}}{\text{d}} * \left((0,65 * (1 - 0,4)) + \frac{100 - 4}{100} \right) = 81 \frac{\text{Kg}}{\text{d}} \end{aligned}$$

El volumen de fango diario espesado se calcula:

$$\begin{aligned} \text{Volumen fango diario espesado} &= \frac{\text{sólidos entrada centrifuga}}{P_e * \frac{\% \text{sólidos}}{100}} = \frac{81 \frac{\text{Kg}}{\text{d}}}{1,03 \frac{\text{Kg}}{\text{l}} * \frac{4}{100}} = \\ &= 1,966 \frac{\text{l}}{\text{d}} = 1,96 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \end{aligned}$$

La centrífuga trabaja 4 horas.

Se calculan los sólidos a la entrada de la centrífuga por hora:

$$\begin{aligned} \text{Sólidos entrada centrifuga por hora} &= \frac{\text{solidos entrada centrifuga}}{T_{\text{centrifuga}}} = \frac{81 \text{ Kg}}{4 \text{ h}} = \\ &= 20,25 \text{ Kg/h} \end{aligned}$$

Se utiliza una centrífuga modelo BABY-1 de la marca Peralisi ya que se tienen 20,25 Kg/h, elegida según la Tabla 47:

Tabla 47. *Modelos centrífugas según los sólidos a la entrada de la centrífuga que se tienen por hora*

MODELO	kg SS/h
BABY-1	20-35
BABY-2	40-70
BABY-3	70-100
FP 600-M	100-200
FP 600 RS-M	200-300
FP 600 2RS-M	250-450
JUMBO 1	400-600
JUMBO 2	550-900
JUMBO 3	800-1200
JUMBO 4	1100-1500
HERCULES-2	500-1100
HERCULES-3	900-1400
HERCULES-4	1300-1800
MAMMOTH-2	2000-2300
MAMMOTH-3	2200-2500

Las características y las dimensiones de la centrífuga elegida se describen en Tabla 48 y Tabla 49:

Tabla 48. *Características centrífuga BABY-1*
(Fuente: Pieralisi)

Modelo	Potencia motor (KW)	Potencia rotor (KW)	Diámetro (mm)	Capacidad (l/h)
BABY 1	5.5	3	236.5	2,500
BABY 2	7.5	3	236.5	4,000
BABY 3	7.5+11	3	236.5	5,500
FP600/M	11	4+7.5	353	6,000
FP600 RS/M	11	4+7.5	353	9,000
FP600 2RS/M	15	4+7.5	353	12,000
JUMBO 1	30	11+15	470	25,000
JUMBO 2	37	11+15	470	35,000
JUMBO 3	45	11+15	470	45,000
JUMBO 4	45	11+15	470	55,000
HERCULES 470/2	30	11+15	470	35,000
HERCULES 470/3	37	11+15	470	45,000
HERCULES 470/4	37	11+15	470	55,000
MAMMOTH 570/2	45+75	15+25	570	65,000
MAMMOTH 570/3	55+90	15+25	570	85,000
GIANT 2	90+150	32	700	110,000
GIANT 3	90+150	32	700	140,000
GIANT II L	90+150	30+42	745	160,000
GIANT III	110+250	/	800	180,000

Tabla 49. Dimensiones centrífuga BABY-1
(Fuente: Perialisi)

Modelo	Total longitud (mm)	Total anchura (mm)	Total altura (mm)	Peso (Kg)
BABY 1	1,660	825	1,095	500
BABY 2	1,660	825	1,095	550
BABY 3	2,060	825	1,095	650
FP600/M	2,470	1,040	1,425	1,200
FP600 RS/M	2,770	1,040	1,425	1,510
FP600 2RG/M	3,070	1,040	1,425	1,660
JUNBO 1	3,205	1,475	1,685	2,600
JUNBO 2	3,615	1,475	1,685	2,950
JUNBO 3	4,025	1,475	1,685	3,350
JUNBO 4	4,435	1,475	1,685	3,700
HERCULES 470/2	3,490	1,580	1,725	2,950
HERCULES 470/3	3,900	1,580	1,725	3,350
HERCULES 470/4	4,310	1,580	1,725	3,700
MAMMOTH 570/2	4,370	1,920	1,970	5,540
MAMMOTH 570/3	5,050	1,920	1,970	6,500
GIANT I	5,060	2,215	2,220	9,000
GIANT II	5,510	2,215	2,220	9,900
GIANT II L	6,530	2,400	1,500	10,000
GIANT III	5,300	3,000	1,750	11,200

Se calculan los fangos que se obtienen en un día, después de haber pasado por la centrífuga, que se consiguen sequedades del 20-22%, por tanto, se elimina el 78-80% del agua que tienen los sólidos.

$$486 \frac{\text{Kg}}{\text{d}} * 0,79 = 383,94 \frac{\text{Kg}}{\text{d}}$$

7.11. Almacenamiento de fango deshidratado

El fango deshidratado es de 383,94 Kg y se va a almacenar en un contenedor. Si se tiene el fango en el contenedor 12 días, se calcula el volumen de contenedor:

$$383,94 \frac{\text{Kg}}{\text{d}} * 12 \text{ d} = 4.607,28 \text{ Kg}$$

$$\frac{4.607,28 \text{ Kg}}{1,03 \frac{\text{Kg}}{\text{l}}} = 4.473 \text{ l} = 4,4 \text{ m}^3 \rightarrow V_{\text{contenedor}} = 5 \text{ m}^3$$

CAPÍTULO 8. FUENTES DE INFORMACIÓN

8.1. Libros

1. Hernández Muñoz, A.; “Depuración de aguas residuales”. Editorial Paraninfo, S.A., Madrid, Publicaciones de la Escuela de Ingenieros de Caminos de Madrid, Colección Señor nº 9, 2ª edición revisada y ampliada (Febrero 1992).
2. Metcalf y Eddy; “Ingeniería de Aguas Residuales. Tratamiento, Vertido y Reutilización”. Editorial McGraw - Hill, Prólogo de Ángel Cajigas, Subdirector General de calidad de las aguas, 3ª edición (1995).
3. Ormad Melero, Mª Peña; Calvo Calzada, Begoña; “Gestión y tratamiento de aguas residuales”. Cátedra Mariano López Navarro. Universidad de Zaragoza.

8.2. Páginas web

1. <http://www.mma.es/>

Ministerio de medio ambiente. Consultada Marzo 2011.

2. <http://www.wikipedia.org/>

La enciclopedia libre. Consultada Abril 2011.

3. <http://www.grundfos.es/>

Catálogo de bombas online. Consultada Mayo 2011.

4. <http://www.tratamientosdelaguaydepuracion.es/>

Empresa Aguas del Mare Nostrum, S.L. especializada en los tratamientos y depuración del agua. Consultada Mayo 2011.

5. <http://www.tecmoncade.com/>

Empresa Tecmoncade, S.L. especializada en la fabricación de equipamiento hidromecánico para tratamiento y depuración de aguas. Consultada Mayo 2011.

6. <http://www.ebara.es/>

EBARA España Bombas, S.A. es una empresa española fabricante y comercializadora de equipos y sistemas de bombeo. Consultada Mayo 2011.

7. <http://www.kaeser.es/>

KAESER KOMPRESSOREN es un fabricante que ofrece sistemas de aire comprimido para el abastecimiento de procesos de producción y de trabajo. Consultada Junio 2011.

8. <http://www.soplacas.com/>

Soplacas es una empresa de construcción de depósitos prefabricados. Consultada Mayo 2011.

9. <http://www.ecotec.es/>

Ecología Técnica, S.A., es una empresa que ofrece difusores para tratamientos biológicos. Consultada Junio 2011.

10. <http://www.sereco.it/>

SERECO es una empresa especializada en el diseño y producción de equipos, maquinaria y plantas para la depuración de aguas. Consultada Mayo y Junio 2011.

11. <http://www.pieralisi.nl/>

Pieralisi es una tecnología dedicada al diseño de bombas centrífugas. Consultada Julio 2011.

12. <http://www.contenedorespola.com/>

Empresa dedicada a fabricar contenedores para recogida selectiva de residuos. Consultada Julio 2011.

13. <http://www.alcion.es/>

Revista dedicada a la compra de equipos. Consultada Mayo, Junio y Julio 2011.

14. <http://www.ultrapure.info/>

Empresa de suministro de componentes y sistemas de tratamiento de aguas. Consultada Abril y Julio 2011.

15. <http://www.bookpump.com/>

Página web en la que se describe el proceso de digestión anaerobia. Consultada Abril 2011.

16. <http://www.textoscientificos.com/>

Textos Científicos es una recopilación de información y trabajos sobre diversos temas relacionados con la química, física, informática, ecología y otras áreas de ciencia. Consultada Abril 2011.

17. <http://www.wikibooks.org/>

Libros de texto, manuales, tutoriales u otros textos. Consultada Abril 2011.

18. <http://www.youtube.es/>

Videos sobre tratamiento anaerobio, aerobio, MBR. Consultada Abril 2011.

ANEXO 1. DEFINICIONES

- Aguas pluviales: estas aguas limpias siempre que se pueda se deben separar de las contaminadas por el proceso para su vertido directo al medio ambiente puesto que carecen de sustancias que hayan alterado su calidad.
- Aguas de intercambio calórico: son aquellas empleadas en procesos de refrigeración o calentamiento que terminado su fin se suman a las aguas pluviales o se reutilizan como aguas de limpieza siempre que no hayan sufrido cambios en su composición. En estos vertidos puede existir una leve contaminación térmica pero en principio no es significativa.
- Aguas de limpieza: necesitan tratamiento ya que proceden del lavado y desinfección de edificios, de maquinaria e instalaciones, y por lo tanto están cargadas con materias contaminantes.
- Aguas sanitarias o fecales: este vertido recogerá el agua procedente de sanitarios y fregaderos por lo que por sus características resultan asimilables al doméstico.
- pH: medida de la acidez o alcalinidad de una solución que indica la concentración de iones hidronio $[H_3O^+]$ presentes en determinadas sustancias.
- Sólidos en suspensión totales (mg/l) (SST): partículas sólidas pequeñas, inmersas en un fluido en flujo turbulento que actúa sobre la partícula con fuerzas en direcciones aleatorias, que contrarrestan la fuerza de la gravedad, impidiendo así que el sólido se deposite en el fondo.
- Demanda Química de Oxígeno (DQO) Total (mg/l): medida que representa la cantidad de materia oxidable que hay en el agua residual y se estima como el oxígeno necesario para oxidar químicamente la materia orgánica contenida en el agua. Por medios químicos la oxidación de la materia orgánica es más completa que por medios biológicos, por lo que los valores de DQO siempre van a ser superiores a los de DBO_5 .

- Demanda Biológica de Oxígeno (DBO₅) Total (mg/l): la demanda bioquímica de oxígeno representa la cantidad de materia orgánica presente en el agua y es la cantidad de oxígeno necesaria para estabilizar biológicamente la materia orgánica contenida en una muestra de agua incubada durante 5 días a 20 °C.
- Nitrógeno Total Kjeldahl (NTK) (mg/l): refleja la cantidad total de nitrógeno en el agua analizada, suma del nitrógeno orgánico en sus diversas formas (proteínas y ácidos nucleicos en diversos estados de degradación, urea, aminas, etc.) y el ion amonio NH₄⁺. Mide el nitrógeno total capaz de ser nitrificado a nitritos y nitratos y, posteriormente y en su caso, desnitrificado a nitrógeno gaseoso. No incluye, por tanto, los nitratos ni los nitritos.
- Nitrógeno Total (NT) (mg/l): suma del Nitrógeno Total Kjeldahl y del nitrógeno en forma de nitritos y nitratos.
- Intercambiador de calor: es un aparato cuyo objetivo es llevar una corriente de fluido a una temperatura determinada, calentándola o refrigerándola mediante otra corriente de fluido calefactor o refrigerante. Los fluidos circulan separados por una superficie a través de la cual intercambian calor.
- UASB: reactor anaeróbico de manto ascendente
- Licor mezcla: mezcla de flóculos bacterianos y el agua residual en el reactor biológico.
- MLSS (mg/l): sólidos en suspensión del licor mezcla.
- Poliácido de sodio: es un polímero formado por monómeros (CH₂CH(CO₂Na)). También se lo conoce como Súper Absorbente o SAP (super absorbent polymer). Se observa como un polvo blanco y sin olor. Puede aumentar su volumen hasta mil veces si se le agrega agua destilada. Debido a sus cualidades es utilizado en pañales, toallas higiénicas o procesos que requieran la absorción de agua.

La capacidad de absorber grandes cantidades de agua se debe a que en su estructura molecular existen grupos de carboxilatos de sodio que cuelgan de la cadena de composición principal del compuesto. Estos grupos, al entrar en contacto con el agua desprenden el sodio, dejando libres iones negativos de carboxilo. Los iones negativos se repelen, estirando la cadena principal y provocando el aumento de volumen. Para que el compuesto vuelva a ser estable y neutro, los iones captan las moléculas de agua.

ANEXO 2. DIFERENTES PROCESOS DE DEPURACIÓN

El agua residual se puede someter a diferentes tratamientos, que se pueden clasificar en:

- Pretratamiento: comprende un cierto número de operaciones, físicas o mecánicas. Tiene por objeto separar del agua la mayor cantidad posible de las materias que, por su naturaleza o tamaño, crean problemas en los tratamientos posteriores. Las operaciones de pretratamiento se pueden llevar a cabo por distintos procesos físicos que dependen del tipo de afluente (una estación de tratamiento puede incluir una o varias de estas operaciones, según su importancia y la calidad del agua bruta):
 - Desbaste: Desbastes por rejillas, tamices, decantación o filtración mecánica.
 - Desarenado-desengrasado: Desengrasado para la retirada de grasas, aceites, hidrocarburos y elementos flotantes en las aguas.
 - Sedimentación para eliminar los sólidos en suspensión por su mayor densidad en relación a la del agua.
 - Flotación para eliminar materias en suspensión por su menor densidad con relación a la del agua.
- Tratamiento primario: se reduce la materia suspendida por medio de la precipitación o sedimentación, con o sin reactivos, o por medio de diversos tipos de oxidación química. Las operaciones de este tipo de tratamiento se pueden llevar a cabo por distintos procesos químicos:
 - Floculación y coagulación, utilizable cuando existe dificultad para la sedimentación de las partículas en suspensión.
 - Neutralización para modificar el pH.
 - Oxidación.
 - Reducción, como la utilización de sulfato de hierro para eliminar cromo.

– Tratamiento secundario: se emplea para eliminar la contaminación orgánica disuelta, la cual es costosa de eliminar por tratamientos físico-químicos. Suele aplicarse tras los anteriores. Consisten en procesos biológicos

- Tratamiento aerobio: La biomasa que actúa está constituida por microorganismos aerobios o facultativos, que necesitan oxígeno molecular libre para su crecimiento y actuación sobre el agua residual. La aireación del líquido de mezcla en un tratamiento biológico tiene como objeto suministrar el oxígeno necesario para que los microorganismos aerobios puedan realizar su ciclo vital, consumiendo la materia orgánica presente en un agua residual. Dicho oxígeno es preciso tanto para los citados microorganismos como para los microorganismos responsables del proceso de nitrificación, nitrosomas y Nitrobacter. Los nitrosomas oxidan el NH_3 en nitrito, producto intermedio, mientras que los nitrobacter transforman el nitrito, antes formado, en nitrato. Las bacterias nitrificantes son organismos muy sensibles a gran cantidad de sustancias inhibidoras, agentes tanto orgánicos como inorgánicos.

La temperatura ejerce una gran influencia en el crecimiento de las bacterias nitrificantes, para que se produzca la nitrificación es básico que existan concentraciones de oxígeno disuelto por encima de 1 mg/l. Si el oxígeno es inferior a este valor, se convierte en el nutriente limitante del proceso y puede producirse el cese o la ralentización del proceso.

→ Sistemas de fangos activos: las bacterias se encuentran continuamente en movimiento, siendo esencial la agitación mecánica o de aireación para conservar los flocos en suspensión. La fauna se reduce a microorganismos. Se controla la masa microbiana purgando el exceso.

→ Lechos bacterianos o filtros percoladores: los flóculos quedan unidos de forma fija a otros elementos. La fauna son gusanos e insectos. El exceso de película microbiana queda eliminada por la acción de las propias bacterias.

→ Lagunaje

- Tratamiento anaerobio: Su biomasa está constituida por microorganismos anaerobios y /o facultativos, que necesitan un medio sin oxígeno y utilizan otros compuestos químicos para su crecimiento.

La digestión anaeróbica es un proceso biológico a través del cual, en ausencia de oxígeno, la materia orgánica es transformada mediante la intervención de distintos grupos de microorganismos en biogás o gas biológico, formado principalmente por metano y anhídrido carbónico (metano: CH₄ 55-80%, dióxido de carbono: CO₂ 20-45% y trazas de otros elementos como ácido sulfídrico). La fermentación anaeróbica se produce de forma natural cuando se dan las condiciones adecuadas, sin embargo, a nivel industrial se puede controlar la reacción para optimizar el proceso (controlando el tiempo, la temperatura y otros parámetros del proceso) y recoger la energía (en forma de metano) que se desprende. El porcentaje de metano en el biogás varía, según el tipo de materia orgánica digerida y de las condiciones de la digestión, desde un mínimo de un 50% hasta un 80% aproximadamente.

Existen diferentes tipos de reactores anaerobios y se diferencian principalmente en la forma en que los organismos son retenidos en el interior del reactor. Los más conocidos son:

→ Sistema de contacto de fangos: Existe una separación externa de los microorganismos y fango, que vuelven de nuevo al reactor por recirculación. Este proceso se utiliza para el tratamiento de aguas residuales con elevada cantidad de sólidos lentamente digeribles y que sedimentan con facilidad.

La velocidad de carga suele ser de 1 a 6 Kg DQO/m³*día, con tiempo de residencia en el digester superior a un día. Por este motivo, los reactores son voluminosos.

→ Sistema de lecho de fangos o lecho suspendido: La tecnología UASE está basada en la acumulación de microorganismos en un reactor, cuyas características de sedimentación impidan su arrastre fuera del mismo.

Este reactor dispone de un dispositivo de separación gas-líquido-sólido, por medio de campanas colectoras situadas en su parte alta, mediante la cual se consigue la sedimentación de los flóculos de pequeño tamaño que ascienden adheridos a las burbujas de gas. También dispone de un sistema de introducción y distribución uniforme del influente (aguas de entrada), en la base del reactor.

Las concentraciones de biomasa van desde 60 g. sólidos totales/l, en el fondo, hasta 10 g/l cerca de la salida.

Debido a la gran concentración de lodos dentro del reactor, pueden conseguirse velocidades de carga orgánica de 5-30 Kg DQO/m³*día y tiempos de residencia entre 0,2-2 días.

- Reactor anaerobio de flujo ascendente con lecho/manto de lodos (UASB): Contiene un dispositivo situado en la parte superior del reactor (separador de tres fases) que permite separar internamente la biomasa, el efluente tratado y el biogás. Con ello se consigue acumular grandes cantidades de biomasa muy activa que adopta la estructura de gránulos compactos con una elevada capacidad de sedimentación.

→ Sistema de lecho fijo o filtro: El proceso biológico en este digestor lo realiza la biomasa metanogénica que está retenida en el interior del reactor, mediante la adhesión en forma de biopelícula en los intersticios de un soporte inerte, que rellena el digestor y a través del cual se hace pasar el agua residual a depurar.

Este relleno puede ser desordenado o canalizado:

- Filtros anaerobios (AF): La biomasa se encuentra unida a un medio inerte o atrapada en él. El afluente atraviesa el reactor con flujo vertical, bien ascendente o descendente. El tamaño de dichas partículas es grande y su tasa de colonización por parte de las bacterias depende de la rugosidad, porosidad, tamaño de poro, etc.

- Biodiscos (ARBC): Los microorganismos están unidos a un soporte ligero formando una película. El soporte, constituido por una serie de discos paralelos, se encuentra casi totalmente sumergido y gira lentamente sobre un eje horizontal dentro del tanque cerrado por el que fluye el medio a tratar.
- Reactores de contacto con soporte (CASBER): Estos reactores son idénticos a los sistemas de contacto pero con la incorporación de un medio inerte en el reactor. La cantidad de material soporte es pequeña, sus dimensiones también lo son y tienen baja velocidad de sedimentación.

Las ventajas al elegir este tipo de reactor son: la tolerancia que presenta frente a amplias variaciones de la carga orgánica aplicada (1-15 kg DQO/m³*día) y el relativo corto tiempo de residencia (de 1 a 3 días).

→ Sistema de lecho extendido y fluidizado: Las películas adheridas estáticas permiten una acumulación de biomasa por unidad de volumen de diez veces superior a las conseguidas en sistemas microbianos suspendidos. Un reactor FEB es una estructura cilíndrica, empaquetada hasta un 10% del volumen del reactor con un soporte inerte de pequeño tamaño lo que permite la acumulación de elevadas concentraciones de biomasa que forman películas alrededor de dichas partículas. La expansión del lecho tiene lugar gracias al flujo vertical generado por un elevado grado de recirculación. La velocidad ascensional es tal que el lecho se expande hasta un punto en el que la fuerza gravitacional de descenso es igual a la de fricción por arrastre.

Este proceso tiene desventajas de mayor coste de energía (recirculación) y ventajas de capacidad de tratamiento superior a 50 kg DQO/m³*día, con tiempos hidráulicos de residencia de menor de cinco horas.

Los reactores anaerobios UASB solucionan el problema de recirculación de lodos al aumentar la concentración de biomasa en el reactor manteniéndola en su interior.

El agua residual se introduce por la parte inferior, homogéneamente repartida y ascendiendo lentamente a través del manto de lodos (gránulos). El tratamiento se produce al entrar en contacto el agua residual y las partículas. Los gases producidos en condiciones anaeróbicas (principalmente metano y dióxido de carbono) provocan una circulación interior, que colabora en la formación y mantenimiento de los gránulos.

El lecho está formado por gránulos de biomasa. Estos gránulos son porosos y con una densidad poco mayor que la del líquido, con lo que se consigue un buen contacto de éste con la biomasa. Los reactores suelen tener en su parte superior un sistema de separación gas-sólido-líquido, puesto que se acumula biogás alrededor de las partículas, éstas manifiestan una tendencia a ascender separándose con estos dispositivos. Se consigue una alta concentración de biomasa dentro del reactor que conlleva una elevada velocidad de eliminación de materia orgánica con rendimientos elevados del 90% de depuración.

Cada ramal tiene aperturas a través de las cuales fluye el afluente. Estos recorren todo el fondo del reactor. La reducción de DQO provoca la expansión/fluidización de la cama de lodo que es elevada por la velocidad ascendente producto de la generación de biogás (mezcla de gases entre el CO₂ de la respiración anaeróbica de las bacterias y el metano producto de la combustión y degradación de DQO) y la velocidad del líquido.

Cuando el gránulo libera el biogás adherido a su superficie, el lodo vuelve a caer a la zona inferior del reactor, el biogás es colectado en las cámaras para tal fin, y el agua residual tratada abandona el reactor por rebose.

El biogás generado da lugar a una agitación interior que interviene en la formación y mantenimiento de los gránulos, removiendo la cama de lodos y permitiendo el intercambio de estos con el agua residual. El elemento en donde se separan biogás, agua residual tratada y lodo es llamado separador trifásico. Éste consta de varias cámaras separadas por deflectores, en las que el gas es recolectado.

Los principales problemas que tiene este reactor son: puesta en marcha, ya que se ha de conseguir que se desarrollen gránulos lo más estables posibles, la incidencia negativa que tiene el que el agua residual a tratar contenga una gran cantidad de sólidos en suspensión y la deficiente mezcla en la fase líquida que se logra. Este último problema se soluciona de una forma eficaz recirculando parte del gas producido e inyectándolo en la parte inferior de equipo, consiguiendo una expansión del manto de lodos, y por lo tanto, una buena mezcla.

En la Figura 30 se puede observar una figura del reactor UASB:

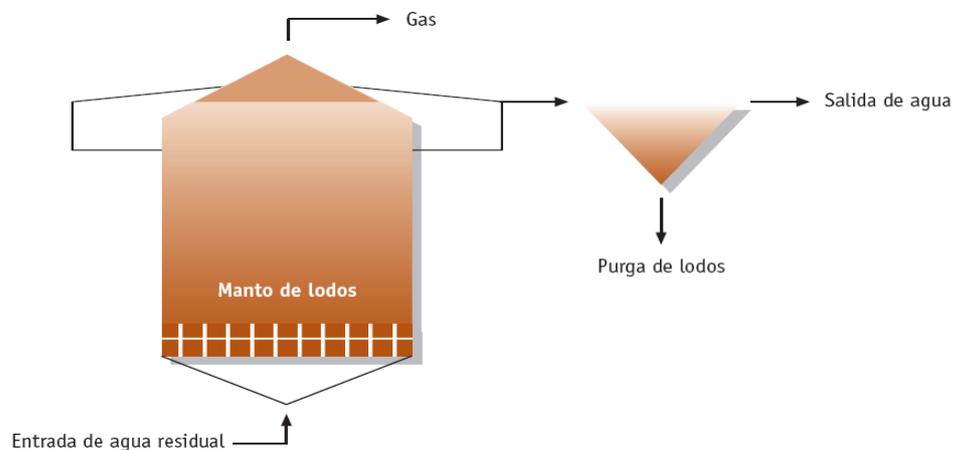


Figura 30. Digestor anaerobio UASB

El metabolismo que presentan las bacterias anaerobias es notablemente más lento que el de las bacterias aerobias (hasta 5 veces más lento) y por tanto, la producción de fangos que se da en este tipo de reactores es mucho menor. El fango que se produce además es un fango muy estabilizado que no es necesario someter a una digestión posterior para estabilizarlo. Los sistemas de depuración anaerobios presentan menores necesidades de nutrientes (nitrógeno y fósforo) para la eliminación de DBO.

Todos estos factores contribuyen a que los costes de explotación de los sistemas con digestión anaerobia sean inferiores a los obtenidos en sistemas aerobios.

Debido a que cada grupo de bacterias intervinientes en las distintas etapas responde de forma diferente a esos cambios, no es posible dar valores cualitativos sobre el grado en que afecta cada uno de ellos a la producción de gas en forma precisa. Entre los factores más importantes (Tabla 50) a tenerse en cuenta destacan los siguientes:

- Tipo de sustrato (nutrientes disponibles).
- Temperatura del sustrato; la carga volumétrica.
- Tiempo de retención hidráulico.
- Nivel de acidez (pH).
- Relación Carbono/Nitrógeno.
- Grado de mezclado.
- Presencia de compuestos inhibidores del proceso.

Tabla 50. *Parámetros característicos de los procesos anaerobios*

Proceso	DQO entrada (mg/l)	Tiempo de retención hidráulica, h	Carga orgánica, g DQO/l día	Eliminación de DQO (%)
Proceso anaerobio de contacto	1.500-5.000	2-10	0,48-2,40	75-90
Manto de fango anaerobio de flujo ascendente	5.000-15.000	4-12	4-12	75-85
Lecho fijo	10.000-20.000	24-48	0,96-4,80	75-85
Lecho expandido	5.000-10.000	5-10	4,80-9,60	80-85

En la Figura 31 se muestra un esquema con las aplicaciones de la digestión anaerobia y algunas de las materias primas utilizadas en el proceso.

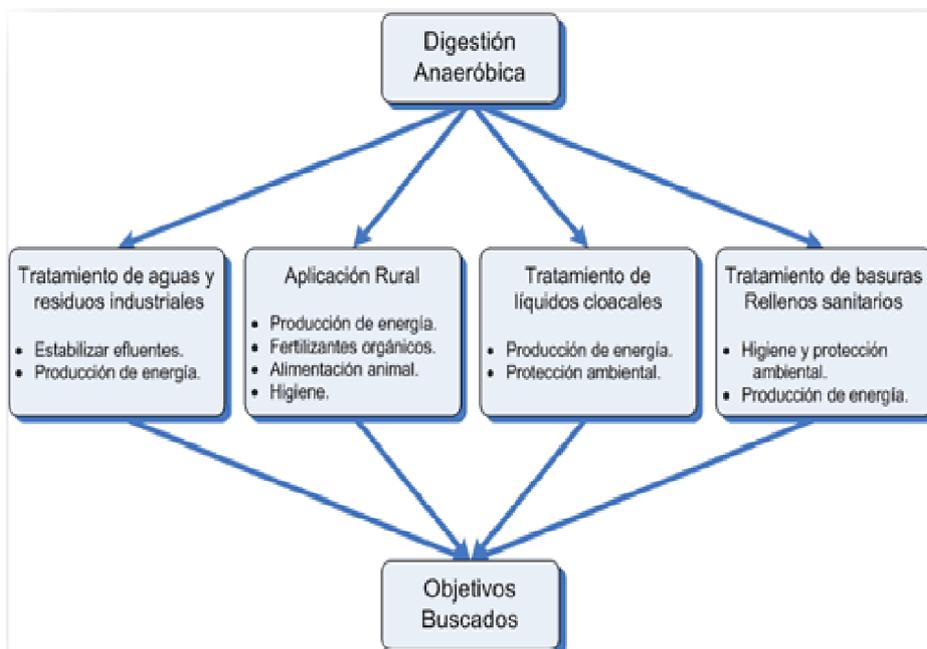


Figura 31. *Aplicaciones de la digestión anaerobia en función de los objetivos buscados*

En la Tabla 51, se muestran algunos datos de importancia para el aprovechamiento del biogás y sus componentes.

Tabla 51. *Características importantes del biogás obtenido en el proceso de digestión anaerobia*

Características	CH₄	CO₂	H₂-H₂S	OTROS	BIOGAS
Proporciones % volumen	55-70	27-44	1	3	100
Valor calórico (MJ/m³)	35,8	-	10,8	22	21,5
Valor calórico (MCal/m³)	8600	-	2581	5258	5140
Ignición % en aire	5-15	-	-	-	6-12
Temperatura de ignición (°C)	650-750	-	-	-	650-750
Presión crítica (MPa)	4,7	7,5	1,2	8,9	7,5-8,9
g/l	0,7	1,9	0,08	-	1,2
Densidad relativa	0,55	2,5	0,07	1,2	0,83
Inflamabilidad volumen en % aire	5-15	-	-	-	6-12

Las reacciones anaerobias se desarrollan en un amplio rango de temperaturas, el cual se divide en tres zonas; una zona psicrófila, para temperaturas inferiores a 20°C; una zona mesófila, entre los 20°C y los 40°C con un óptimo entre los 29 y 33°C; y una termófila entre los 40°C y los 65°C, con un óptimo alrededor de los 55°C. Cuanto más alta se encuentre la temperatura del sistema las velocidades de reacción son mayores, con lo que más rápidamente se degrada el sustrato. Las bacterias, sobre todo las metanogénicas, son sensibles al cambio repentino de temperatura del medio en el cual crecen y su actividad puede inhibirse dependiendo de la amplitud del cambio. Las bacterias fermentativas son menos sensibles a estos cambios, continuando produciendo ácidos grasos volátiles durante la inactividad metanogénica, creando un ambiente demasiado ácido para poder recuperar la digestión anaerobia incluso cuando se haya estabilizado la temperatura. (Figura 32)

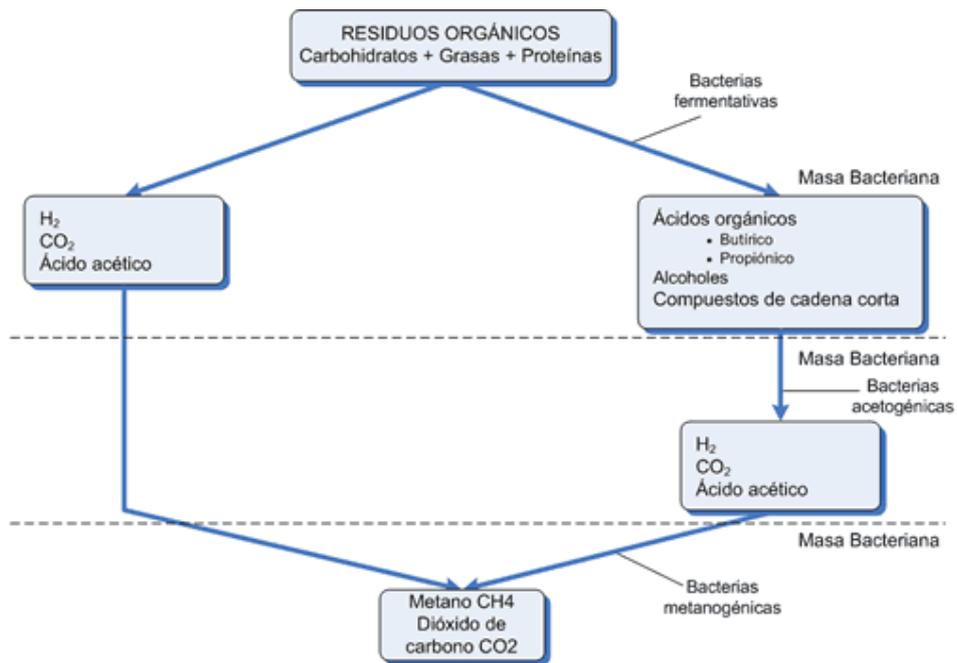


Figura 32. Características de cada una de las etapas

La actividad microbiana, y entonces la producción de biogás, aumenta al aumentar la temperatura. Pero una temperatura demasiado alta causa la degradación de los enzimas necesarios al metabolismo. En la Figura 33 se puede ver cada grupo de bacterias metanogénicas tienen un máximo de crecimiento en el interior de su respectivo intervalo de temperatura.

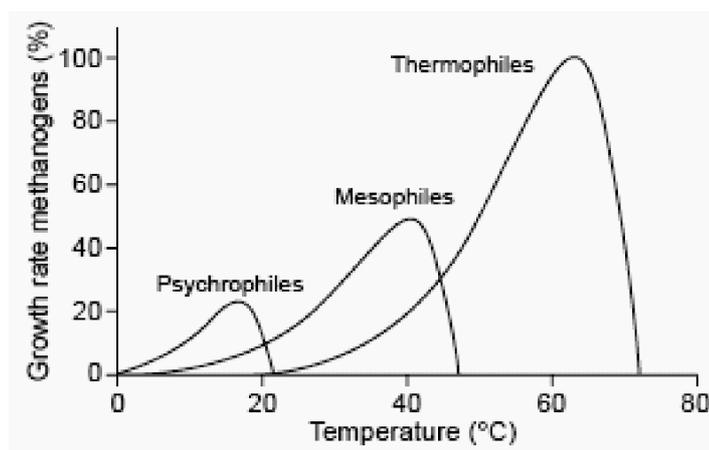


Figura 33. Relación entre la tasa de crecimiento y la temperatura para los tres grupos metanogénicos

La digestión termofílica permite una permanencia mínima en los estanques por lo que el diseño de reactores es para un volumen más reducido mejorando así la destrucción de bacterias y la deshidratación de lodos. Pero trabajar en este rango requiere mayores necesidades energéticas para el calentamiento, y debido a la sensibilidad del reactor a los cambios de temperatura se exige un gran control y en consecuencia, no es aconsejable trabajar en este rango. Por lo cual se recomienda una digestión mesofílica a temperatura controlada.

En la Tabla 52 se indican las características principales de estos reactores biológicos y sus condiciones de funcionamiento.

Tabla 52. *Características principales de los diferentes tratamientos biológicos*

	Lodos activos	Lechos biológicos	Lagunaje
Formas de establecer contacto	Rozamiento interno	Precolación a través del lecho	Natural y espontáneo
Aireación	Aireación mecánica	Efecto de chimenea	No se realiza
Biomasa	Flóculos en suspensión	Film fijo al soporte	Microorganismos en suspensión o en el fondo
Necesidades energéticas	Rozamiento y aireación	Bombeo	Ninguna
Superficie de terreno para su implantación	Media	Media	Grande
Necesidad de personal	Si. Nivel alto	Si. Nivel medio	No. Control periódico
Costo de mantenimiento	Alto	Medio	Bajo
Consumo de energía	Alto	Bajo	Nulo
Producción de lodos	Muy alta	Baja	Los sólidos en suspensión de las aguas negras
Olores	Si	Si	No
Fiabilidad	Depende del operador	Si	Si
Terreno necesario	Medio	Bajo	Alto

Dentro del sistema de depuración de fangos activos se pueden encontrar variedades de procesos como se muestra en la Tabla 53.

Tabla 53. *Características principales de las diferentes técnicas de tratamientos biológicos de fangos activos*

Modificación del proceso	Modelo de flujo	Sistema de aireación	Eficiencia eliminación DBO, %	Aplicación
Convencional	En pistón	Aireadores mecánicos difusores	85-90	Aguas residuales domésticas débiles susceptibles de cargas súbitas
Mezcla completa	Mezcla completa	Aireadores mecánicos difusores	85-95	Resistentes a cargas súbitas, aireadores de superficie
Aireación escalonada	En pistón	Difusores	85-95	Aplicación a gran variedad de residuos
Aireación modificada	En pistón	Difusores	60-75	Grado intermedio de tratamiento en el que el tejido celular en el efluente no supone inconveniente
Contacto estabilizante	En pistón	Aireadores mecánicos difusores	80-90	Expansión de los sistemas existentes, plantas compactas, flexible
Aireación prolongada	Mezcla completa	Aireadores mecánicos difusores	75-95	Plantas compactas, flexible, aireadores de superficie
Proceso de Kraus	En pistón	Difusores	85-95	Residuos muy resistentes de poco contenido en N ₂
Aireación sin carga	Mezcla completa	Aireadores mecánicos	75-90	Uso con aireadores de turbina para transferir O ₂ y controlar el tamaño del flóculo, aplicación general
Sistema de oxígeno puro	Reactores en serie de mezcla completa	Aireadores mecánicos	85-95	Se emplea cuando se dispone de volumen limitado; utilización próxima a la fuente económica del O ₂ , turbina o aireadores superficiales
De Membranas	Flujo Pistón	Aireadores Mecánicos Difusores	85-95%	Se emplea cuando se dispone de volumen limitado; Plantas con gran carga orgánica

En la Tabla 54 se ve reflejada la reducción de DBO₅ en los distintos tratamientos.

Tabla 54. *Reducción de parámetros según el sistema de tratamiento*

Sistema de tratamiento	Denominación común	Reducción DBO₅ (%)	DQO (%)	NTK (%)	SST (%)	AYG (%)
Mecánico	Reja y tamiz	5-15	5-15		25-40	5-10
Mecánico + físico	Flotación grasas	30-45	30-45	5-15	80-85	> 90
Mecánico + físico/químico	Floculación / flotación	70-80	70-80	50-60	90-95	> 90
Mecánico + físico + biológico	Biológico	95-99	> 90	85-97	> 95	> 95
Mecánico + físico/químico + biológico	Biológico	95-99	> 90	85-97	> 95	> 95

Las aguas residuales de una industria agroalimentaria son de naturaleza orgánica y mineral y contiene gran cantidad de sólidos en suspensión, coloides y disueltos.

El proceso de depuración que se ha de realizar se basa en el tratamiento biológico anaeróbico que sólo se utiliza para bodegas con datos de caudal muy elevados.

- Tratamiento terciario: higieniza y adecúa el agua para el consumo urbano y aplicaciones industriales que requieran la máxima pureza del agua. Existen varios tipos, todos ellos con el mismo fin: mineralizar el agua reduciendo su ionización.
 - Adsorción : basados en la adición en la muestra de carbón activo, gel de sílice o alúmina. Sirven principalmente para eliminar detergentes, colorantes, disolventes clorados, olores y sabores.
 - Intercambio iónico : se intercambian aniones y cationes por otros respectivos orgánicos para conseguir mayor pureza en la muestra.
 - Por membranas : se hace pasar un flujo de agua por una membrana que separa los sólidos en suspensión (SS) disueltos. Cada tipo de membrana trabaja a una presión específica en función del nivel de filtración que se desea.

Tipos de membranas:

→ Microfiltración: membranas a una presión menor de 2 bares

→ Ultrafiltración: membranas de 1 a 5 bares. Un ejemplo de este tipo de membranas es el sistema MBR (Figura 35) funciona en los siguientes modos operativos:

Ciclo de proceso (producción de permeado) (Figura 34): se aspira el agua depurada del interior de la membrana y se produce el líquido filtrado.

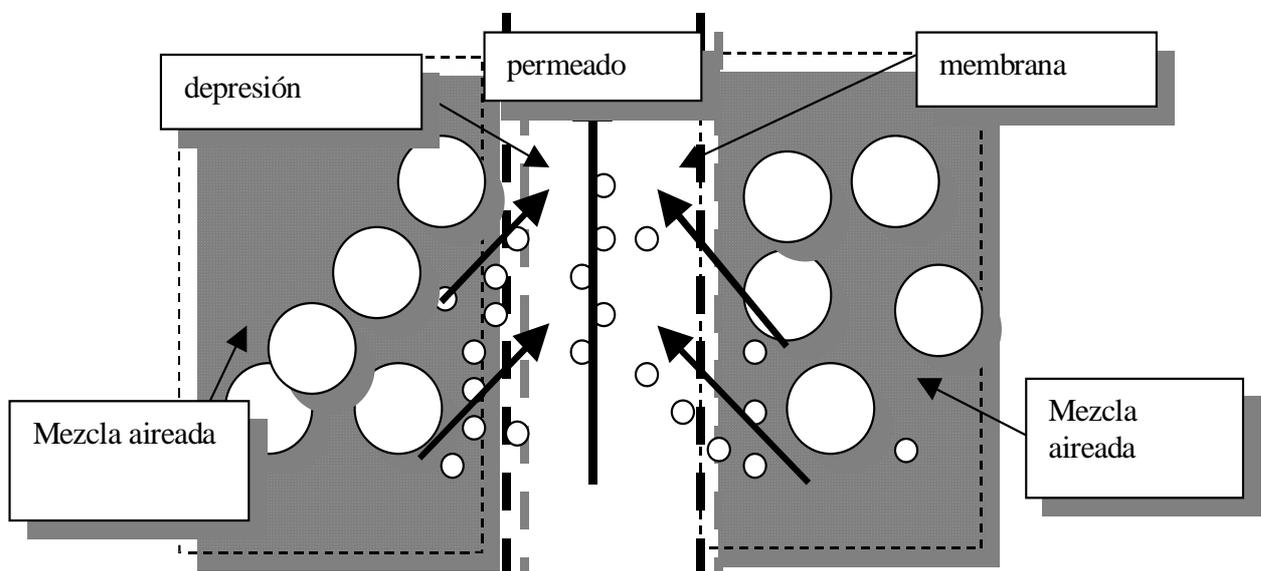


Figura 34. Flujo de permeado durante la filtración

- Ciclo de contralavado: se invierte el sentido de flujo de permeado para introducir cierta presión (0,3-0,5 bar) en la membrana con el fin de eliminar el lodo adherido y las partículas sólidas que bloquean la membrana.
- Ventilación o purga: se elimina el gas que se ha acumulado en el cabezal de permeado.
- Relajación

- Limpieza:
 - ✓ De mantenimiento: se realiza con hipoclorito de sodio, un fuerte oxidante que controla la suciedad orgánica en la membrana oxidando los depósitos de suciedad orgánica, o el ácido cítrico, que controla la suciedad inorgánica.
 - ✓ De recuperación: está diseñada para recuperar la permeabilidad perdida de la membrana debido a la suciedad o sarro. Es preferible que se realice al menos una vez al año, o cuando la permeabilidad de la membrana ha bajado a menos del 50% del valor estable inicial.

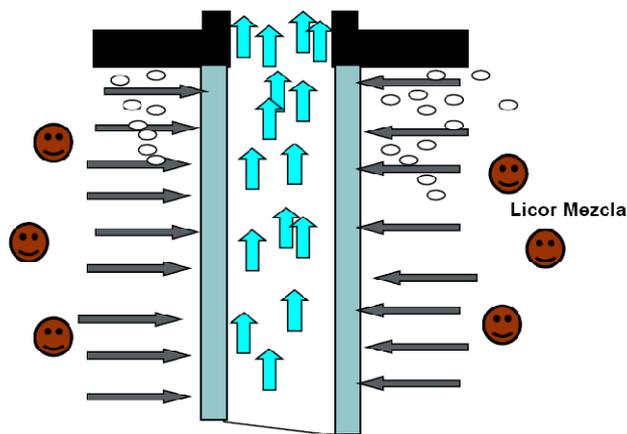


Figura 35. Funcionamiento de la membrana

Siendo:



- Nanofiltración: membranas a una presión entre 5 a 15 bares
- Ósmosis inversa: membranas de 15 a 70 bares.
- Electrodialisis: Deja el agua pura sin ningún tipo de anión o catión.