



UNIVERSITAT
POLITÈCNICA
DE VALÈNCIA



UNIVERSITAT POLITÈCNICA DE VALÈNCIA

Escuela Técnica Superior de Ingeniería Industrial

Diseño de una planta de membranas para tratar lixiviados
de vertedero con un caudal de 50 m³/día

Trabajo Fin de Grado

Grado en Ingeniería Química

AUTOR/A: Gascó Miralles, Magdalena

Tutor/a: Vincent Vela, Maria Cinta

Cotutor/a: Cuartas Uribe, Beatriz Elena

CURSO ACADÉMICO: 2022/2023

RESUMEN

En este TFG se presenta una alternativa al tratamiento biológico convencional de los lixiviados de vertedero. La solución propuesta consiste en aplicar un tratamiento físico-químico seguido de un tratamiento con membranas. Este tratamiento combinado permite obtener agua de calidad para diferentes usos industriales y/o agrícolas. En este TFG se diseña la planta de tratamiento para dicho fin. Los parámetros de operación de los diferentes tratamientos de la planta se seleccionarán después de una extensa búsqueda bibliográfica. La combinación del tratamiento físico-químico y las membranas aplicadas a los lixiviados logra un aprovechamiento sostenible del agua minimizando su impacto en el medio ambiente.

Palabras clave: membranas; lixiviados; reutilización del agua

ABSTRACT

This TFG presents an alternative to the conventional biological treatment of landfill leachate. The proposed solution consists of applying a physical-chemical treatment followed by a membrane treatment. This combined treatment makes it possible to obtain quality water for different industrial and/or agricultural uses. In this TFG, the treatment plant is designed for this purpose. The operating parameters of the different treatments of the plant will be selected after an extensive literature search. The combination of physical-chemical treatment and membranes applied to the leachate achieves a sustainable use of water while minimising its impact on the environment.

Key words: membranes; leachate; water reuse

RESUM

En aquest TFG es presenta una alternativa al tractament biològic convencional dels lixiviats d'abocador. La solució proposada consisteix a aplicar un tractament fisicoquímic seguit d'un tractament amb membranes. Aquest tractament combinat permet obtindre aigua de qualitat per a diferents usos industrials i/o agrícoles. En aquest TFG es dissenya la planta de tractament per a aquesta fi. Els paràmetres d'operació dels diferents tractaments de la planta se seleccionaran després d'una extensa recerca bibliogràfica. La combinació del tractament fisicoquímic i les membranes aplicada als lixiviats aconseguix un aprofitament sostenible de l'aigua minimitzant el seu impacte en el medi ambient.

Paraules clau: membranes; lixiviats; reutilització de l'aigua

ÍNDICE GENERAL

DOCUMENTOS CONTENIDOS EN EL TFG

- Memoria
- Presupuesto
- Planos
- Simulación con Wave

DOCUMENTO I: MEMORIA

1. OBJETIVOS	1
2. JUSTIFICACIÓN	2
3. ANTECEDENTES.....	3
3.1. Vertederos de residuos sólidos urbanos.....	5
4. FUNDAMENTOS TEÓRICOS	7
4.1. Lixiviados.....	7
4.2. Generación de lixiviados y evolución de su composición	8
4.3. Factores que afectan a la composición de un lixiviado	11
4.4. Parámetros que permiten medir la contaminación	11
5. TRATAMIENTO APLICADO A LOS LIXIVIADOS	14
5.1. Tratamiento biológico.....	14
5.2. Tratamientos químicos	20
5.3. Tratamientos físicos.....	22
6. LEGISLACIÓN APLICADA AGUAS RESIDUALES	32
7. CONTRIBUCIÓN A OBJETIVOS DESARROLLO SOSTENIBLE	33
8. DESCRIPCIÓN DE LA SOLUCIÓN APORTADA	36
9. DISEÑO DE LA INSTALACIÓN.....	39
9.1. Tratamiento fisicoquímico.....	40
9.1.1. Ajuste del pH	40
9.1.2. Coagulación.....	41
9.1.3. Sedimentador.....	42
9.2. Filtro de arena.....	42
9.3. Filtro de cartucho	43

9.4. Tratamiento por membranas.....	44
9.4.1. Ultrafiltración	44
9.4.2. Nanofiltración.....	46
9.5. Dimensionado de los tanques.....	48
9.5.1. Tanque de almacenamiento de agua residual (D1).....	48
9.5.2. Tolva de carbonato sódico (D2).....	48
9.5.3. Tanque de almacenamiento de coagulante (D3)	49
9.5.4. Tanque de coagulación (D4).....	49
9.5.5. Tanque de mezcla (D5)	49
9.5.6. Tanque intermedio entre membranas (D6).....	50
9.5.7. Tanque de almacenamiento de permeado (D7)	50
9.6. Dimensionado de las tuberías.....	51
9.7. Diseño del sistema de bombeo.....	52
9.7.1. Dimensionado de la bomba (B1)	55
9.7.2. Dimensionado de la bomba (B2)	58
9.7.3. Dimensionado de la bomba (B3)	61
9.7.4. Dimensionado de la bomba (B4)	63
9.7.5. Dimensionado de la bomba (B5)	66
9.7.6. Selección de la bomba de dosificación (B6)	69
9.8. Diseño del sistema de limpieza.....	71
9.8.1. Dimensionado de los tanques	72
10. ESTUDIO ECONÓMICO.....	75
10.1. Consumo energético.....	75
10.2. Coste de reactivos	76
10.3. Costes de mantenimiento.....	78
10.4. Resumen de costes anuales	79
11. CONCLUSIONES.....	80
12. BIBLIOGRAFÍA.....	81

DOCUMENTO II: PRESUPUESTO

1. CUADRO DE PRECIOS UNITARIOS	1
1.1 Cuadro de Mano de Obra	1
1.2 Cuadro de materiales	1
2. CUADRO DESGLOSE DE PRECIOS.....	3
3. PRESUPUESTO PARCIAL	10
4. PRESUPUESTO TOTAL	12

DOCUMENTO I: MEMORIA

ÍNDICE

DOCUMENTO I: MEMORIA

1. OBJETIVOS	1
2. JUSTIFICACIÓN	2
3. ANTECEDENTES	3
3.1. Vertederos de residuos sólidos urbanos.....	5
4. FUNDAMENTOS TEÓRICOS	7
4.1. Lixiviados.....	7
4.2. Generación de lixiviados y evolución de su composición	8
4.3. Factores que afectan a la composición de un lixiviado	11
4.4. Parámetros que permiten medir la contaminación	11
5. TRATAMIENTO APLICADO A LOS LIXIVIADOS	14
5.1. Tratamiento biológico.....	14
5.2. Tratamientos químicos	20
5.3. Tratamientos físicos.....	22
6. LEGISLACIÓN APLICADA AGUAS RESIDUALES	32
7. CONTRIBUCIÓN A OBJETIVOS DESARROLLO SOSTENIBLE	33
8. DESCRIPCIÓN DE LA SOLUCIÓN APORTADA	36
9. DISEÑO DE LA INSTALACIÓN.....	39
9.1. Tratamiento fisicoquímico.....	40
9.1.1. Ajuste del pH	40
9.1.2. Coagulación.....	41
9.1.3. Sedimentador.....	42
9.2. Filtro de arena.....	42
9.3. Filtro de cartucho	43
9.4. Tratamiento por membranas.....	44
9.4.1. Ultrafiltración	44
9.4.2. Nanofiltración.....	46
9.5. Dimensionado de los tanques.....	48
9.5.1. Tanque de almacenamiento de agua residual (D1).....	48
9.5.2. Tolla de carbonato sódico (D2).....	48
9.5.3. Tanque de almacenamiento de coagulante (D3)	49

Diseño de una planta de membranas para tratar lixiviados de vertedero con un caudal de
50 m³/día

9.5.4.	Tanque de coagulación (D4).....	49
9.5.5.	Tanque de mezcla (D5)	49
9.5.6.	Tanque intermedio entre membranas (D6)	50
9.5.7.	Tanque de almacenamiento de permeado (D7)	50
9.6.	Dimensionado de las tuberías.....	51
9.7.	Diseño del sistema de bombeo.....	52
9.7.1.	Dimensionado de la bomba (B1)	55
9.7.2.	Dimensionado de la bomba (B2)	58
9.7.3.	Dimensionado de la bomba (B3)	61
9.7.4.	Dimensionado de la bomba (B4)	63
9.7.5.	Dimensionado de la bomba (B5)	66
9.7.6.	Selección de la bomba de dosificación (B6)	69
9.8.	Diseño del sistema de limpieza.....	71
9.8.1.	Dimensionado de los tanques.....	72
10.	ESTUDIO ECONÓMICO.....	75
10.1.	Consumo energético.....	75
10.2.	Coste de reactivos	76
10.3.	Costes de mantenimiento.....	78
10.4.	Resumen de costes anuales	79
11.	CONCLUSIONES.....	80
12.	BIBLIOGRAFÍA.....	81

1. OBJETIVOS

El objetivo principal de este proyecto es el estudio de un proceso capaz de descontaminar el agua que percola a través de los vertederos, conocida también como lixiviado. Este líquido se caracteriza por su complejidad, ya que su depuración está ligada a una serie de factores que se deben sopesar para elegir aquel conjunto de técnicas de tratamiento cuyo resultado sea el más apropiado según los contaminantes presentes en estos lixiviados. De esta forma, se establece como objetivo principal diseñar una instalación para el tratamiento de un caudal de 50 m³/día de lixiviados, mediante un pretratamiento fisicoquímico seguido por un proceso de membranas.

Para lograr dicho objetivo, se proponen los siguientes objetivos secundarios:

- En primer lugar, realizar una búsqueda bibliográfica sobre la composición de los lixiviados y escoger las condiciones de partida de este tipo de agua a tratar.
- A continuación, estudiar los diferentes tratamientos disponibles y escoger el conjunto de técnicas más adecuado según el tipo de lixiviado seleccionado previamente.
- Finalmente, llevar a cabo el dimensionado de la planta, calculando las medidas requeridas para cada equipo, con el fin de tratar el caudal de diseño planteado, teniendo en cuenta, depósitos, membranas, filtros, tuberías y bombas.

2. JUSTIFICACIÓN

La realización de este Trabajo Fin de Grado no solamente está motivada por razones académicas, para demostrar los conocimientos y competencias que se han ido desarrollando y adquiriendo a lo largo de esta carrera académica, sino que también se pretende llegar a dar soluciones a un problema como es el de los residuos y sus subproductos, concretamente aquellos asociados a la producción de lixiviados, desde un punto de vista técnico.

Entre algunas de las competencias vistas en la carrera que han servido de base para la realización de este trabajo se destacan: el conocimiento y aplicación de tecnologías medioambientales, diseño de equipos e instalaciones químicas, manejo de especificaciones y normativas, análisis del impacto social y ambiental de soluciones técnicas vistos en la asignatura de Tecnología de Medio Ambiente; los conocimientos en mediciones, cálculos, valoraciones, informes y otros trabajos similares en el ámbito profesional vistos en la asignatura de Procesos Industriales de Ingeniería Química; gestionar la información procedente de diversas fuentes y, en su caso, las herramientas informáticas de búsqueda y clasificación de recursos bibliográficos o de información mono o multimedia vistos en la asignatura de Proyectos de Ingeniería Química, etc.

La gestión ineficaz de los residuos en las últimas décadas ha provocado problemas medioambientales como la fuga de lixiviados, niveles excesivos de contaminación en las aguas superficiales y subterráneas y la contaminación del suelo. Específicamente, los lixiviados que se definen como “cualquier líquido que percole a través de los residuos y que sea emitido o esté contenido en un vertedero” según la *Directiva Europea 1999/31/EC*. Por ello, estos subproductos son uno de los mayores problemas asociados a los vertederos, puesto que son una fuente importante de contaminación del suelo y del agua. Los lixiviados se caracterizan por presentar en su composición moléculas orgánicas e inorgánicas, siendo en algunos casos tóxico por poseer metales pesados, hidrocarburos aromáticos, pesticidas y nitrógeno amoniacal en su composición.

Además, no solo la flora de las inmediaciones se ve afectada, sino que la fauna puede enfermar al beber agua contaminada de manantiales en donde los lixiviados pueden haber percolado hasta las aguas subterráneas. Asimismo, estas aguas contaminadas pueden llegar a constituir un riesgo considerable si se emplean para el riego de cultivos y el abastecimiento de agua para poblaciones cercanas. Es así como el ecosistema, que se define como el conjunto de especies de un área determinada que interactúan entre ellas y con su ambiente abiótico, se ve afectado por un vertido incontrolado de lixiviados (Ziraba et al., 2016).

Con este objetivo se establecen normativas y legislaciones tanto a nivel europeo como estatal, con el fin de reducir el impacto sobre el recurso natural que constituye el agua. Por estas razones, se desarrolla este trabajo con el propósito de reducir la carga de contaminantes presentes en los lixiviados, planteando un sistema de tratamiento que combina distintas técnicas fisicoquímicas.

3. ANTECEDENTES

Según la *Ley 7/2022*, de Residuos y Suelos contaminados para una economía circular, se define un residuo como “cualquier sustancia u objeto que su poseedor deseche o tenga la intención o la obligación de desechar”. Estos materiales pueden tener un valor económico añadido según el uso o tratamiento que se les realice. Durante muchos años la vida útil de estos terminaba al ser enterrados o acumulados en vertederos, para completar así el proceso de descomposición sin afectar de forma desmedida al medio ambiente.

Sin embargo, con una población mundial en aumento, la concentración de los núcleos urbanos junto el uso de materias primas de calidad inferior, los problemas asociados a la eliminación de dichos residuos se ven agravados. Por ello es por lo que hoy en día se está defendiendo darles una nueva vida útil, reutilizando y recuperando sus subproductos disminuyendo el volumen total de residuos.

En función de su origen y de las características que presenten, se pueden clasificar los residuos según sean:

- Residuos inertes. Son todos aquellos residuos que según se generan se mantienen, es decir, no sufren ningún cambio físico, ni químico ni biológico.
- Residuos no peligrosos. Engloba a todos los residuos que pueden sufrir cambios físicos, químicos o biológicos, pero no dan lugar a ninguna sustancia peligrosa.
- Residuos peligrosos. Son aquellos que tras sufrir algún tipo de transformación física, química o biológica tienen alguna característica de peligrosidad.

Según el origen se pueden clasificar según sean:

- Residuos urbanos
- Residuos industriales

La jerarquía de gestión general de los residuos es la misma para todos, lo único que cambia en función del tipo de residuo es el tratamiento concreto por realizar. La gestión de residuos comprende la recogida, transporte y tratamiento de residuos, incluida la vigilancia de estas operaciones, así como el mantenimiento posterior al cierre de los vertederos, porque los residuos continúan fermentando durante años posteriores, lo que implica que se estarán generando gases y otros subproductos.

La jerarquía de tratamiento consiste en darle prioridad a la prevención, es decir, la reducción en el origen, seguido por la preparación para la reutilización y si esta no es posible pasar directamente al reciclado. Si todas las mencionadas anteriormente no son posibles se barajan otro tipo de valorizaciones de los residuos considerando la eliminación como la última opción.

La prevención comprende el conjunto de medidas adoptadas en el diseño, producción, distribución y consumo de un producto para reducir la cantidad de residuos. La preparación anterior a la reutilización consiste en la comprobación, limpieza o reparación de los residuos para que puedan reutilizarse sin ninguna transformación previa. En el reciclado tiene lugar la transformación de los residuos en productos que pueden tener o no la misma finalidad que cumplían previamente. Incluye la transformación de la materia orgánica pero no la valorización energética ni la transformación de materiales a emplear como combustibles o para operaciones de relleno. Se consideran las valorizaciones como cualquier operación cuyo resultado principal sea que el residuo sirva a una finalidad útil al sustituir a otros materiales. Por último, la eliminación es cualquier operación que no sea la valorización, aunque tenga por consecuencia el aprovechamiento de sustancias o energía (San Juan De Cruz et al., 2013).

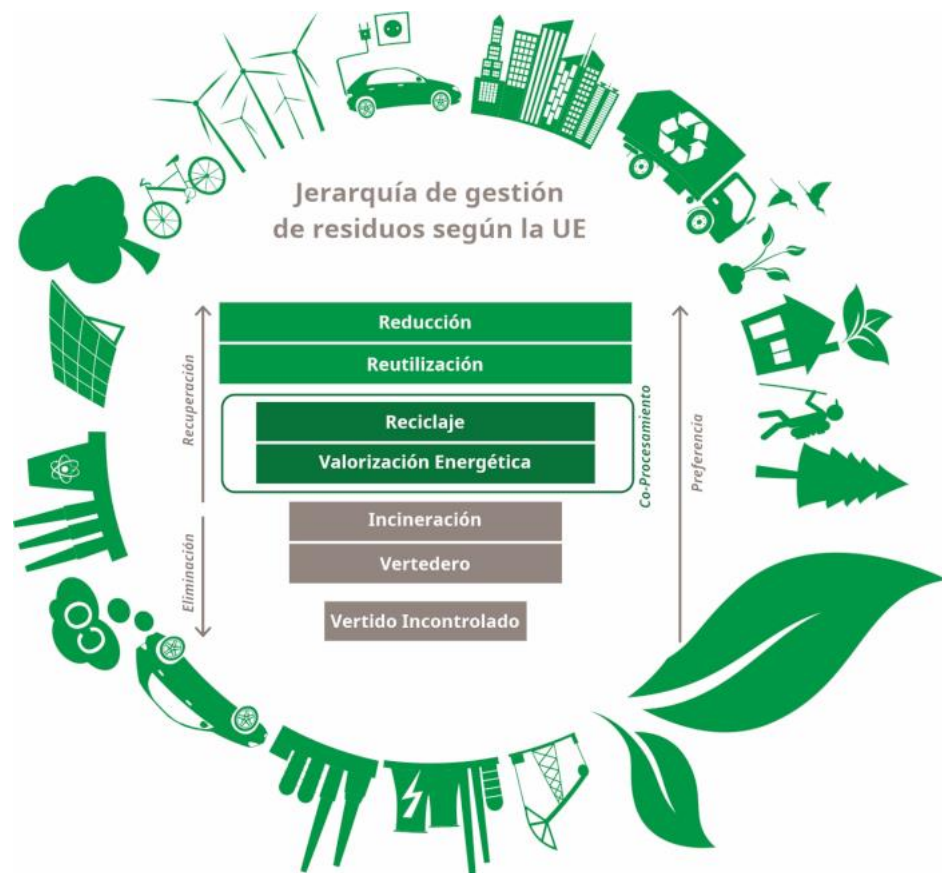


Figura 1. Jerarquía de gestión de residuos según la UE (LAFARGEHOLCIM, 2023)

Sin embargo, el objeto de este trabajo es el tratamiento de los lixiviados generados por la descomposición de residuos urbanos en los vertederos, por lo que solo se estudiarán las propiedades y composición de este tipo de residuo, sin ahondar más en el resto de los residuos generados.

3.1. Vertederos de residuos sólidos urbanos

Un vertedero, conocido también por el nombre de relleno sanitario, son aquellas instalaciones diseñadas con el fin de albergar los residuos urbanos que no han podido ser reutilizados ni reciclados, para descomponerse en condiciones controladas hasta volverse un material prácticamente inerte y estable. El trabajo que se lleva a cabo en los vertederos no solo consiste en depositar los residuos, sino que comprende desde el movimiento de tierras, la impermeabilización del terreno para evitar la filtración de lixiviados, hasta la supervisión e implantación de sistemas de control ambiental para minimizar el impacto sobre la salud pública y medioambiental. (Cossu & Stegmann, 2019)

Generalmente los diferentes tipos de vertedero se clasifican según el grado de compactación de los residuos, el espesor de la capa de residuos y si hay alguna capa de material inerte entre las capas de residuos, que actúan como recubrimiento. En función de estas características, la descomposición de los residuos puede ser anaerobia o aerobia. En el proceso anaerobio, los microorganismos descomponen los residuos biodegradables en ausencia de oxígeno, reaccionando para dar metano y dióxido de carbono en mayor proporción. En cambio, en presencia de oxígeno se dará el proceso aeróbico, en el que los microorganismos serán capaces de oxidar por completo la materia orgánica biodegradable para producir dióxido de carbono y agua. A continuación, en la Tabla 1 se identifican los diferentes tipos de vertederos de residuos sólidos urbanos y cuál es su tipo de fermentación.

Tabla 1. Tipos de vertederos de residuos sólidos urbanos

Tipo de vertedero	Baja-media densidad ANAEROBIO	Alta densidad ANAEROBIO	Alta densidad AEROBIO
Grado de compactación	0,5 – 0,8 Tm/m ³	1 Tm/m ³	1 Tm/m ³
Espesor capa de residuos	1,5 – 2 m	1,5 – 2 m	15 – 20 cm
Recubrimiento	SI (20 – 30 cm)	SI (20 – 30 cm)	NO
Fermentación	Anaerobia	Anaerobia	Aerobia

En los vertederos aerobios de alta densidad se trabaja mediante unidades de superficie, llamadas celdas, que se definen como el volumen de residuos depositado a lo largo de un periodo de tiempo. Su objetivo consiste en compactar los residuos y evitar la dispersión de

compuestos volátiles, disminuyendo el riesgo de incendio. Dentro de cada celda se establecerán tres áreas de trabajo como concepto temporal: área de vertido como la deposición de residuos, área de tratamiento, así como cualquier otro procedimiento que se le deba realizar y un área de reposo, en la que se pausará toda actividad durante 20-21 días. Pasado este tiempo se puede volver a colocar otra capa de residuos iniciando de nuevo el proceso. (Ministerio para la Transición Ecológica y el Reto Demográfico, 2020)

El problema de este tipo de vertedero reside en el hecho de que se necesitan grandes superficies, pues conforme continúen llegando residuos si no ha pasado aún el tiempo necesario de reposo en la celda, será necesario esparcir dichos residuos en otro lugar. No obstante, este método tiene por ventaja una menor producción de lixiviados, puesto que, al descomponerse en condiciones exotérmicas, se llegan a temperaturas que evaporan los lixiviados. Además, al estar durante 20 días expuestos al sol y el aire, se favorece también la evaporación de lixiviados. Al presentar un menor riesgo asociado a la producción de lixiviados no será necesario incorporar ningún sistema de recubrimiento.

Por otro lado, en los vertederos anaerobios al darse reacciones endotérmicas, la temperatura disminuirá evitando que los residuos se desinfecten y generando gases indeseados. Por esta razón es imprescindible contar con una capa de impermeabilización, sistemas de drenaje, recogida de lixiviados y así como del posible biogás que se pueda generar.



Figura 2. Vertedero anaerobio de Dos Aguas, Valencia. (EMTRE, 2023)

Si la humedad es demasiado baja, significará que hay poca agua para que los microorganismos lleven a cabo su metabolismo. Si hay mucha humedad, los huecos que hay entre los residuos van a estar ocupados por agua en vez de aire, lo que provocará que el proceso pase ser anaerobio, al disminuir la temperatura. En muchos casos los lixiviados se recogen y si en algún momento la humedad baja, los rellenos sanitarios se riegan con los propios lixiviados, evitando así tener que ser tratados. (Youcai & Ziyang, 2017b)

4. FUNDAMENTOS TEÓRICOS

4.1. Lixiviados

Se definen como lixiviados a aquellos contaminantes líquidos formados por la percolación de un caudal de agua a través de los residuos de un vertedero, arrastrando aquellos compuestos solubles presentes. Dichos residuos suponen una amenaza tanto para los suelos, aguas subterráneas como superficiales. Los lixiviados se formarán con la entrada externa de líquido en el relleno, como pueden suponer la lluvia y el propio líquido producido por la descomposición de los residuos. La composición y naturaleza de este líquido va a estar sujeta principalmente a la edad del vertedero, es decir, a la etapa de estabilización en la que se encuentren y otras variables como el clima. Generalmente los contaminantes presentes en los lixiviados se pueden clasificar en cuatro grandes grupos según su naturaleza: materia orgánica disuelta, macro componentes inorgánicos, metales pesados y compuestos orgánicos xenobióticos (*Tabla 2*).

Tabla 2. Contaminantes presentes en los lixiviados (T.H. Christensen et al., 1992)

Grupos	Contaminantes
Materia orgánica disuelta	Cuantificada como DQO (Demanda Química de Oxígeno) o COT (Carbono Orgánico Total)
Macro componentes inorgánicos	El calcio (Ca ²⁺), magnesio (Mg ²⁺), sodio (Na ⁺), potasio (K ⁺), amonio (NH ₄ ⁺), hierro (Fe ²⁺), manganeso (Mn ²⁺), cloruro (Cl ⁻), sulfato (SO ₄ ²⁻) y carbonato de hidrógeno (HCO ₃ ⁻)
Metales pesados	El cadmio (Cd ²⁺), cromo (Cr ³⁺), cobre (Cu ²⁺), plomo (Pb ²⁺), níquel (Ni ²⁺) o el zinc (Zn ²⁺)
Compuestos orgánicos xenobióticos	Todas aquellas sustancias que no se espera que estén en lixiviado o que tengan una concentración más alta de lo normal, como podrían ser los pesticidas, hidrocarburos aromáticos, fenoles...

El lixiviado primario está constituido por la disolución de las sales solubles o material orgánico soluble presente en el relleno original. Habitualmente, la materia orgánica presente en los residuos no tenderá a disolverse en el agua que percola. No obstante, debido a los procesos de biodegradación que experimentan los residuos, se obtendrá por resultado productos orgánicos con una mejor solubilidad, como son los ácidos orgánicos simples y alcoholes. Por otro lado, el nitrógeno presente en el relleno original reaccionará para formar iones amonio, que tenderán a diluirse en los lixiviados, suponiendo así otro riesgo. También se pueden llegar a arrastrar sólidos finos en el lixiviado como sólidos suspendidos.

Los vertederos se caracterizan por tender a ser ambientes de naturaleza reductora, induciendo a los iones de las sales férricas a reducirse en su estado ferroso. Por esta razón se pueden llegar a generar sulfuros de hidrógeno al reducirse los sulfatos en los residuos.

La generación de lixiviados va a estar estrechamente relacionada con el tipo de explotación del relleno sanitario, es decir, según el grado de compactación de los residuos. En los vertederos aerobios de alta densidad hay una menor producción de lixiviados porque al experimentar una descomposición exotérmica se llega a una temperatura suficiente para evaporar a los lixiviados. En definitiva, la producción de lixiviado será mayor cuando menor compactado estén los residuos y a mayor grado de humedad. (Novelo R. et al., 2004)

4.2. Generación de lixiviados y evolución de su composición

Los mecanismos que regulan la transferencia de materia desde los residuos hasta las corrientes de agua a partir de las cuales se generarán los lixiviados, se pueden clasificar según sean:

- Hidrólisis y degradación biológica de los residuos sólidos en formas solubles o gaseosas
- Solubilización de las sales contenidas en los residuos
- Arrastre de sólidos finos

Los dos primeros mecanismos mencionados anteriormente tienen una mayor influencia en la calidad del lixiviado producido, y tendrán un papel importante en la estabilización de los residuos en los rellenos sanitarios.

Generalmente, los vertederos de Residuos Sólidos Urbanos (RSU), al estar conformados por compuestos orgánicos biodegradables, empiezan a degradarse en condiciones aeróbicas gracias al oxígeno presente. Pero conforme se vaya compactando la masa y empiece a apreciarse la presencia de agua, los residuos se degradarán según procesos anaeróbicos, favoreciendo la formación de una mayor cantidad de lixiviados. De esta forma se distinguen dos fases:

- Fase de degradación aeróbica

La primera fase aeróbica va a estar limitada por la cantidad de oxígeno presente en los vertederos, dado que la demanda de oxígeno será considerablemente alta en esta fase. Esta degradación solo tendrá lugar en la última capa de residuos que haya sido depositada, donde queda una cierta cantidad de aire atrapado. Por otro lado, el oxígeno también puede ser suministrado conforme la lluvia se ponga en contacto con los residuos por transferencia de materia.

En esta fase las proteínas se degradan formando unidades más pequeñas conocidas como aminoácidos, compuestas por un grupo amino, otro carboxilo o ácido unidos a un carbón alfa. Por ende, como resultado de la reacción catabólica se formará dióxido de carbono, agua, nitratos y sulfitos.

Los carbohidratos reaccionarán para formar dióxido de carbono, mientras que el agua y las grasas se someten a un proceso de hidrólisis para obtener ácidos grasos y glicerol, hasta ser degradados a simples catabolitos debido a la formación intermedia de ácidos volátiles y alcalosis.

La celulosa, que constituye una gran parte de la materia orgánica de los residuos, se degrada hasta obtener glucosa que será empleada por las bacterias, obteniendo CO₂ como resultado. En esta fase se pueden llegar a alcanzar altas temperaturas debido a las reacciones de oxidación biológica que tienen lugar.

Generalmente la fase aerobia se caracteriza por ser exotérmica, no generar una cantidad substancial de lixiviados y ser de corta duración al estar estrechamente relacionada con la cantidad de oxígeno disponible.

- Fase de degradación anaeróbica

Cuando se agota la cantidad de oxígeno disponible, la degradación pasará a ser anaerobia. En esta fase se pueden diferenciar tres etapas. La **primera fase** es la fermentación ácida, causante de la disminución en el pH, indicando así que los lixiviados han pasado a tener un carácter ácido debido a la alta concentración ácidos grasos volátiles (AGV) y iones inorgánicos. Conforme disminuye el potencial redox, la concentración de sulfatos también lo hará, ya que se verán reducidos a sulfitos precipitando junto a otros metales pesados presentes en la disolución como puede ser el hierro o el manganeso. De igual forma, se producirán iones amonio debido a las reacciones de hidrólisis y fermentación de compuestos proteicos.

Los procesos anaeróbicos se inician gracias a la acción de una población mixta de bacterias anaerobias estrictas y facultativas, siendo estas últimas necesarias para que las bacterias metanogénicas puedan crecer, reduciendo el potencial redox y descomponiendo las sustancias presentes. En definitiva, los lixiviados originados en esta fase de acidogénesis se caracterizarán por elevadas concentraciones de CO₂ y una disminución del pH ligado a la producción de ácidos orgánicos. De esta manera, la conductividad también se verá afectada, aumentando significativamente a lo largo de esta fase.

A continuación, tiene lugar una **segunda fase** de metanogénesis en la que empezarán a crecer dichas bacterias. Este proceso se puede ver afectado negativamente por el exceso de ácidos orgánicos volátiles que son tóxicos para el crecimiento de las bacterias metanogénicas en concentraciones de 6000 - 16000 mg/l. Dichas bacterias son las responsables de convertir los ácidos orgánicos y gas hidrógeno en metano, de manera que aumentará el pH, disminuyendo la solubilidad de iones como el calcio o metales pesados

que precipitarán en forma de sulfitos, disminuyendo así también la concentración de sulfuros. El amoníaco es liberado al medio sin llegar a experimentar ningún tipo de conversión provocada por las bacterias, a diferencia de otras sustancias.

La **última fase** anaeróbica se conoce como fermentación metanogénica y está caracterizada por pH neutros y concentraciones reducidas de sólidos disueltos. Esta última fase tendrá lugar aproximadamente un año después de la deposición de los residuos. Conforme pase el tiempo, la materia inorgánica continuará convirtiéndose en metano, constituyendo más del 50% del biogás. La velocidad en la que se generan los gases disminuirá conforme queden menos nutrientes disponibles, quedando muchas ocasiones presentes en el lixiviado, ácidos húmicos y fúlvicos de difícil degradación. El amoníaco continuará produciéndose por la fase acidogénica. (Youcai & Ziyang, 2017a)

A continuación, en la Figura 3, se detalla cómo evoluciona la composición del lixiviado de acuerdo con las fases de estabilización:

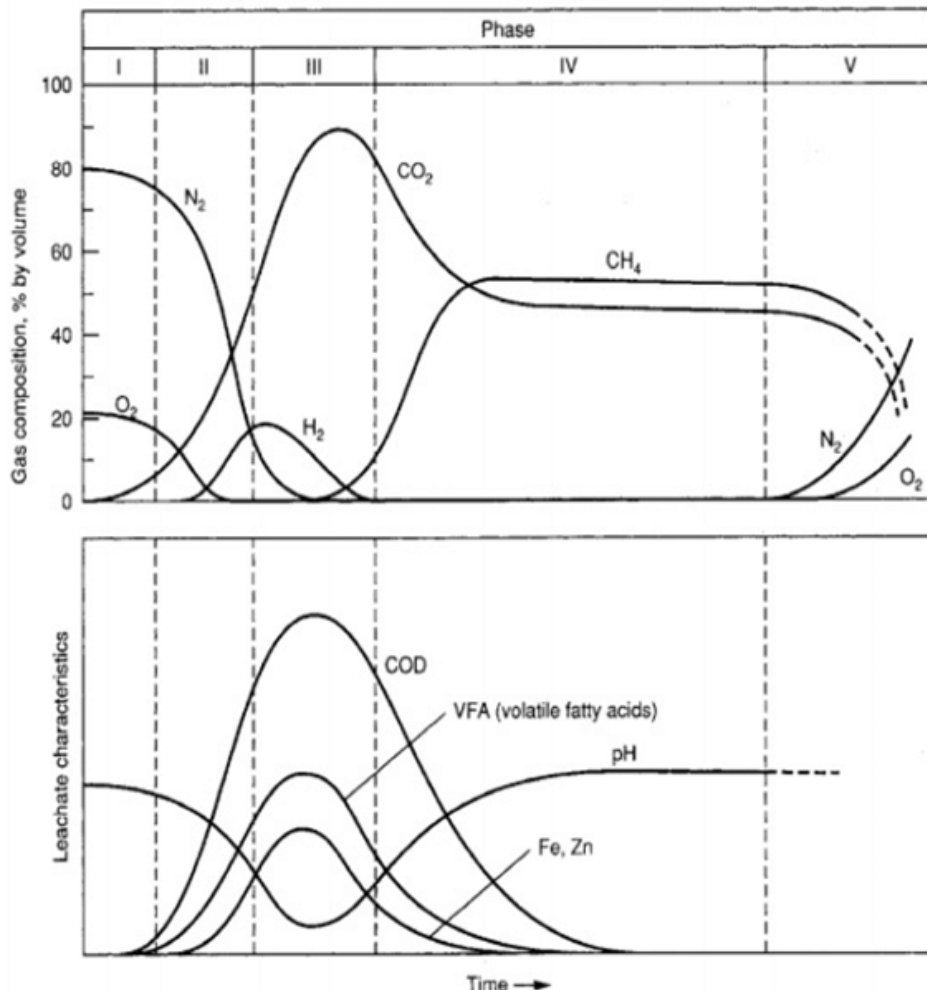


Figura 3. Fases de estabilización de un lixiviado (Tesseme, 2015)

4.3. Factores que afectan a la composición de un lixiviado

Para poder determinar que tratamiento es el más adecuado para poder gestionar los lixiviados, primero habrá que conocer aquellas características que lo definen. Sin embargo, este líquido se caracteriza por la cantidad de peculiaridades que puede llegar a presentar para cada relleno sanitario. Generalmente el lixiviado se ve fuertemente influenciado por cuatro factores: la composición de los residuos, pH, el potencial redox y la edad del vertedero principalmente.

La naturaleza de los residuos determina en gran manera la composición del lixiviado, así como la degradación de las sustancias que lo componen. La presencia de sustancias tóxicas puede tener efectos negativos sobre la población de bacterias que se encargan de la degradación biológica, que por consecuencia va a afectar al lixiviado. Dependiendo del contacto entre los residuos y el agua que va percolando, la cantidad de materia inorgánica variará y los metales pesados se solubilizarán en medio ácido.

El pH desempeña la función de indicador, permitiendo conocer en qué fase del proceso de estabilización se encuentra el lixiviado, al verse involucrado en los procesos químicos que permiten la transferencia de materia como son la precipitación, disolución, adsorción o reacciones redox. Habitualmente, pH ácidos denotan la fase inicial de degradación anaeróbica, aumentando la solubilidad de los compuestos químicos, mientras que pH básicos reflejan la etapa final de dicha degradación.

En condiciones reductoras se modificará la solubilidad de los nutrientes y metales en el lixiviados, que tenderán a precipitar en forma de sulfitos como ocurre en la fase de maduración y metanogénesis de la degradación anaeróbica.

En la mayoría de los casos, las diferencias que se puedan encontrar entre lixiviados provenientes de distintos rellenos sanitarios van a estar asociadas a la edad del vertedero, es decir, el tiempo desde que fueron depositados los residuos. Pero también va a estar ligado a los procesos de estabilización que ocurren, como la cantidad de agua que llega a percolar en el relleno. A grandes rasgos durante los primeros años de residencia, los lixiviados presentan un mayor grado de contaminación que se irá reduciendo a lo largo de los años conforme las bacterias actúen degradando los compuestos presentes en el lixiviado. (Youcai & Ziyang, 2017a)

4.4. Parámetros que permiten medir la contaminación

Comúnmente se caracterizan los lixiviados mediante el análisis convencional de parámetros físicos, químicos y aquellos que permitan medir la cantidad de materia orgánica presente, como es el caso de la DBO₅, la DQO, el COT o el pH. Así como otros parámetros específicos como pueden ser la cantidad de amoníaco, nitrato, metales o ácidos carboxílicos, siendo éstos últimos medidos mediante cromatografía de gases. Algunas características físicas como pueden ser los sólidos disueltos o la temperatura se miden por

métodos estandarizados. Sin embargo, conseguir la medida de la contaminación orgánica es más difícil debido a la dificultad de medir el oxígeno presente en el lixiviado.

Parámetros que permiten medir la materia orgánica presente:

- DBO₅. Es una medida de la materia orgánica biodegradable. Se define como la demanda biológica de oxígeno y se mide en *mg O₂/l*. Es una medida indirecta ya que se miden los *mg O₂* consumidos por la población bacteriana para degradar la materia orgánica biodegradable por cada litro de agua durante 5 días a 20 °C y en la oscuridad. A mayor DBO₅ va a haber una mayor cantidad de materia orgánica biodegradable presente en el agua residual.
- DQO. Se define como Demanda Química en Oxígeno y se mide en *mg O₂/l*. Es una medida de la materia orgánica total que hay en un agua residual a partir del *O₂* consumido en la oxidación química de la materia orgánica. Al realizar una oxidación química se oxida tanto la parte orgánica como la inorgánica, porque no es un proceso biológico. A partir de la cantidad de oxidante que se ha tenido que introducir, se relaciona el *O₂* molecular consumido en la oxidación con el oxidante que se ha añadido.
- DQO/ DBO₅. Este cociente va a dar una idea sobre la biodegradabilidad del agua para determinar qué tipo de procesos se deben emplear para depurarla. Este parámetro también va a servir para indicar la edad lixiviado, a bajas relaciones indicará que es un lixiviado maduro, muy estable y difícil de degradar biológicamente. Mientras que si la relación es más alta indicara que es un lixiviado joven.
- COT. Se define como el carbono orgánico total y mide en *mg C/l*. Es una medida de la materia orgánica total mediante técnicas de combustión, donde se introduce una muestra del agua residual al horno, de tal forma que se evapora formando *CO₂* y vapor de agua, donde se relaciona la cantidad de *CO₂* producida con los *mg C/l*.

Parámetros químicos:

- pH. Es fundamental conocer este parámetro químico pues nos dará una idea de la edad del lixiviado, llegando a obtener valores ácidos, es decir, de 5 o menos en la fase ácida conforme se generen los ácidos orgánicos e incrementando hasta valores más neutros alrededor de 8 durante la fase de maduración.
- NKT. Es importante conocer también la cantidad de nitrógeno presente, para ello se tiene la medida de la NKT, que indica la suma de nitrógeno orgánico y ion amonio. Si la NKT es muy grande significa que hay una ausencia de oxígeno porque el nitrógeno no se está descomponiendo en nitritos y nitratos.

Parámetros físicos:

- ST. No solo hay que tener en cuenta los sólidos totales que se encuentran en el agua residual sino hay que hacer la distinción entre sólidos suspendidos y los sólidos disueltos, ya que el tratamiento aplicar es, en muchos casos, diferente. Por ejemplo, los sólidos suspendidos pueden ser retenidos en filtros de 0,45 μm , mientras que para separar los sólidos disueltos hay ocasiones en las que se les debe aplicar tratamientos de coagulación y floculación para conseguir que sedimenten.
- Conductividad eléctrica. La conductividad eléctrica en aguas residuales es proporcional a las sales disueltas, ya que al aplicar un campo eléctrico se disocian para generar iones positivos y negativos. (Ehrig & Stegmann, 2018)

Analizando el pH y la DBO₅ se puede llegar a tener una idea de la fase en la que se encuentra el lixiviado para así poder realizar el tratamiento más adecuado según sus características, consiguiendo reducir los contaminantes presentes hasta los límites fijados por la entidad reguladora que rige en la localización del vertedero. En la Tabla 3 se muestra como varía la composición de los lixiviados en función de su edad.

Tabla 3. Composición de un lixiviado en función de su edad (Nanda & Berruti, 2021)

Edad del vertedero	Joven (< 5 años)	Intermedio (5 – 10 años)	Maduro (> 10 años)
pH	< 6,5	6,5 – 7,5	> 7,5
DBO ₅ /DQO ($\text{mg O}_2 \cdot \text{l} / \text{mg O}_2 \cdot \text{l}$)	0,5 – 1,0	0,1 – 0,5	< 0,1
Biodegradabilidad	Alta	Media	Baja
DBO ₅ ($\text{mg O}_2/\text{l}$)	> 15000	3000 - 15000	< 3000
Materiales orgánicos	AGV (80%)	AGV (5-30%) y ácidos húmicos	Ácidos húmicos y fúlvicos
COT/DBO ₅ ($\text{mg C} / \text{mg O}_2$)	< 0,3	0,3 – 0,5	> 0,5
Metales pesados (mg/L)	> 2	< 2	< 2

5. TRATAMIENTO APLICADO A LOS LIXIVIADOS

A continuación, se exponen todos los tratamientos disponibles para tratar lixiviados según sean por medio de procesos biológicos, físicos o químicos.

5.1. Tratamiento biológico

Los procesos biológicos son más económicos en comparación a otros procesos químicos y físicos, consiguiendo reducir la cantidad de sustancias orgánicas presentes sin producir sólidos adicionales a excepción de biomasa. En consecuencia, los lixiviados tratados tendrán altas concentraciones de DBO₅ y AOX (Compuestos orgánicos halogenados), que deberán ser reducidas por otros métodos. Dependiendo de la edad del lixiviado, su tratamiento se centrará en eliminar determinados compuestos. Por ejemplo, en el caso de los lixiviados maduros se pretende reducir la concentración de nitrógeno, que reaccionará para convertirse en amoníaco. El diseño de esta operación no solo va a estar enfocado en la composición del lixiviado sino también en las condiciones climáticas de la zona ya que, en zonas con ambientes muy fríos, se pueden llegar a congelar los lixiviados en las lagunas de evaporación. Luego, el tratamiento mediante procesos biológicos se puede clasificar según sean procesos anaeróbicos o aeróbicos, existiendo diferentes métodos para cada uno de ellos.

- Procesos anaerobios

Este tipo de tratamientos son altamente efectivos para el tratamiento de lixiviados con un alto contenido en materia orgánica disuelta, produciendo una menor cantidad de lodos, lo que implica un coste menor en el mantenimiento de la instalación. Además, al emplear reacciones anaeróbicas no será necesario suministrar oxígeno por lo que la cantidad de energía consumida será menor.

Como estos procesos funcionan gracias a la acción de los microorganismos es necesario controlar la toxicidad de los lixiviados a tratar, ya que podrían causar la muerte de la población de bacterias, como sucede en presencia de altos contenidos en amoníaco y minerales disueltos. Por ello, se suelen emplear pretratamientos anteriores al tratamiento biológico para la eliminación de estos compuestos y otros que puedan amenazar a la integridad de la instalación, como sucede con los materiales incrustantes que pueden reducir el volumen del reactor y limitar la actividad de los lodos.

Sin embargo, este tipo de procedimiento solo se puede llevar a cabo temporalmente mientras la concentración de materia orgánica sea elevada, es decir, para rellenos sanitarios jóvenes, ya que conforme pase el tiempo el vertedero pasará a comportarse como un reactor anaerobio, disminuyendo así la demanda biológica de oxígeno y la eficacia de este tratamiento.

- Procesos aerobios

A diferencia de los tratamientos en condiciones anaerobias, los aerobios tienen un amplio rango de aplicaciones, empleando desde sistemas de tratamiento tradicionales como son las lagunas aireadas hasta los reactores biológicos con membranas de ultrafiltración. Generalmente se emplea cuando se desea obtener bajas concentraciones de DBO₅ en los lixiviados, el problema reside en que ejecutar este tipo de operaciones tiene un coste superior en comparación a los procesos anaeróbicos, por lo que en muchas ocasiones se emplean como postratamiento a los sistemas anaerobios para adecuarse a las exigencias de los vertederos.

Por otro lado, estos procesos arrastran problemas como la generación de espumas, precipitación de metales pesados, una mayor formación de lodos y, en aquellos lixiviados que presenten una mayor cantidad de compuestos volátiles, el aire que se emplea en los tanques biológicos debe ser tratado, lo que vuelve esta operación más compleja. Para llevar a cabo este tipo de proceso existen diferentes métodos, entre los cuales destacan las lagunas aireadas, fangos activos y los biorreactores con membrana (SBR). (Ahmad et al., 2022a)

Lagunas anaerobias

Las lagunas anaerobias se emplean usualmente para reducir el contenido de sólidos y materia orgánica presente en aguas contaminadas sin llegar a obtener un efluente de alta calidad. Por esta razón se suelen emplear junto con una laguna facultativa y de maduración en serie. Al tratarse de un proceso anaerobio, la degradación de la materia orgánica tendrá lugar en ausencia de oxígeno, de manera que primero se hidrolizarán los compuestos orgánicos para dar otros compuestos más sencillos y solubles en agua. A continuación, las bacterias anaerobias serán las responsables de convertir los compuestos orgánicos en ácidos orgánicos volátiles reduciendo levemente la DBO₅ y DQO. Finalmente, las bacterias metanógenas entran en juego para convertir los ácidos en metano y dióxido de carbono, resultando en una aparición de burbujas en las lagunas. Estas últimas bacterias son anaerobias estrictas de modo que requerirán ambientes en ausencia de oxígeno sino morirán.

Habitualmente la morfología de este tipo de lagunas son balsas de gran tamaño y poca profundidad o bien lagunas pequeñas de profundidad media/alta. Aspectos como la conservación de calor, arrastre de sólidos o la oxigenación determinarán la construcción de un tipo de laguna u otra.

Para emplear este tipo de balsas es necesario tener en cuenta una serie de parámetros de operación: el tiempo de retención, debiendo ser este el suficiente para que se puedan desarrollar todas las fases; la carga de aguas a tratar, puesto que si la carga es pequeña se pueden llegar a formar algas que al producir oxígeno maten a las bacterias metanógenas; así como la temperatura de operación que se debe estar entre intervalos de 30 – 35 °C.

Lagunas aerobias

La morfología de las lagunas aerobias será la misma que la de las anaerobias con la diferencia de que será necesario suministrar oxígeno a través de difusores de aire o por otros medios. Al ser la fermentación aeróbica, los microorganismos van a consumir rápidamente los compuestos orgánicos para dar dióxido de carbono, agua y otros compuestos orgánicos de bajo peso molecular. De esta forma, como la reacción aeróbica es más rápida que la anaeróbica, el coste capital será inferior, pero como a este hay que sumarles el coste energético que supone estar suministrar oxígeno continuamente, el coste de operación final será superior para las lagunas aerobias. (Sivamani et al., 2020)



Figura 4. Laguna aeróbica con difusores de aire (Air Diffusion Systems, n.d.)

Fangos activos

El principio de funcionamiento de los fangos activos se desarrolla en dos etapas separadas mediante un reactor biológico y un decantador secundario. El lixiviado a tratar entra en un reactor aerobio, ya que los microorganismos necesitan de oxígeno para realizar el proceso biológico de degradación de los contaminantes presentes, en el que se introducirá aireación para asegurar una cantidad de oxígeno mínima durante el proceso. Además, el proceso debe estar en agitación para conseguir un lecho suspendido, ya que sino los microorganismos sedimentarían. De esta forma, en el reactor sucede la degradación parcial de la materia orgánica biodegradable que pasará a un decantador secundario. De la salida del decantador sale agua depurada y un fango secundario que a su vez se recirculara parcialmente para asegurar que no se produzca un lavado del reactor, es decir, quedarnos sin los microorganismos. Al llegar un caudal punta con alta concentración en DBO₅ se aumentará la recirculación de fangos para suministrar más microorganismos para que degraden este exceso por lo que habrá que aumentar también la aireación.

Reactor biológico secuencial (SBR)

Los reactores SBR (Sequencing Batch Reactor) son reactores discontinuos secuenciales, cuyo funcionamiento se asemeja al de un proceso convencional de fangos activos, ya que en ambos tratamientos se emplean sistemas de aireación y sedimentación-clarificación. Sin embargo, a diferencia de los fangos activos, los reactores SBR operan con un único tanque, reduciendo así la inversión inicial a realizar.

Este tipo reactor deberá contar con un sistema de aireación capaz de suministrar el oxígeno necesario a los microorganismos presentes en el tanque para degradar la materia orgánica, al igual que con un sistema de agitación para conseguir una buena homogenización de la mezcla a tratar. De esta forma, el efluente es alimentado al reactor donde reaccionará con los microorganismos, separando los contaminantes del efluente formando los fangos, que sedimentarán por diferencia de densidades quedando en la base del tanque. A continuación, se procede a vaciar el tanque separando así los fangos del efluente clarificado.

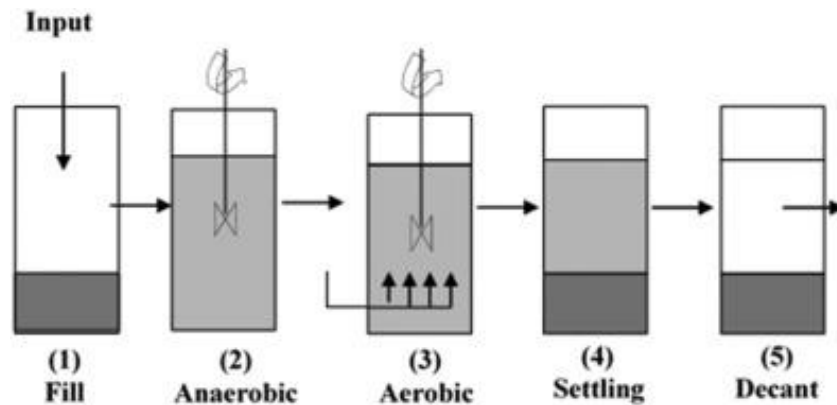


Figura 5. Operación de un reactor biológico secuencial (Do & Nguyen, 2022)

Al emplear un único tanque se tiene un mayor control de los parámetros de operación y se requiere menos espacio, de manera que conforman una buena alternativa a los fangos activos. (Do & Nguyen, 2022)

Procesos de película fija

A diferencia de otros tratamientos en los que los microorganismos encargados de degradar la materia orgánica se encuentran en suspensión en el seno del líquido, mediante tecnología de biopelícula se consigue fijar dichos microorganismos formando una película biológica adherida a la superficie de un medio sólido como soporte.

Entre los sistemas de biopelículas aerobios más conocidos están los Biofiltros, Biodiscos, Biofiltros Aireados Sumergidos (BAS) y Película Fija Sumergida (PFS). Los Biofiltros son torres empacadas que funcionan haciendo pasar por medio de aspersores una corriente húmeda con el efluente a tratar a través de la biopelícula, donde las gotas irán escurriendo

gracias a la acción de la gravedad. Los Biodiscos son discos con una película de microorganismos que permanecen semisumergidos en un tanque de forma que la parte superior se encuentra en contacto con el aire mientras que la otra mitad está en contacto con el efluente. Al girar los discos se consigue que los microorganismos crezcan al estar en contacto continuo con el agua residual y el aire para respirar.

En todos estos sistemas conforme se vayan formando capas de microorganismos y aumente el grosor de la biopelícula, las capas más internas tendrán un menor contacto tanto con el aire como con su alimento por lo que con el tiempo morirá y se irá desprendiendo del plástico. Una vez desprendida la capa envejecida inicia el crecimiento de la nueva película. (Dubey & Kashyap, 2022)

Reactores UASB

Los reactores USAB (*Upflow anaerobic sludge blanket*) son biorreactores continuos tubulares con flujo ascendente, es decir, el afluente entra por la parte inferior del reactor atravesando dos mantas de lodos con diferente concentración de bioma hasta llegar a un separador de tres fases, según se encuentre en estado sólido, líquido o gaseoso. Los contaminantes que se encuentre en estado líquido y gaseoso se evacuaran del reactor mientras que los sólidos permanecen en el reactor, tal como se puede observar en la Figura 6.

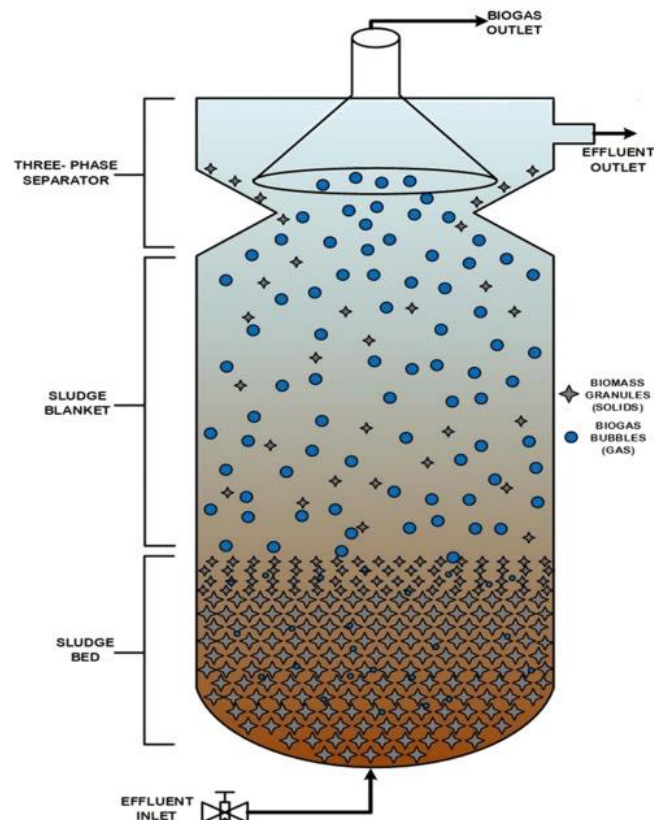
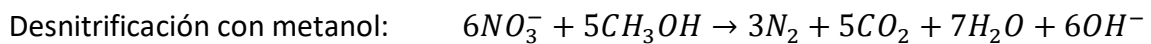


Figura 6. Diagrama esquemático de un reactor UASB (Ahmad et al., 2022b)

Generalmente esta metodología se emplea para tratar lixiviados jóvenes, ya que permite retener los fangos activos en forma de gránulos o flóculos, por lo que se considera una buena opción para tratar efluentes con una elevada carga de materia orgánica. Sin embargo, la formación de gránulos o flóculos va a depender en gran medida del crecimiento bacteriano, por lo que se deberá optimizar las condiciones de pH y temperatura para favorecer la formación de bacterias. (Ahmad et al., 2022b)

Nitrificación/Desnitrificación

La degradación de la materia orgánica en muchos casos da lugar a la aparición de otras especies o compuestos como son el amonio (NH_4^+), que debe ser retirado pues es tóxico incluso en bajas concentraciones. Mediante procesos de nitrificación-desnitrificación se pretende reducir el contenido en nitrógeno del agua residual, oxidando el amonio con la ayuda de bacterias autótrofas al nitrato en presencia de oxígeno y carbono inorgánico (nitrificación), seguido de una reducción a nitrato con bacterias heterótrofas al nitrógeno en ausencia de oxígeno y presencia de carbono orgánico (desnitrificación). Como resultado se obtiene nitrógeno molecular (N_2) que es uno de los gases inertes que componen la atmósfera.



Existen distintos tipos de configuración entre los que se destacan la configuración Wuhrmann y Ludzack-Ettiner modificada.

La configuración Wuhrmann (Figura 7) cuenta con un reactor aerobio en serie con un reactor anóxico, siendo necesaria la adición externa de carbono orgánico sobre el último reactor para conseguir realizar el proceso de desnitrificación. El efluente resultante de la desnitrificación pasa a un decantador secundario donde los fangos son recirculados al reactor aerobio para mantener una concentración elevada de biomasa.

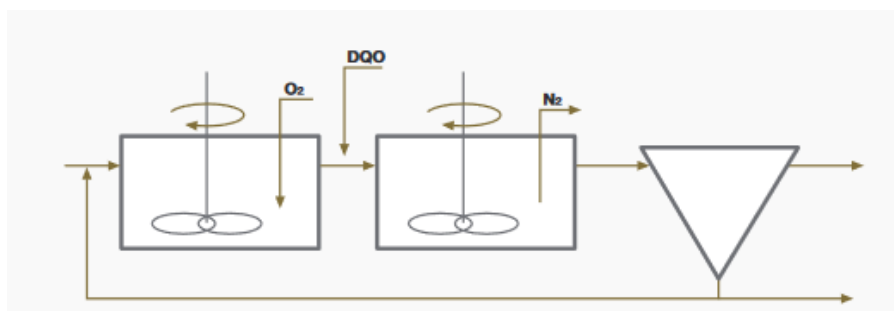


Figura 7. Diagrama de flujo con configuración tipo Wuhrmann (Adaptado de: Liu D. & Lipták B., 1999)

La configuración Ludzack-Ettiner (Figura 8) modificada integra dos reactores en serie, siendo el primer reactor anóxico donde se realizará la desnitrificación empleando como fuente de carbono orgánico los fangos recirculados del decantador secundario. A continuación, se encuentran el reactor aerobio en el que tendrá lugar la nitrificación, seguido del decantador secundario. Una porción de la corriente del reactor aerobio se recircula al reactor anóxico, con el objetivo de degradar la materia orgánica y oxidar el nitrógeno amoniacal a nitrato. (Liu D. & Lipták B., 1999)

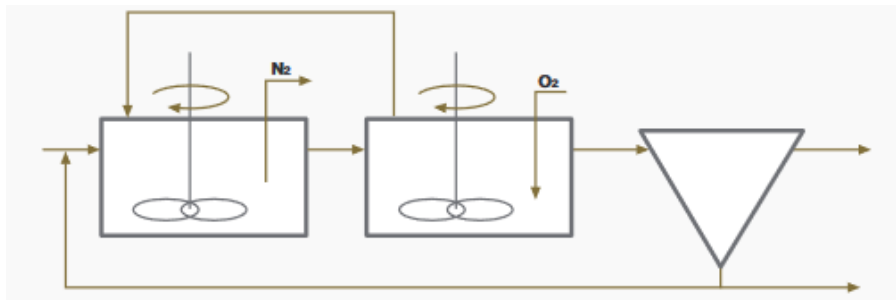


Figura 8. Diagrama de flujo con configuración tipo Ludzack-Ettiner (Adaptado de: Liu D. & Lipták B., 1999)

5.2. Tratamientos químicos

Neutralización

En ocasiones las aguas residuales contienen materiales ácidos o alcalinos que modifican la naturaleza de los compuestos volviéndolos ácidos o bases respectivamente. Por lo que, en muchas ocasiones, se emplea la neutralización como pretratamiento o paso previo para acondicionar el agua residual según las condiciones óptimas del proceso seleccionado para tratarla, como es el caso de la coagulación. En esta técnica, el pH es uno de los factores más importantes que rigen la tasa eliminación de la DQO.

Para ello se adicionará un ácido para neutralizar las aguas que sean alcalinas, mientras que se añadirá una base en el caso que las aguas sean ácidas con el objetivo de conseguir un pH neutro. (Youcai, 2018)

Coagulación/floculación

La precipitación química es uno de los pretratamientos para la eliminación de contaminantes más empleados actualmente, siendo capaz de reducir la concentración de metales a niveles adecuados. La precipitación química es un proceso de tres partes consistiendo en la coagulación, floculación y sedimentación.

El tratamiento de coagulación-floculación consiste en convertir la materia coloidal, que es muy estable, en partículas susceptibles de separación por sedimentación. Mediante la coagulación se desestabilizan las partículas coloidales, neutralizando las cargas eléctricas ya que estas originalmente están cargadas negativamente y tienden a repelerse. Para ello, se añaden componentes cargados positivamente para neutralizar dichas cargas y permitir la unión y formación de microfloculos. La floculación consiste en la agrupación de dichos microfloculos debido a la adición de un polielectrolito, haciendo de enlace entre los microfloculos, aglutinándose para formar macromoléculas que sedimentan más fácilmente. La coagulación debe ser un proceso de agitación rápido y vigoroso para que el coagulante se reparta uniformemente, mientras que la floculación es un proceso más lento y tranquilo para conseguir la formación de dichos macrofloculos que posteriormente por acción de la gravedad sedimentarán en un decantador.

También se puede llegar a separar los compuestos orgánicos mediante procesos de adsorción, siendo el más conocido el del carbón activo. En este proceso las sustancias disueltas en la interfase son atrapadas o retenidas en la superficie de un material, es decir, es la acumulación de materia en la superficie interfacial entre dos fases distintas que pueden ser entre un líquido y un gas, un sólido o entre dos líquidos diferentes. Se emplea usualmente como método de refinado de un lixiviado previamente tratado, consiguiendo reducir la cantidad de materia orgánica presente. El adsorbente dispone de macroporos, conocidos también como centros activos que será donde se instalarán los compuestos disueltos captados. Es un proceso exotérmico que se da de manera espontánea hasta que todos los centros activos estén ocupados, momento en el que el adsorbente se encuentra saturado y no admitirá a más compuestos. (Ismail et al., 2019)

Precipitación química

La precipitación química es la tecnología más común utilizada para eliminar metales iónicos disueltos de aguas residuales. Para ello, los metales iónicos reaccionan químicamente con un reactivo que los vuelve insolubles, y las partículas formadas se eliminarán por sedimentación y/o filtración.

La efectividad de este proceso depende de varios factores, incluyendo el tipo y concentración de los metales iónicos presentes en la solución, como el precipitante utilizado, las condiciones de operación y la presencia de otros compuestos que pueda inhibir la reacción.

El proceso de precipitación química más utilizado es de la precipitación de hidróxido, en la que los hidróxidos metálicos se forman por la adición de hidróxido de cal o hidróxido de sodio. Cada metal disuelto tiene un pH distinto para el cual se produce la precipitación, por lo que, el pH óptimo para que un metal precipite puede hacer que un metal solubilice o comience a volver a la solución. En conclusión, como las aguas residuales pueden tener distintos metales mixtos presentes en su composición, hacerlos precipitar puede ser un proceso complicado. (Lewinsky Allison A., 2007)

Adsorción

La adsorción en una interfaz ocurre cuando las moléculas de soluto establecen interacciones con el sustrato sin establecer enlaces covalentes. La adsorción a una superficie sólida puede ocurrir desde una fase gaseosa o desde una fase líquida, en donde la transferencia de soluto va a depender de la presión parcial o la concentración de la solución. La temperatura también va a influir sobre este proceso, puesto que conforme aumente la temperatura y en consecuencia la energía cinética de las moléculas aumentará la frecuencia de colisión con la superficie del adsorbente. El material sobre el que se produce la adsorción se denomina adsorbente, mientras que el soluto se llama adsorbato antes de someterse a la adsorción y adsorbato después de haber sido adsorbido. (Rao, 2018)

5.3. Tratamientos físicos

Evaporación de lixiviados

El objetivo de la evaporación es la separación de compuestos sólidos en el lixiviado de la fase líquida, y dependiendo del procedimiento empleado se puede distinguir entre procesos directos o indirectos. En los directos se emplea la energía del propio biogás que se está produce para evaporar mediante calentamiento el lixiviado, mientras que en los indirectos la energía que se transfiere al lixiviado para conseguir evaporarlo proviene de un intercambiador de calor.

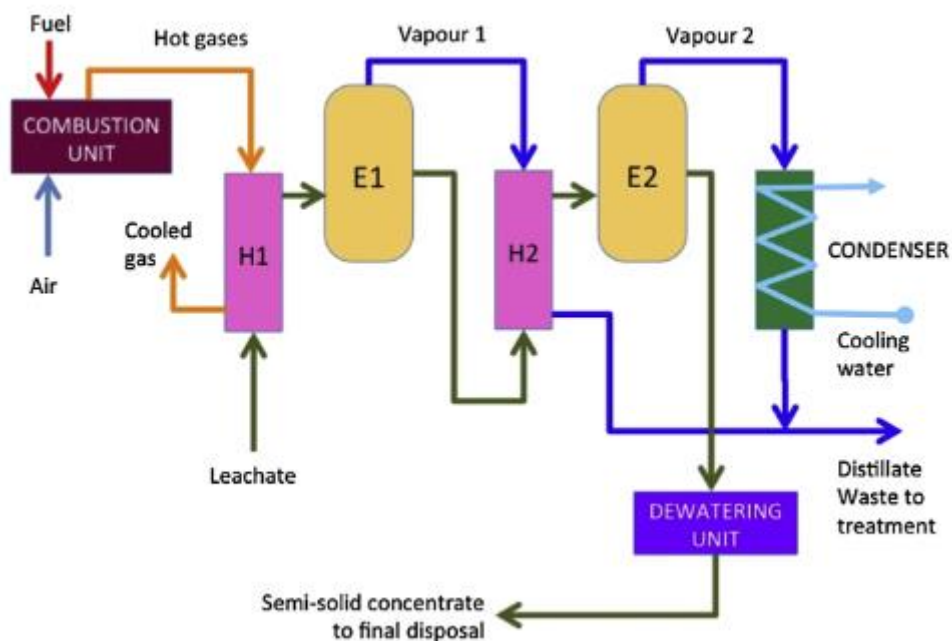


Figura 9. Esquema de un proceso genérico de evaporación de lixiviados. H representa el intercambiador de calor, E la unidad de evaporación (Cossu et al., 2018)

De acuerdo con la mayoría de las regulaciones ambientales vigentes, los procesos de evaporación son esenciales para que tratamiento del concentrado de la ósmosis inversa. Sin embargo, la evaporación directa de los lixiviados no se considera una opción totalmente viable, aunque en algunos casos muy específicos se pueda tener en cuenta. (Cossu et al., 2018)

Intercambio iónico

Comúnmente se aplicarán técnicas de intercambio iónico para la desmineralización de las aguas y su posterior ablandamiento, no obstante, su uso no está limitado a esta finalidad, sino que también se pueden emplear para eliminar otros iones disueltos como son los nitratos, metales o carbonatos. Este proceso se produce en la interfase entre un sólido y un líquido, es decir, entre la resina de intercambio iónico y el líquido a tratar. Conforme el efluente se pone en contacto con la resina, se reemplazan los iones de misma carga, intercambiando los iones inocuos de la resina por los que se desea eliminar disueltos en el agua residual.

Como las resinas tienen una cantidad de centros activos limitada, llegará un punto en que la resina se agotará y no podrá efectuar más intercambios perdiendo la capacidad de adsorber iones. Sin embargo, las resinas pueden ser sometidas a un proceso de regeneración recuperando su capacidad para intercambiar iones.

Este proceso es adecuado para separar metales en bajas concentraciones, eliminar aniones inorgánicos como halogenuros, sulfatos, nitratos y ácidos inorgánicos de modo que suele resultar útil como tratamiento de acabado de aguas residuales. (Sillanpää et al., 2023)

Membranas de filtración

La tecnología de membranas es un proceso que permite separar físicamente dos fases distintas principalmente por la diferencia de tamaño de los compuestos, limitando su transporte actuando como una barrea selectiva. Hay diferentes fuerzas impulsoras que determinan el flujo a través de una membrana, siendo las principales: el gradiente de presión, concentración y potencial eléctrico.

Las membranas no tienen por qué ser sólidas, sino que se pueden encontrar membranas en fase líquida, gaseosa, sólida o combinaciones de estas. Usualmente se pueden clasificar según:

- La naturaleza de la membrana, atendiendo a si es natural o sintética
- La estructura de la membrana y sus características morfológicas
- La fuerza impulsora empleada para hacer circular el flujo de materia
- El mecanismo de separación: Intercambio de iones, osmótica, adsorción y difusa o no selectiva (inerte)

En la filtración convencional el fluido que se filtra fluye perpendicular al medio filtrante y por ende las especies que quedan retenidas se van a ir acumulando en la interfase membrana-disolución, oponiéndose a la fuerza impulsora disminuyendo la eficacia del proceso. Mientras que en filtración con membranas el fluido a filtrar fluye paralelo a la superficie de la membrana, separándose en el permeado y retenido por acción de la fuerza impulsora. De esta forma se consigue reducir la torta que se va produciendo en la superficie de la membrana y se evita que la densidad de flujo disminuya excesivamente con el tiempo.

Generalmente, las membranas más conocidas industrialmente son las de ósmosis inversa (OI), nanofiltración (NF), ultrafiltración (UF), microfiltración (MF) y la electrodiálisis (ED), que a diferencia de las mencionadas anteriormente su fuerza impulsora no es el gradiente de presión sino el de potencial eléctrico. (Mulder M., 1996)

- **Electrodiálisis**

Mediante electrodiálisis se separan las especies iónicas del agua aplicando una diferencia de potencial eléctrico entre el ánodo y el cátodo. Para ello se introduce la solución en un compartimento con membranas de intercambio catiónico y aniónico, en las que los cationes tenderán a desplazarse hasta el cátodo mientras que los aniones tenderán a ir hacia el ánodo. De esta forma, cuando se encuentren con una membrana de intercambio catiónica solo se les permitirá el paso a los cationes, actuando como barrera para los aniones. Mientras que con las membranas de intercambio aniónico ocurrirá a la inversa, dejando solo pasar a los aniones e impidiendo el paso de los cationes. Como resultado se obtendrá un concentrado con los contaminantes que se han conseguido separar y una disolución de agua sin sustancias ionizadas disueltas.

Las membranas de intercambio iónico son geles que contienen polímeros con una carga iónica fija. Además, deben tener una baja resistencia eléctrica, para que sean muy conductoras y no ofrezcan resistencia al paso de corriente. También deben ser robustas, estables física y químicamente, pudiéndolas usar para una amplia gama de pH y en presencia de sustancias oxidantes. (Millet, 2023)

- **Microfiltración**

La microfiltración se emplea para separar principalmente sustancias coloides y partículas suspendidas usando como fuerza impulsora el gradiente de presiones. Es un proceso que se realiza a bajas presiones donde el mecanismo de retención es la diferencia del tamaño de poro, presentando intervalos que van desde 10 µm hasta 0,1 µm.

La estructura de estas membranas es microporosa de alta densidad, lo que le permite alcanzar altas tasas de filtración con pequeñas diferencias de presión. (Zeman & Zydney, 1996)

- **Ultrafiltración**

La ultrafiltración (UF) se suele emplear para separar macromoléculas (partículas de alto peso molecular) como las proteínas, contaminantes microbiológicos y sustancias coloidales aplicando como fuerza impulsora la diferencia de presiones transmembranal. El mecanismo de retención de estas membranas se basa en la diferencia del tamaño de poro. Las membranas de ultrafiltración presentan poros con diámetros desde 0,1 µm hasta 0,001 µm. En cuanto a su uso para el tratamiento de lixiviados, habitualmente se emplea como pretratamiento antes de la nanofiltración.

Para hablar de la selectividad de una membrana se emplea el concepto de MWCO (corte de peso molecular), que se entiende como el peso molecular del soluto que resulta en un rechazo del 90% de la membrana. El rango de MWCO de dichas membranas está entre 1 y 300 kDa. Cuanto más mayor es el MWCO de la membrana, eso indica que tiene una capacidad de rechazo menor y un tamaño de poro mayor. Generalmente, las membranas de ultrafiltración suelen ser asimétricas para minimizar la resistencia a la transferencia de materia. (Zeman & Zydney, 1996)

- **Nanofiltración**

La nanofiltración es un proceso de alta presión empleando membranas, cuyo rango de separación se encuentra entre la ultrafiltración y la ósmosis inversa. Puede retener partículas con tamaños de 0,1 nm a 0,001 µm. La nanofiltración se utiliza para el ablandamiento del agua, la eliminación de metales pesados de las aguas residuales, la descontaminación de aguas residuales, el pretratamiento antes de la ósmosis inversa, la eliminación de nitratos, la decoloración y más.

A diferencia de las membranas de ósmosis inversa y de ultrafiltración, la capacidad de retención de sal de las membranas de nanofiltración es mucho menor. Las membranas de nanofiltración también son selectivas de iones. (Schäfer et al., 2005)

- **Ósmosis Inversa**

Su tecnología se basa en el proceso de ósmosis, fenómeno que ocurre cuando dos soluciones de distinta concentración se ponen en contacto a través de una membrana semipermeable. Como resultado la solución más diluida tenderá a migrar hacia la solución más concentrada. Ejemplos de este fenómeno se pueden encontrar en la naturaleza, como es el caso de las raíces de las plantas cuando absorben el agua con sales del suelo o las propias células de los seres vivos.

Como consecuencia de la diferencia de concentración de contaminantes entre las soluciones, se generará una diferencia de presión osmótica de manera que el agua pasará desde la solución más diluida a la más concentrada, es decir, desde la corriente con una menor presión osmótica a la de mayor presión osmótica.

Mientras que la ósmosis directa funciona sin ningún aporte de energía externa, en la ósmosis inversa se consigue revertir el flujo osmótico natural mediante la aplicación de una presión superior a la osmótica sobre la solución de mayor concentración para permitir el paso del agua desde una solución concentrada hacia la otra solución diluida.

Las membranas de ósmosis inversa requieren una bomba para poder funcionar, donde la presión a aplicar va a depender de la concentración de contaminantes presentes en el agua, el rango de presión suele estar entre los 21 hasta los 70 según el tipo de membrana y su configuración. A mayor concentración de sales mayor presión va a ser necesaria para superar la presión osmótica. El agua producto que se obtiene de este proceso se la conoce como permeado o producto, mientras que la corriente de agua residual que contiene una mayor concentración de contaminantes se la conoce como la corriente de rechazo o concentrado.

Conforme el agua presurizada vaya pasando por la membrana semipermeable, las sales y otros contaminantes quedan retenidos para ser desechados en la corriente de concentrado, que puede volver a recircularse hacia la corriente de alimentación de la membrana para volver a reciclarlo y no tener que emplear tanta cantidad de agua. Por otro lado, el agua que logra pasar por la membrana tiene un contenido entre un 95% hasta 99% inferior de contaminantes presentes. Este proceso es capaz de eliminar sales disueltas, sustancias coloides, bacterias, pirógenos y materia orgánica, es decir, todas aquellas partículas que tengan un peso molecular superior a 200 g/mol serán rechazadas.

No obstante, este tipo de membranas no son capaces de eliminar gases, como puede ser el caso del CO₂, que puede llegar a reaccionar para formar ácido carbónico disminuyendo el pH a valores ácidos. Además, este proceso no es muy efectivo para la eliminación de aguas residuales con un alto contenido en materia orgánica, puesto que disuelve la membrana. Por eso antes de aplicar ósmosis inversa es necesario realizar algún tipo de pretratamiento para eliminar sustancias oxidantes como el hierro y el manganeso, así como reducir el contenido de materia orgánica a valores aceptables. Este problema se puede resolver añadiendo cloro o algún otro tipo de biocida. (Amjad, 1993)

Tipos de membrana

El material más empleado para la fabricación de membranas son los polímeros, al demostrar una gran estabilidad térmica y química, una buena resistencia mecánica y la capacidad para formar láminas planas o fibra hueca de membranas fácilmente. De esta forma, según los materiales empleados y su fabricación, se puede clasificar el tipo membrana según sean:

- Membranas laminares

En este tipo de membranas, la solución viscosa que contiene a los polímeros de cadena larga se adhiere a un material soporte plano y delgado formando así una película delgada. A continuación, se evapora el disolvente, de manera que el polímero sobresale de la solución, formando una matriz delgada y semisólida. Finalmente se sumerge la membrana en otro disolvente para que precipite el polímero restante, dando lugar a los poros de la membrana, formados por el enfriamiento brusco.

Como resultado se obtiene un soporte para las membranas de OI con tamaños de poro que oscilan entre 5 a 30 micras. Este tamaño viene determinado por la rapidez de sacado y los disolventes empleados. Además, como este tipo de membranas debe resistir una cierta presión, son dotadas de un sustrato con poros microscópicos que actúan de soporte mecánico.

Un ejemplo de este tipo de membranas es la TFC (*Thin film composite*), una membrana formada por dos compuestos, uno que actúa de barrera y otro como soporte capaz de resistir la presión de funcionamiento. La capa que actúa como barrera está compuesta por una poliamida aromática o alifática, que permite tratar caudales elevados, eliminando eficazmente las sales presentes. El soporte está compuesto por una resina polisulfonada, con una gran resistencia a la presión. Para fabricarla se deposita la resina sobre una película de poliéster y después se deposita la capa de poliamida.

- Membranas fibrilares

Estas membranas están constituidas por hilos que se obtienen a partir de poliamida aromática y sales inorgánicas, extrayéndolas, formando hilos a los que se les inyecta nitrógeno para mantener su integridad. Este proceso tiene lugar en sucesivas etapas de secado y extracción. Calentando el nitrógeno que se inyecta, se consigue evaporar el solvente presente en la fibra. El resto de solvente y sales presentes se elimina adicionando agua.

Para que la fibra tenga poros asimétricos es necesario mantener la fibra húmeda. Finalmente se somete a la fibra a un proceso de *annealing* para incrementar su resistencia a la deformación y mejorar la capacidad de separación de la membrana.

- Membranas cerámicas

Este tipo de membranas son más estables desde el punto de vista químico y físico en comparación a las membranas poliméricas, con una mayor resistencia térmica lo que permite que sean empleadas en ambientes más difíciles.

Generalmente, la estructura de las membranas cerámicas es asimétrica, consistiendo en un soporte macroporoso, uno o dos capas intermedias mesoporosas, y una capa superior

microporosa (o densa). La capa de soporte proporciona la fuerza mecánica, las capas intermedias actúan de unión para las diferencias de tamaño de poro entre el soporte y las capas superiores, y la capa superior delgada determina la separación. (Fane et al., 2011)

Módulos de membrana

Industrialmente, las membranas se fabrican en láminas, tubulares o fibras huecas. Para poder emplear estas membranas a gran escala, es necesario incorporarlas en módulos de membranas. Dicho módulo tiene dos objetivos principales: gestionar de manera eficaz los fluidos y servir de soporte para la membrana. Por ejemplo, las membranas laminares y tubulares no tienen un propio soporte por lo que deberán introducirse en un soporte poroso para resistir la presión aplicada y permitir la separación del permeado. Por otro lado, las membranas de fibras huecas actúan a la vez de soporte, pudiendo operar de adentro hacia fuera o a la inversa.

A continuación, se describen los tipos de módulos más empleados en la fabricación de membranas:

- Módulo en espiral (Figura 10): Este tipo de módulo se emplea principalmente en membranas de nanofiltración y de osmosis inversa. Se utilizan membranas de lámina plana selladas en tres lados para formar hojas unidas a un canal de permeado (tubo) a lo largo del borde no sellado de la hoja.

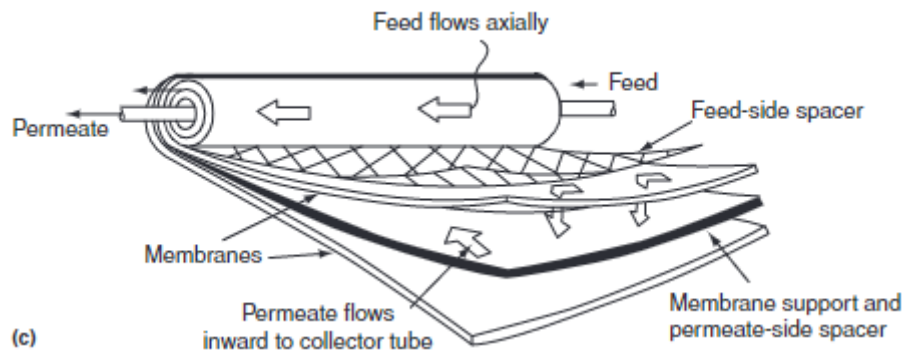


Figura 10. Esquema de un módulo en espiral (Fane et al., 2011)

- Módulo tubular (Figura 11): Tiene la superficie de la membrana en el interior del tubo. Este módulo tiene varias aplicaciones concretas a media escala.

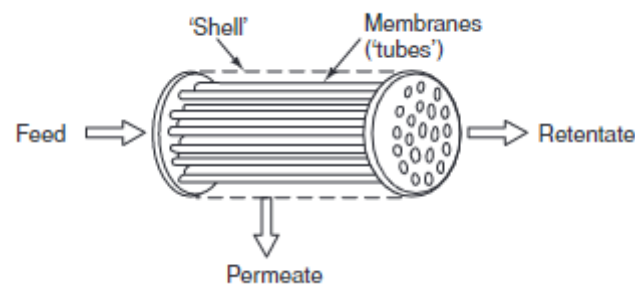


Figura 11. Esquema de un módulo tubular (Fane et al., 2011)

- Módulo de fibra hueca (Figura 12): Las membranas de fibra hueca se aguantan por sí solas, es decir, las paredes pueden ser lo suficientemente fuertes como para evitar el colapso o la rotura. Los módulos de fibra hueca están contenidos (filtración bajo presión) o sumergidos (filtración bajo succión). Puede funcionar con alimentación en el lado de la carcasa (de fuera a dentro) o con alimentación en el lumen (de dentro a fuera). (Fane et al., 2011)

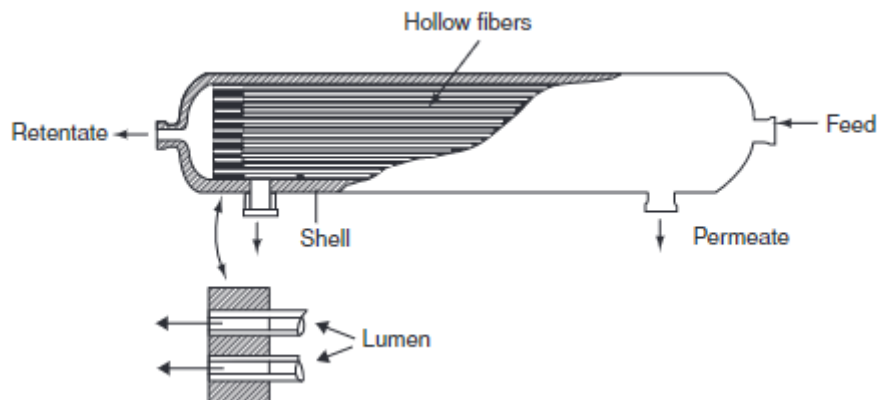


Figura 12. Esquema de un módulo de fibra hueca (Fane et al., 2011)

Estudiadas las diferentes técnicas más comunes para tratar lixiviados hoy en día, se valoran los puntos a favor y en contra de cada una de estas, con el objetivo de seleccionar aquel conjunto de procesos que resulte más beneficioso en función del tipo de lixiviado que se vaya a seleccionar. En definitiva, como al inicio de este trabajo se desconocía de la problemática de los lixiviados en relación con su edad, se decidió examinar el proceso en su conjunto, así como todos los tratamientos disponibles. A continuación, se adjunta la Tabla 4, en la que se da una visión general de los procesos para el tratamiento de lixiviados de vertedero.

Diseño de una planta de membranas para tratar lixiviados de vertedero con un caudal de 50 m³/día

Tabla 4. Visión general de los procesos de tratamiento de lixiviados de vertedero

Proceso	Tratamientos	Ventajas	Desventajas	Referencia
Biológico	Laguna aerobia	Un tratamiento eficaz y económico capaz de eliminar patógenos de los lixiviados.	El lixiviado tratado no satisface los requisitos para ser vertido a cauce público. Depende en gran manera de la temperatura.	(Huang et al., 2014a) (Bolyard & Reinhart, 2016) (Raghab et al., 2013)
	Reactor biológico secuencial (SBR)	Tratamiento con buena flexibilidad para adaptarse a todo tipo de procesos, ideal para la nitrificación-desnitrificación.	Efluente de baja calidad. Aumento del volumen de lodos producido o insuficiente separación.	(Chen, 2017)
Biológico	Reactor UASB	Tratamiento altamente efectivo con tiempos cortos de retención hidráulica, capaz de tratar volúmenes con alta carga orgánica. No depende de la temperatura.	Sensibilidad alta a sustancias tóxicas.	(Bharathiraja et al., 2016)
Químico	Coagulación/ Floculación	Eficaz para eliminar materia orgánica no biodegradable. Mejora la tasa de sedimentación de los flóculos.	Alto volumen de lodos producido. Aumento de la concentración de aluminio o hierro.	(Amor et al., 2015)
	Precipitación química	Eficaz en la eliminación de nitrógeno-amonio en lixiviados. Tiempo de reacción corto	Genera un gran volumen de lodo que necesita tratamiento adicional	(Huang et al., 2014b)
	Adsorción	Eficaz en la eliminación de metales tóxicos y compuestos orgánicos	No puede funcionar para un volumen grande de aguas residuales. Se puede llegar a formar incrustaciones de carbono y es un proceso costoso.	(Kumar et al., 2013)
Físico	Intercambio iónico	Elimina de forma eficaz impurezas metálicas de los lixiviados.	Alto coste operativo. Requiere de un tratamiento previo adecuado.	(Fudala-Ksiazek et al., 2018)
	Electrodialisis	Descompone eficazmente los compuestos orgánicos recalcitrantes.	Alto consumo energético. Relativamente caro	(Fudala-Ksiazek et al., 2018)
	Ultrafiltración	Eficaz en la eliminación de las macromoléculas y las partículas.	Depende en gran medida del tipo de material que constituye la membrana. Debe combinarse con otro tratamiento para la eliminación completa de los contaminantes presentes en el lixiviado	(Dolar et al., 2016a)

Diseño de una planta de membranas para tratar lixiviados de vertedero con un caudal de
50 m³/día

Proceso	Tratamientos	Ventajas	Desventajas	Referencia
Físico	Nanofiltración	Eficaz en la eliminación de compuestos orgánicos recalcitrantes y metales pesados.	Requiere un control eficiente del ensuciamiento de membrana.	(Simonič, 2017)
	Ósmosis inversa	Técnica eficiente desde el punto de vista energético para purificar agua residual.	Costosa. Requiere un tratamiento previo. Problemas asociados al ensuciamiento de la membrana.	(Kumar et al., 2013)

Una vez evaluadas todas las técnicas, se decide tratar un lixiviado estabilizado mediante un proceso de coagulación/floculación, disminuyendo la cantidad de materia orgánica biodegradable presente, seguido de un proceso de ultrafiltración, que actuará para reducir el riesgo de ensuciamiento en las membranas de nanofiltración que siguen, reduciendo la proporción de macromoléculas y metales pesados respectivamente. Para evitar el riesgo asociado al ensuciamiento será necesario establecer un sistema de limpieza para el conjunto de membranas.

6. LEGISLACIÓN APLICADA AGUAS RESIDUALES

La calidad de las aguas tanto para consumo humano como aquellas que deben ser vertidas a dominio público hidráulico, están reguladas por una serie de organismos en ámbito nacional como a nivel europeo.

Por el Real Decreto 646/2020, de 7 de julio, se fijan una serie objetivos con el fin de garantizar la seguridad de los vertederos y que no constituyan un riesgo para la salud de las personas o el medio ambiente, siendo la entidad explotadora la responsable de la vigilancia y análisis de la generación de lixiviados y control de la calidad de las aguas subterráneas cercanas al vertedero. Según la norma, los lixiviados que se generen deben ser recogidos aplicando técnicas para evitar su vertido, o bien pueden ser vertidos siempre que se cumplan los requisitos necesarios para ello.

Según el Real Decreto 1620/2007, de 7 de diciembre, se establece el régimen jurídico de la reutilización de las aguas depuradas. Se admite el uso de aguas reutilizadas para actividades como el riego agrícola, riego de parques y jardines, usos industriales, recarga de acuíferos, entre otros. Este decreto, también marca los criterios de calidad que deben cumplir las aguas regeneradas según los usos previstos. Al establecer un marco legal para la reutilización de estas aguas se promueve una alternativa sostenible para la gestión del agua.

Por la Ley de Aguas, aprobada por el Real Decreto Legislativo del 5/2013, de 11 de junio se establecen los cauces que constituyen el dominio público hidráulico del Estado, así como las normas de vertido, quedando explícitamente prohibido el vertido directo o indirecto de aguas y productos residuales susceptibles a contaminar las aguas continentales o de dominio público, a excepción de que cuente con autorización administrativa previa. Si se demuestra la existencia de un vertido no autorizado el Organismo de la cuenca podrá sancionar a la autoridad competente en función de los daños causados.

Por la directiva del 2000/60/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 23 de octubre se establece un marco comunitario de actuación en el ámbito de la política de aguas, dentro de la cual se incluyen un listado de medidas para tener en cuenta como es la directiva sobre el control de la contaminación (96/61/CE).

7. CONTRIBUCIÓN A OBJETIVOS DESARROLLO SOSTENIBLE

Los objetivos de Desarrollo Sostenible (ODS) constituyen un conjunto de 17 Objetivos que forman parte de la Agenda 2030 para el Desarrollo Sostenible, en la cual se establece un plan para en 15 años lograr poner fin a la pobreza, proteger el planeta y mejorar las vidas y las perspectivas de las personas en todo el mundo. Si bien no se está progresando al ritmo esperado en muchos lugares, se espera que durante esta década todos los sectores de la sociedad se movilicen a **nivel mundial** para garantizar un mayor liderazgo, recursos y soluciones más ingeniosas; a **nivel local incluyendo** las transiciones necesarias en la política, los presupuestos e instituciones gubernamentales; y a **nivel personal** incluyendo a la juventud, la sociedad civil, los medios de comunicación y el sector privado. Con este propósito la década 2020 – 2030 es fundamental para lograr hacer frente a la creciente pobreza, empoderar a mujeres y niñas y afrontar la emergencia climática.

A continuación, en la siguiente imagen (Figura 13) se especifican los indicadores de los objetivos de desarrollo sostenible.



Figura 13. Indicadores de los ODS de la Agenda 2030 (Gobierno de Aragón, 2022)

A continuación, se enuncian los objetivos de la Agenda 2030 en los que este trabajo de final de grado contribuye y promueve.

- **3. Salud y bienestar.**

La finalidad de este objetivo es garantizar una vida sana y promover el bienestar de todos a todas las edades. Si bien la esperanza de vida sigue aumentando en todo el mundo, aún se requiere hacer frente a factores ambientales que contribuyen a una salud deficiente, como la contaminación del aire y la falta de agua y saneamiento.

De esta forma, como con el tratamiento de lixiviados se evita la percolación de contaminantes en aguas subterráneas que puedan llegar a ser empleadas para el abastecimiento de asentamientos humanos, se pueden evitar enfermedades asociadas a su consumo directo e indirecto, como podría ser al emplearse con el ganado o riego de cultivos.

- **6. Agua limpia y saneamiento**

La finalidad de este objetivo es garantizar la disponibilidad y gestión sostenible del agua y saneamiento para todos. La demanda de agua potable ha superado el crecimiento demográfico y la mitad de la población mundial sufre escasez de agua al menos durante un mes al año. Además, la mayoría de los ríos de África, Asia y América Latina presenta una mayor contaminación que en la década de los 90.

Por esta razón es esencial incrementar el tratamiento de aguas residuales como se plantea en este trabajo de fin de grado, protegiendo así los ecosistemas de agua dulce. Con este fin, se plantea una solución que a su vez se rige por la normativa actual, asegurando la calidad y descontaminación del agua, evitando los vertidos ilegales de lixiviados y minimizando el riesgo contraer enfermedades.

Por otro lado, a raíz del cambio climático y la naturaleza árida del país, es importante gestionar de forma eficiente todos recursos hídricos que se disponen con el fin de evitar la desertificación del suelo, restableciendo todos aquellos ecosistemas relacionados con el agua.

- **9. Industria, innovación e infraestructura.**

La finalidad de este objetivo es construir infraestructura resiliente, promover la industrialización inclusiva y sostenible y fomentar la innovación, lo que puede desencadenar en economías que generen empleo e ingresos.

Con este proyecto se pretende poner en marcha nuevas técnicas innovadoras que conlleven construir infraestructura promoviendo así la industria química y sus derivados.

- **14. Vida submarina**

La finalidad de este objetivo es conservar y utilizar sosteniblemente los océanos, mares y recursos marinos para el desarrollo sostenible, puesto que la vida depende de los océanos al estos constituir el ecosistema más grande del planeta.

Así pues, como con este trabajo se plantea recoger todos los lixiviados que se generen en un vertedero, evitando que el agua percole a aguas subterráneas y/o superficiales, se reduce la cantidad de contaminantes a los que están expuestos la vida submarina de tanto aguas dulces como saladas. Previniendo la exposición a dichos contaminantes al consumir pescado y animales marinos.

- **15. Vida de ecosistemas terrestres**

La finalidad de este objetivo es proteger, restablecer y promover el uso sostenible de los ecosistemas terrestres, gestionar sosteniblemente los bosques, luchar contra la desertificación, detener e invertir la degradación de las tierras y detener la pérdida de biodiversidad.

Así pues, como con este trabajo se recogen los lixiviados generados, se evita la contaminación de aguas superficiales y/o subterráneas receptoras de ese efluente, evitando problemas para el medio ambiente y el ecosistema de colindante al vertedero.

Diseño de una planta de membranas para tratar lixiviados de vertedero con un caudal de 50 m³/día

A continuación, en la Tabla 4 se expone el grado de relación del trabajo con los Objetivos de Desarrollo Sostenible (ODS)

Tabla 5. Grado de relación del trabajo con los Objetivos de Desarrollo Sostenible (ODS)

Objetivos de Desarrollo Sostenibles	Alto	Medio	Bajo	No Procede
ODS 1. Fin de la pobreza.				X
ODS 2. Hambre cero.				X
ODS 3. Salud y bienestar.	X			
ODS 4. Educación de calidad.				X
ODS 5. Igualdad de género.				X
ODS 6. Agua limpia y saneamiento.	X			
ODS 7. Energía asequible y no contaminante.			X	
ODS 8. Trabajo decente y crecimiento económico.			X	
ODS 9. Industria, innovación e infraestructuras.	X			
ODS 10. Reducción de las desigualdades.				X
ODS 11. Ciudades y comunidades sostenibles.		X		
ODS 12. Producción y consumo responsables.		X		
ODS 13. Acción por el clima.		X		
ODS 14. Vida submarina.	X			
ODS 15. Vida de ecosistemas terrestres.	X			
ODS 16. Paz, justicia e instituciones sólidas.				X
ODS 17. Alianzas para lograr objetivos.				X

8. DESCRIPCIÓN DE LA SOLUCIÓN APORTADA

Después de evaluar todas las técnicas disponibles, se trata el lixiviado estabilizado utilizando un proceso de coagulación/floculación para reducir la cantidad de materia orgánica biodegradable presente. A continuación, se emplea un proceso de ultrafiltración para minimizar el ensuciamiento en las membranas de nanofiltración que se utilizarán posteriormente. Este enfoque ayuda a reducir la proporción de macromoléculas y metales pesados en el lixiviado para cumplir con la legislación vigente del Real Decreto 1620/2007, que establece el vertido y la reutilización del agua tratada para determinadas situaciones como es el riego de los campos, siempre y cuando se cumplan con las condiciones de calidad establecidas por el organismo de la cuenca o la autoridad competente. Esto tiene por objetivo garantizar que el agua tratada cumpla con los estándares adecuados para su uso previsto y no represente riesgos para la salud pública o el medio ambiente.

A diferencia de otras técnicas estudiadas, este conjunto de tratamientos presenta ventajas significativas. En primer lugar, no es sensible a sustancias tóxicas, lo que garantiza la eficacia del proceso de tratamiento incluso en presencia de contaminantes nocivos. Además, el sistema no genera efluentes de baja calidad, lo que significa que el agua tratada cumple con los estándares requeridos y puede ser utilizada de manera segura según el Real Decreto de 1620/2007, de 7 de diciembre.

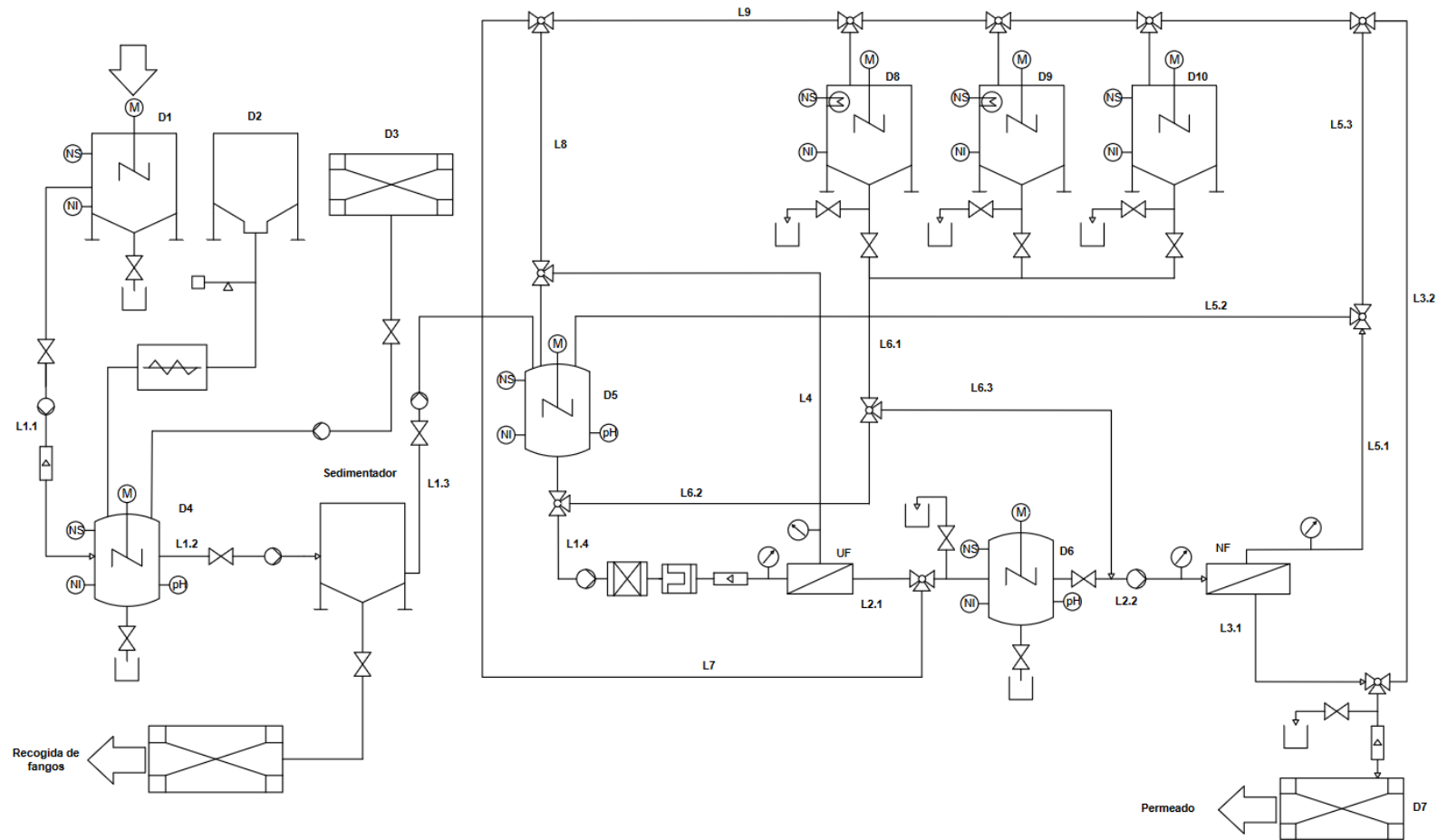
Otra ventaja importante es que este conjunto de tratamientos tiene un bajo costo operativo. Esto significa que los gastos asociados al mantenimiento y operación del sistema son más accesibles en comparación con otras alternativas estudiadas. Además, el enfoque también tiene un bajo consumo energético, lo que contribuye a la sostenibilidad del proceso de tratamiento. Estas características lo convierten en una solución eficiente y económicamente viable para el tratamiento del lixiviado.

Sin embargo, para prevenir el riesgo de ensuciamiento, es fundamental implementar un sistema de limpieza para el conjunto de membranas utilizado en el proceso de ultrafiltración y nanofiltración. Este sistema de limpieza garantizará un funcionamiento óptimo y prolongado del sistema de tratamiento. Al establecer un sistema de limpieza para el conjunto de membranas, se asegura que el sistema de tratamiento continúe funcionando eficientemente, evitando la obstrucción de las membranas y garantizando una calidad de agua tratada constante y confiable.

En definitiva, esta combinación de procesos ofrece una solución integral y efectiva para tratar el lixiviado y garantizar la calidad del agua tratada.

La instalación se diseña para tratar un caudal de 50 m³/día de lixiviados. A continuación, en la Figura 14, se expone el diagrama de flujo de la instalación.

Diseño de una planta de membranas para tratar lixiviados de vertedero con un caudal de 50 m³/día



Tolva	Tanques con agitación	Depósito con fondo cónico	Filtro de cartucho	Tornillo sin fin	Válvula	Válvula de tres vías	NI Sensor de nivel inferior	NS Sensor de nivel superior	Manómetro	Calentador

Figura 14. Diagrama de flujo de la instalación

Para ello, inicialmente se recoge el caudal total diario en un tanque de almacenamiento (D1) desde donde se impulsará el agua residual hasta el tanque de coagulación (D4) donde se realizará la etapa de tratamiento fisicoquímico. Previa a la coagulación es necesario regular el pH de la mezcla, para que la fase de coagulación pueda realizarse en condiciones óptimas, para obtener porcentajes de eliminación superiores. Para ello se dispone de una tolva (D2) y una báscula que suministrarán el carbonato cálcico necesario para aumentar el pH de la mezcla por medio de un tornillo sin fin. Por otro lado, se dispone de un tanque de almacenamiento para el coagulante (D3) que suministrará tricloruro férrico hasta el tanque donde se realiza la coagulación (D4).

A continuación, el agua tratada pasa a un sedimentador donde se deja reposar la mezcla durante 1 hora para poder eliminar los sólidos suspendidos que se van depositando al fondo del tanque. Una vez pasado este tiempo, se abre una compuerta situada en la parte inferior del tanque para poder separar los fangos generados del agua clarificada. Seguidamente este caudal pasa a un tanque de homogeneización (D5), donde no solo se recoge este caudal de entrada, sino también los rechazos de las membranas de ultrafiltración y nanofiltración.

Desde ese tanque de homogeneización (D5) se impulsa el caudal de agua a tratar a una membrana de ultrafiltración (UF), pero previamente se hará pasar por un filtro de arena seguido de un filtro de cartucho, con el objetivo de disminuir la mayor cantidad posible de sólidos suspendidos o material fibroso, ya que el rendimiento de las membranas se ve gravemente afectado ante la presencia de suciedad. El concentrado de la ultrafiltración se redirige al tanque de homogeneización (D5), mientras que el permeado pasa a un tanque intermedio (D6) localizado entre las membranas de ultrafiltración y nanofiltración. La función de este tanque es recoger el permeado obtenido en la ultrafiltración, en el caso de que fuera absolutamente necesario limpiar las membranas de nanofiltración previamente a su tratamiento, por ejemplo.

Desde ese tanque intermedio (D6) se impulsa el caudal hasta las membranas de nanofiltración (NF). El concentrado de la nanofiltración se recircula hasta el tanque de homogeneización (D5), al igual que el concentrado de la ultrafiltración, mientras que el permeado se recoge en un tanque de almacenamiento (D7). Hasta aquí se consideraría el tratamiento de lixiviados procedentes de vertederos de residuos sólidos urbanos estabilizados. Sin embargo, como se emplean membranas es necesario diseñar un sistema de limpieza para las membranas, que funcione como dos circuitos independientes para el módulo de ultrafiltración y nanofiltración respectivamente.

Para la limpieza de las membranas se dispone de tres tanques distintos que contienen hidróxido sódico (D8), ácido clorhídrico (D9) y agua osmotizada (D10). Estos tres tanques suministrarán los reactivos necesarios para realizar la limpieza en cada uno de los módulos de membranas, y a su vez el permeado y concentrado de la limpieza se recirculará al depósito correspondiente de limpieza que se esté utilizando, cerrando y abriendo las válvulas repartidas a lo largo de la instalación. Por recomendación del fabricante de las membranas, se realizará un primer enjuague con agua, seguido de una limpieza durante 30 minutos en la que se recirculará ácido clorhídrico, y en el caso de que cambie el color de la disolución se desecharía gracias a las válvulas localizadas en la instalación. A continuación, se lavan las membranas con agua y se realiza una segunda recirculación, pero esta vez de hidróxido sódico. Finalmente, se vuelven a pasar agua osmotizada por los módulos de membranas para verificar si se ha recuperado la permeabilidad inicial de las membranas.

9. DISEÑO DE LA INSTALACIÓN

Conocidas las distintas composiciones del lixiviado dependiendo de su edad, se elige un lixiviado estabilizado para tratar. Este se caracteriza por bajas concentraciones de materia orgánica, un contenido alto en amoníaco y otros nitratos, y un bajo contenido en metales pesados. Para ello, se va a tratar el agua residual mediante un sistema de coagulación, para hacer precipitar a los metales pesado y sólidos suspendidos; seguido un proceso de filtración mediante membranas de ultrafiltración; seguido de un proceso de filtración por membranas de nanofiltración para eliminar los compuestos orgánicos e inorgánicos que restan. Además, va a ser necesario un sistema de limpieza para alargar la vida útil de las membranas.

Para poder realizar todos los cálculos necesarios para obtener cada una de las corrientes a tratar, así como las condiciones operativas de la planta diseñada en este trabajo, se ha realizado una búsqueda bibliográfica tanto de artículos científicos, libros, pag. web, etc.

Para la caracterización del lixiviado se van a tener en cuenta los valores obtenidos para una muestra de lixiviado estabilizado obtenida del vertedero de Jakuševac, localizado en Croacia, tal como se puede observar en la tabla 6.

Tabla 6. Caracterización de un lixiviado estabilizado de Jakuševac (Dolar et al., 2016b)

Parámetro	Valor
Color	Marrón oscuro
DQO (mg/L)	1380
$NH_4^+ - N$ (mg/L)	665,2
Turbidez (NTU)	100
pH	7,94
TOC (mg/L)	1164,6
Conductividad ($\mu S/cm$)	8630
Cl^- (mg/L)	10483,84
F^- (mg/L)	5,03
NO_2^- (mg/L)	1390,60
NO_3^- (mg/L)	119,91
SO_4^{2-} (mg/L)	199,26
Br^- (mg/L)	7,60
Ag (mg/L)	$4,39 \cdot 10^{-3}$

9.1. Tratamiento fisicoquímico

Para que el proceso de coagulación-floculación sea realizado en condiciones óptimas, en los ensayos experimentales reportados por varios autores, en función del coagulante empleado es necesario ajustar el pH. Por ejemplo, a pHs bajos puede suceder que se formen menos flóculos de lo esperado, evitando que el proceso de coagulación tenga lugar. Mientras que a pH altos puede que las partículas que hayan coagulado se dispersen. El tamaño de las partículas coaguladas también se ve afectado por el pH, así como el tiempo de sedimentación. Por esta razón, el pH óptimo para la coagulación debe determinarse experimentalmente.

En el caso de emplear tricloruro férrico ($FeCl_3 \cdot 6H_2O$), para reducir la DQO, el color y el TSS aproximadamente un 65%, 79% y 95%, respectivamente, es necesario realizar la coagulación a un pH de 10 según estudios realizados previamente (Tatsi et al., 2003), en los que se obtuvieron resultados comparables a otros ensayos realizados empleando el mismo coagulante. (Trebouet et al., 2001) (Košutić et al., 2014) (Moradi & Ghanbari, 2014)

Según (Trebouet et al., 2001) al emplear tricloruro férrico como coagulante para tratar lixiviados estabilizados para compuestos con pesos moleculares superiores a 5000 mg/L son eliminados, mientras que aquellos compuestos que contribuyen al DQO son inferiores a 500 Da. Sin embargo, según (Chian, 1977) la coagulación no afecta en gran medida a compuestos de tipo fúlvico.

9.1.1. Ajuste del pH

Dado que inicialmente el lixiviado a tratar tiene un carácter neutro, entorno a las 7,9 unidades de pH, es necesario aumentar ese valor hasta el óptimo aconsejado de 10 unidades de pH (Tatsi et al., 2003). Puesto que se va a tratar un caudal de 50 m³/día, se obtiene primero los moles que hay en 50 m³, para poder conocer la cantidad de base que se debería adicionar.

- pH inicial = 7,9

$$pH_{inicial} + pOH = 14 \quad \rightarrow \quad pOH = 14 - 7,9 = 6,1$$

$$[OH^-] = 10^{-pOH} = 10^{-6,1} = 7,943 \cdot 10^{-7} \text{ mol/l}$$

$$\text{mol } OH_{inicial}^- = 7,943 \cdot 10^{-7} \frac{\text{mol}}{\text{l}} \cdot \frac{1000 \text{ l}}{1 \text{ m}^3} \cdot 50 \text{ m}^3 = 0,039 \text{ mol}$$

- pH final = 10

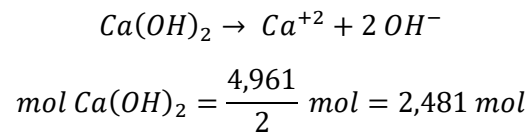
$$pH_{final} + pOH = 14 \quad \rightarrow \quad pOH = 14 - 10 = 4$$

$$[OH^-] = 10^{-pOH} = 10^{-4} = 1 \cdot 10^{-4} \text{ mol/l}$$

$$\text{mol } OH_{final}^- = 1 \cdot 10^{-4} \frac{\text{mol}}{\text{l}} \cdot \frac{1000 \text{ l}}{1 \text{ m}^3} \cdot 50 \text{ m}^3 = 5 \text{ mol}$$

$$\text{mol } OH_{adicionar}^- = \text{mol } OH_{final}^- - \text{mol } OH_{inicial}^- = 5 - 0,039 = 4,961 \text{ mol}$$

Luego es necesario añadir una cantidad de 4,961 moles de iones de [OH⁻]. Siguiendo el mismo procedimiento que los estudios aportados por (Tatsi et al., 2003), se va a emplear como base hidróxido de calcio (Ca(OH)₂). Como este compuesto se descompone para dar dos moles de ión (OH⁻), solo se añadirá la mitad de los moles de hidróxido calculados previamente, es decir:



Teniendo en cuenta el peso molecular del hidróxido de calcio se puede calcular la cantidad que sería necesario adicionar para tratar 50 m³:

$$\text{gramos Ca(OH)}_2 = 2,481 \text{ mol} \cdot 74 \text{ g/mol} = 183,557 \text{ gr}$$

9.1.2. Coagulación

La coagulación se va a realizar en un depósito individual en el que se mezclará la corriente de entrada junto con la de coagulante, obteniéndose así una corriente de salida, suma de las dos anteriores. Para el coagulante se va a emplear FeCl₃, ya que en los ensayos bibliográficos se obtuvieron porcentajes de eliminación relativamente altos de sólidos en suspensión de naturaleza orgánicas, y a su vez de demanda química de oxígeno (DQO). De esta manera se consiguen porcentajes bajos en sustancias de naturaleza orgánica, con el fin de minimizar el ensuciamiento de la membrana.

Según (Tatsi et al., 2003), para poder realizar la coagulación en condiciones óptimas es necesario tener en cuenta tres etapas: una etapa inicial de mezcla rápida durante 5 minutos a 200 rpm, una siguiente etapa de mezcla lenta durante 55 min a 60 rpm, y una última etapa final de asentamiento durante una 1 h sin mezcla alguna. Las dos primeras etapas se van a realizar en el tanque de coagulación, mientras que la última tendrá lugar en un tanque de sedimentación para facilitar el asentamiento de las partículas coloides.

Se ha considerado un caudal de entrada de 50 m³/día de agua residual que no posee coagulante alguno, y un caudal de salida con una concentración de 2 g/l de FeCl₃ · 6H₂O, siendo esta la concentración óptima que se obtuvo en el estudio de (Tatsi et al., 2003). Conociendo la concentración de coagulante que se pretende suministrar como caudal de entrada, se puede calcular tanto el caudal de salida como el caudal de entrada de coagulante aplicando un balance de materia.

Como coagulante (FeCl₃ · 6H₂O) se va a emplear el producto de la casa Sigma Aldrich que se comercializa en estado sólido con una riqueza del 97%, por lo que será necesario emplear un dosificador en el tanque de coagulante para poder obtener una concentración de entrada de coagulante de 1,5 kg/l.

$$Q_{diseño} + Q_{FeCl_3 \cdot 6H_2O} = Q_{salida 1}$$

$$Q_{diseño} \cdot 0 + Q_{FeCl_3 \cdot 6H_2O} \cdot C_{FeCl_3 \cdot 6H_2O \text{ comercial}} = Q_{salida 1} \cdot C_{FeCl_3 \cdot 6H_2O \text{ papers}}$$

$$50 \text{ m}^3/\text{dia} + Q_{FeCl_3 \cdot 6H_2O} = Q_{salida 1}$$

$$Q_{diseño} \cdot 0 + Q_{FeCl_3 \cdot 6H_2O} \cdot 1500 \text{ g/l} = Q_{salida 1} \cdot 2 \text{ g/l}$$

Resolviendo el balance de materia se obtiene que es necesario trasegar un caudal de coagulante ($Q_{FeCl_3 \cdot 6H_2O}$) de 0,067 m³/día, obteniéndose un caudal de salida ($Q_{salida 1}$) de 50,067 m³/día. Como el caudal de salida es prácticamente igual al de entrada, se considera que el caudal de coagulante dosificado es depreciable.

9.1.3. Sedimentador

Para calcular el área superficial necesaria para obtener una buena sedimentación de las partículas en suspensión tras el tratamiento de coagulación-floculación, se debe tener en cuenta la velocidad ascensional de las partículas. En este caso se supone una velocidad de 1,5 m³/(m² · h), y como el caudal de entrada es el mismo que el caudal de diseño, se calcula el área superficial como:

$$A_s = \frac{Q_{diseño}}{v_s} = \frac{50 \text{ m}^3/\text{dia}}{1,5 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})} \cdot \frac{1 \text{ dia}}{24 \text{ h}} = 1,392 \text{ m}^2$$

Se opta por emplear un decantador del fabricante REMOSA, que consta con una capacidad de 3 m³ y unas dimensiones de 2,78 m de altura y 1,75 m de diámetro superior.

9.2. Filtro de arena

Antes de tratar el agua residual mediante membranas, es necesario emplear un filtro como pretratamiento. Como previamente ya se ha realizado un primer tratamiento fisicoquímico, un filtro de arena será suficiente para proteger las membranas de partículas grandes, puesto que sin un prefiltrado adecuado puede haber un ensuciamiento excesivo que pueda llevar a daños irreparables que lleven a un reemplazo prematuro y costoso de la membrana.

En estos filtros, el agua residual fluye verticalmente a través de un fino lecho de arena y/o grava. Las partículas se eliminan por adsorción o encapsulación física y si hay una pérdida de presión excesiva en el filtro, debido a un excesivo ensuciamiento, el filtro debe enjuagarse. Por otro lado, el rendimiento del filtro vendrá predeterminado por la filtración superficial y la filtración en

profundidad. En la filtración superficial se consideran partículas recolectadas por encima del lecho filtrante. Estas partículas se juntan formando pedazos macro porosos, capaces de captar a más nuevas partículas. En la filtración en profundidad normalmente se consideran partículas más pequeñas y difíciles de recolectar, que están unidas mediante adsorción a las partículas de arena. Por ello, será más fácil retirar la suciedad de la filtración superficial en comparación con la suciedad de la filtración en profundidad.

El lecho filtrante puede estar constituido por una o más capas, con flujo ascendente o descendente. A su vez, esta operación puede ser semicontinua (donde la filtración y el lavado ocurren secuencialmente) o continuo (donde la filtración y el lavado se realizan simultáneamente). El problema de los filtros semicontinuos es que solamente pueden operar hasta que el ensuciamiento es tal que limita a pérdida de cargas y es absolutamente necesario lavar el filtro para mantener las condiciones de operación.

La velocidad hidráulica de los filtros de arena discontinuos varía entre 3 y 20 m³/m²/h, en donde la velocidad de flujo vendrá predeterminada por las condiciones de operación de la instalación. Normalmente, los filtros de arena lenta tienen una carga superficial de 0,1 y 0,2 m³/m²/h. (Brinkmann et al., 2016) (VITO-SCT, 2009)

Por estas razones, se propone emplear un filtro de arena de la casa comercial Lama, que tiene una altura de 0,35 m, diámetro de 0,5 m, y puede llegar a trabajar hasta presiones de 8 kg/cm².

9.3. Filtro de cartucho

Con el fin de conseguir un mayor porcentaje de eliminación de contaminantes previo al tratamiento por membranas se van a emplear conjuntamente un filtro de arena con un filtro de cartucho, para minimizar el riesgo de ensuciamiento de las membranas, eliminando contaminantes como partículas suspendidas, sedimentos o químicos, y cuando el filtro está diseñado con materiales activos es capaz de eliminar compuestos orgánicos; mejorando la productividad del sistema y prolongando la vida útil de las mismas.

En el caso de las membranas de nanofiltración al no ser porosas y no poder lavarse a contracorriente, deben utilizar una prefiltración más fina para minimizar la exposición de la membrana a partículas de gran tamaño. En este caso, según el SDI (Slit Density Index), que sirve para medir el potencial ensuciamiento de la membrana según las partículas suspendidas, se establecen unos sistemas de prefiltración, como se muestra en la Tabla 8.

Tabla 8. Sistemas de prefiltración necesarios para NF según el valor SDI

Valor SDI del agua de alimentación	Prefiltración propuesta	Rangos de prefiltración
≤5	Filtros de cartucho	5 – 20 μm
>5	MF/UF	0,1 – 0,01 μm

Es decir, al tener un SDI superior a 5 previo al tratamiento por membranas, se ha aplicará un pretratamiento mediante un filtro de arena y de cartucho seguido por el proceso de ultrafiltración para reducir la cantidad de partículas suspendidas por recomendación del proveedor.

Por estos motivos, se propone emplear un filtro de cartucho de carbón modelo QUALICARB™ C del fabricante Siebec, capaz de eliminar contaminantes de hasta 5 micras La carcasa del filtro está fabricada con polipropileno y el filtrado se realiza mediante fibras de carbono, cuyos residuos no se transferirán al agua tratada al disponer de un filtro interno. Se escoge el modelo Q_{carb} – 30 DOE, con unas dimensiones de 67 mm x 762mm, que, a diferencia de otros filtros, tiene una pérdida de carga iniciales reducidas.

9.4. Tratamiento por membranas

Posterior al proceso fisicoquímico se va a emplear un sistema de membranas para conseguir reducir el máximo posible la cantidad de sólidos suspendidos y materia orgánica aún presente en el agua tratada.

9.4.1. Ultrafiltración

En el tratamiento previo a las membranas de nanofiltración, se va a emplear un módulo de ultrafiltración tubular de la casa comercial Pentair. En concreto, se van a utilizar un módulo de membrana de la serie X-Flow, capaz de eliminar partículas superiores a los 150 hasta 200 kDa, llegando a separar toda la turbidez, bacterias y virus, así como microorganismos como Cryptosporidium y Giardia (Lizardi et al., 2010)

En concreto, se va a utilizar el modelo Compact 32V, después considerar los modelos disponibles que tenía la casa comercial Pentair para el tratamiento de aguas residuales. A continuación, en la Tabla 7 se muestran las especificaciones para el modelo de membrana Compact 32V, X-Flow.

Tabla 7. Especificaciones técnicas de la membrana Compact 32V, X-Flow (Pentair, 2012)

Fabricante	Pentair
Tipo de membrana	Membrana tubular
Material	Polietersulfona /Polivinilpirrolidona (PES/PVP)
Área efectiva de la membrana	32 m ²
Temperatura de trabajo máxima	32 °C
Presión de trabajo máxima	4 bar
Caudal de trabajo máximo	29,3 m ³ /h
Rango de trabajo de pH	1 - 13
Máximo SDI en la alimentación	SDI < 3

Diseño de una planta de membranas para tratar lixiviados de vertedero con un caudal de 50 m³/día

*SDI= Silt Density Index. Es el índice de densidad de coloides, es decir, una medida que indica el grado de ensuciamiento en las membranas por partículas coloidales

El caudal de permeado y concentrado se calculan conociendo que el rendimiento de esta operación es de alrededor del 70%, es decir se obtendrá una conversión del 70% respecto el caudal de entrada.

$$Q_{trabajo} = 50 \frac{m^3}{dia} \cdot \frac{1 dia}{24 h} = 2,083 \frac{m^3}{h}$$

$$Q_{permeado} = Q_{trabajo} \cdot \eta = 2,083 \frac{m^3}{h} \cdot 0,7 = 1,458 \frac{m^3}{h}$$

$$Q_{concentrado} = Q_{trabajo} - Q_{permeado} = 2,083 \frac{m^3}{h} - 1,458 \frac{m^3}{h} = 0,625 \frac{m^3}{h}$$

Para calcular el área de membrana total que se necesita, se va a tomar como densidad de flujo aquella que se establece en los ensayos científicos, en este caso su valor será de 50 L/(h · m²) según se indica en el manual del fabricante Pentair. (Pentair, 2012)

$$J_p \left(\frac{L}{h \cdot m^2} \right) = \frac{V_{muestra}}{Tiempo \cdot A_{Total\ membrana}}$$

$$A_{Total\ membrana} = \frac{V_{muestra}}{Tiempo \cdot J_p} = \frac{Q_{permeado}}{J_p} = \frac{1458 l/h}{50 L/(h \cdot m^2)} = 29,16 m^2$$

Sabiendo que el área efectiva de cada membrana es 32 m², se puede calcular el número de membranas total que se debería utilizar como:

$$n^{\circ} membranas = \frac{A_{Total\ membrana}}{A_{membrana}} = \frac{29,16 m^2}{32 m^2} = 0,911 membrana$$

Es decir, con únicamente 1 membrana tubular de ultrafiltración sería suficiente. Como se ha aproximado el número de membranas a 1, se recalcula el área de la instalación de nuevo para conocer el caudal real.

$$J_{p\ final} \left(\frac{L}{h \cdot m^2} \right) = J_p \cdot n^{\circ} membranas = 50 \frac{L}{h \cdot m^2} \cdot 1 = 50 \frac{L}{h \cdot m^2}$$

$$Q_{permeado\ final} = J_{p\ final} \cdot A_{membrana} = 50 \frac{L}{h \cdot m^2} \cdot 32 m^2 = 1600 \frac{L}{h} = 1,6 \frac{m^3}{h}$$

9.4.2. Nanofiltración

Para el diseño y cálculo del número de membranas necesarias para tratar el caudal de agua residual, se eligieron las membranas de la casa comercial DOW, específicamente el modelo NF90-4040, después de consultar los distintos resultados presentados en varios artículos científicos. (Dolar et al., 2016c) (Ortega et al., 2007) (Insel et al., 2013) (Dydo et al., 2005)

A continuación, en la Tabla 9 se enuncian las características de la membrana escogida.

Tabla 9. Especificaciones técnicas de la membrana NF90-4040 (DuPont, 2023)

Fabricante	Dupont
Tipo de membrana	Membrana compuesta de película fina
Material	Poliamida
Área efectiva de la membrana	7,6 m ²
Temperatura de trabajo máxima	45 °C
Presión de trabajo máxima	41 bar
Caudal de trabajo máximo (4040 elementos)	3,6 m ³ /h
Rango de trabajo de pH	2 - 11
Máximo SDI en la alimentación	SDI 5

*SDI= Silt Density Index. Es el índice de densidad de coloides, es decir, una medida que indica el grado de ensuciamiento en las membranas por partículas coloidales

El caudal de permeado y concentrado se calculan conociendo que el rendimiento de esta operación es de alrededor del 60%, es decir se obtendrá una conversión del 60% respecto el caudal de entrada.

$$Q_{\text{permeado}} = Q_{\text{permeado final UF}} \cdot \eta = 1,6 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 0,6 = 0,96 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

$$Q_{\text{concentrado}} = Q_{\text{trabajo}} - Q_{\text{permeado}} = 1,6 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} - 0,96 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} = 0,64 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Para calcular el área de membrana total que se necesita, se va a tomar como densidad de flujo aquella que se establece en los ensayos científicos, en este caso su valor será de 21 L/(h · m²) según el estudio realizado por (Dolar et al., 2016c), cuyos resultados son comparables a aquellos que se indican en el manual del fabricante Dupont.

$$J_p \left(\frac{\text{L}}{\text{h} \cdot \text{m}^2} \right) = \frac{V_{\text{muestra}}}{\text{Tiempo} \cdot A_{\text{Total membrana}}}$$

Diseño de una planta de membranas para tratar lixiviados de vertedero con un caudal de 50 m³/día

$$A_{Total\ membrana} = \frac{V_{muestra}}{Tiempo \cdot J_p} = \frac{Q_{permeado}}{J_p} = \frac{960\ l/h}{21\ L/(h \cdot m^2)} = 45,71\ m^2$$

Conocida el área efectiva de cada membrana que es 7,6 m², se puede calcular el número de membranas total que se debería utilizar como:

$$n^{\circ}\ membranas = \frac{A_{Total\ membrana}}{A_{membrana}} = \frac{45,71\ m^2}{7,6\ m^2} = 6,015\ membranas$$

Teniendo en cuenta el número de membranas obtenido, se agruparán las 7 membranas en un único tubo de presión (valor que se encuentra dentro del intervalo recomendado por el fabricante de membranas).

$$J_{p\ final} \left(\frac{L}{h \cdot m^2} \right) = J_p \cdot n^{\circ}\ membranas = 21 \frac{L}{h \cdot m^2} \cdot 7 = 147 \frac{L}{h \cdot m^2}$$

$$Q_{permeado\ final} = J_{p\ final} \cdot A_{membrana} = 147 \frac{L}{h \cdot m^2} \cdot 7,6\ m^2 = 1117 \frac{L}{h} = 1,117 \frac{m^3}{h}$$

El proceso experimental fue validado mediante el uso del software de simulación WAVE (Water Application Value Engine) de Dow Water & Process Solutions. WAVE es una herramienta gratuita que simplifica los desafíos de dimensionamiento al modelar procesos con membranas. Al introducir parámetros como caudal, rendimiento, tipo de membrana, pH, presión, temperatura y conductividad, el software proporciona una configuración óptima para el sistema.

Los resultados de la simulación con WAVE se compararon con los datos experimentales y se recopilaron en la Tabla 10. Esto refuerza la confianza en los resultados experimentales al respaldarlos con el análisis y la simulación realizada.

Tabla 10. Resultados obtenidos en la simulación con WAVE.

Etapas	Nº módulos	Nº de membranas por módulo	Total de membranas	Q _{entrada} (m ³ /h)	Q _{permeado} (m ³ /h)	Q _{concentrado} (m ³ /h)
1	1	7	7	1,6	0,96	0,64

A raíz de los resultados obtenidos, se deduce que en la simulación, el programa WAVE ha propuesto una configuración en serie de 1 módulo con 7 membranas, estructura que se asemeja con los resultados obtenidos anteriormente.

Para organizar las membranas de nanofiltración, se emplean tubos de presión que albergarán los módulos de membranas. Esta disposición permite disminuir la cantidad de corrientes de permeado y concentrado, lo que facilita un mejor control del proceso.

9.5. Dimensionado de los tanques

En este apartado se va a diseñar y calcular el volumen necesario de todos los tanques necesarios para almacenar los reactivos y agua residual a lo largo de todo el proceso.

9.5.1. Tanque de almacenamiento de agua residual (D1)

En este tanque se almacenará el agua residual proveniente de un vertedero estabilizado. Antes de tratar el agua residual será necesario homogeneizarla, para conseguir una mezcla uniforme. Por ello se hará uso de un tanque de homogeneización que a la vez sirve para almacenar el lixiviado durante todo el día. Se dimensionará teniendo en cuenta un factor de seguridad del 15% para garantizar la seguridad de la planta industrial.

$$V_1 = Q_{\text{diseño}} \cdot t_{\text{funcionamiento}} \cdot f_{\text{factor de seguridad}}$$

$$V_1 = 50 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} \cdot 1 \text{ día} \cdot 1,15 = 57,5 \text{ m}^3$$

Se opta por emplear un tanque de poliéster reforzado con fibra de vidrio (PRFV) del fabricante AIQSA modelo Tipo D, que dispone de una capacidad de 60 m^3 y unas dimensiones de $6,17 \text{ m}$ de altura y $3,7 \text{ m}$ de diámetro.

9.5.2. Tolva de carbonato sódico (D2)

En este depósito se almacena el carbonato sódico necesario que se va a emplear a lo largo de 2 semanas para tratar $50 \text{ m}^3/\text{día}$. Teniendo en cuenta que diariamente se necesita un total de $183,557 \text{ gr}$, para almacenar carbonato sódico durante 3 meses será necesario:

$$Ca(CO)_3 = 183,557 \frac{\text{gr}}{\text{día}} \cdot \frac{30 \text{ día}}{1 \text{ mes}} \cdot 3 \text{ meses} = 16522,2 \text{ gr}$$

$$\text{densidad} = \text{masa/volumen}$$

$$V_2 = \frac{m_{Ca(CO)_3}}{\rho} = \frac{16522,2 \text{ gr}}{2,54 \text{ gr/cm}^3} = 6504,8 \text{ cm}^3 = 6,50 \text{ dm}^3$$

9.5.3. Tanque de almacenamiento de coagulante (D3)

Para el diseño del depósito de almacenamiento de coagulante que irá dosificando al proceso fisicoquímico, se va a considerar que solo se quiere rellenar mensualmente, en vista de que el caudal a suministrar no es muy grande.

$$V_3 = Q_{FeCl_3} \cdot t_{funcionamiento} \cdot f_{factor\ de\ seguridad}$$

$$V_3 = 0,067 \frac{m^3}{dia} \cdot 30\ dias \cdot 1,15 = 2,31\ m^3$$

Se opta por emplear un tanque de poliéster reforzado con fibra de vidrio (PRFV) del fabricante AIQSA modelo Tipo AD, que dispone de una capacidad de 3 m³ y unas dimensiones de 2,77 m de altura y 1,2 m de diámetro.

9.5.4. Tanque de coagulación (D4)

En este tanque se mezclará la corriente de entrada con el tricloruro de hierro necesario para poder realizar el proceso de coagulación. Teniendo en cuenta que se tiene un caudal de salida de 50 m³/h y que el tiempo total de coagulación es de 1 hora, se puede calcular el volumen necesario del depósito como:

$$V_4 = Q_{diseño} \cdot t_{coag.} \cdot f_{factor\ de\ seguridad}$$

$$V_4 = 50 \frac{m^3}{dia} \cdot \frac{1\ dia}{24\ h} \cdot 1\ h \cdot 1,15 = 2,396\ m^3$$

Se opta por emplear un tanque de poliéster reforzado con fibra de vidrio (PRFV) del fabricante AIQSA modelo Tipo AD, que dispone de una capacidad de 3 m³ y unas dimensiones de 2,77 m de altura y 1,2 m de diámetro.

9.5.5. Tanque de mezcla (D5)

Para el dimensionado de estos depósitos se va a tener en cuenta la situación más desfavorable, es decir, aquella en la que todo el caudal de entrada se haya transportado hasta los tanques de mezcla. Por ello es por lo que estos tanques deberían tener el mismo volumen que el tanque inicial de almacenamiento.

$$V_5 = Q_{diseño} \cdot t_{funcionamiento} \cdot f_{factor\ de\ seguridad}$$

$$V_5 = 50 \frac{m^3}{día} \cdot 1\ día \cdot 1,15 = 57,5\ m^3$$

Se opta por emplear un tanque de poliéster reforzado con fibra de vidrio (PRFV) del fabricante AIQSA modelo Tipo D, que dispone de una capacidad de 60 m³ y unas dimensiones de 6,17 m de altura y 3,7 m de diámetro.

9.5.6. Tanque intermedio entre membranas (D6)

En este tanque se almacenará el permeado procedente de la etapa de ultrafiltración. Principalmente, si por algún caso las membranas de nanofiltración no estuvieran operativas mientras el resto de la instalación estuviera funcionando, el permeado de la ultrafiltración se podría almacenar temporalmente en este tanque hasta que las membranas de nanofiltración fueran reparadas sin la necesidad de desechar el permeado.

$$V_6 = Q_{diseño} \cdot t \cdot f_{factor\ de\ seguridad}$$

$$V_6 = 38,4 \frac{m^3}{día} \cdot 1\ día \cdot 1,15 = 44,16\ m^3$$

Se opta por emplear un tanque de poliéster reforzado con fibra de vidrio (PRFV) del fabricante AIQSA modelo Tipo D, que dispone de una capacidad de 45 m³ y unas dimensiones de 6,82 m de altura y 3 m de diámetro.

9.5.7. Tanque de almacenamiento de permeado (D7)

Como se ha considerado que la conversión del caudal de entrada era del 60%, se calcula el volumen del depósito con un factor de seguridad del 15%.

$$Q_{permeado} = 1,117 \frac{m^3}{h} \cdot \frac{24h}{1\ día} = 26,812 \frac{m^3}{día}$$

$$V_7 = Q_{permeado} \cdot t \cdot f_{factor\ de\ seguridad}$$

$$V_7 = 26,812 \frac{m^3}{día} \cdot 1\ día \cdot 1,15 = 30,835\ m^3$$

Se opta por emplear un tanque de poliéster reforzado con fibra de vidrio (PRFV) del fabricante AIQSA modelo Tipo D, que dispone de una capacidad de 35 m^3 y unas dimensiones de $7,7 \text{ m}$ de altura y $2,5 \text{ m}$ de diámetro.

9.6. Dimensionado de las tuberías

Para el dimensionado de las tuberías se va a tener en cuenta la velocidad y caudal de las diferentes corrientes involucradas en cada uno de los tratamientos, para así poder determinar el diámetro necesario de las tuberías que conectan cada uno de los elementos.

La red de tuberías se puede dividir en 3 tramos; aquel que trasiega el caudal de diseño (L1), es decir los $50 \text{ m}^3/\text{día}$ de alimento, que comprende todas las tuberías que conectan desde el depósito D1 hasta el módulo de ultrafiltración, puesto que se consideran despreciables las variaciones de caudal que pueda haber en este recorrido. El siguiente tramo (L2) comprende la tubería que une el módulo de ultrafiltración con el de nanofiltración, que transportará un caudal de $38,4 \text{ m}^3/\text{día}$ ($1,6 \text{ m}^3/\text{h}$). Por último, el caudal de permeado de la nanofiltración de $26,81 \text{ m}^3/\text{día}$ se transportará mediante una tubería (L3) hasta el depósito de permeado.

Por otro lado, el concentrado del módulo de ultrafiltración (L4) con un caudal de $11,6 \text{ m}^3/\text{día}$ se recirculará hasta el depósito D5 para volver a ser tratado, al igual que sucede con el caudal de concentrado de la etapa de nanofiltración (L5) de $11,59 \text{ m}^3/\text{día}$.

Una vez reconocidas todas las tuberías necesarias en la instalación, así como su caudal, se puede calcular el diámetro necesario en cada tubería, tomando de referencia una velocidad del fluido de $1,5 \text{ m/s}$. Esta velocidad se ha tomado teniendo en cuenta que velocidades superiores a 5 m/s pueden provocar problemas de abrasión en las paredes internas de la red de tuberías, mientras que velocidades inferiores a $0,5 \text{ m/s}$ pueden provocar problemas de sedimentación. (Ingemecánica, n.d.)

El diámetro de las tuberías se puede calcular entonces a partir de la definición del caudal:

$$Q = v \cdot \text{Sección} = v \cdot \frac{\pi \cdot D^2}{4}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{v \cdot \pi}}$$

Aplicando los caudales determinados anteriormente y teniendo en cuenta que la velocidad es $1,5 \text{ m/s}$, se obtienen el diámetro teórico de cada una de las tuberías. Conocidos estos diámetros de acude a casas comerciales para escoger un diámetro de tubería real que se ajuste al que necesitamos y conocido el diámetro interior real se recalculará la velocidad que circula por cada una de las tuberías.

Tabla 10. Diámetros de la red de tuberías

Tuberías	Fabricante	Caudal (m ³ /día)	Diámetro teórico (mm)	Diámetro interior (mm)	Velocidad real (m/s)	Diámetro nominal (mm)	Longitud (m)
L1.1	DIMASA	50,00	22,16	26,00	1,09	32,00	15,00
L1.2	DIMASA	50,00	22,16	26,00	1,09	32,00	15,00
L1.3	DIMASA	50,00	22,16	26,00	1,09	32,00	15,00
L1.4	DIMASA	50,00	22,16	26,00	1,09	32,00	15,00
L2.1	DIMASA	38,40	19,42	20,40	1,36	25,00	15,00
L2.2	DIMASA	38,40	19,42	20,40	1,36	25,00	5,00
L3.1	VENAIR	26,81	16,23	19,00	1,09	27,90	5,00
L4	VENAIR	11,60	10,68	12,70	1,06	20,30	15,00
L5.1	VENAIR	11,59	10,67	12,70	1,06	20,30	15,00
L5.2	VENAIR	11,59	10,67	12,70	1,06	20,30	15,00

9.7. Diseño del sistema de bombeo

Para poder transportar el caudal a lo largo de la instalación se hace uso de bombas hidráulicas, cuya función es transformar la energía mecánica en energía hidráulica suministrando al fluido el caudal y presión necesarios para poder desplazarse de un punto a otro. Para poder seleccionar las bombas más adecuadas, se calculará la altura manométrica que se debe impulsar, haciendo uso de la ecuación de Bernoulli, que se define como un principio de conservación de energía para fluidos ideales en flujo constante.

$$\frac{P_1}{\gamma} + \frac{v_1^2}{2g} + z_1 + H_B = \frac{P_2}{\gamma} + \frac{v_2^2}{2g} + z_2 + \sum h_f + \sum h_m$$

Donde P es la presión del fluido en Pascales, γ es el peso específico del fluido (N/m^3), v es la velocidad del fluido (m/s), g es aceleración gravitacional ($9,81 m/s^2$), z es la cota geométrica (m), H_B es la altura manométrica que proporciona la bomba (m), h_f son las pérdidas asociadas a fricción (m) y h_m constituyen las pérdidas asociadas a elementos y accesorios de la instalación (m).

En este caso, como toda la instalación opera a presión atmosférica, los términos de presión se contrarrestan, mientras que los términos correspondientes a la velocidad podrán ser despreciados al realizar el balance de energía en la lámina de fluido superficial de cada tanque, simplificando la ecuación inicial en la que solo se tendrán en cuenta las pérdidas de carga y las cotas geométricas para calcular la altura manométrica necesaria a impulsar por las bombas.

$$H_B = z_2 - z_1 + \sum h_f + \sum h_m$$

Diseño de una planta de membranas para tratar lixiviados de vertedero con un caudal de 50 m³/día

Para poder calcular las pérdidas de carga asociadas a la fricción que se da en las tuberías, se empleará la ecuación de Darcy-Weisbach:

$$h_f = \frac{f \cdot L \cdot v^2}{D \cdot 2 \cdot g}$$

En donde f es el coeficiente de fricción, L es la longitud de la conducción (m), v es la velocidad del fluido (m/s), D es el diámetro interior de la conducción (m) y g es aceleración gravitacional ($9,81 m/s^2$).

El coeficiente de fricción a su vez depende de la rugosidad relativa (ε_r) y el número de Reynolds (Re), que determina el régimen del fluido. Ambos valores se pueden estimar a partir de las siguientes ecuaciones:

$$Re = \frac{v \cdot D \cdot \rho}{\mu}$$

En donde v es la velocidad del fluido (m/s), D es el diámetro interior de la conducción (m), ρ es la densidad del fluido (kg/m^3) y μ es la viscosidad dinámica del fluido ($kg/m \cdot s$). A su vez, conociendo el valor de la viscosidad cinemática del fluido $\nu_{cinemática}$ (m^2/s) se puede calcular la viscosidad dinámica como:

$$\mu = \rho \cdot \nu_{cinemática}$$

Por otro lado, el valor de la rugosidad relativa ε_r se calcula a partir de la rugosidad absoluta ε (m), valor que dependerá del material del que estén fabricadas las tuberías utilizadas.

$$\varepsilon_r = \frac{\varepsilon}{D}$$

En donde ε_r es la rugosidad relativa, ε es la rugosidad absoluta (m) y D es el diámetro interior de la conducción (m).

Luego, considerando una viscosidad cinemática de $0,842 mm^2/s$ y una densidad de $1000,98 kg/m^3$ para los lixiviados en un rango de temperaturas alrededor de $30 \text{ }^\circ\text{C}$, según un estudio de (Maryana et al., 2014), se calcula el número de Reynolds y la rugosidad relativa para poder determinar el coeficiente de fricción. Para la rugosidad absoluta se considera un valor de $0,0015 mm$ al estar empleando como material para las tuberías polietileno y silicona (Catarina, n.d.). Una vez determinados estos parámetros se acudirá al diagrama de Moody para obtener los coeficientes de fricción de las conducciones.

Diseño de una planta de membranas para tratar lixiviados de vertedero con un caudal de 50 m³/día

Tabla 11. Número de Reynolds, rugosidad relativa y coeficiente de fricción de las tuberías

Tuberías	Caudal (m ³ /día)	Diámetro interior (mm)	Velocidad real (m/s)	Número de Reynolds (Re)	Rugosidad relativa (ϵ_r)	Factor de fricción (f)
L1.1	50,00	26,00	1,09	33640,85	5,77E-05	0,0224
L1.2	50,00	26,00	1,09	33640,85	5,77E-05	0,0224
L1.3	50,00	26,00	1,09	33640,85	5,77E-05	0,0224
L1.4	50,00	26,00	1,09	33640,85	5,77E-05	0,0224
L2.1	38,40	20,40	1,36	32928,45	7,35E-05	0,0238
L2.2	38,40	20,40	1,36	32928,45	7,35E-05	0,0238
L3.1	26,81	19,00	1,09	24683,88	7,89E-05	0,0248
L4	11,60	12,70	1,06	15978,08	1,18E-04	0,0251
L5.1	11,59	12,70	1,06	15964,30	1,18E-04	0,0276
L5.2	11,59	12,70	1,06	15964,30	1,18E-04	0,0276

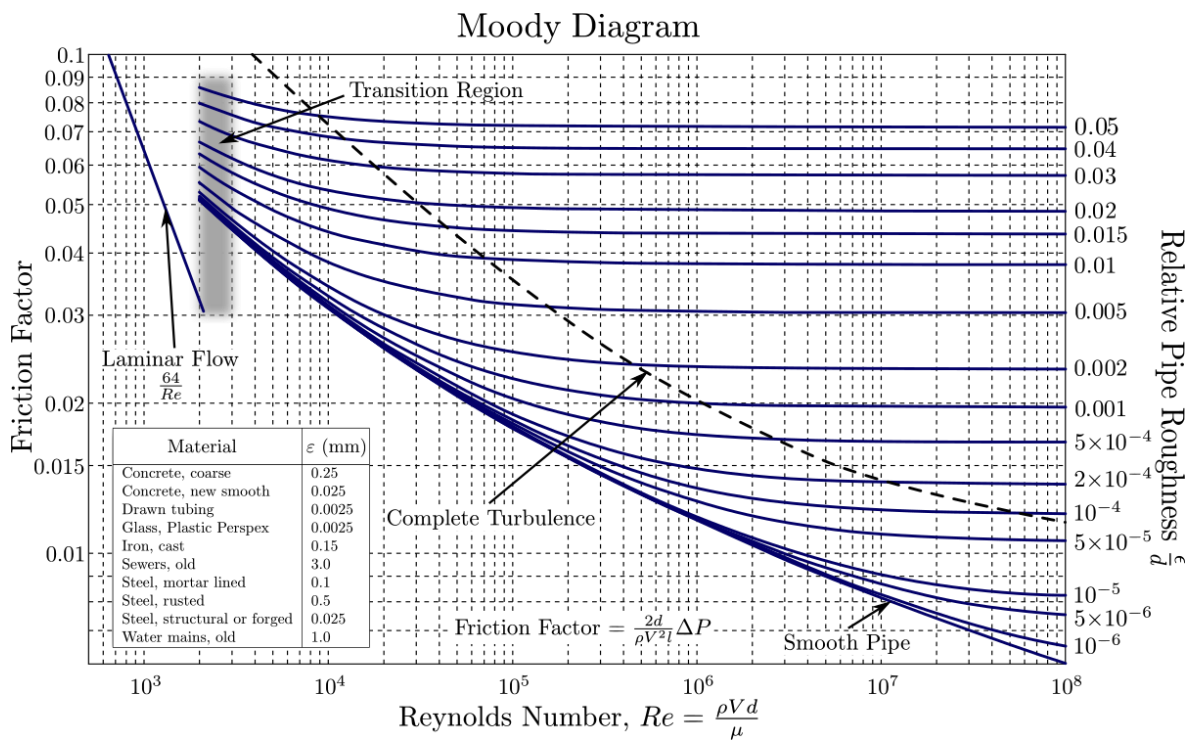


Figura 15. Diagrama de Moody

Una vez determinados los coeficientes de fricción de las conducciones se puede calcular la pérdida de carga en cada tubería conociendo la longitud de las tuberías. Para ello, teniendo en cuenta que un operario debe tener el espacio suficiente para poder desplazarse por toda la instalación así como acceder a los módulos de membrana, considerando además todos los elementos auxiliares necesarios como son bombas, válvulas y caudalímetros, se opta por emplear tuberías de 15 metros en toda la instalación, exceptuando las entradas y salidas del módulo de membranas de nanofiltración, en cuyo caso se va a suponer una longitud de 5 metros para reducir las pérdidas de carga asociadas a la reducción del diámetro de las tuberías, al igual que en la tubería que suministra tricloruro férrico en el tanque de coagulación.

Tabla 12. Pérdidas de carga asociadas a fricción

Tuberías	Caudal (m ³ /s)	Diámetro interior (mm)	Velocidad real (m/s)	Factor de fricción (f)	Longitud (m)	h _f (m)
L1.1	50,00	26,00	1,09	0,0224	15,00	0,782
L1.2	50,00	26,00	1,09	0,0224	15,00	0,782
L1.3	50,00	26,00	1,09	0,0224	15,00	0,782
L1.4	50,00	26,00	1,09	0,0224	15,00	0,782
L2.1	38,40	20,40	1,36	0,0238	15,00	1,646
L2.2	38,40	20,40	1,36	0,0238	5,00	0,549
L3.1	26,81	19,00	1,09	0,0248	5,00	0,398
L4	11,60	12,70	1,06	0,0251	15,00	1,697
L5.1	11,59	12,70	1,06	0,0276	15,00	1,863
L5.2	11,59	12,70	1,06	0,0276	15,00	1,863

En cuanto a las pérdidas asociadas a elementos y accesorios de la instalación, se van a despreciar aquellas originadas por manómetros, caudalímetros y codos, considerando solo aquellas provocadas por la presencia de filtros, los propios módulos de membrana y el resto de las válvulas que se hayan empleado.

En el caso de las válvulas, para calcular las pérdidas de carga asociadas se va a emplear la siguiente ecuación en la que se tendrá que recurrir a la hoja de especificaciones facilitada por el fabricante para encontrar el valor del coeficiente de caudal (K_v).

$$Q = K_v \cdot \sqrt{\Delta P / G}$$

Donde Q es el caudal que traspasa la válvula, K_v es el coeficiente de caudal (m³/h · bar^{0,5}), que se define como el caudal en metros cúbicos por hora (m³/h) de agua a una temperatura de 16 °C que provoca una caída de presión de 1 bar, ΔP es la caída de presión (bar) y G es la densidad relativa del fluido.

Entonces, conocidas todas las pérdidas se podrá obtener a partir de ellas la energía que debe aportar cada bomba, y considerando el caudal que circula por cada tubería se podrá determinar que bomba es la más adecuada.

9.7.1. Dimensionado de la bomba (B1)

Esta bomba se sitúa en la tubería L1.1 y deberá transportar un caudal de 50 m³/día, desde el depósito de alimentación (D1) hasta el de coagulación (D4), donde habrá pérdidas de carga asociadas a la válvula localizada en el tramo de aspiración, así como pérdidas relacionadas con la fricción de la propia tubería. Como ambos depósitos están abiertos a la atmósfera, el término de

Diseño de una planta de membranas para tratar lixiviados de vertedero con un caudal de 50 m³/día

presión se contrarresta, mientras que para la cota geométrica se va a tener en cuenta la situación más desfavorable, es decir, aquella en la que haya una máxima diferencia entre la cota de aspiración y la impulsión. Como este valor se corresponde con la altura de la lámina de fluido dentro del depósito, el peor caso posible sería aquel en el que la altura del fluido dentro del tanque de aspiración fuera nula, mientras que la altura del tanque de impulsión fuera máxima.

De esta forma, para calcular la altura geométrica máxima del depósito D4, bastará con conocer el volumen y la sección del depósito, y aplicar la siguiente ecuación:

$$z = \frac{\text{Volumen}}{\text{Sección}} = \frac{\text{Volumen}}{\pi \cdot \frac{\text{Diámetro}^2}{4}}$$

Luego, teniendo en cuenta que el volumen máximo que puede almacenar el depósito de coagulación es 3 m³, y que el diámetro del depósito seleccionado es 1,2 m:

$$z_{D4} = \frac{3 \text{ m}^3}{\pi \cdot \frac{(1,2 \text{ m})^2}{4}} = 2,65 \text{ m. c. a}$$

Por otro lado, se ha seleccionado una válvula de bola del fabricante Cepex modelo UP.60ST.SF5 para un diámetro nominal de 32 mm para regular el caudal bombeado, cuya pérdida de carga se podrá calcular aplicando la siguiente ecuación según las especificaciones del fabricante, que indican que coeficiente de caudal es 980 l/min · bar^{0,5}.

$$\Delta P(\text{m. c. a}) = \left(\frac{Q}{K_v}\right)^2 \cdot 10,2 \frac{\text{m. c. a}}{\text{bar}}$$
$$\Delta P(\text{m. c. a}) = \left(\frac{34,722 \text{ l}}{980 \text{ l/min} \cdot \text{bar}^{0,5}}\right)^2 \cdot 10,2 \frac{\text{m. c. a}}{\text{bar}} = 0,013 \text{ m. c. a}$$

Aplicando la ecuación de Bernoulli entre las láminas de agua superior de los depósitos D1 y D4, se obtiene que la energía necesaria a aportar es la siguiente:

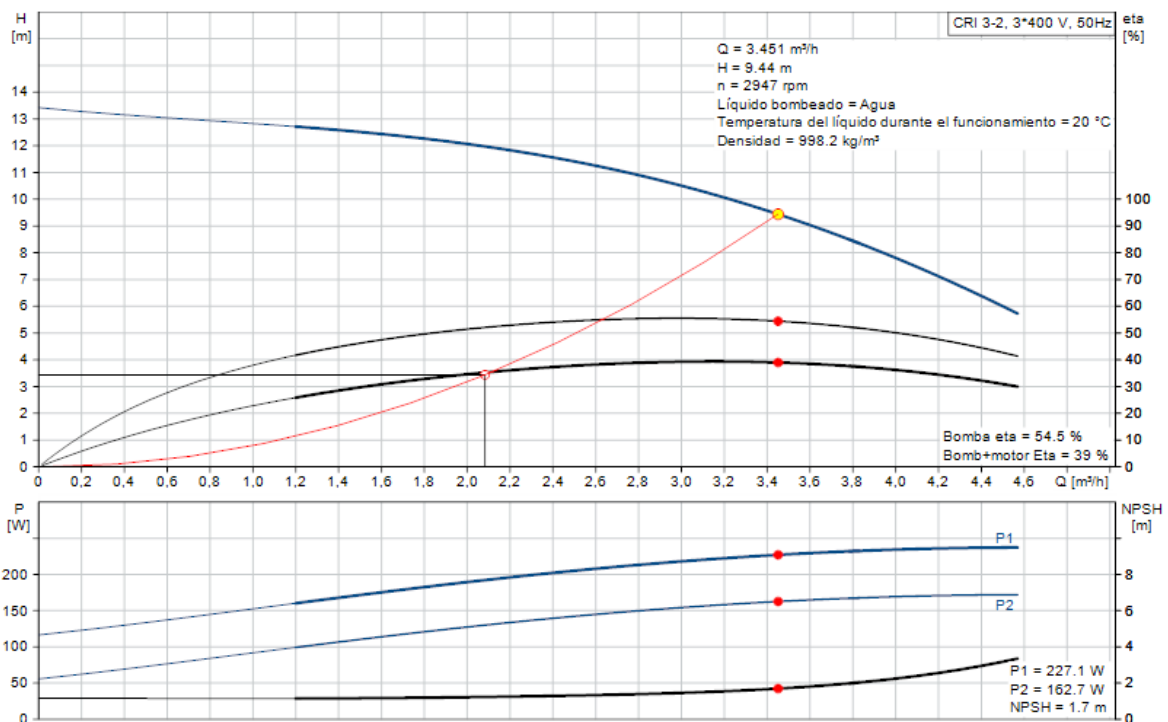
$$H_{B1} = (z_{D4} - z_{D1}) + h_{fL1.1} + h_{v1}$$
$$H_{B1} = (2,65 - 0) + 0,782 + 0,013 = 3,44 \text{ m. c. a}$$

Diseño de una planta de membranas para tratar lixiviados de vertedero con un caudal de $50 \text{ m}^3/\text{día}$

Con los resultados obtenidos se ha empleado un software del grupo Grundfos, mediante el que, indicándole el caudal y la altura necesaria a impulsar, hace una amplia búsqueda de todas las bombas disponibles en su catálogo para escoger la solución óptima. De esta forma, se ha seleccionado la primera opción presentada, que se corresponde con bomba CRI 3-2 modelo A-P-A-E-HQQE, para un diámetro nominal de 32 mm . A continuación se muestra una imagen de la bomba seleccionada y la curva característica de la bomba.



Figura 16. Bomba CRI 3-2 A-P-A-E-HQQE



Una vez elegida la bomba, se comprueba que no existan problemas de cavitación. Para ello, se obtiene el valor de NPSH_r del gráfico que proporciona el fabricante, y se calcula el NPSH_d según la siguiente ecuación:

$$NPSH_d = \frac{P_a - P_v}{\gamma} - H_a - P_{ca}$$

Donde P_a es la presión en el nivel de aspiración (Pa), P_v es la presión de vapor (Pa), H_a es la altura geométrica (m) y P_{ca} son las pérdidas de la conducción de aspiración (m). Como no se ha podido encontrar el valor real de la presión del vapor para los lixiviados, se ha tomado el valor correspondiente al agua a 25 °C, ya que la densidad de los lixiviados presentaba un valor similar a la densidad del agua.

$$NPSH_d = \frac{(101325 - 3167,74) Pa}{9,81 \frac{m}{s^2} \cdot 1000,98 \frac{kg}{m^3}} - \frac{0,782}{2} - 0,013 = 9,60 m$$

Para comprobar que no exista riesgo de cavitación, es necesario que la altura neta positiva de aspiración ($NPSH_d$) sea mayor que el $NPSH$ requerido en el rango de funcionamiento de la bomba ($NPSH_r$) más un margen de seguridad de 0,5 metros.

$$NPSH_d > NPSH_r + 0,5$$

Considerando que el $NPSH_r$ según las especificaciones del fabricante es de 1,7 m, como se puede observar en la figura 17, aplicando la ecuación descrita anteriormente podemos observar que no hay riesgo de sufrir cavitación al ser el $NPSH_d$ superior al $NPSH_r$ sumándole el margen de seguridad de 0,5.

$$9,60 > 1,7 + 0,5$$

$$9,60 > 2,20$$

9.7.2. Dimensionado de la bomba (B2)

La siguiente bomba se sitúa en la tubería L1.2 y deberá transportar un caudal de 50 m³/día, desde el depósito de coagulación (D4) hasta el tanque de sedimentación, donde habrá pérdidas de carga asociadas a la válvula localizada en el tramo de aspiración, así como pérdidas relacionadas con la fricción de la propia tubería. Como ambos depósitos están abiertos a la atmósfera, el término de presión se contrarresta. Para la cota geométrica se va a suponer el caso más desfavorable, que es aquel en el que la cota del depósito D4 es 0 m, mientras que la del depósito de sedimentación es la máxima que puede alcanzar. Teniendo en cuenta que el volumen máximo que puede haber en el depósito de decantación es 3 m³, y que el diámetro del depósito seleccionado es 1,75 m:

$$z_{Sedimentación} = \frac{3 \text{ m}^3}{\pi \cdot \frac{(1,75 \text{ m})^2}{4}} = 1,25 \text{ m. c. a}$$

Por otro lado, se ha seleccionado la misma válvula de regulación que en el caso anterior, es decir válvula de bola del fabricante Cepex modelo UP.60ST.SF5 para un diámetro nominal de 32 mm, cuya pérdida de carga se ha estimado que es de 0,013 m. c. a. Aplicando la ecuación de Bernoulli entre las láminas de agua superiores del depósito D4 y el decantador, se obtiene que la energía necesaria a aportar es la siguiente:

$$H_{B2} = (z_{Sedimentación} - z_{D4}) + h_{fL1.2} + h_{v2}$$
$$H_{B2} = (1,25 - 0) + 0,782 + 0,013 = 2,05 \text{ m. c. a}$$

Utilizando el software proporcionado por el grupo Grundfos, se obtiene que la bomba más apropiada para impulsar un caudal de 50 m³/día hasta una altura de 2,05 m, es la bomba CRTE 4-1 modelo A-P-A-V-AUUV. A continuación se muestra una imagen de la bomba seleccionada y la curva característica de esta.



Figura 18. Bomba CRT 2-2 A-P-A-E-AUUE

Diseño de una planta de membranas para tratar lixiviados de vertedero con un caudal de 50 m³/día

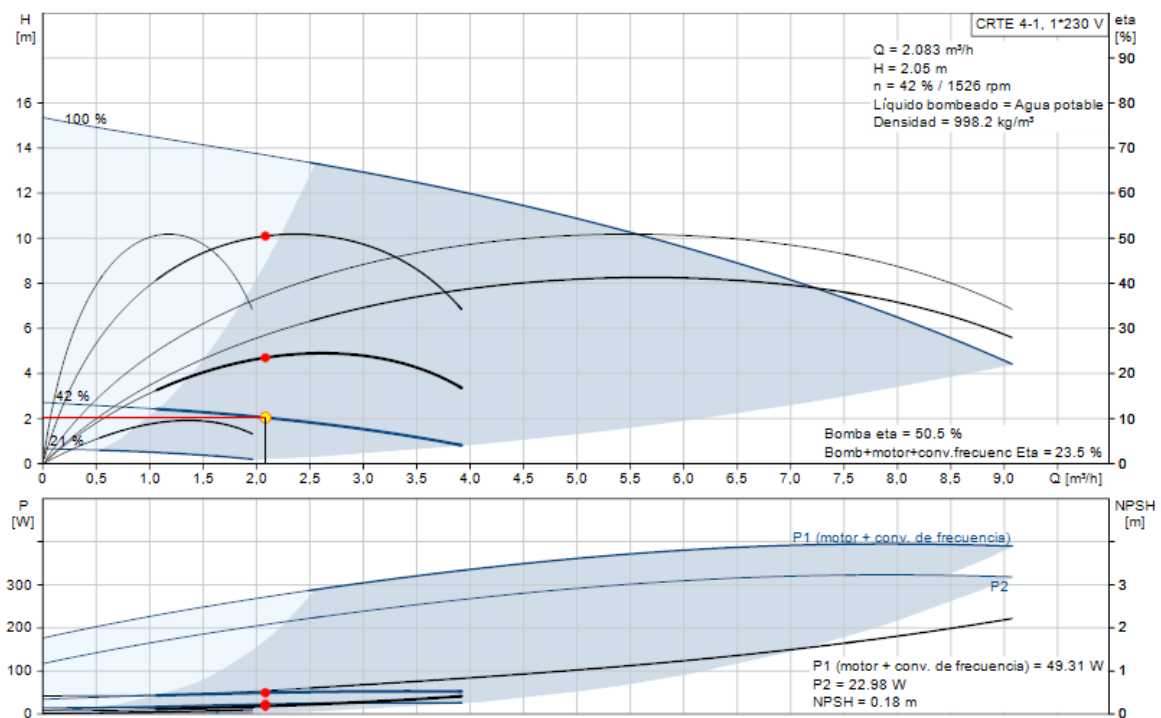


Figura 19. Curva característica de la bomba CRT 2-2 A-P-A-E-AUUE

Una vez elegida la bomba, se comprueba que no existan problemas de cavitación. Según la curva del $NPSH_r$ facilitada por el fabricante, se observa que la presión mínima absoluta que debe de tener el fluido en el lado de la aspiración de la bomba para evitar la cavitación es de 0,18 m. Por lo que calculando la $NPSH_d$, y comparando si su valor es superior al $NPSH_r$ sumándole el margen de seguridad de 0,5 podremos determinar si existe riesgo de cavitación en la bomba.

$$NPSH_d = \frac{P_a - P_v}{\gamma} - H_a - P_{ca}$$

$$NPSH_d = \frac{(101325 - 3167,74) Pa}{9,81 \frac{m}{s^2} \cdot 1000,98 \frac{kg}{m^3}} - \frac{0,782}{2} - 0,013 = 9,60 m$$

$$NPSH_d > NPSH_r + 0,5$$

$$9,60 > 5,44 + 0,5$$

$$9,60 > 5,94$$

Según los resultados obtenidos no hay riesgo de cavitación al ser el $NPSH_d$ superior al $NPSH_r$ sumándole el margen de seguridad.

9.7.3. Dimensionado de la bomba (B3)

La siguiente bomba se sitúa en la tubería L1.3 y deberá transportar un caudal de $50 \text{ m}^3/\text{día}$, desde el sedimentador hasta el tanque de almacenamiento (D5), donde habrá pérdidas de carga asociadas a la válvula localizada en el tramo de aspiración, así como pérdidas relacionadas con la fricción de la propia tubería. Como ambos depósitos están abiertos a la atmósfera, el término de presión se contrarresta, mientras que para la cota geométrica se va a suponer el caso más desfavorable, es decir, aquel en el que la cota del sedimentador es 0 m , mientras que la cota del depósito D5 es la máxima que puede alcanzar. Teniendo en cuenta que el volumen máximo que puede haber en el tanque de almacenamiento es 60 m^3 , y que el diámetro del depósito seleccionado es $3,7 \text{ m}$:

$$z_{D5} = \frac{60 \text{ m}^3}{\pi \cdot \frac{(3,7 \text{ m})^2}{4}} = 5,58 \text{ m. c. a}$$

Por otro lado, se ha seleccionado la misma válvula de regulación que en el caso anterior, es decir válvula de bola del fabricante Cepex modelo UP.60ST.SF5 para un diámetro nominal de 32 mm , cuya pérdida de carga se ha estimado que es de $0,013 \text{ m. c. a}$. Aplicando la ecuación de Bernoulli entre la lámina de agua superior del decantador y del tanque de almacenamiento (D5), se obtiene que la energía necesaria aportar es la siguiente:

$$H_{B3} = (z_{D5} - z_{\text{Sedimentación}}) + h_{fL1.3} + h_{V3}$$
$$H_{B3} = (5,58 - 0) + 0,782 + 0,013 = 6,38 \text{ m. c. a}$$

Utilizando el software proporcionado por el grupo Grundfos, se obtiene que la bomba más adecuada para impulsar un caudal de $50 \text{ m}^3/\text{día}$ hasta una altura de $6,38 \text{ m}$, es la bomba CRI 1-2 modelo A-P-A-E-HQQE, para un diámetro nominal de 32 mm . A continuación se muestra la curva característica de la bomba y una imagen de la bomba seleccionada.



Figura 20. Bomba CRI 1-2 A-P-A-E-HQQE

Diseño de una planta de membranas para tratar lixiviados de vertedero con un caudal de 50 m³/día

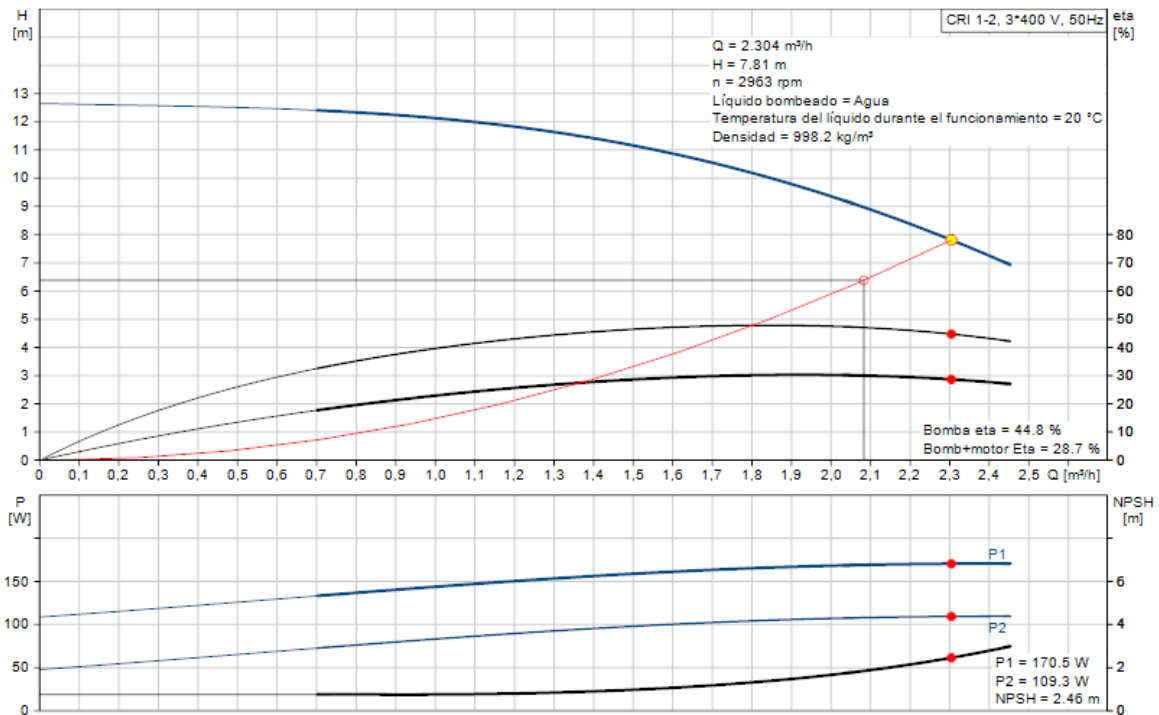


Figura 21. Curva característica de la bomba CRI 1-2 A-P-A-E-HQQE

Una vez elegida la bomba, se comprueba que no existan problemas de cavitación. Según la curva del $NPSH_r$ facilitada por el fabricante, se observa que la presión mínima absoluta que debe de tener el fluido en el lado de la aspiración de la bomba para evitar la cavitación es de 2,46 m. Por lo que calculando la $NPSH_d$, y comparando si su valor es superior al $NPSH_r$ sumándole el margen de seguridad de 0,5 podremos determinar si existe riesgo de cavitación en la bomba.

$$NPSH_d = \frac{P_a - P_v}{\gamma} - H_a - P_{ca}$$

$$NPSH_d = \frac{(101325 - 3167,74) Pa}{9,81 \frac{m}{s^2} \cdot 1000,98 \frac{kg}{m^3}} - \frac{0,782}{2} - 0,013 = 9,60 m$$

$$NPSH_d > NPSH_r + 0,5$$

$$9,60 > 2,46 + 0,5$$

$$9,60 > 2,96$$

Según los resultados obtenidos no hay riesgo de cavitación al ser el $NPSH_d$ superior al $NPSH_r$ sumándole el margen de seguridad.

9.7.4. Dimensionado de la bomba (B4)

La siguiente bomba se sitúa entre las tuberías L1.4 deberá transportar un caudal de $50 \text{ m}^3/\text{día}$, desde el tanque de mezcla (D5) hasta el tanque intermedio localizado entre los módulos de ultrafiltración y nanofiltración (D6), donde habrá pérdidas de carga asociadas a la válvula localizada en el tramo de aspiración, el filtro de arena, el filtro de cartucho así como pérdidas relacionadas con la fricción de la propia tubería. Para poder determinar la altura que necesita impulsar la bomba, se aplicará Bernoulli entre el tanque de mezcla (D5) y el tanque intermedio (D6). Como ambos depósitos están abiertos a la atmósfera, el término de presión se contrarresta, mientras que para la cota geométrica se va a suponer el caso más desfavorable, que es aquel en el que la cota del depósito D5 es 0 m , mientras que la del depósito D6 es la máxima que puede alcanzar. Teniendo en cuenta que el volumen máximo que puede haber en el depósito D6 es 45 m^3 y 3 m de diámetro:

$$z_{D6} = \frac{45 \text{ m}^3}{\pi \cdot \frac{(3 \text{ m})^2}{4}} = 6,37 \text{ m. c. a}$$

Por un lado, se ha seleccionado una válvula de bola del fabricante Clorius Controls para el tramo de aspiración, modelo 2.5.08 G3F para un diámetro nominal de 32 mm para regular el caudal bombeado, cuya pérdida de carga se podrá calcular aplicando la siguiente ecuación según las especificaciones del fabricante, que indican que coeficiente de caudal es $16 \text{ m}^3/\text{h} \cdot \text{bar}^{0,5}$.

$$\Delta P(\text{m. c. a}) = \left(\frac{Q}{K_v} \right)^2 \cdot 10,2 \frac{\text{m. c. a}}{\text{bar}}$$
$$\Delta P(\text{m. c. a}) = \left(\frac{2,083 \text{ m}^3/\text{h}}{16 \text{ m}^3/\text{h} \cdot \text{bar}^{0,5}} \right)^2 \cdot 10,2 \frac{\text{m. c. a}}{\text{bar}} = 0,173 \text{ m. c. a}$$

Para la tubería de aspiración se ha seleccionado la válvula se ha seleccionado una válvula de bola del fabricante Cepex modelo UP.60ST.SF5 para un diámetro nominal de 25 mm para regular el caudal bombeado, cuya pérdida de carga se podrá calcular aplicando la siguiente ecuación según las especificaciones del fabricante, que indican que coeficiente de caudal es $690 \text{ l/min} \cdot \text{bar}^{0,5}$.

$$\Delta P(\text{m. c. a}) = \left(\frac{Q}{K_v} \right)^2 \cdot 10,2 \frac{\text{m. c. a}}{\text{bar}}$$
$$\Delta P(\text{m. c. a}) = \left(\frac{26,67 \text{ l/min}}{690 \text{ l/min} \cdot \text{bar}^{0,5}} \right)^2 \cdot 10,2 \frac{\text{m. c. a}}{\text{bar}} = 0,015 \text{ m. c. a}$$

Diseño de una planta de membranas para tratar lixiviados de vertedero con un caudal de $50 \text{ m}^3/\text{día}$

Para los filtros de arena según las especificaciones del fabricante se estima una pérdida de carga de $0,1 \text{ m. c. a.}$, tal como se puede observar en el siguiente gráfico para un caudal de $2,08 \text{ m}^3/\text{h}$ ($50 \text{ m}^3/\text{día}$) y siendo el diámetro seleccionado del filtro 350 mm .

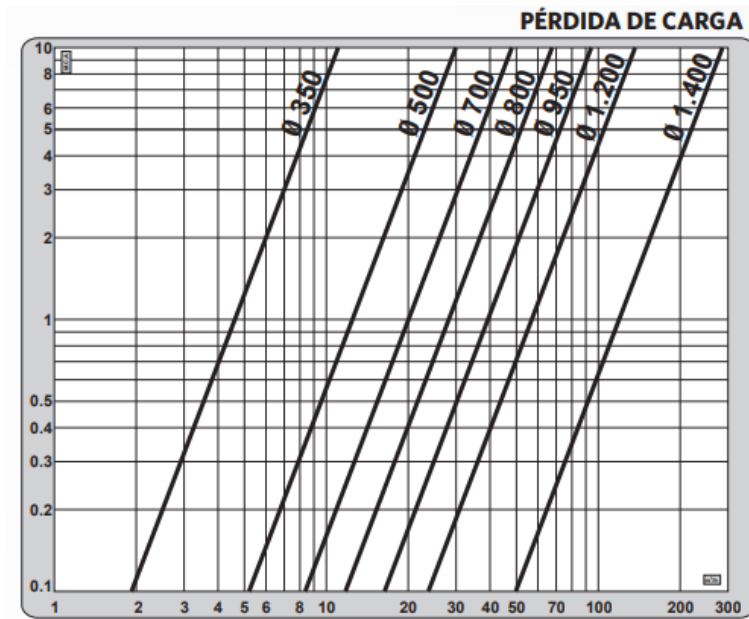


Figura 22. Pérdida de carga para el filtro de arena en función del caudal y diámetro seleccionado

Para el filtro de cartucho, se supone una pérdida de carga de $0,5 \text{ mbar}$ según las especificaciones del fabricante, tal como se puede observar en el siguiente gráfico para un caudal de $2,08 \text{ m}^3/\text{h}$ ($50 \text{ m}^3/\text{día}$). Es decir, se tendría una pérdida de carga de $5 \cdot 10^{-3} \text{ m. c. a.}$, por lo que se considera despreciable frente al resto de pérdidas.

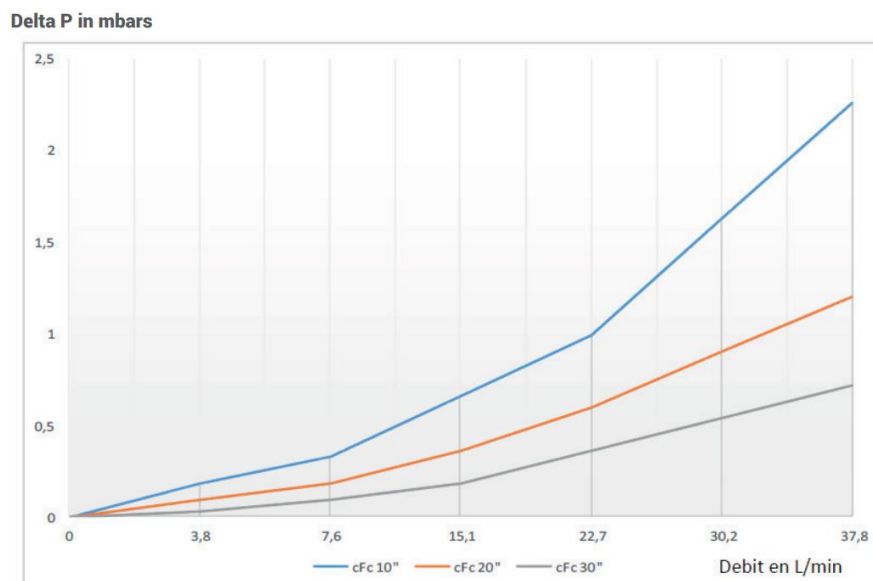


Figura 23. Pérdida de carga para el filtro de cartucho en función del caudal y modelo seleccionado

Diseño de una planta de membranas para tratar lixiviados de vertedero con un caudal de $50 \text{ m}^3/\text{día}$

Por otro lado, la pérdida de carga asociada a las membranas de ultrafiltración se supondrá que es $2,96 \text{ bar}$ ($30,19 \text{ m}$), siendo esta presión la máxima que puede llegar a alcanzar durante el proceso de limpieza según la hoja de especificaciones del fabricante.

Aplicando la ecuación de Bernoulli entre las láminas de agua superiores del depósito D5 y D6, se obtiene que la energía necesaria a aportar es la siguiente:

$$H_{B4} = (z_{D5} - z_{D4}) + h_{fL1.4} + h_{fL2.1} + h_{V4} + h_{V5} + h_{filtro\ arena} + h_{UF}$$

$$H_{B4} = (6,37 - 0) + 0,782 + 1,646 + 0,173 + 0,015 + 0,1 + 30,19 = 39,28 \text{ m. c. a}$$

Utilizando el software proporcionando por el grupo Grundfos, se obtiene que la bomba más adecuada para impulsar un caudal de $50 \text{ m}^3/\text{día}$ hasta una altura de $39,28 \text{ m}$, es la bomba CRI 3-7 modelo A-P-A-E-HQQE, para un diámetro nominal de 32 mm . A continuación se muestra la curva característica de la bomba y una imagen de la bomba seleccionada.



Figura 24. Bomba CRI 3-7 A-P-A-E-HQQE

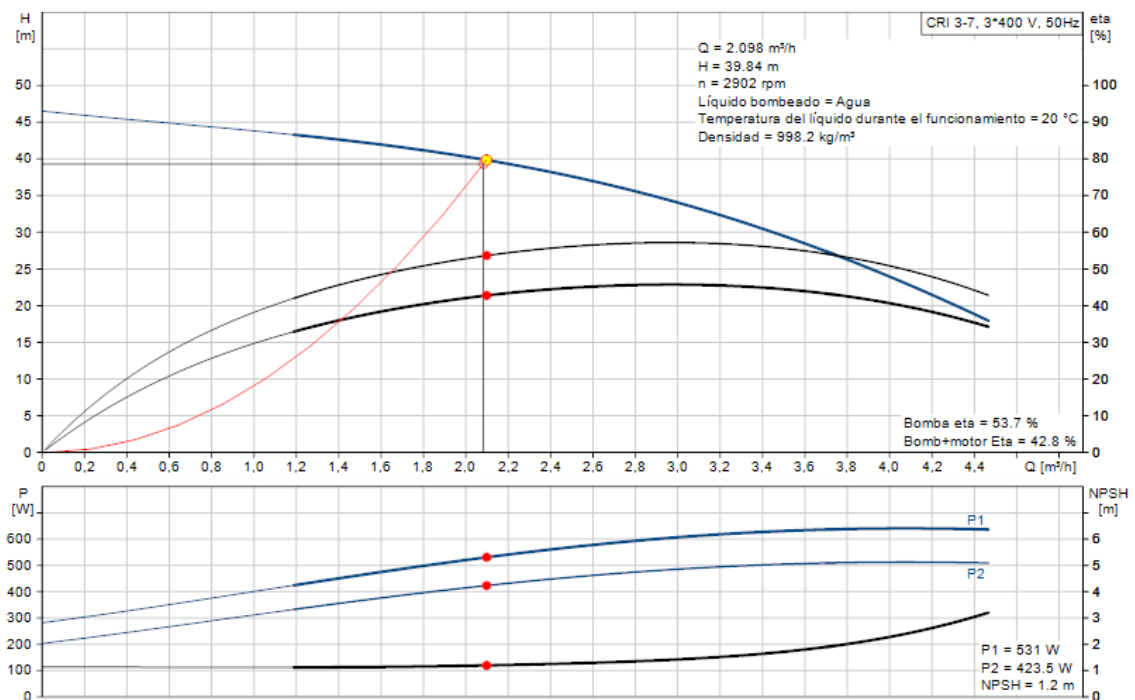


Figura 25. Curva característica de la bomba CRI 3-7 A-P-A-E-HQQE

Una vez elegida la bomba, se comprueba que no existan problemas de cavitación. Según la curva del $NPSH_r$ facilitada por el fabricante, se observa que la presión mínima absoluta que debe de tener el fluido en el lado de la aspiración de la bomba para evitar la cavitación es de 1,2 m. Por lo que calculando la $NPSH_d$, y comparando si su valor es superior al $NPSH_r$, sumándole el margen de seguridad de 0,5 podremos determinar si existe riesgo de cavitación en la bomba.

$$NPSH_d = \frac{P_a - P_v}{\gamma} - H_a - P_{ca}$$
$$NPSH_d = \frac{(101325 - 3167,74) \text{ Pa}}{9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 1000,98 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} - \frac{0,782}{2} - 0,173 = 9,43 \text{ m}$$

$$NPSH_d > NPSH_r + 0,5$$

$$9,43 > 1,20 + 0,5$$

$$9,43 > 1,70$$

Según los resultados obtenidos no hay riesgo de cavitación al ser el $NPSH_d$ superior al $NPSH_r$, sumándole el margen de seguridad.

9.7.5. Dimensionado de la bomba (B5)

La siguiente bomba se sitúa en la tubería L2.2 y deberá transportar un caudal de 38,4 m³/día, desde el tanque intermedio de almacenamiento (D6) hasta el tanque de recogida de permeado (D7), donde habrá pérdidas de carga asociadas a la válvula localizada en el tramo de aspiración y la válvula de tres vías en la conducción de impulsión, el módulo de membranas de nanofiltración, así como a la fricción de la propia tubería. Para poder determinar la altura que necesita impulsar la bomba, se aplicará Bernoulli entre el tanque de almacenamiento (D6) hasta el tanque de permeado (D7). Como ambos depósitos están abiertos a la atmósfera, el término de presión se contrarresta, mientras que para la cota geométrica se va a suponer el caso más desfavorable, que es aquel en el que la cota del depósito D6 es 0 m, mientras que la del depósito D7 es la máxima que puede alcanzar. Teniendo en cuenta que el volumen máximo que puede haber en el depósito D7 dispone de una capacidad de 40 m³ y 3 m de diámetro.

$$z_{D3} = \frac{40 \text{ m}^3}{\pi \cdot \frac{(3 \text{ m})^2}{4}} = 5,66 \text{ m. c. a}$$

Diseño de una planta de membranas para tratar lixiviados de vertedero con un caudal de 50 m³/día

Para la tubería de aspiración se ha seleccionado la válvula se ha seleccionado una válvula de bola del fabricante Cepex modelo UP.60ST.SF5 para un diámetro nominal de 25 mm, cuya pérdida de carga se ha estimado previamente que es de 0,015 *m. c. a*. Mientras que, para la tubería de impulsión, se ha seleccionado una válvula de bola del fabricante Clorius Controls, modelo 2.5.08 G3F para un diámetro nominal de 25 mm para regular el caudal bombeado, cuya pérdida de carga se podrá calcular aplicando la siguiente ecuación según las especificaciones del fabricante, que indican que coeficiente de caudal es 10 m³/h · bar^{0,5}.

$$\Delta P(m. c. a) = \left(\frac{Q}{K_v}\right)^2 \cdot 10,2 \frac{m. c. a}{bar}$$
$$\Delta P(m. c. a) = \left(\frac{1,117 m^3/h}{10 m^3/h \cdot bar^{0,5}}\right)^2 \cdot 10,2 \frac{m. c. a}{bar} = 0,127 m. c. a$$

Por otro lado, la pérdida de carga asociada a las membranas de nanofiltración se supondrá que es 4 bar (40,8 m), siendo esta presión la máxima que puede llegar a alcanzar durante el proceso de limpieza según la hoja de especificaciones del fabricante. Aplicando la ecuación de Bernoulli entre las láminas de agua superiores del depósito D6 y D7, se obtiene que la energía necesaria a aportar es la siguiente:

$$H_{B5} = (z_{D7} - z_{D6}) + h_{fL2.2} + h_{fL3.1} + h_{V4} + h_{V5} + h_{NF}$$
$$H_{B5} = (5,66 - 0) + 0,549 + 0,398 + 0,015 + 0,127 + 7 \cdot 40,8 = 292,35 m. c. a$$

Utilizando el software proporcionado por el grupo Grundfos, se obtiene que la bomba más adecuada para impulsar un caudal de 38,4 m³/día hasta una altura de 292,35 m, es la bomba CRNE 1-23 modelo Q-P-T-E-HQQE, para un diámetro nominal de 25 mm. A continuación se muestra la curva característica de la bomba y una imagen de la bomba seleccionada.



Figura 26. Bomba CRNE 1-23 Q-P-T-E-HQQE

Diseño de una planta de membranas para tratar lixiviados de vertedero con un caudal de 50 m³/día

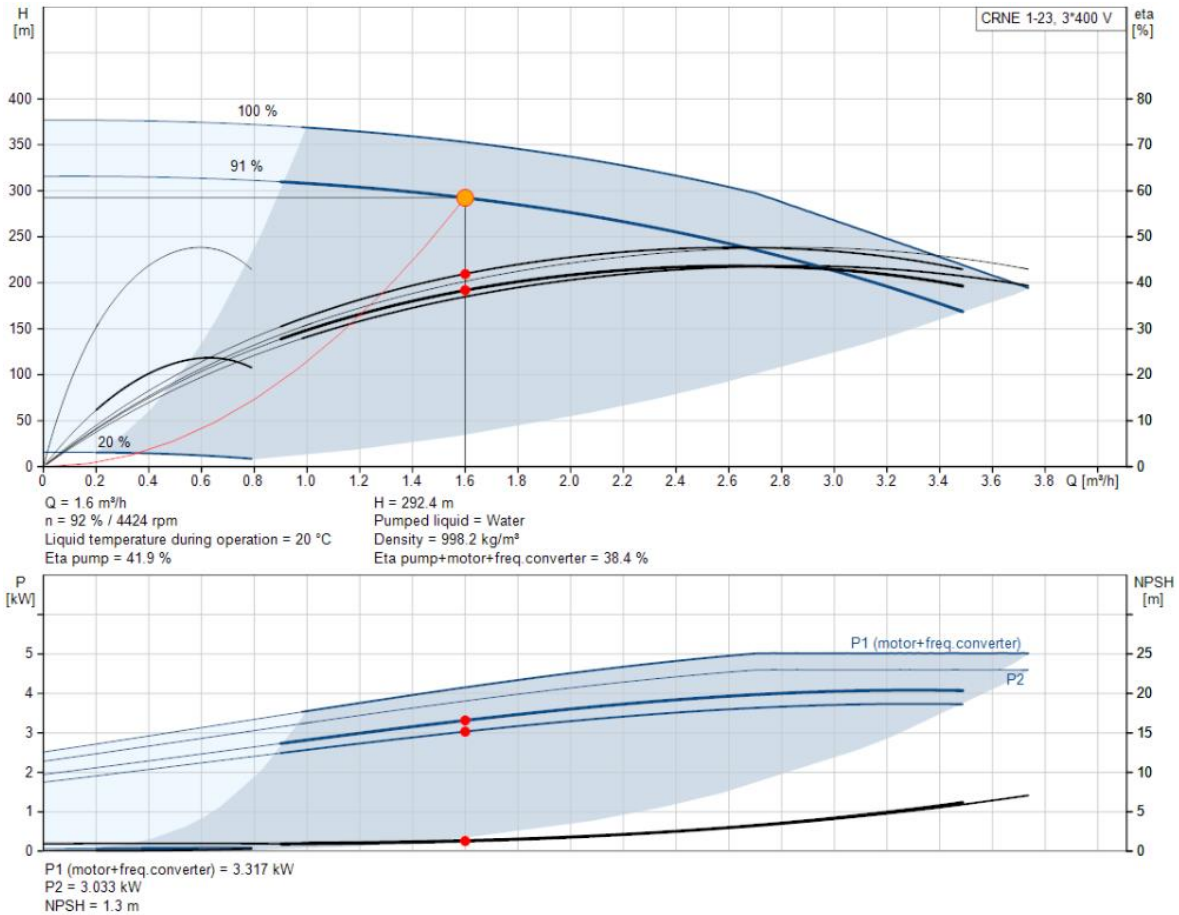


Figura 27. Curva característica de la bomba CRNE 1-23 Q-P-T-E-HQQE

Una vez elegida la bomba, se comprueba que no existan problemas de cavitación. Según la curva del $NPSH_r$ facilitada por el fabricante, se observa que la presión mínima absoluta que debe de tener el fluido en el lado de la aspiración de la bomba para evitar la cavitación es de 1,3 m. Por lo que calculando la $NPSH_d$, y comparando si su valor es superior al $NPSH_r$ sumándole el margen de seguridad de 0,5 podremos determinar si existe riesgo de cavitación en la bomba.

$$NPSH_d = \frac{P_a - P_v}{\gamma} - H_a - P_{ca}$$

$$NPSH_d = \frac{(101325 - 3167,74) Pa}{9,81 \frac{m}{s^2} \cdot 1000,98 \frac{kg}{m^3}} - \frac{1,646}{2} - 0,015 = 8,34 m$$

$$NPSH_d > NPSH_r + 0,5$$

$$8,34 > 1,3 + 0,5$$

$$8,34 > 1,8$$

Según los resultados obtenidos no hay riesgo de cavitación al ser el $NPSH_d$ superior al $NPSH_r$ sumándole el margen de seguridad.

9.7.6. Selección de la bomba de dosificación (B6)

La siguiente bomba se sitúa en el tramo que suministra tricloruro férrico al tanque de coagulación (D4) y deberá transportar un caudal de $0,067 \text{ m}^3/\text{día}$, desde el tanque de almacenamiento de coagulante (D3) hasta el tanque donde se realizará la coagulación (D4), donde habrá pérdidas de carga asociadas a la válvula localizada en el tramo de aspiración, así como pérdidas relacionadas con la fricción de la propia tubería. Como ambos depósitos están abiertos a la atmósfera, el término de presión se contrarresta, mientras que para la cota geométrica se va a suponer el caso más desfavorable, es decir, aquel en el que la cota del tanque de almacenamiento (D3) es 0 m , mientras que la cota del depósito de coagulación D4 es la máxima que puede alcanzar. Teniendo en cuenta que el volumen máximo que puede haber en el tanque de almacenamiento es 60 m^3 , y que el diámetro del depósito seleccionado es $3,7 \text{ m}$:

$$z_{D3} = \frac{60 \text{ m}^3}{\pi \cdot \frac{(3,7 \text{ m})^2}{4}} = 5,58 \text{ m. c. a}$$

Para la válvula del tramo de aspiración, se ha seleccionado una válvula de bola del fabricante John Guest modelo PPSV041212WP para un diámetro nominal de $\frac{1}{4}$ pulgadas ($6,35 \text{ mm}$), siendo esta la válvula más pequeña que se ha logrado encontrar. Como el fabricante no proporciona ni el coeficiente de caudal ni ningún gráfico del que se pueda obtener la pérdida de carga para la válvula, se hará uso de la siguiente tabla en la que se hace una estimación de la pérdida de carga por accesorios.

Tabla 13. Pérdida de carga en válvulas

Fitting	LD	Nominal Pipe Size											
		1/2"	3/4"	1	1-1/4"	1-1/2"	2	2-1/2"-3	4	6	8-10	12-16	18-24
		Head loss											
Angle Valve	55	1.48	1.38	1.27	1.21	1.16	1.05	0.99	0.94	0.83	0.77	0.72	0.66
Angle Valve	150	4.05	3.75	3.45	3.30	3.15	2.85	2.70	2.55	2.25	2.10	1.95	1.80
Ball Valve	3	0.08	0.08	0.07	0.07	0.06	0.06	0.05	0.05	0.05	0.04	0.04	0.04
Butterfly Valve							0.86	0.81	0.77	0.68	0.63	0.35	0.30
Gate Valve	8	0.22	0.20	0.18	0.18	0.15	0.15	0.14	0.14	0.12	0.11	0.10	0.10
Globe Valve	340	9.2	8.5	7.8	7.5	7.1	6.5	6.1	5.8	5.1	4.8	4.4	4.1
Plug Valve Branch Flow	90	2.43	2.25	2.07	1.98	1.89	1.71	1.62	1.53	1.35	1.26	1.17	1.08
Plug Valve Straightaway	18	0.48	0.45	0.41	0.40	0.38	0.34	0.32	0.31	0.27	0.25	0.23	0.22
Plug Valve 3-Way Thru-Flow	30	0.81	0.75	0.69	0.66	0.63	0.57	0.54	0.51	0.45	0.42	0.39	0.36

Diseño de una planta de membranas para tratar lixiviados de vertedero con un caudal de 50 m³/día

De esta forma, se ha estimado que la pérdida de carga es de 0,07 m. Aplicando la ecuación de Bernoulli entre la lámina de agua superior del tanque de almacenamiento de coagulante (D2) y del tanque de coagulación (D3), se obtiene que la energía necesaria a aportar es la siguiente:

$$H_{B6} = (z_{D3} - z_{D2}) + h_{V6}$$
$$H_{B6} = (5,58 - 0) + 0,07 = 5,65 \text{ m. c. a}$$

Utilizando el software proporcionado por el grupo Grundfos, se obtiene que la bomba dosificadora más adecuada para impulsar un caudal de 0,067 m³/día hasta una altura de 5,65 m, es la bomba DDA 7.5-16 AR-PP/E/C-F-31U2U2FG., en cuyo precio se incluye la tubería de silicona. A continuación, se muestra la curva característica de la bomba y una imagen de la bomba de Grundfos seleccionada.



Figura 28. Bomba DDA 7.5-16 AR-PP/E/C-F-31U2U2FG

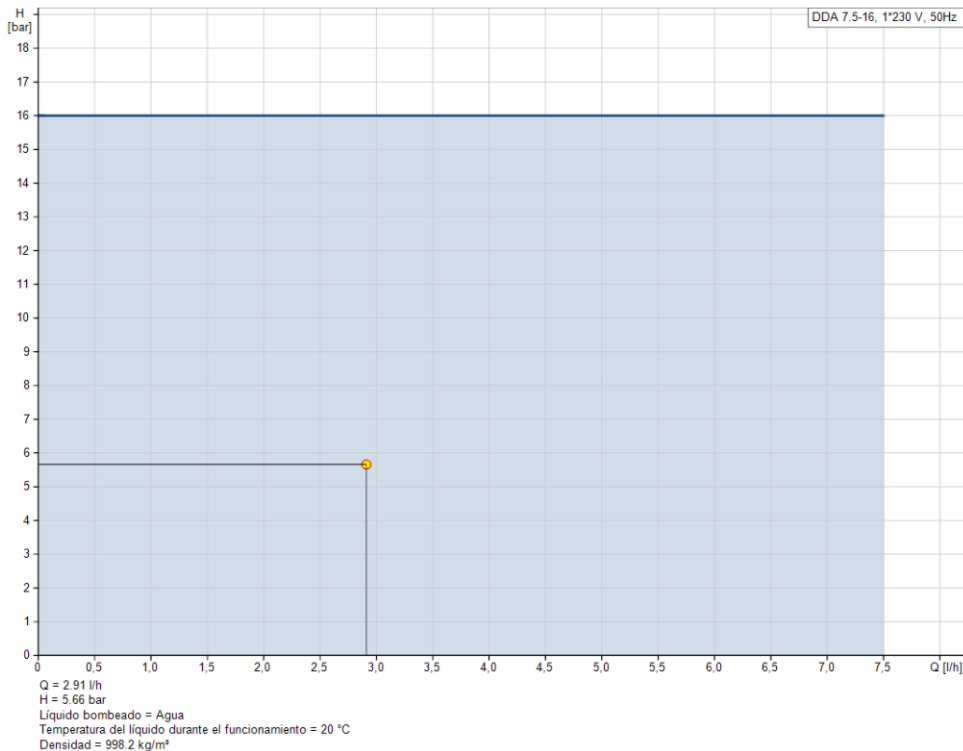


Figura 29. Curva característica de la bomba DDA 7.5-16 AR-PP/E/C-F-31U2U2FG

9.8. Diseño del sistema de limpieza

Dado que la superficie de las membranas es susceptible a incrustaciones por materiales extraños que pueden estar presentes en el agua de alimentación, como son los hidratos de óxidos metálicos, precipitados de calcio, materia orgánica y biológica; para alargar la vida útil de las membranas es necesario limpiarlas periódicamente. Como las membranas van a estar probablemente ensuciadas con especies orgánicas como ácidos húmicos y fúlvicos, antiincrustantes o aceites, se va a llevar a cabo un sistema de limpieza acorde a la eliminación de dichos contaminantes.

Para determinar cuándo será necesario realizar la limpieza de las membranas, se instalan manómetros a la entrada y corriente de rechazo de cada módulo de membrana. De esta forma, cuando se detecte un aumento pronunciado de la caída de presión entre la entrada y salida, se podrá localizar más fácilmente en qué módulo de membranas hay ensuciamiento para poder solucionarlo lo antes posible y que no afecte al funcionamiento global de la planta. Por norma general, cuando se requiera una presión de alimentación un 15 por ciento superior a la que se requería inicialmente para producir la misma cantidad de permeado, se deberán limpiar las membranas.

Como en el diseño se han empleado dos membranas distintas, será necesario tener dos circuitos diferenciados de limpieza, uno para la nanofiltración y otro para la ultrafiltración. Siendo así recirculadas de forma independiente las corrientes de concentrado y rechazo de cada membrana. El proceso de limpieza se realizará a una velocidad superior que el tratamiento de lixiviados como tal, considerando una velocidad de 3 m/s, y al haber una mayor turbulencia, se liberan las partículas contaminantes que habían sido absorbidas por la membrana. Además, al emplear productos químicos, como son los reactivos básicos se consigue eliminar materia orgánica, gracias a reacciones de hidrólisis y solubilización, y con reactivos ácidos se eliminan las sales precipitadas que pueden permanecer en las membranas.

A mayor temperatura también se consigue mejorar el rendimiento de la limpieza, ya que, de forma general el coeficiente de difusión aumenta, por lo que las partículas contaminantes se desprenderán con más facilidad de las membranas para trasladarse hasta la disolución de limpieza.

Para las membranas de nanofiltración, según el manual del fabricante Dupont, se va a emplear una mezcla de hidróxido sódico (0,1% p/p), una de ácido clorhídrico (0,2% p/p) y otra de agua osmotizada como producto de limpieza, siguiendo un proceso de 6 etapas.

1. Enjuagar con agua osmotizada las membranas.
2. Elaborar la solución de limpieza a pH básicos, es decir, la solución de hidróxido sódico (*NaOH*) con un pH de un valor de 12, a una temperatura máxima de 30 °C.
3. Introducir la solución de limpieza al módulo de membranas
4. Reciclar la solución durante 30 minutos. Si el color de la disolución cambia, será necesario descartarla y elaborar otra mezcla de hidróxido sódico.
5. Aclarar con agua osmotizada
6. Repetir los pasos del 2 al 4 con una mezcla de ácido clorhídrico (*HCl*) con un pH de un valor de 2, a una temperatura máxima de 45 °C.
7. Volver a aclarar con agua osmotizada.

Para las membranas de ultrafiltración, como el fabricante Pentair no da conocer cuál es el proceso de limpieza óptimo para sus membranas se hace una búsqueda bibliográfica para determinar que procedimiento sería el idóneo a seguir (Gruskevica & Mezule, 2021; Said et al., 2014; Tomczak et al., 2021). Como de forma general se utilizan los mismos reactivos que se tiene pensado emplear durante el proceso de nanofiltración con las mismas concentraciones, pH y tiempos de recirculación. Se decide aplicar las mismas condiciones que en la limpieza de nanofiltración.

9.8.1. Dimensionado de los tanques

Los depósitos D8, D9 y D10 van a almacenar las disoluciones de ácido clorhídrico, hidróxido sódico y agua osmotizada que se emplean durante la limpieza para recuperar la permeabilidad de las membranas. Para averiguar el volumen necesario de estos tanques, se calculará el volumen muerto de las tuberías y el conjunto de membranas correspondientes al circuito de limpieza. El volumen muerto se puede calcular de acuerdo con las siguientes ecuaciones.

Volumen muerto en tuberías: $V = \pi \cdot r^2 \cdot L$

Volumen muerto en membranas: $V = V_{módulo} \cdot n^{\circ}módulos$

En donde r es el radio de las tuberías, L la longitud de las tuberías, $V_{módulo}$ el volumen del módulo y $n^{\circ}módulos$ el número de módulos empleado. De esta forma, se obtienen los siguientes volúmenes muertos para los diferentes tramos de tuberías en el circuito de limpieza del módulo de ultrafiltración, como se puede ver en la Tabla 14.

Tabla 14. Volúmenes muertos para el circuito de limpieza de las membranas de ultrafiltración

Tuberías	Radio (mm)	Longitud (m)	Volumen muerto (m ³)
L1.4	13	15	7,96E-03
L2.1	10,2	7,5	2,45E-03
L4	6,35	15	1,90E-03
L6.1	13	7,5	3,98E-03
L6.2	13	7,5	3,98E-03
L7	10,2	20	6,54E-03
L8	6,35	7,5	9,50E-04
L9	13	10	5,31E-03

$$V_{total} = 3,31 \cdot 10^{-2} m^3 = 33,1 L$$

Por otro lado, se puede obtener el volumen muerto correspondiente a las membranas de ultrafiltración como:

$$V_{módulo} = S_{transversal} \cdot Longitud = \frac{\pi \cdot Diametro^2}{4} \cdot Longitud$$

Diseño de una planta de membranas para tratar lixiviados de vertedero con un caudal de 50 m³/día

$$V_{\text{módulo}} = \frac{\pi \cdot (0,2 \text{ m})^2}{4} \cdot 3 \text{ m} = 0,095 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{total}} = V_{\text{módulo}} \cdot n^{\circ}_{\text{módulos}} = 0,095 \cdot 1 = 0,095 \text{ m}^3 = 94,24 \text{ L}$$

Finalmente, el volumen muerto total para el circuito de limpieza en la ultrafiltración es de:

$$V_{\text{muerto total}} = 33,1 + 94,24 = 127,34 \text{ L}$$

De igual forma, se calculan los volúmenes muertos en el circuito de limpieza de la nanofiltración, teniendo en cuenta aquellos que se dan en las tuberías y en las membranas de nanofiltración, como se puede ver en la Tabla 15.

Tabla 15. Volúmenes muertos para el circuito de limpieza de las membranas de nanofiltración

Tuberías	Radio (mm)	Longitud (m)	Volumen muerto (m ³)
L2.2	10,2	2,5	8,17E-04
L3.1	8,00	5	1,01E-03
L3.2	8,00	10	2,01E-03
L5.1	6,35	15	1,90E-03
L5.3	6,35	10	1,27E-03
L6.1	13	7,5	3,98E-03
L6.2	13	7,5	3,98E-03
L9	13	10	5,31E-03

$$V_{\text{total}} = 2,03 \cdot 10^{-2} \text{ m}^3 = 20,3 \text{ L}$$

Por otro lado, se puede obtener el volumen muerto correspondiente a las membranas de nanofiltración como:

$$V_{\text{módulo}} = S_{\text{transversal}} \cdot \text{Longitud} = \frac{\pi \cdot \text{Diametro}^2}{4} \cdot \text{Longitud}$$

$$V_{\text{módulo}} = \frac{\pi \cdot (0,099 \text{ m})^2}{4} \cdot 1,016 \text{ m} = 7,82 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3$$

$$V_{\text{total}} = V_{\text{módulo}} \cdot n^{\circ}_{\text{módulos}} = 7,82 \cdot 10^{-3} \cdot 7 = 5,47 \cdot 10^{-2} \text{ m}^3 = 54,74 \text{ L}$$

Finalmente, el volumen muerto total para el circuito de limpieza en la ultrafiltración es de:

$$V_{\text{muerto total}} = 20,3 + 54,74 = 75,04 \text{ L}$$

Diseño de una planta de membranas para tratar lixiviados de vertedero con un caudal de 50 m³/día

Como los reactivos se recirculan continuamente y la limpieza de las membranas de ultrafiltración y nanofiltración se puede realizar de forma independiente o conjuntamente, se considera el volumen muerto total obtenido tanto en el circuito de limpieza de ultrafiltración como en el de nanofiltración. El volumen de cada tanque de limpieza se calcula considerando que debe ser el doble del volumen muerto total calculado:

$$V_{muerto\ total} = V_{muerto\ total_UF} + V_{muerto\ total_NF} = 127,34 + 75,04 = 202,38\ L$$

$$V_{HCl} = V_{NaOH} = V_{H_2O} = 2 \cdot V_{muerto\ total} \cdot factor\ de\ seguridad = 2 \cdot 202,38 \cdot 1,15 = 465,47\ L$$

Se opta por emplear un tanque de acero inoxidable del fabricante Polsinelli con una capacidad de 500 L, con unas dimensiones de 110 cm de altura y 78 cm de diámetro.

Por otro lado, no será necesario instalar bombas adicionales para el sistema de limpieza porque para impulsar la disolución de limpieza se emplearán las propias bombas de la instalación de tratamiento de lixiviados, diseñadas anteriormente.

10. ESTUDIO ECONÓMICO

A continuación, se va a estudiar la viabilidad económica del proyecto, considerando que la planta de tratamiento trabaja las 24 horas al día durante 365 días al año, lo que vendría a ser 8760 horas anuales. Para ello, se va a estimar el consumo energético, el consumo de reactivos, el coste del personal que vaya a operar la planta y mantenimiento.

10.1. Consumo energético

Los costes asociados a la energía me vendrán dados por las bombas que impulsan el caudal necesario a lo largo de la instalación. Además, se tendrán que sumar los costes asociados a los agitadores y los sensores de nivel. No se han incluido los costes asociados al sistema de limpieza como son intercambiadores de calor puesto que no van a funcionar durante todo el año.

El agitador seleccionado ha sido un agitador de hélice del fabricante Simix, que cuenta con un propulsor desenroscable de diámetro 125 mm, cuya potencia consumida será de 370W por unidad, según la hoja de especificaciones del fabricante.

En relación con los sensores de nivel, se deberán tener en cuenta dos por depósito, es decir, un sensor para el nivel máximo y otro de nivel mínimo que se pueda llegar a alcanzar en el tanque o depósito. De esta forma se ha seleccionado un sensor de nivel de luz pulsada del fabricante IFM Electronic, que opera a un voltaje de 30V y una intensidad de 40 mA, consiguiendo así una potencia total de 1,2W por unidad.

El precio medio del kilovatio hora en junio de 2022 en España fue de 0,3071 €/kWh (Datosmacro, 2022), tomando este dato en cuenta se puede calcular el coste energético anual considerando que se trabaja 8760 horas anuales.

Tabla 16. Consumo y coste energético anual

Equipo	Potencia (kW)	Consumo anual (kWh/año)	Coste anual (€/año)	Nº equipos	Coste total anual (€)
Bomba CRI 3-2 A-P-A-E-HQQE	0,16	1427,88	438,50	1	438,50
Bomba CRT 2-2 A-P-A-E-AUUE	0,02	201,48	61,87	1	61,87
Bomba CRI 1-2 A-P-A-E-HQQE	0,11	954,84	293,23	1	293,23
Bomba CRI 3-7 A-P-A-E-HQQE	0,42	3714,24	1140,64	1	1140,64
Bomba CRNE 1-23 Q-P-T-E-HQQE	3,03	26569,08	8159,36	1	8159,36
Bomba DDA 7.5-16 AR-PP/E/C-F-31U2U2FG	0,024	210,24	64,56	1	64,56
Agitador Simix	0,37	3241,20	995,37	7	6967,61
Sensor de nivel	0,00	8,76	2,69	14	37,66
Motor de accionamiento del tornillo sin fin	2,20	19272,00	5918,43	1	5918,43
Total					23.662,96 €

10.2. Coste de reactivos

En el siguiente apartado se identifican los costes anuales asociados a los reactivos necesarios para el funcionamiento de la instalación, las cuales se corresponderán con el tricloruro férrico ($FeCl_3$) que actuará de coagulante, el carbonato cálcico ($Ca(CO_3)_2$) que regulará el pH hasta el valor óptimo necesario para realizar la coagulación y los reactivos necesarios para poder realizar los ciclos de limpieza, que serán ácido clorhídrico (HCl), hidróxido sódico ($NaOH$) y agua osmotizada (H_2O).

Para las disoluciones que se utilizan durante el proceso de limpieza se van a tener que preparar aproximadamente 465,47 L de ácido clorhídrico al 0,2% p/p, y hidróxido sódico al 0,1% p/p respectivamente. Por ejemplo, en el caso del ácido clorhídrico esta concentración se correspondería con 0,2 g HCl por cada 100 g de disolución. Como las disoluciones están muy poco concentradas, se considera que la densidad de las disoluciones es igual a la del agua.

Entonces, para la disolución de ácido clorhídrico será necesario adicionar una cantidad de producto de:

$$p/p\% 0,2 HCl = \frac{x \text{ g HCl}}{465470 \text{ g}} \cdot 100$$
$$x = 930,94 \text{ g} = 0,93 \text{ kg HCl}$$

Mientras que la cantidad de agua necesaria a adicionar para conseguir esa concentración será de:

$$x \text{ g H}_2\text{O} + 930,94 \text{ g HCl} = 465470 \text{ g de disolución}$$
$$x = 464539,06 \text{ g H}_2\text{O} = 464,53 \text{ kg H}_2\text{O} = 464,53 \text{ L H}_2\text{O}$$

Puesto que dicha disolución se emplea cada 2 semanas, esta cantidad de producto solo será necesaria conseguirla 2 veces al mes, y como hay 52 semanas cada año, se va a emplear un total ácido clorhídrico al año de:

$$m_{HCl} = 930,94 \text{ g}/2 \text{ semanas} \cdot 52 \text{ semanas/año} = 24204,44 \text{ g} = 24,20 \text{ kg HCl}$$

Partiendo de que un envase de 1 kg de HCl al 32% en peso, tiene un precio de 75,30 € el coste anual supondría un total de:

$$\text{Precio HCl}_{\text{anual}} = \frac{75,30 \text{ €}}{320 \text{ g HCl}} \cdot 24204,44 \text{ g} = 5695,61 \text{ €}$$

Para la disolución de hidróxido sódico será necesario adicionar una cantidad de producto de:

$$p/p\% 0,1 NaOH = \frac{x \text{ g NaOH}}{465470 \text{ g}} \cdot 100$$
$$x = 465,47 \text{ g} = 0,47 \text{ kg NaOH}$$

Mientras que la cantidad de agua necesaria a adicionar para conseguir esa concentración será de:

$$x \text{ g } H_2O + 465,47 \text{ g } NaOH = 465470 \text{ g de disolución}$$
$$x = 465004,53 \text{ g } H_2O = 465 \text{ kg } H_2O = 465 \text{ L } H_2O$$

Puesto que dicha disolución se emplea cada 2 semanas, esta cantidad de producto solo será necesaria conseguirla 2 veces al mes, y como hay 52 semanas cada año, se va a emplear un total ácido clorhídrico al año de:

$$m_{NaOH} = 465 \text{ g}/2 \text{ semanas} \cdot 52 \text{ semanas/año} = 12090 \text{ g} = 12,09 \text{ kg } NaOH$$

Partiendo de que un envase de 6 kg NaOH tiene un precio de 386,00 € el coste anual supondría un total de:

$$\text{Precio } NaOH_{anual} = \frac{386,00 \text{ €}}{6 \text{ kg } HCl} \cdot 12,09 \text{ kg } NaOH = 777,79 \text{ €}$$

Por otro lado, el agua necesaria para el funcionamiento del circuito de limpieza se puede calcular como el total de agua que se vaya a emplear para el aclarado de las membranas, y la suma del agua necesaria para elaboración de las disoluciones de HCl y NaOH.

$$m_{H_2O} = 465,47 + 464,53 + 465 = 1395 \text{ L}$$

Suponiendo que esta cantidad de agua es necesaria cada 2 semanas, suponiendo que un año por lo general tiene un total de 52 semanas, se calcula el total de agua necesaria al año como:

$$m_{H_2O} = 1395 \text{ L}/2 \text{ semanas} \cdot 52 \text{ semanas/año} = 36270 \text{ L} = 36,27 \text{ m}^3 \text{ H}_2O$$

Dado que el coste medio del agua en España es de 1,91 €/m³, se puede calcular el precio anual de

$$\text{Precio } H_2O_{anual} = 1,91 \text{ €/m}^3 \cdot 36,27 \text{ m}^3 \text{ H}_2O = 69,27 \text{ €}$$

Por otro lado, el consumo diario de carbonato sódico es de 183,58 gr, por lo que anualmente se empleará un total de 67 kg, cuyo precio es de 2,7 €/kg, por lo que supondrá un coste anual de 180,90 €. Mientras que el consumo de coagulante (FeCl₃) es de 0,067 m³/día, por lo que

Diseño de una planta de membranas para tratar lixiviados de vertedero con un caudal de 50 m³/día

anualmente se emplearán 24,45 m³ y si al comprar 25 bombonas de 2,5 L el precio se reduce a 22,60 €, al comprar una mayor cantidad, se puede establecer el precio anual de coagulante como:

$$\text{Precio } FeCl_3_{\text{anual}} = \frac{22,60 \text{ €}}{62,50 \text{ L}} \cdot 24450 \text{ L } FeCl_3 = 8.841,12 \text{ €}$$

A continuación, se recoge el coste anual de reactivos que se había calculado previamente. Como se puede observar al emplear técnicas de coagulación para la eliminación de contaminantes, aumenta considerablemente el coste anual asociado al coste de dichos reactivos, en nuestro caso tricloruro férrico.

Tabla 17. Coste de materia prima anual

Reactivo	Coste precio unitario	Coste anual (€/año)
Carbonato sódico	2,7 €/kg	180,90
Cloruro férrico	0,36 €/L	8.841,12
Ácido clorhídrico	0,23 €/g	5.695,61
Hidróxido sódico	64,3 €/kg	777,79
Agua	1,91 €/m ³	69,27
Total		15.564,69 €

10.3. Costes de mantenimiento

Los costes de mantenimiento estarán relacionados principalmente con la reposición de las membranas debido a un deterioro irreversible asociado al desgaste y ensuciamiento. De esta forma, suponiendo que la vida útil de las membranas es de alrededor de 10 años, cada año hay un desgaste del 10%.

$$\text{Coste anual}_{\text{membranas}} = \text{Tasa} \cdot C_{\text{membrana}} \cdot N^{\circ}_{\text{membranas}}$$

$$\text{Coste anual}_{UF} = 0,1 \cdot 1560 \cdot 1 = 156 \text{ €}$$

$$\text{Coste anual}_{NF} = 0,1 \cdot 650 \cdot 7 = 455 \text{ €}$$

$$\text{Coste anual}_{\text{membranas}} = \text{Coste anual}_{UF} + \text{Coste anual}_{NF} = 611 \text{ €}$$

Sin embargo, también hay que tener en cuenta el desgaste de otros equipos de la instalación como son las bombas, filtros, manómetros, sensores de medida... Este coste asociado al resto de elementos de la instalación se obtendrá suponiendo que consiste en un 7% del presupuesto calculado hasta este punto.

$$\text{Coste anual}_{\text{equipos}} = (\text{Coste anual}_{\text{membranas}} + \text{Coste anual}_{\text{reactivos}} + \text{Coste anual}_{\text{energético}}) \cdot 0,07$$

$$\text{Coste anual}_{\text{equipos}} = (676 + 15.564,69 + 23.662,96) \cdot 0,07 = 2.793,25 \text{ €}$$

10.4. Resumen de costes anuales

Por último, se tendrá en cuenta un coste del 4% sobre el total de todos los costes calculados anteriormente en concepto de costes indirectos, con el fin incluir gastos derivados que funcionamiento de la instalación que no se hayan contabilizado anteriormente.

Tabla 18. Resumen coste de funcionamiento anual de la instalación

Partida	Coste anual
Costes energéticos	23.662,96 €
Costes de reactivos	15.564,69 €
Costes de mantenimiento	2.793,25 €
Costes indirectos	1.680,83 €
Total	43.701,73 €

El coste anual operativo en la instalación diseñada es de 43.701,73 €, considerando un caudal diario a tratar de 50 m³ de lixiviados, resulta en un coste unitario de 2,39 €/m³. Al comparar este coste con el de una instalación convencional, se observa que el coste unitario de la instalación diseñada es inferior (3,25 €/m³ en la Planta de tratamiento Las Marinas).

11. CONCLUSIONES

El objetivo principal de diseñar una instalación para el tratamiento de un caudal de 50 m³/h de lixiviados se logró mediante una exhaustiva búsqueda bibliográfica. Esta investigación permitió comprender el riesgo asociado a este tipo de agua residual, así como la problemática que conlleva, debido a que no todos los lixiviados tienen la misma composición o características. Como resultado, se identificó una amplia variedad de técnicas y procesos para su tratamiento.

Al recopilar información sobre los tratamientos disponibles más comunes para la descontaminación de los lixiviados, se han podido sopesar los puntos a favor y en contra de cada uno de ellos, y seleccionar el tratamiento más adecuado en función del lixiviado seleccionado. La solución elegida ha sido un pretratamiento de coagulación floculación, eliminando los materiales orgánicos biodegradables presentes, seguido de una etapa de ultrafiltración, para eliminar sólidos en suspensión y macromoléculas, para llegar finalmente a una etapa de nanofiltración, con el objetivo de obtener una corriente de agua cuya composición se adecúe a la normativa de reutilización de agua regenerada.

Se presentan múltiples alternativas para la gestión de aguas reutilizadas, ofreciendo soluciones sostenibles y eficientes en la conservación del recurso hídrico. Entre ellas destacan el riego agrícola, que optimiza el uso del agua en cultivos; el riego de parques y jardines, embelleciendo espacios verdes; los usos industriales, reduciendo la demanda de agua fresca en procesos productivos; y la recarga de acuíferos, fortaleciendo las reservas subterráneas. Estas alternativas promueven la economía circular, minimizan el impacto ambiental y se adaptan a las regulaciones y necesidades específicas de cada región, fomentando la preservación y el aprovechamiento responsable del agua reutilizada.

Después de evaluar los resultados económicos, se ha concluido que, a pesar de requerir una inversión inicial significativa, los costes operativos de la planta son más bajos en comparación con otras plantas de tratamiento de lixiviados. Esto implica que, aunque el proyecto requiere una fuerte inversión inicial, los costos operativos más bajos permiten recuperar esa inversión y generar un mayor beneficio a lo largo de la vida útil de la planta.

12. BIBLIOGRAFÍA

- Ahmad, I., Jasni, A. B., Abdullah, N., Krishnan, S., Koji, I., Chelliapan, S., Yuzir, A., & Nasrullah, M. (2022a). Landfill management and efficacy of anaerobic reactors in the treatment of landfill leachate. En *Techno-economics and Life Cycle Assessment of Bioreactors* (pp. 69–92). Elsevier. <https://doi.org/10.1016/B978-0-323-89848-5.00005-6>
- Air Diffusion Systems. (s. f.). *Lagoon Aeration Treatment*. Recuperado 9 de febrero de 2023, de <https://airdiffusion.com/treatments/lagoon-aeration-treatment>
- Amjad, Z. (1993). *Reverse Osmosis: Membrane Technology, Water Chemistry, and Industrial Application*. Van Nostrand Reinhold, New York, USA.
- Amor, C., Torres-Socías, E. de, Peres, J. A., Maldonado, M. I., Oller, I., Malato, S., & Lucas, M. S. (2015). Mature landfill leachate treatment by coagulation/flocculation combined with Fenton and solar photo-Fenton processes. *Journal of Hazardous Materials*, 286, 261–268. <https://doi.org/10.1016/J.JHAZMAT.2014.12.036>
- Bharathiraja, B., Sudharsanaa, T., Bharghavi, A., Jayamuthunagai, J., & Praveenkumar, R. (2016). Biohydrogen and Biogas – An overview on feedstocks and enhancement process. *Fuel*, 185, 810–828. <https://doi.org/10.1016/J.FUEL.2016.08.030>
- Bolyard, S. C., & Reinhart, D. R. (2016). Application of landfill treatment approaches for stabilization of municipal solid waste. *Waste Management*, 55, 22–30. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2016.01.024>
- Brinkmann, T., Giner Santonja, G., Yükseler, H., Roudier, S., & Delgado Sancho, L. (2016). *Best Available Techniques (BAT) Reference Document for Common Waste Water and Waste Gas Treatment/Management Systems in the Chemical Sector - Industrial Emissions Directive 2010/75/EU (Integrated Pollution Prevention and Control)*.
- Catarina. (s. f.). *Tuberías de PVC y Polietileno PAD*. Capítulo No. 3. Recuperado 14 de febrero de 2023, de http://catarina.udlap.mx/u_dl_a/tales/documentos/mgc/osorio_e_fj/capitulo3.pdf
- Chen, L. (2017). Partial nitrification of stored source-separated urine by granular activated sludge in a sequencing batch reactor. *AMB Express*, 7, pp. 1-10.
- Chian, E. (1977). Stability of organic matter in landfill leachates. *Water Res.* 11, 225–232.
- Cossu, R., Ehrig, H.-J., & Muntoni, A. (2018). Physical–Chemical Leachate Treatment. *Solid Waste Landfilling*, 575–632. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-407721-8.00028-0>
- Cossu, R., & Stegmann, R. (2019). *Solid Waste Landfilling (Concepts, Processes, Technologies)*.
- Do, K.-U., & Nguyen, V.-L. (2022). Wastewater treatment by Sequencing Batch Reactor (SBR) without releasing excess sludge. *Current Developments in Biotechnology and Bioengineering*, 253–269. <https://doi.org/10.1016/B978-0-323-99874-1.00001-4>
- Dolar, D., Košutić, K., & Strmecky, T. (2016a). Hybrid processes for treatment of landfill leachate: Coagulation/UF/NF-RO and adsorption/UF/NF-RO. *Separation and Purification Technology*, 168, 39–46. <https://doi.org/10.1016/J.SEPPUR.2016.05.016>

- Dolar, D., Košutić, K., & Strmecky, T. (2016b). Hybrid processes for treatment of landfill leachate: Coagulation/UF/NF-RO and adsorption/UF/NF-RO. *Separation and Purification Technology*, 168, 39–46. <https://doi.org/10.1016/J.SEPPUR.2016.05.016>
- Dolar, D., Košutić, K., & Strmecky, T. (2016c). Hybrid processes for treatment of landfill leachate: Coagulation/UF/NF-RO and adsorption/UF/NF-RO. *Separation and Purification Technology*, 168, 39–46. <https://doi.org/10.1016/J.SEPPUR.2016.05.016>
- Dubey, S. K., & Kashyap, A. K. (2022). Biofilm: a doable microbial continuum for the treatment of wastewater. *Microbial Consortium and Biotransformation for Pollution Decontamination*, 321–345. <https://doi.org/10.1016/B978-0-323-91893-0.00013-4>
- DuPont. (2023). *FilmTec™ Reverse Osmosis Membranes Technical Manual Water Solutions*.
- Dydo, P., Turek, M., Ciba, J., Trojanowska, J., & Kluczka, J. (2005). Boron removal from landfill leachate by means of nanofiltration and reverse osmosis. *Desalination*, 185(1–3), 131–137. <https://doi.org/10.1016/J.DESAL.2005.03.076>
- Ehrig, H. J., & Stegmann, R. (2018). Leachate Quality. *Solid Waste Landfilling: Concepts, Processes, Technologies*, 511–539. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-407721-8.00026-7>
- EMTRE. (2023). *Vertedero de Dos Aguas, Valencia*. <https://emtre.es/instalaciones/dos-aguas/>
- Fane, A. G., Tang, C. Y., & Wang, R. (2011). Membrane Technology for Water: Microfiltration, Ultrafiltration, Nanofiltration, and Reverse Osmosis. *Treatise on Water Science*, 4, 301–335. <https://doi.org/10.1016/B978-0-444-53199-5.00091-9>
- Fudala-Ksiazek, S., Sobaszek, M., Luczkiewicz, A., Pieczynska, A., Ofiarska, A., Fiszka-Borzyszkowska, A., Sawczak, M., Ficek, M., Bogdanowicz, R., & Siedlecka, E. M. (2018). Influence of the boron doping level on the electrochemical oxidation of raw landfill leachates: Advanced pre-treatment prior to the biological nitrogen removal. *Chemical Engineering Journal*, 334, 1074–1084. <https://doi.org/10.1016/J.CEJ.2017.09.196>
- Gobierno de Aragón. (2022). *Indicadores de los objetivos de desarrollo sostenible (ODS) de la “Agenda 2030”, para Aragón*. <https://www.aragon.es/-/indicadores-de-los-objetivos-de-desarrollo-sostenible-de-la-agenda-2030-para-aragon>
- Gruskevica, K., & Mezule, L. (2021). Cleaning Methods for Ceramic Ultrafiltration Membranes Affected by Organic Fouling. *Membranes*, 11(2). <https://doi.org/10.3390/membranes11020131>
- Huang, H., Xiao, D., Zhang, Q., & Ding, L. (2014a). Removal of ammonia from landfill leachate by struvite precipitation with the use of low-cost phosphate and magnesium sources. *Journal of Environmental Management*, 145, 191–198. <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2014.06.021>
- Huang, H., Xiao, D., Zhang, Q., & Ding, L. (2014b). Removal of ammonia from landfill leachate by struvite precipitation with the use of low-cost phosphate and magnesium sources. *Journal of Environmental Management*, 145, 191–198. <https://doi.org/10.1016/J.JENVMAN.2014.06.021>
- Ingemecánica. (s. f.). *Instalaciones de Bombeo de Agua*. Recuperado 14 de febrero de 2023, de <https://ingemecanica.com/tutorialsemanal/tutorialn206.html>

- Insel, G., Dagdar, M., Dogruel, S., Dizge, N., Ubay Cokgor, E., & Keskinler, B. (2013). Biodegradation characteristics and size fractionation of landfill leachate for integrated membrane treatment. *Journal of Hazardous Materials*, 260, 825–832. <https://doi.org/10.1016/J.JHAZMAT.2013.06.037>
- Ismail, A. F., Khulbe, K. C., & Matsuura, T. (2019). RO Membrane Fouling. *Reverse Osmosis*, 189–220. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-811468-1.00008-6>
- Košutić, K., Dolar, D., & Strmecky, T. (2014). Treatment of landfill leachate by membrane processes of nanofiltration and reverse osmosis. *Desalination Water Treat*, 1–10.
- Kumar, S., Katoria, D., & Singh, G. (2013). Leachate Treatment Technologies. *International Journal of Environmental Engineering and Management*, 4 (2013), pp. 439-444.
- LAFARGEHOLCIM. (2023). *Economía Circular*. <https://www.lafargeholcim.es/informe-de-sostenibilidad-2017-2018/economia-circular>
- Lewinsky Allison A. (2007). *Hazardous Materials and Wastewater: Treatment, Removal and Analysis*. https://books.google.es/books?hl=es&lr=&id=wTub3G7oLD8C&oi=fnd&pg=PR7&ots=JM_TyrEmVT&sig=A3kOLOJ1Ox0S_l9a3DNwRExoEs8&redir_esc=y#v=onepage&q&f=false
- Liu D., & Lipták B. (1999). *Nutrient (Nitrogen and Phosphorus) Removal*. En: D. H. Liu, ed. *Environmental Engineer's Handbook*. London: Lewish Publishers, pp. 806-808.
- Maryana, A., Braga, B., Souza, Medeiros, M., Souza, A., Araújo, F., & de Castro, J. (2014). *Analyze of the Density and Viscosity of Landfill Leachate in Different Temperatures*. 2014, 71–74. <https://doi.org/10.5923/j.ajee.20140404.01>
- Millet, P. (2023). Electrochemical membrane reactors. *Current Trends and Future Developments on (Bio)Membranes*, 285–313. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-823659-8.00009-5>
- Ministerio para la Transición Ecológica y el Reto Demográfico. (2020). *BOE, Real Decreto 646/2020, de 7 de julio, por el que se regula la eliminación de residuos mediante depósito en vertedero*. <https://www.boe.es/buscar/act.php?id=BOE-A-2020-7438#dd>
- Moradi, M., & Ghanbari, F. (2014). Application of response surface method for coagulation process in leachate treatment as pretreatment for Fenton process: Biodegradability improvement. *Journal of Water Process Engineering*, 4(C), 67–73. <https://doi.org/10.1016/J.JWPE.2014.09.002>
- Mulder M. (1996). *Basic Principles of Membrane Technology*. Kluwer Academic Publisher, Dordrecht, Netherlands (1996). https://books.google.es/books?hl=es&lr=&id=SP2_GYvL384C&oi=fnd&pg=PA1&ots=GtF81kMaZ8&sig=IB13gW12a7TRd7qbroDzeAsPzPU&redir_esc=y#v=onepage&q&f=false
- Nanda, S., & Berruti, F. (2021). Municipal solid waste management and landfilling technologies: a review. *Environmental Chemistry Letters*, 19(2), 1433–1456. <https://doi.org/10.1007/s10311-020-01100-y>
- Ortega, L. M., Lebrun, R., Blais, J. F., & Hausler, R. (2007). Treatment of an acidic leachate containing metal ions by nanofiltration membranes. *Separation and Purification Technology*, 54(3), 306–314. <https://doi.org/10.1016/J.SEPPUR.2006.09.022>

- Pentair. (2012). *Compact 32V ultrafiltration membrane - X-Flow - Catalogs | Technical Documentation | Brochure*. https://pdf.directindustry.com/pdf/pentair-x-flow/compact-32v-ultrafiltration-membrane/71363-294715-_4.html
- Raghab, S. M., Abd El Meguid, A. M., & Hegazi, H. A. (2013). Treatment of leachate from municipal solid waste landfill. *HBRC Journal*, 9(2), 187–192. <https://doi.org/10.1016/j.hbrj.2013.05.007>
- Rao, S. N. (2018). Adsorption. *Interface Science and Technology*, 21, 251–331. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-801970-2.00005-7>
- Said, M., Mohammad, A., Nor, M., Abdullah, S., & Abu Hasan, H. (2014). Chemical cleaning of fouled polyethersulphone membranes during ultrafiltration of palm oil mill effluent. *Membrane Water Treatment*, 5, 207–219. <https://doi.org/10.12989/mwt.2014.5.3.207>
- San Juan De Cruz, P. de, Agricultura, M. de, & Medio Ambiente Programa Estatal De Prevencion De Residuos, A. Y. (2013). *SECRETARÍA DE ESTADO DE MEDIO AMBIENTE DIRECCION GENERAL DE CALIDAD Y EVALUACION AMBIENTAL Y MEDIO NATURAL*.
- Schäfer, A. I., Fane, A. G., & Waite, T. D. (2005). *Nanofiltration: Principles and Application*. Elsevier Advanced Technology, Oxford, UK.
- Sillanpää, M., Levchuk, I., & Park, Y. (2023). Ion exchange. *Natural Organic Matter in Water*, 291–328. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-824274-2.00001-6>
- Simonič, M. (2017). Compost leachate treatment using polyaluminium chloride and nanofiltration. *Open Chemistry*, 15(1), 123–128. <https://doi.org/10.1515/chem-2017-0015>
- Sivamani, S., Binnal, P., Cuento, A., Al-Shahri, A., Al-Mahri, M., Rafeet, M., Shamas, M., & Al-Awaid, A. (2020). A comprehensive review of experimental studies on aerobic digestion of wastewater sludge. En *Removal of Toxic Pollutants Through Microbiological and Tertiary Treatment* (pp. 211–231). Elsevier. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-821014-7.00007-1>
- Tatsi, A. A., Zouboulis, A. I., Matis, K. A., & Samaras, P. (2003). Coagulation–flocculation pretreatment of sanitary landfill leachates. *Chemosphere*, 53(7), 737–744. [https://doi.org/10.1016/S0045-6535\(03\)00513-7](https://doi.org/10.1016/S0045-6535(03)00513-7)
- Tesseme, T. (2015). *EFFECTS OF LANDFILLED MSW STABILIZATION STAGES ON COMPOSITION OF LANDFILL LEACHATE: A REVIEW*. https://www.researchgate.net/publication/285923768_EFFECTS_OF_LANDFILLED_MSW_STABILIZATION_STAGES_ON_COMPOSITION_OF_LANDFILL_LEACHATE_A_REVIEW/citation/download
- T.H. Christensen, R. Cossu, & R. Stegmann. (1992). *Landfilling of Waste: Leachate*.
- Tomczak, W., Grubecki, I., & Gryta, M. (2021). The Use of NaOH Solutions for Fouling Control in a Membrane Bioreactor: A Feasibility Study. *Membranes*, 11(11), 887. <https://doi.org/10.3390/membranes11110887>
- Trebouet, D., Schlumpf, J. P., Jaouen, P., & Quemeneur, F. (2001). Stabilized landfill leachate treatment by combined physicochemical–nanofiltration processes. *Water Research*, 35(12), 2935–2942. [https://doi.org/10.1016/S0043-1354\(01\)00005-7](https://doi.org/10.1016/S0043-1354(01)00005-7)
- VITO-SCT. (2009). *Revision of technical notes WASS*.

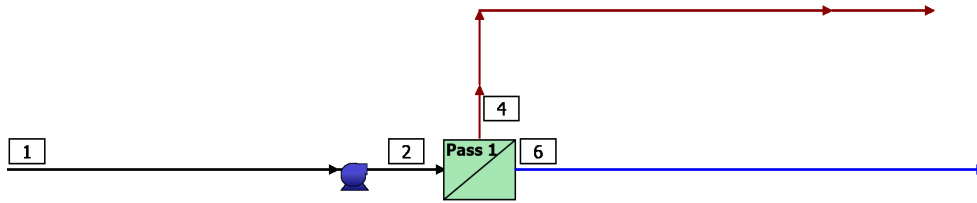
- Youcai, Z. (2018). Physical and Chemical Treatment Processes for Leachate. En *Pollution Control Technology for Leachate from Municipal Solid Waste* (pp. 31–183). Elsevier. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-815813-5.00002-4>
- Youcai, Z., & Ziyang, L. (2017a). Leachate Generation Processes and Property at Sanitary Landfill. *Pollution Control and Resource Recovery*, 93–145. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-811867-2.00003-0>
- Youcai, Z., & Ziyang, L. (2017b). Leachate Pollution Control Technology at Sanitary Landfill. *Pollution Control and Resource Recovery*, 147–226. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-811867-2.00004-2>
- Zeman, L. J., & Zydney, A. L. (1996). *Microfiltration and Ultrafiltration: Principles and Applications*. Marcel Dekker, New York, USA.
- Ziraba, A. K., Haregu, T. N., & Mberu, B. (2016). A review and framework for understanding the potential impact of poor solid waste management on health in developing countries. En *Archives of Public Health* (Vol. 74, Número 1). BioMed Central Ltd. <https://doi.org/10.1186/s13690-016-0166-4>

ANEXO I:
SIMULACIÓN EN WAVE



RO Summary Report

RO System Flow Diagram



#	Description	Flow (m ³ /h)	TDS (mg/L)	Pressure (bar)
1	Raw Feed to RO System	1.60	189.7	0.0
2	Net Feed to Pass 1	1.60	189.7	2.9
4	Total Concentrate from Pass 1	0.64	468.0	1.7
6	Net Product from RO System	0.96	4.16	0.0

RO System Overview

Total # of Trains	1	Online =	1	Standby =	0	RO Recovery	60.0 %
System Flow Rate	(m ³ /h)	Net Feed =	1.60	Net Product =	0.96		

Pass	Pass 1
Stream Name	Stream 1
Water Type	Softened Water (SDI < 3)
Number of Elements	7
Total Active Area (m ²)	53.3
Feed Flow per Pass (m ³ /h)	1.60
Feed TDS ^a (mg/L)	189.7
Feed Pressure (bar)	2.9
Flow Factor Per Stage	0.85
Permeate Flow per Pass (m ³ /h)	0.96
Pass Average flux (LMH)	18.0
Permeate TDS ^a (mg/L)	4.16
Pass Recovery	60.0 %
Average NDP (bar)	2
Specific Energy (kWh/m ³)	0.17
Temperature (°C)	25.0
pH	7.0
Chemical Dose	-
RO System Recovery	60.0 %
Net RO System Recovery	60.0%

Footnotes:

^aTotal Dissolved Solids includes ions, SiO₂ and B. It does not include NH₃ and CO₂

RO Flow Table (Stage Level) - Pass 1



Stage	Elements	#PV	#Els per PV	Feed				Concentrate			Permeate			
				Feed Flow	Recirc Flow	Feed Press	Boost Press	Conc Flow	Conc Press	Press Drop	Perm Flow	Avg Flux	Perm Press	Perm TDS
				(m ³ /h)	(m ³ /h)	(bar)	(bar)	(m ³ /h)	(bar)	(bar)	(m ³ /h)	(LMH)	(bar)	(mg/L)
1	NF90-4040	1	7	1.60	0.00	2.5	0.0	0.64	1.7	0.9	0.96	18.0	0.0	4.16

RO Solute Concentrations - Pass 1

Concentrations (mg/L as ion)				
	Feed	Concentrat e	Permeate	
		Stage1	Stage1	Total
NH ₄ ⁺	0.28	0.64	0.05	0.05
K ⁺	0.22	0.50	0.04	0.04
Na ⁺	0.00	0.00	0.00	0.00
Mg ⁺²	35.88	88.66	0.70	0.70
Ca ⁺²	0.01	0.01	0.00	0.00
Sr ⁺²	0.29	0.70	0.02	0.02
Ba ⁺²	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₃ ⁻²	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO ₃ ⁻	0.00	0.00	0.00	0.00
NO ₃ ⁻	52.09	127.9	1.59	1.59
F ⁻	2.19	5.39	0.06	0.06
Cl ⁻	4.55	11.15	0.16	0.16
Br ⁻¹	7.60	18.44	0.37	0.37
SO ₄ ⁻²	86.56	214.7	1.16	1.16
PO ₄ ⁻³	0.00	0.00	0.00	0.00
SiO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00
Boron	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00
TDS ^a	189.7	468.0	4.16	4.16
Cond. µS/cm	354	836	8	8
pH	7.0	6.9	7.2	7.2

Footnotes:

^aTotal Dissolved Solids includes ions, SiO₂ and B. It does not include NH₃ and CO₂
RO Design Warnings

Design Warning	Limit	Value	Pass	Stage	Element	Product
Concentrate Flow Rate < Minimum Limit (m ³ /h)	0.68	0.64	1	1	7	NF90-4040

Special Comments

None

RO Flow Table (Element Level) - Pass 1

Stage	Element	Element Name	Recovery (%)	Feed Flow (m ³ /h)	Feed Press (bar)	Feed TDS (mg/L)	Conc Flow (m ³ /h)	Perm Flow (m ³ /h)	Perm Flux (LMH)	Perm TDS (mg/L)
1	1	NF90-4040	10.7	1.60	2.5	189.7	1.43	0.17	22.5	2.28
1	2	NF90-4040	11.0	1.43	2.3	212.2	1.27	0.16	20.7	2.75
1	3	NF90-4040	11.4	1.27	2.2	238.1	1.13	0.15	19.1	3.33
1	4	NF90-4040	12.0	1.13	2.0	268.3	0.99	0.13	17.7	4.04
1	5	NF90-4040	12.6	0.99	1.9	304.2	0.87	0.13	16.4	4.92
1	6	NF90-4040	13.5	0.87	1.8	347.5	0.75	0.12	15.4	6.03
1	7	NF90-4040	14.6	0.75	1.7	400.7	0.64	0.11	14.4	7.46


Footnotes:

*Total Dissolved Solids includes ions, SiO₂ and B. It does not include NH₃ and CO₂

RO Solubility Warnings

None

RO Chemical Adjustments

	Pass 1 Feed	RO 1 st Pass Conc
pH	7.0	6.9
Langelier Saturation Index	0.00	0.00
Stiff & Davis Stability Index	0.00	0.00
TDS ^a (mg/l)	189.7	468.0
Ionic Strength (molal)	0.01	0.01
HCO ₃ ⁻ (mg/L)	0.00	0.00
CO ₂ (mg/l)	0.00	0.00
CO ₃ ⁻² (mg/L)	0.00	0.00
CaSO ₄ (% saturation)	0.00	0.00
BaSO ₄ (% saturation)	0.00	0.00
SrSO ₄ (% saturation)	0.91	3.2
CaF ₂ (% saturation)	0.01	0.06
SiO ₂ (% saturation)	0.00	0.00
Mg(OH) ₂ (% saturation)	0.00	0.00

Footnotes:

*Total Dissolved Solids includes ions, SiO₂ and B. It does not include NH₃ and CO₂

Information provided is offered in good faith, but without guarantees. Users of such information assume all risk and liability and expressly release DuPont de Nemours Inc. and its subsidiaries, officers and agents from any and all liability. Because use conditions and applicable laws may differ from one location to another and may change with time, users of information set forth herein or generated during use of WAVE are responsible for determining suitability of the information. Neither DuPont nor its subsidiaries assume any liability for results obtained or damages incurred from the use of information provided and TO THE FULLEST EXTENT PERMITTED BY LAW, EXPRESSLY DISCLAIM ALL WARRANTIES, EXPRESSED OR IMPLIED, INCLUDING WARRANTIES OF MERCHANTABILITY AND FITNESS FOR A PARTICULAR PURPOSE. Users will not export or re-export any information or technology received from DuPont or its subsidiaries, or the direct products or designs based upon such information or technology in violation of the export-control or customs laws or regulations of any country, including those of the United States of America. DuPont™, DuPont Oval Logo, and all products denoted with ® or ™ are trademarks or registered trademarks of DuPont or its affiliates. Copyright © 2020 DuPont. DOWEX™, DOWEX MONOSPHERE™, DOWEX MARATHON™, DOWEX UPCORE™ are a trademark of The Dow Chemical Company used under license by DuPont.

DOCUMENTO II: PRESUPUESTO

ÍNDICE

DOCUMENTO II: PRESUPUESTO

1. CUADRO DE PRECIOS UNITARIOS	1
1.1 Cuadro de Mano de Obra	1
1.2 Cuadro de materiales	1
2. CUADRO DESGLOSE DE PRECIOS	3
3. PRESUPUESTO PARCIAL	10
4. PRESUPUESTO TOTAL	12

1. CUADRO DE PRECIOS UNITARIOS

En este apartado se indica el precio de la mano de obra y de los materiales necesarios para la construcción de la instalación de tratamiento de lixiviados diseñada en este trabajo. Los costes de la mano de obra se han obtenido de la base de precio del Instituto Valenciano de Edificación (IVE) del año 2022, mientras que el precio de los materiales se ha obtenido a partir de los catálogos facilitados por proveedores y fabricantes.

1.1 Cuadro de Mano de Obra

Conocidas las horas de trabajo para la puesta a punto de la instalación se obtiene el coste total de la mano de obra.

Código	ud	Descripción	Importe (€)		
			Precio unitario (€/ud)	Cantidad (ud)	Subtotal (€)
MO.1	ud	Oficial 1º de fontanería	19,28	84,75	1633,98
MO.2	ud	Peón de fontanería	15,32	90,75	1390,29
MO.3	ud	Oficial 1º mecánica	19,28	41,75	804,94
MO.5	ud	Peón mecánica	15,32	41,75	639,61
MO.6	ud	Peón electricidad	15,32	12	183,84
				SUMA	4652,66 €

1.2 Cuadro de materiales

En este apartado se van a tener en cuenta el precio de los depósitos, membranas, tuberías, válvulas, bombas, aparatos de medición y otros elementos auxiliares que forman parte de la instalación. El número de equipos seleccionados, así como la longitud de las tuberías vendrá determinada por dimensionado previo que se ha hecho. Hay que recalcar que como solo se emplea una membrana de ultrafiltración, en el presupuesto se va a hacer una compra de dos módulos con la intención de que el segundo sirva de repuesto en caso de que sea necesario sustituir la membrana para evitar un parón prolongado de la instalación.

Código	ud	Descripción	Importe (€)		
			Precio unitario (€/ud)	Cantidad (ud)	Subtotal (€)
M.1	ud	Bomba CRI 3-2 A-P-A-E-HQQE	1573,00	1	1573,00
M.2	ud	Bomba CRT 2-2 A-P-A-E-AUUE	6528,00	1	6528,00
M.3	ud	Bomba CRI 1-2 A-P-A-E-HQQE	1615,00	1	1615,00
M.4	ud	Bomba CRI 3-7 A-P-A-E-HQQE	1931,00	1	1931,00
M.5	ud	Bomba CR 3-29 A-FGJ-A-E-HQQE	3835,00	1	3835,00

Diseño de una planta de membranas para tratar lixiviados de vertedero con un caudal de
50 m³/día

Código	ud	Descripción	Importe (€)		
			Precio unitario (€/ud)	Cantidad (ud)	Subtotal (€)
M.6	ud	Bomba DDA 7.5-16 AR-PP/E/C-F-31U2U2FG	2165,00	1	2165,00
M.7	ud	Depósito (AIQSA) de PRFV 60 m ³	3497,86	2	6995,72
M.8	ud	Depósito (AIQSA) de PRFV 45 m ³	2623,39	1	2623,39
M.9	ud	Depósito (AIQSA) de PRFV 40 m ³	2331,91	1	2331,91
M.10	ud	Depósito (AIQSA) de PRFV 3 m ³	354,65	2	709,30
M.11	ud	Depósito (Polsinelli) de acero inox 500L	320,00	3	960,00
M.12	ud	Válvula de bola (Cepex) DN 32	14,69	5	73,45
M.13	ud	Válvula de bola (Cepex) DN 25	7,93	8	63,44
M.14	ud	Válvula de tres vías (Clorius Controls) DN 32	105,94	6	635,64
M.15	ud	Válvula de tres vías (Clorius Controls) DN 25	63,95	6	383,70
M.16	ud	Válvula de bola (John Guest) DN 6,35	20,32	1	20,32
M.17	ud	Filtro de arena FAV1 (Lama)	598,35	1	598,35
M.18	ud	Filtro de cartucho de fibra de carbono (Siebec)	120,76	1	120,76
M.19	ud	Membrana nanofiltración NF90-4040 (Dupont)	650,00	8	5200,00
M.20	ud	Membrana ultrafiltración X-Flow Compact 32V (Pentair)	1560,00	2	3120,00
M.21	m	Tubería de HDPE (Dimasa) DN 32	2,17	60	130,20
M.22	m	Tubería de HDPE (Dimasa) DN 25	1,69	30	50,70
M.23	m	Tubería de HDPE (Dimasa) DN 20	1,35	20	27,00
M.24	m	Tubería de silicona (VENAIR) DN 20,30	3,72	15	55,80
M.25	m	Tubería de silicona (VENAIR) DN 15	2,75	5	13,75
M.26	m	Tubería de silicona (VENAIR) DN 16,60	3,04	75	228,00
M.27	m	Tubería de silicona (VENAIR) DN 13,20	2,42	20	48,40
M.28	ud	Agitador Simix	1480	7	10360,00
M.29	ud	Sensor de nivel	160	14	2240,00
M.30	ud	Caudalímetro	32,4	3	97,20
M.31	ud	Manómetro	18,95	12	227,40
M.32	ud	Tornillo sin fin	350	1	350,00
M.33	ud	Calentador de inmersión	78,04	2	156,08
M.34	ud	Medidor de pH	80,56	2	161,12
TOTAL					55.628,63 €

2. CUADRO DESGLOSE DE PRECIOS

En el cuadro de desglose de precios se detallarán las seis unidades de trabajo que forman parte de este proyecto, siendo estas los depósitos, las tuberías, las bombas, las válvulas, los aparatos de medición y otros elementos indispensables para la construcción de la planta de tratamiento diseñada.

A su vez, se ha consultado al Instituto Valenciano de Edificación para obtener los rendimientos específicos de cada elemento que conforma las unidades de trabajo. Estos rendimientos ofrecen información acerca de la cantidad de trabajo requerida para completar cada elemento en particular.

Descripción	ud	Precio (€/ud)	Cantidad (ud)	Subtotal (€)
1. DEPÓSITOS				
1.1 Instalación depósito (AIQSA) de PRFV 60 m³				
Oficial 1º de fontanería	horas	19,28 €	6	115,68 €
Peón de fontanería	horas	15,32 €	6	91,92 €
Depósito (AIQSA) de PRFV 60 m ³	ud	3.497,86 €	1	3.497,86 €
Costes directos complementarios	%	3.705,46 €	2	74,11 €
TOTAL				3.779,57 €
1.2 Instalación depósito (AIQSA) de PRFV 45 m³				
Oficial 1º de fontanería	horas	19,28 €	5	96,40 €
Peón de fontanería	horas	15,32 €	5	76,60 €
Depósito (AIQSA) de PRFV 45 m ³	ud	2.623,39 €	1	2.623,39 €
Costes directos complementarios	%	2.796,39 €	2	55,93 €
TOTAL				2.852,32 €
1.3 Instalación depósito (AIQSA) de PRFV 40 m³				
Oficial 1º de fontanería	horas	19,28 €	4	77,12 €
Peón de fontanería	horas	15,32 €	4	61,28 €
Depósito (AIQSA) de PRFV 40 m ³	ud	2.331,91 €	1	2.331,91 €
Costes directos complementarios	%	2.470,31 €	2	49,41 €
TOTAL				2.519,71 €
1.4 Instalación depósito (AIQSA) de PRFV 3 m³				
Oficial 1º de fontanería	horas	19,28 €	3	57,84 €
Peón de fontanería	horas	15,32 €	3	45,96 €
Depósito (AIQSA) de PRFV 3 m ³	ud	354,65 €	1	354,65 €
Costes directos complementarios	%	458,45 €	2	9,17 €
TOTAL				467,62 €
1.5 Instalación depósito (Polsinelli) de acero inox 500L				
Oficial 1º de fontanería	horas	19,28 €	1	19,28 €
Peón de fontanería	horas	15,32 €	1	15,32 €
Depósito (Polsinelli) de acero inox 500L	ud	320,00 €	1	320,00 €
Costes directos complementarios	%	354,60 €	2	7,09 €
TOTAL				361,69 €

Diseño de una planta de membranas para tratar lixiviados de vertedero con un caudal de 50 m³/día

Descripción	ud	Precio (€/ud)	Cantidad (ud)	Subtotal (€)
2. BOMBAS				
2.1 Instalación bomba CRI 3-2 A-P-A-E-HQQE				
Oficial 1º de fontanería	horas	19,28 €	2	38,56 €
Peón de fontanería	horas	15,32 €	2	30,64 €
Bomba CRI 3-2 A-P-A-E-HQQE	ud	1.573,00 €	1	1.573,00 €
Costes directos complementarios	%	1.607,60 €	2	32,15 €
TOTAL				1.674,35 €
2.2 Instalación bomba CRT 2-2 A-P-A-E-AUUE				
Oficial 1º de fontanería	horas	19,28 €	5	96,40 €
Peón de fontanería	horas	15,32 €	5	76,60 €
Bomba CRT 2-2 A-P-A-E-AUUE	ud	6.528,00 €	1	6.528,00 €
Costes directos complementarios	%	6.562,60 €	2	131,25 €
TOTAL				6.832,25 €
2.3 Instalación bomba CRI 1-2 A-P-A-E-HQQE				
Oficial 1º de fontanería	horas	19,28 €	2	38,56 €
Peón de fontanería	horas	15,32 €	2	30,64 €
Bomba CRI 1-2 A-P-A-E-HQQE	ud	1.615,00 €	1	1.615,00 €
Costes directos complementarios	%	1.649,60 €	2	32,99 €
TOTAL				1.717,19 €
2.4 Instalación bomba CRI 3-7 A-P-A-E-HQQE				
Oficial 1º de fontanería	horas	19,28 €	3	57,84 €
Peón de fontanería	horas	15,32 €	3	45,96 €
Bomba CRI 3-7 A-P-A-E-HQQE	ud	1.931,00 €	1	1.931,00 €
Costes directos complementarios	%	1.965,60 €	2	39,31 €
TOTAL				2.074,11 €
2.5 Instalación bomba CR 3-29 A-FGJ-A-E-HQQE				
Oficial 1º de fontanería	horas	19,28 €	4	77,12 €
Peón de fontanería	horas	15,32 €	4	61,28 €
Bomba CR 3-29 A-FGJ-A-E-HQQE	ud	3.835,00 €	1	3.835,00 €
Costes directos complementarios	%	3.869,60 €	2	77,39 €
TOTAL				4.050,79 €
2.6 Instalación bomba DDA 7.5-16 AR-PP/E/C-F-31U2U2FG				
Oficial 1º de fontanería	horas	19,28 €	2	38,56 €
Peón de fontanería	horas	15,32 €	2	30,64 €
Bomba DME 375-10 AR	ud	2.165,00 €	1	2.165,00 €
Costes directos complementarios	%	2.234,20 €	2	44,68 €
TOTAL				2.278,88€

Diseño de una planta de membranas para tratar lixiviados de vertedero con un caudal de
50 m³/día

Descripción	ud	Precio (€/ud)	Cantidad (ud)	Subtotal (€)
3. VÁVULAS				
3.1 Instalación válvula de bola (Cepex) DN 32				
Oficial 1º de fontanería	horas	19,28 €	0,75	14,46 €
Peón de fontanería	horas	15,32 €	0,75	11,49 €
Válvula de bola (Cepex) DN 32	ud	14,69 €	1	14,69 €
Costes directos complementarios	%	49,29 €	2	0,99 €
TOTAL				41,63 €
3.2 Instalación válvula de bola (Cepex) DN 25				
Oficial 1º de fontanería	horas	19,28 €	0,5	9,64 €
Peón de fontanería	horas	15,32 €	0,5	7,66 €
Válvula de bola (Cepex) DN 25	ud	7,93 €	1	7,93 €
Costes directos complementarios	%	42,53 €	2	0,85 €
TOTAL				26,08 €
3.3 Instalación válvula de tres vías (Clorius Controls) DN 32				
Oficial 1º de fontanería	horas	19,28 €	1,5	28,92 €
Peón de fontanería	horas	15,32 €	1,5	22,98 €
Válvula de tres vías (Clorius Controls) DN 32	ud	105,94 €	1	105,94 €
Costes directos complementarios	%	140,54 €	2	2,81 €
TOTAL				160,65 €
3.4 Instalación válvula de tres vías (Clorius Controls) DN 25				
Oficial 1º de fontanería	horas	19,28 €	1,25	24,10 €
Peón de fontanería	horas	15,32 €	1,25	19,15 €
Válvula de tres vías (Clorius Controls) DN 25	ud	63,95 €	1	63,95 €
Costes directos complementarios	%	98,55 €	2	1,97 €
TOTAL				109,17 €
3.5 Instalación válvula de bola (John Guest) DN 6,35				
Oficial 1º de fontanería	horas	19,28 €	0,25	4,82 €
Peón de fontanería	horas	15,32 €	0,25	3,83 €
Válvula de bola (John Guest) DN 6,35	ud	20,32 €	1	20,32 €
Costes directos complementarios	%	54,92 €	2	1,10 €
TOTAL				30,07 €

Diseño de una planta de membranas para tratar lixiviados de vertedero con un caudal de
50 m³/día

Descripción	ud	Precio (€/ud)	Cantidad (ud)	Subtotal (€)
4. TUBERÍAS				
4.1 Instalación tubería de HDPE (Dimasa) DN 32				
Oficial 1º de fontanería	horas	19,28 €	0,05	0,96 €
Peón de fontanería	horas	15,32 €	0,05	0,77 €
Tubería de HDPE (Dimasa) DN 32	m	2,17 €	1	2,17 €
Costes directos complementarios	%	36,77 €	2	0,74 €
TOTAL				4,63 €
4.2 Instalación tubería de HDPE (Dimasa) DN 25				
Oficial 1º de fontanería	horas	19,28 €	0,05	0,96 €
Peón de fontanería	horas	15,32 €	0,05	0,77 €
Tubería de HDPE (Dimasa) DN 25	m	1,69 €	1	1,69 €
Costes directos complementarios	%	36,29 €	2	0,73 €
TOTAL				4,15 €
4.3 Instalación tubería de HDPE (Dimasa) DN 20				
Oficial 1º de fontanería	horas	19,28 €	0,05	0,96 €
Peón de fontanería	horas	15,32 €	0,05	0,77 €
Tubería de HDPE (Dimasa) DN 20	m	1,35 €	1	1,35 €
Costes directos complementarios	%	35,95 €	2	0,72 €
TOTAL				3,80 €
4.4 Instalación tubería de silicona (VENAIR) DN 20,30				
Oficial 1º de fontanería	horas	19,28 €	0,05	0,96 €
Peón de fontanería	horas	15,32 €	0,05	0,77 €
Tubería de silicona (VENAIR) DN 20,30	m	3,72 €	1	3,72 €
Costes directos complementarios	%	38,32 €	2	0,77 €
TOTAL				6,22 €
4.5 Instalación tubería de silicona (VENAIR) DN 15				
Oficial 1º de fontanería	horas	19,28 €	0,05	0,96 €
Peón de fontanería	horas	15,32 €	0,05	0,77 €
Tubería de silicona (VENAIR) DN 15	m	2,75 €	1	2,75 €
Costes directos complementarios	%	37,35 €	2	0,75 €
TOTAL				5,23 €
4.6 Instalación tubería de silicona (VENAIR) DN 16,6				
Oficial 1º de fontanería	horas	19,28 €	0,05	0,96 €
Peón de fontanería	horas	15,32 €	0,05	0,77 €
Tubería de silicona (VENAIR) DN 16,60	m	3,04 €	1	3,04 €
Costes directos complementarios	%	37,64 €	2	0,75 €
TOTAL				5,53 €
4.7 Instalación tubería de silicona (VENAIR) DN 13,2				
Oficial 1º de fontanería	horas	19,28 €	0,05	0,96 €
Peón de fontanería	horas	15,32 €	0,05	0,77 €
Tubería de silicona (VENAIR) DN 13,20	m	2,42 €	1	2,42 €
Costes directos complementarios	%	37,02 €	2	0,74 €
TOTAL				4,89 €

Diseño de una planta de membranas para tratar lixiviados de vertedero con un caudal de
50 m³/día

Descripción	ud	Precio (€/ud)	Cantidad (ud)	Subtotal (€)
5. APARATOS DE MEDICIÓN				
5.1 Instalación medidor de caudal				
Peón de fontanería	horas	15,32 €	0,4	6,13 €
Caudalímetro	ud	32,40 €	1	32,40 €
Costes directos complementarios	%	38,53 €	2	0,77 €
TOTAL				39,30 €
5.2. Instalación manómetro				
Peón de fontanería	horas	15,32 €	0,4	6,13 €
Manómetro	ud	18,95 €	1	18,95 €
Costes directos complementarios	%	25,08 €	2	0,50 €
TOTAL				25,58 €
5.3 Instalación sensor de nivel				
Peón de electricidad	horas	15,32 €	0,75	11,49 €
Sensor de nivel	ud	160,00 €	1	160,00 €
Costes directos complementarios	%	171,49 €	2	3,43 €
TOTAL				174,92 €
5.3 Instalación medidor de pH				
Peón de electricidad	horas	15,32 €	0,75	11,49 €
Sensor de nivel	ud	80,56 €	1	80,56 €
Costes directos complementarios	%	92,05 €	2	1,84 €
TOTAL				93,89 €

Diseño de una planta de membranas para tratar lixiviados de vertedero con un caudal de
50 m³/día

Descripción	ud	Precio (€/ud)	Cantidad (ud)	Subtotal (€)
6. OTROS				
6.1 Instalación membrana de nanofiltración NF90-4040				
Oficial 1º de mecánica	horas	19,28 €	2	38,56 €
Peón de mecánica	horas	15,32 €	2	30,64 €
Membrana nanofiltración NF90-4040 (Dupont)	ud	650,00 €	1	650,00 €
Costes directos complementarios	%	684,60 €	2	13,69 €
TOTAL				732,89 €
6.2 Instalación membrana de ultrafiltración X-Flow Compact 32V				
Oficial 1º de mecánica	horas	19,28 €	2	38,56 €
Peón de mecánica	horas	15,32 €	2	30,64 €
Membrana ultrafiltración X-Flow Compact 32V (Pentair)	ud	1.560,00 €	1	1.560,00 €
Costes directos complementarios	%	1.594,60 €	2	31,89 €
TOTAL				1.661,09 €
6.3 Instalación filtro de arena FAV1 (Lama)				
Oficial 1º de fontanería	horas	19,28 €	1	19,28 €
Peón de fontanería	horas	15,32 €	1	15,32 €
Filtro de arena FAV1 (Lama)	ud	598,35 €	1	598,35 €
Costes directos complementarios	%	632,95 €	2	12,66 €
TOTAL				645,61 €
6.4 Instalación filtro de cartucho de fibra de carbono (Siebec)				
Oficial 1º de mecánica	horas	19,28 €	1	19,28 €
Peón de mecánica	horas	15,32 €	1	15,32 €
Filtro de cartucho de fibra de carbono (Siebec)	ud	120,76 €	1	120,76 €
Costes directos complementarios	%	155,36 €	2	3,11 €
TOTAL				158,47 €
6.5 Instalación agitador Simix				
Oficial 1º de mecánica	horas	19,28 €	2,5	48,20 €
Peón de mecánica	horas	15,32 €	2,5	38,30 €
Agitador Simix	ud	1.480,00 €	1	1.480,00 €
Costes directos complementarios	%	1.514,60 €	2	30,29 €
TOTAL				1.596,79 €
6.6 Instalación tornillo sin fin				
Oficial 1º de mecánica	horas	19,28 €	2,75	53,02 €
Peón de mecánica	horas	15,32 €	2,75	42,13 €
Tornillo sin fin	ud	350,00 €	1	350,00 €
Costes directos complementarios	%	384,60 €	2	7,69 €
TOTAL				452,84 €

Diseño de una planta de membranas para tratar lixiviados de vertedero con un caudal de 50 m³/día

Descripción	ud	Precio (€/ud)	Cantidad (ud)	Subtotal (€)
6. OTROS				
6.7 Instalación calentador de inmersión				
Oficial 1º de mecánica	horas	19,28 €	0,25	4,82 €
Peón de mecánica	horas	15,32 €	0,25	3,83 €
Calentador de inmersión	ud	78,04 €	1	78,04 €
Costes directos complementarios	%	86,69 €	2	1,73 €
TOTAL				88,42 €

3. PRESUPUESTO PARCIAL

El presupuesto parcial se elaborará utilizando los precios de las unidades de trabajo, que se encuentran detallados en el cuadro de desglose de precios. Además, se utilizarán las mediciones mencionadas a lo largo de la memoria, pudiéndose identificar también a través del diagrama de flujo de la instalación. Estos elementos se utilizarán como base para calcular el presupuesto parcial.

Nº	ud	Descripción	Medición (ud)	Precio (€)	Importe (€)
1. DEPÓSITOS					
1.1	ud	1.1 Instalación depósito (AIQSA) de PRFV 60 m3	2	3779,57	7559,14
1.2	ud	1.2 Instalación depósito (AIQSA) de PRFV 45 m3	1	2852,32	2852,32
1.3	ud	1.3 Instalación depósito (AIQSA) de PRFV 40 m3	1	2519,71	2519,71
1.4	ud	1.4 Instalación depósito (AIQSA) de PRFV 3 m3	2	467,62	935,24
1.5	ud	1.5 Instalación depósito (Polsinelli) de acero inox 500L	3	361,69	1085,07
TOTAL					14951,48
2. BOMBAS					
2.1	ud	2.1 Instalación bomba CRI 3-2 A-P-A-E-HQQE	1	1674,35	1674,35
2.2	ud	2.2 Instalación bomba CRT 2-2 A-P-A-E-AUUE	1	6832,25	6832,25
2.3	ud	2.3 Instalación bomba CRI 1-2 A-P-A-E-HQQE	1	1717,19	1717,19
2.4	ud	2.4 Instalación bomba CRI 3-7 A-P-A-E-HQQE	1	2074,11	2074,11
2.5	ud	2.5 Instalación bomba CR 3-29 A-FGJ-A-E-HQQE	1	4050,79	4050,79
2.6	ud	2.6 Instalación bomba DME 375-10 AR	1	2278,88	2278,88
TOTAL					18627,57
3. VÁVULAS					
3.1	ud	3.1 Instalación válvula de bola (Cepex) DN 32	5	41,63	208,15
3.2	ud	3.2 Instalación válvula de bola (Cepex) DN 25	8	26,08	208,64
3.3	ud	3.3 Instalación válvula de tres vías (Clorius Controls) DN 32	6	160,65	963,9
3.4	ud	3.4 Instalación válvula de tres vías (Clorius Controls) DN 25	6	109,17	655,02
3.5	ud	3.5 Instalación válvula de bola (John Guest) DN 6,35	1	30,07	30,07
TOTAL					2065,78
4. TUBERÍAS					
4.1	ud	4.1 Instalación tubería de HDPE (Dimasa) DN 32	60	4,63	277,8
4.2	ud	4.2 Instalación tubería de HDPE (Dimasa) DN 25	30	4,15	124,5
4.3	ud	4.3 Instalación tubería de HDPE (Dimasa) DN 20	20	3,8	76
4.4	ud	4.4 Instalación tubería de silicona (VENAIR) DN 20,30	15	6,22	93,3
4.5	ud	4.5 Instalación tubería de silicona (VENAIR) DN 15	5	5,23	26,15
4.6	ud	4.6 Instalación tubería de silicona (VENAIR) DN 16,6	75	5,53	414,75
4.7	ud	4.7 Instalación tubería de silicona (VENAIR) DN 13,2	20	4,89	97,8
TOTAL					1110,3
5. APARATOS DE MEDICIÓN					
5.1	ud	5.1 Instalación medidor de caudal	3	39,30	117,9
5.2	ud	5.2. Instalación manómetro	12	25,58	306,96
5.3	ud	5.3 Instalación sensor de nivel	14	174,92	2448,88
5.4	ud	5.4 Instalación medidor de pH	2	93,89	187,78
TOTAL					3061,52

Diseño de una planta de membranas para tratar lixiviados de vertedero con un caudal de
50 m³/día

Nº	ud	Descripción	Medición (ud)	Precio (€)	Importe (€)
6. OTROS					
6.1	ud	6.1 Instalación membrana de nanofiltración NF90-4040	8	732,89	5863,12
6.2	ud	6.2 Instalación membrana de ultrafiltración X-Flow Compact 32V	2	1661,09	3322,18
6.3	ud	6.3 Instalación filtro de arena FAV1 (Lama)	1	645,61	645,61
6.4	ud	6.4 Instalación filtro de cartucho de fibra de carbono (Siebec)	1	158,47	158,47
6.5	ud	6.5 Instalación agitador Simix	7	1596,79	11177,53
6.6	ud	6.6 Instalación tornillo sin fin	1	452,84	452,84
6.7	ud	6.7 Instalación calentador de inmersión	2	88,42	176,84
				TOTAL	21796,59

4. PRESUPUESTO TOTAL

A continuación, se expone el cálculo del costo total para la construcción de la instalación diseñada.

El presupuesto de ejecución material se obtiene sumando los importes de cada unidad de trabajo del presupuesto parcial. A este presupuesto se le añade un porcentaje de gastos generales del 15%, que incluye costos fijos como electricidad, agua de red, mantenimiento y reparación de equipos, entre otros.

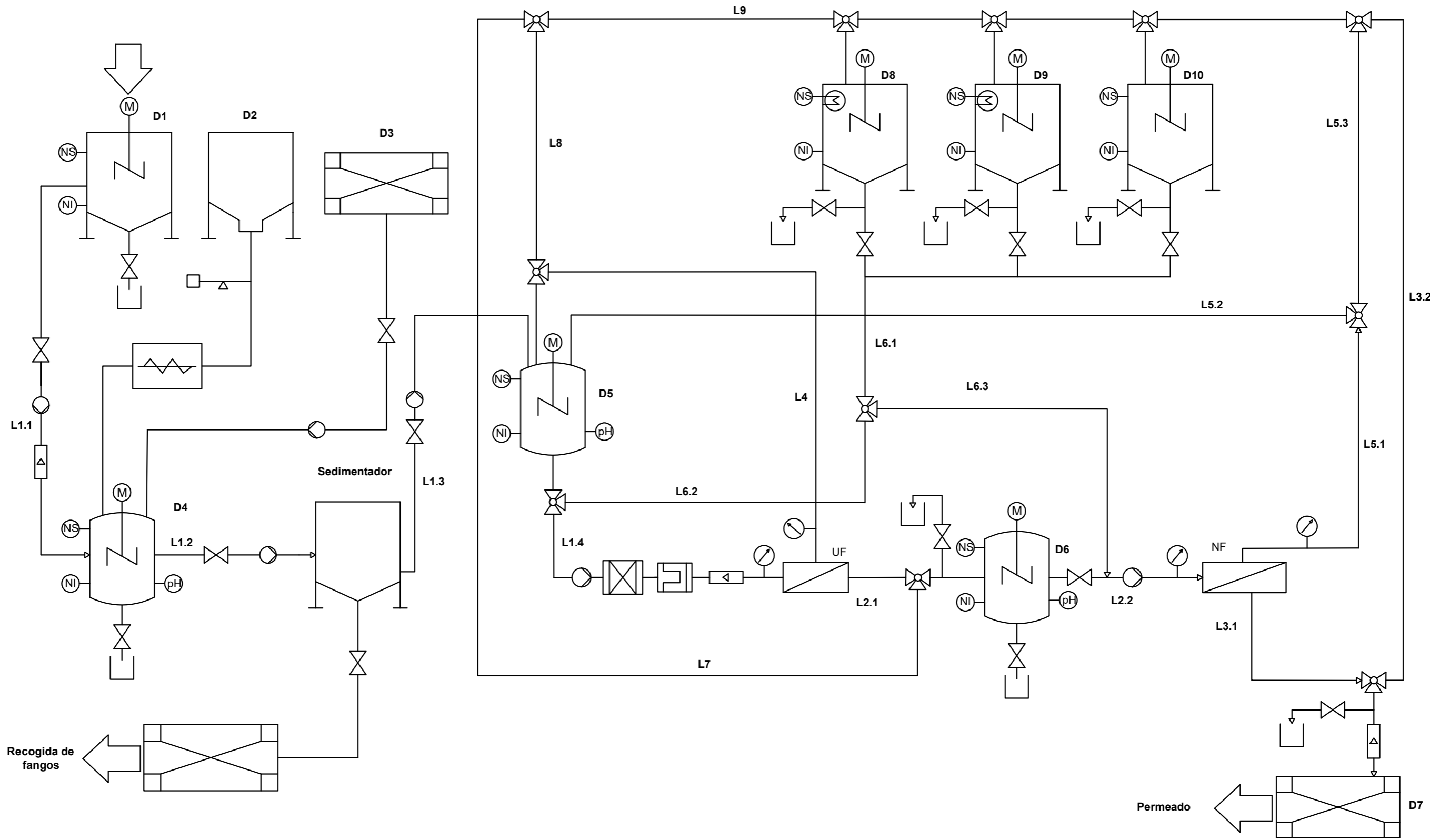
Además, se considera un beneficio industrial del 6% sobre el presupuesto de ejecución material. Esto se suma a los gastos generales y al presupuesto de ejecución material para obtener el presupuesto de ejecución por contrato.

Finalmente, se calcula el presupuesto total del proyecto aplicando un impuesto al valor agregado (IVA) del 21% al presupuesto de ejecución material.

CONCEPTOS	IMPORTE
1. DEPÓSITOS	14.951,48 €
2. BOMBAS	18.627,57 €
3. VÁVULAS	2.065,78 €
4. TUBERÍAS	1.110,30 €
5. APARATOS DE MEDICIÓN	3.061,52 €
6. OTROS	21.796,59 €
Presupuesto de ejecución de material	61.613,24 €
15% Gastos generales	9.241,99 €
6% Beneficio industrial	3.696,79 €
Presupuesto de ejecución por contrata (PEC)	74.552,02 €
21% IVA	15.655,92 €
Presupuesto total	90.207,94 €

El presupuesto total asciende a la cantidad de **NOVENTA MIL DOSCIENTOS SIETE EUROS CON NOVENTA Y CUATRO CÉNTIMOS**

DOCUMENTO III: PLANOS



Tolva	Tanques con agitación	Depósito con fondo cónico	Filtro de cartucho	Tornillo sin fin	Válvula	Válvula de tres vías	Sensor de nivel inferior	Sensor de nivel superior	Manómetro	Calentador

TRABAJO FINAL DE GRADO EN INGENIERÍA EN TECNOLOGÍAS INDUSTRIALES



UNIVERSITAT POLITÈCNICA DE VALÈNCIA



ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR DE INGENIERÍA INDUSTRIAL VALENCIA

Proyecto:

Diseño de una planta de membranas para tratar lixiviados de vertedero con un caudal de 50 m³/día

Plano:

Diagrama de flujo

Autor:

Magdalena Gascó Miralles

Fecha:

Mayo 2023

Escala:

Nº Plano:

1