



UNIVERSIDAD DE OVIEDO

**Escuela de
Ingeniería de Minas, Energía y Materiales de Oviedo**

Máster en Ingeniería de Minas



Trabajo Fin de Máster

**DISEÑO DE UN SISTEMA DE TRATAMIENTO DE AGUAS
RESIDUALES PARA LA DEPURACIÓN DE EFLUENTES
PROCEDENTES DE UN LAVADERO DE CARBÓN**

Autor: Adrián Urrusuno González

Tutor: Laura Faba Peón

Oviedo, Junio de 2017

ÍNDICE

1. OBJETO	1
1.1. Introducción	1
1.2. Objetivos	2
2. CONSIDERACIONES BÁSICAS	4
2.1. Procesos del lavadero de carbón	4
2.1.1. Tratamiento del grano.....	4
2.1.2. Tratamiento del menudo	5
2.1.3. Tratamiento de finos.....	5
2.1.4. Circuito de agua.....	6
2.2. Características del influente y del agua tratada.....	8
2.3. Alternativas para la reducción del contenido en sólidos suspendidos	10
2.3.1. Filtración.....	10
2.3.2. Flotación por aire	11
2.3.3. Sedimentación.....	12
2.3.3.1. Desarenadores	13
2.3.3.2. Tanques de sedimentación	14
2.3.3.3. Sedimentadores lamelares.....	16
2.3.4. Procesos de coagulación-floculación	18
2.4. Alternativas para la reducción de la demanda química de oxígeno	21
2.4.1. Precipitación.....	21
2.4.2. Intercambio iónico	22
3. MEMORIA	24
3.1. Tratamiento proyectado	24
3.2. Diagrama de bloques del proceso.....	25
3.3. Diseño del desarenador	26
3.3.1. Procedimiento	26
3.3.2. Cálculos	29
3.4. Ensayos de coagulación y floculación	32
3.4.1. Ensayos preliminares con partículas de arenisca.....	33
3.4.1.1. Ensayo preliminar con coagulantes.....	35
3.4.1.2. Ensayo preliminar con floculantes	35

3.4.1.3.	Ensayo preliminar con dosis fija de coagulante y dosis variables de floculante	36
3.4.1.4.	Ensayo preliminar con dosis fija de floculante y dosis variables de coagulante	36
3.4.1.5.	Ensayo adicional	37
3.4.1.6.	Resumen de resultados	37
3.4.2.	Ensayos preliminares con partículas de pizarra	38
3.4.2.1.	Ensayo preliminar con coagulantes.....	38
3.4.2.2.	Ensayo preliminar con floculantes	39
3.4.2.3.	Ensayo preliminar con dosis fija de coagulante y dosis variables de floculante	39
3.4.2.4.	Ensayo preliminar con dosis fija de floculante y dosis variables de coagulante	39
3.4.2.5.	Ensayo adicional	39
3.4.2.6.	Resumen de resultados	40
3.4.3.	Ensayos definitivos	40
3.4.3.1.	Primer ensayo.....	41
3.4.3.2.	Segundo ensayo	42
3.5.	Diseño del tanque de coagulación	44
3.6.	Diseño del tanque de floculación.....	46
3.7.	Diseño del tanque de sedimentación.....	47
3.8.	Diseño del intercambiador iónico	50
3.8.1.	Ensayo experimental	51
3.8.2.	Cálculos	53
3.8.2.1.	Intercambiador iónico	53
3.8.2.2.	Tanque de regeneración	56
3.8.2.3.	Tanque de enjuague.....	57
3.9.	Diseño de depósitos	58
3.9.1.	Depósito de coagulante	58
3.9.2.	Depósito de floculante	59
3.9.3.	Depósito de hidróxido de sodio	61
3.9.4.	Contenedor de residuos sólidos.....	62
3.10.	Tuberías	63
3.11.	Bombas.....	65
3.11.1.	Cálculo de las pérdidas por fricción	66
3.11.2.	Cálculo de energía potencial	68
3.11.3.	Potencia.....	69
4.	DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO.....	71

5.	PLIEGO DE CONDICIONES GENERALES	73
5.1.	Adjudicación de la obra	73
5.2.	Plazos de ejecución	74
5.3.	Directrices para el desarrollo del proyecto	74
5.4.	Autorización del proyecto constructivo	75
6.	PLIEGO DE CONDICIONES ECONÓMICAS.....	76
6.1.	Condiciones del contrato	76
6.2.	Garantías	76
7.	PLIEGO DE CONDICIONES TÉCNICAS PARTICULARES.....	78
7.1.	Desarenadores	78
7.2.	Tanque de coagulación	79
7.3.	Tanque de floculación	79
7.4.	Tanque de sedimentación	80
7.5.	Depósito de hidróxido de sodio	81
7.6.	Depósito de coagulante	82
7.7.	Depósito de floculante	82
7.8.	Contenedor de residuos sólidos.....	83
7.9.	Intercambiadores iónicos.....	83
7.10.	Tanque de regeneración	84
7.11.	Depósito de fluido de regeneración.....	85
7.12.	Tanque de enjuague.....	85
7.13.	Bombas.....	86
7.14.	Tuberías.....	86
8.	EVALUACIÓN ECONÓMICA.....	88
8.1.	Presupuesto	88
8.1.1.	Obra civil.....	88
8.1.2.	Equipos	90
8.1.2.1.	Desarenadores	90
8.1.2.2.	Contenedor de residuos sólidos.....	90
8.1.2.3.	Tanques de coagulación y floculación.....	91
8.1.2.4.	Tanque de sedimentación	92
8.1.2.5.	Intercambiadores iónicos	93

8.1.2.6.	Tanques de regeneración y enjuague	93
8.1.2.7.	Depósitos.....	94
8.1.2.8.	Bombas, tuberías, accesorios e instrumentación	95
8.1.3.	Seguridad y salud	97
8.1.3.1.	Protecciones individuales.....	97
8.1.3.2.	Protecciones colectivas	98
8.1.4.	Ingeniería.....	98
8.1.5.	Presupuesto de ejecución material.....	98
8.1.6.	Presupuesto de ejecución por contrata	99
8.2.	Estudio de viabilidad presupuestaria	100
9.	APÉNDICES	103
9.1.	Conclusiones.....	103
9.2.	Bibliografía	105
9.3.	Legislación	106
9.4.	Índice de figuras	106
9.5.	Índice de tablas	107



1. OBJETO

1.1. Introducción

Desde sus comienzos, la minería del carbón ha sido un importante foco de contaminación de los cauces de agua superficial y de las aguas subterráneas de la Cuenca Carbonífera Central Asturiana.

El método de explotación más común en la minería del carbón consiste en la ejecución de galerías en el subsuelo para acceder a las capas de mineral procediendo, posteriormente, a su extracción mediante diversas técnicas. La ejecución de galerías en el subsuelo origina gradientes de presión que causan que el agua presente en el terreno circundante se infiltre hasta el interior de las explotaciones. Al circular por las labores mineras e instalaciones de desagüe de la mina, se producen diversos procesos físicos y químicos en el agua que dan lugar a aguas residuales ácidas con elevadas concentraciones de sólidos suspendidos y metales pesados.

Las labores de explotación y extracción del carbón originan, por tanto, moderados caudales de aguas residuales que es necesario tratar. Sin embargo, los mayores caudales producidos no tienen lugar en dichas labores sino en las operaciones posteriores: el tratamiento o lavado del mineral, cuyo objetivo es la obtención de un producto apto para su comercialización.

En los lavaderos de carbón se emplean todo tipo de procesos de tratamiento, tomando especial importancia los procesos por vía húmeda, en los cuales se realiza la separación del carbón y los estériles que lo acompañan. Estos procesos requieren de elevados caudales de agua limpia para operar y funcionar correctamente.

En los equipos presentes en el lavadero tales como separadores de medio denso, hidrociclones, flotación por espumas y cribas con riego; el agua arrastra gran cantidad de partículas produciéndose de este modo un efluente con altas concentraciones de sólidos suspendidos, así como valores anormalmente altos de demanda química de oxígeno.

Pese a que los lavaderos de carbón trabajan hoy en día en circuito semicerrado recirculando un cierto porcentaje del agua residual generada en el interior de sus instalaciones, se producen elevados caudales de agua contaminada que es necesario depurar de forma previa a su



vertido a los cauces públicos, con el objetivo de proteger el medio ambiente y cumplir los límites de vertido establecidos por la legislación vigente.

Es así como se plantea el desarrollo del presente proyecto, en el cual se estudia el diseño de un sistema de tratamiento de aguas residuales para la depuración de efluentes procedentes de un lavadero de carbón. Dicho estudio se inicia en base a una serie de datos reales que definen el caudal de agua a tratar así como las características del efluente. Por motivos de confidencialidad y requerimiento de la entidad que los ha suministrado no se especifica el origen de los mismos.

1.2. Objetivos

El objetivo del presente proyecto consiste en el diseño de una instalación de tratamiento de aguas residuales para la depuración de un caudal de agua de 205 m³/h, procedente de un lavadero de carbón ubicado en la Cuenca Carbonífera Central Asturiana. No se detalla su ubicación exacta por motivos de confidencialidad.

Estas aguas, fundamentales para todo tipo de procesos de clasificación y separación en la planta de tratamiento, contienen una elevada carga contaminante de sólidos en suspensión constituidos básicamente por partículas muy finas de arenisca, pizarra y carbón, así como valores altos de demanda química de oxígeno por presencia de minerales reductores.

Con esta instalación se pretende reducir la carga contaminante de los efluentes del lavadero de carbón por debajo de los límites establecidos por la legislación vigente, además de reducir todo lo posible el impacto ambiental producido por el vertido sobre el cauce público correspondiente. Así, este documento se centrará única y exclusivamente en el diseño de la línea de aguas de la planta, dejando al margen todos los procesos relativos a la desecación y tratamiento de los lodos generados durante el proceso de depuración.

Para alcanzar dicho objetivo se llevarán a cabo una serie de etapas que se constituyen en objetivos parciales:

- Estudio, análisis y valoración de las técnicas disponibles para la reducción de la carga contaminante presente en las aguas residuales procedentes del lavadero.



- Diseño de los equipos de acuerdo a las técnicas seleccionadas para realizar el tratamiento y la depuración del efluente.
- Evaluación económica de la instalación diseñada.



2. CONSIDERACIONES BÁSICAS

2.1. Procesos del lavadero de carbón

A continuación se describen brevemente los distintos procesos que tienen lugar en la planta de tratamiento para realizar la separación del carbón y los estériles que acompañan al mismo, los cuales son principalmente areniscas y pizarras en proporciones variables en función de su procedencia. Asimismo, se analizan las operaciones del lavadero donde se origina el agua residual a tratar.

Actualmente el lavadero procesa 500 t/h de carbón transportado mediante camiones o cintas transportadoras desde diversas explotaciones mineras ubicadas en la Cuenca Carbonífera Central Asturiana. Como primera etapa, se realizan una serie de cribados en seco del material procedente de la mina de modo que se obtiene una clasificación por tamaños para, posteriormente, tratar cada una de las fracciones de la forma más adecuada. Las fracciones granulométricas obtenidas se clasifican en:

- Grano: partículas de tamaño superior a 14 milímetros ($d > 14 \text{ mm}$).
- Menudo: partículas de tamaño inferior a 14 milímetros y superior a 0.5 milímetros ($14 \text{ mm} > d > 0.5 \text{ mm}$).
- Finos: partículas de tamaño inferior a 0.5 milímetros ($d < 0.5 \text{ mm}$).

Una vez obtenidas dichas fracciones granulométricas, cada una de ellas sigue diferentes líneas de tratamiento en el lavadero, empleando principalmente procesos por vía húmeda debido a la dificultad de separar materiales de este tamaño por vía seca.

2.1.1. Tratamiento del grano

La separación del carbón y los estériles en la fracción mayor de 14 mm se realiza por medios densos, que consiste en emplear un líquido o pulpa (generalmente una pulpa de agua con magnetita) con una densidad inferior a la de los estériles y superior a la del carbón, lo cual permite que el carbón flote y los estériles se hundan. Una vez separados los materiales, se descargan sobre cribas vibratorias en seco para recuperar la mayor cantidad posible de medio denso sin diluir



adherido a las partículas, y posteriormente sobre cribas vibratorias con riego para recuperar el resto del medio denso. La recuperación de la magnetita a partir del medio denso diluido se realiza mediante separadores magnéticos.

Como resultado del proceso de tratamiento del grano se obtienen unas aguas residuales con pequeñas partículas de estéril (areniscas y pizarras) y de carbón de diversos tamaños arrastradas durante el riego y que han pasado a través de las cribas, por lo que el tamaño de dichas partículas es inferior a la luz de malla de las cribas (generalmente de 0.5 mm o 1 mm).

2.1.2. Tratamiento del menudo

Para efectuar la separación del carbón y los estériles en la fracción 0.5 – 14 mm se emplean los hidrociclones de medio denso, en los que, al igual que en el tratamiento del grano, se emplea generalmente una pulpa de magnetita. Inicialmente se realiza la mezcla del material con el medio denso en tanques o conos verticales, y posteriormente se introduce la mezcla en estos equipos para separar los minerales.

Al igual que en el proceso anterior, ambos productos se descargan sobre cribas vibratorias para la recuperación del medio denso. Estas cribas vibratorias tienen una luz de malla de 0.5 mm o inferior, de modo que se obtiene un agua residual con pequeñas partículas de arenisca, pizarra y carbón inferiores a 0.5 mm arrastradas durante el riego.

Dado que el menudo lavado presenta porcentajes de humedad elevados (en torno a 20 %), este se introduce en centrífugas con el objetivo de eliminar la mayor cantidad de agua posible del producto.

2.1.3. Tratamiento de finos

El lavado de los finos se realiza por procesos de flotación por espumas, ya que al tratarse de partículas muy pequeñas (inferiores a 0.5 mm) la separación por densidad no es un proceso viable debido a los elevados tiempos de operación que se precisan.

La flotación por espumas se basa en fenómenos de tipo superficial. Una vez realizado el tratamiento de la pulpa (formada por agua y los minerales a separar) con los reactivos adecuados,



el proceso consiste en introducir burbujas de aire en el líquido. Estas burbujas ascienden a través de la pulpa haciendo que las partículas hidrófobas, en este caso el carbón, queden adsorbidas sobre la superficie de aquellas y por tanto asciendan hasta la superficie. Finalmente, la formación de una espuma estable sobre la superficie de la pulpa hace que el carbón flotado no vuelva a sedimentar y que pueda retirarse.

En el proceso de flotación se obtienen dos productos: un concentrado de flotación formado por agua cargada de partículas de carbón y unas purgas de flotación formadas por agua con partículas estériles. El concentrado de flotación pasa a filtración por vacío, en filtros de tambor o de discos, para separar las partículas carbonosas del agua y que constituyen los finos lavados.

En esta etapa de tratamiento del lavadero se obtiene un agua residual con partículas ultrafinas de arenisca y pizarra procedentes de las purgas de flotación y ciertos compuestos químicos que se corresponden con los reactivos adicionados para realizar la flotación por espumas.

2.1.4. Circuito de agua

El alto consumo de agua de los lavaderos de carbón hace que estos trabajen normalmente en circuito cerrado, es decir, con recirculación del agua utilizada; o en circuito semicerrado recirculando parte del agua y vertiendo al cauce la cantidad restante. No obstante, aunque se trabaje en circuito cerrado, será necesaria la incorporación de agua limpia al lavadero debido a las pérdidas de agua producidas como consecuencia de la humedad de los productos obtenidos en el tratamiento.

El funcionamiento en circuito cerrado presenta como ventaja precisamente que no se vierten las aguas residuales, si no que estas son recirculadas en su totalidad. Sin embargo, estas aguas también deben de ser tratadas y depuradas, puesto que de no hacerlo pueden originar problemas en los distintos procesos de tratamiento, especialmente en la flotación por espumas del carbón, el cual es un proceso muy sensible a los cambios producidos en la calidad del agua de alimentación. Por ello, en la mayoría de casos es más rentable trabajar en circuito semicerrado, recirculando sólo una parte de las aguas residuales y vertiendo la cantidad restante, una vez tratada y depurada debidamente, a los cauces receptores. Debido a que la legislación actual tiende



a ser cada vez más exigente en cuanto a los requisitos que deben cumplir los vertidos, existe también una mayor tendencia a la recirculación de las aguas residuales siempre y cuando no se comprometa el funcionamiento y la eficacia de los procesos.

El lavadero de carbón considerado en el presente documento realiza el tratamiento de 500 t/h de carbón y para ello incorpora un caudal de agua limpia de 240 m³/h. Junto con 110 m³/h de agua residual recirculada en el interior de las instalaciones (aproximadamente un 45 % del caudal de agua limpia), el lavadero trabaja con un total de 350 m³/h de agua, mezcla de las dos anteriores.

Debido a la humedad presente en el carbón lavado obtenido como producto en la planta de tratamiento, que oscila en torno a un 10 – 12 %, se producen unas pérdidas de caudal de 35 m³/h.

Por tanto, como se recoge en la Tabla 1, es necesario realizar el tratamiento o depuración de un caudal de 205 m³/h de aguas residuales para, posteriormente, verter este agua al cauce receptor cumpliendo con la legislación vigente sobre vertidos a cauces públicos (tabla 3 del Anexo al Título IV del Reglamento del Dominio Público Hidráulico).

Tabla 1. Caudales de agua circulantes en el lavadero de carbón.

Caudal de agua limpia (m ³ /h)	240
Caudal de agua recirculada (m ³ /h)	110
Pérdidas de caudal por humedad (m ³ /h)	35
Caudal a tratar (m ³ /h)	205

En la Figura 1 se representa esquemáticamente el circuito de agua de la planta de tratamiento. En dicha figura se puede observar el caudal de agua limpia incorporada, el caudal de agua recirculada, las pérdidas de caudal por humedad del producto y el caudal de agua a tratar previamente a su vertido al cauce receptor; para lo cual se realiza el estudio y análisis en profundidad de las alternativas presentes y se propone el sistema de tratamiento más adecuado en el presente documento.

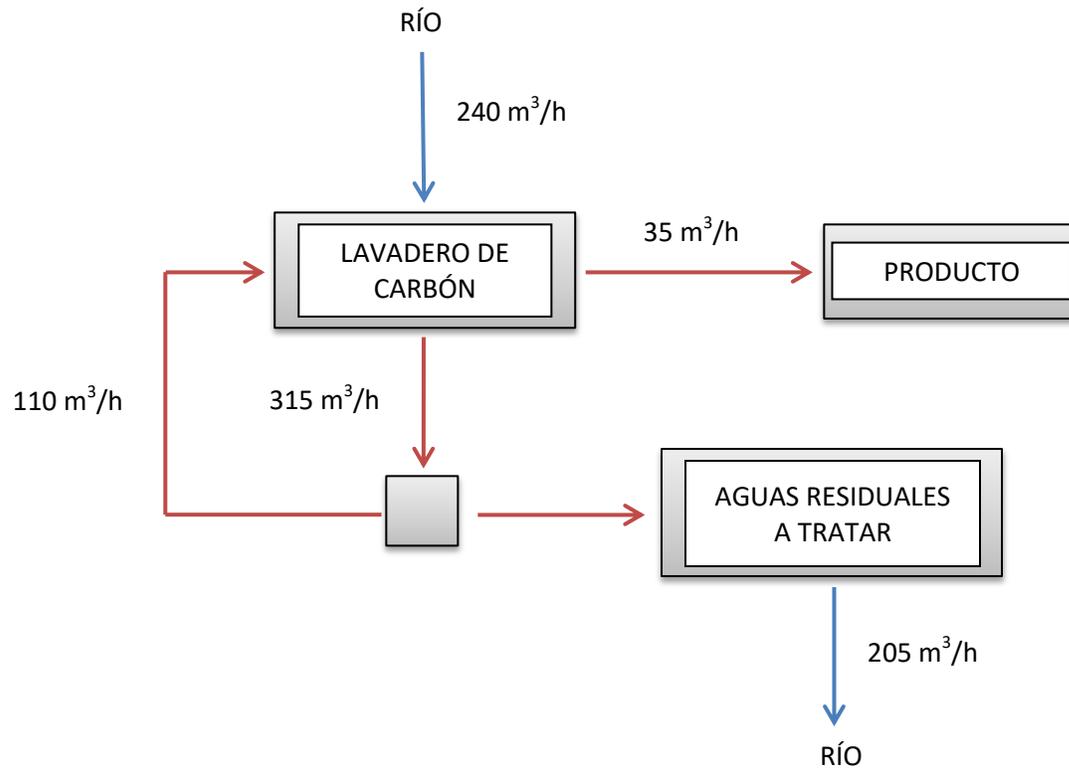


Figura 1. Circuito de agua del lavadero de carbón.

2.2. Características del influente y del agua tratada

Como se ha comentado anteriormente, es necesario realizar el tratamiento de $205 \text{ m}^3/\text{h}$ de agua residual previamente a su vertido a los cauces superficiales. Los resultados obtenidos a partir de diversos análisis químicos que se realizaron a las aguas residuales se recogen en la Tabla 2. Es importante destacar que los valores mostrados se corresponden con valores medios estadísticos.



Tabla 2. Características del influente.

	Valores	Unidades
pH	7	-
Color	Inapreciable en dilución 1/40	-
Dureza total	284	mg/l de CaCO ₃
Hierro	220	mg/l
Manganeso	150	mg/l
Sólidos suspendidos totales SST (110 °C)	22778	mg/l
Sulfatos	245	mg/l
DQO (valor al permanganato)	10450	mg O ₂ /l
Fenoles	0.39	mg/l
Aceites y grasas	4.09	mg/l
Amoniaco	< 0.5	mg/l

Como se puede deducir, las aguas procedentes del lavadero tienen una elevada carga contaminante, la cual consiste fundamentalmente en una concentración alta de sólidos en suspensión y valores anormalmente altos de demanda química de oxígeno (DQO) debido a la presencia de minerales reductores como el carbón y metales reductores como el hierro o el manganeso, además de compuestos fenólicos, aceites y grasas.

En la Tabla 3 se recoge la distribución granulométrica de los sólidos suspendidos, de donde se deduce que un elevado porcentaje de estos tiene un alto coeficiente de decantabilidad y sólo un porcentaje inferior al 19.28% corresponde a elementos coloidales.

Tabla 3. Distribución granulométrica de los sólidos suspendidos del influente.

Fracción granulométrica (µm)	% en peso	Concentración (mg/l)
> 630	13.82	3148
630 - 310	11.09	2831
310 - 160	14.42	3285
160 - 80	25.87	5892
80 - 50	15.52	3658
< 50	19.28	3964
TOTAL	100	22778



El objetivo principal será la obtención de un agua tratada que cumpla con las exigencias establecidas por la legislación vigente sobre vertidos a cauces públicos (tabla 3 del Anexo al Título IV del Reglamento del Dominio Público Hidráulico). Para ello, será necesario lograr:

- Concentración de sólidos suspendidos totales < 25 mg/l.
- Concentración de materia sedimentable < 0.5 mg/l.
- Contenido en sólidos decantables nulo.
- Demanda química de oxígeno (DQO) < 160 mg O₂/l.
- Color inapreciable en dilución 1/20.
- Concentración de hierro < 2 mg/l.
- Concentración de manganeso < 2 mg/l

El resto de parámetros indicados en la Tabla 2 cumplen con los valores indicados en la tabla 3 del Anexo al Título IV del Reglamento del Dominio Público Hidráulico.

2.3. Alternativas para la reducción del contenido en sólidos suspendidos

El origen y la composición de los sólidos suspendidos en el efluente determinan las alternativas disponibles y la complejidad de los procesos de tratamiento/eliminación de los mismos. Como consecuencia directa, según el proceso que se seleccione los costes de instalación y mantenimiento de los equipos serán muy variables. Además, la capacidad de tratamiento de los equipos y su flexibilidad para trabajar bajo distintas condiciones hidráulicas y de carga de sólidos, debe garantizar la consistencia del sistema para alcanzar los objetivos requeridos en la depuración (Corbitt, 2003). No obstante, en este caso particular las fluctuaciones del caudal y la carga de sólidos en suspensión son mínimas.

2.3.1. Filtración

El proceso de tratamiento por filtración se basa en la utilización de un medio poroso, a través del cual se hace circular el agua y en el que quedan retenidas las partículas sólidas. Se utilizan filtros de distintos tipos, tamaños de apertura y formas de rejilla en función del tamaño de los sólidos a eliminar y de la concentración de los mismos.



El proceso de filtración requiere un influente de baja concentración relativa en sólidos. A pesar de contar con determinadas ventajas, como ser una técnica poco compleja y que elimina algunos contaminantes disueltos, presenta numerosas desventajas como son la producción de atascamientos, la necesidad de lavado y la posibilidad de que se produzca crecimiento bacteriano.

Los problemas operativos que generan los procesos de filtración, unido a la elevada concentración de sólidos suspendidos presentes en el agua y el pequeño tamaño de los mismos, hacen que esta técnica no se considere una alternativa viable.

2.3.2. Flotación por aire

Otra alternativa de tratamiento físico para la eliminación de sólidos suspendidos es la flotación, proceso mediante el cual las partículas se separan del agua residual fijándose a burbujas de aire introducidas en el seno del líquido. Las partículas ascienden hasta la superficie y se acumulan en ella, retirándose finalmente mediante desespumadores.

La flotación por aire se utiliza cuando los procesos de sedimentación no son adecuados, ya sea por la pequeña diferencia de densidad entre las partículas sólidas a eliminar y el agua, o simplemente porque dichas partículas tienen malas características de sedimentación. Generalmente, en la flotación son necesarios menores costes de inversión y el volumen de los equipos requeridos es menor debido a que se precisan menores tiempos de residencia.

La flotación por aire ofrece ventajas considerables en determinadas situaciones. Sin embargo, supone mayores costes operativos que los procesos de sedimentación y la necesidad de disponer de personal con mayor formación. Por otro lado, se estima que los costes energéticos pueden ser del orden de 50 veces mayores en las instalaciones de flotación (Documento BREF, 2003).

Como se puede observar en la Tabla 3 del documento, los sólidos suspendidos en el agua residual están formados en su mayoría por partículas cuyo tamaño las hace susceptibles de sedimentar fácilmente por gravedad. Por ello, los procesos de sedimentación son una opción más adecuada desde el punto de visto operativo. No obstante, la flotación por aire puede considerarse



como una opción para las partículas de menor tamaño que no puedan eliminarse mediante estos procesos.

2.3.3. Sedimentación

La sedimentación se define como el proceso mediante el cual las partículas, más pesadas que el fluido en el que se encuentran suspendidas, descienden y se depositan sobre el fondo debido a la acción de la gravedad.

En función de las características de los sólidos suspendidos y de su concentración, los procesos de sedimentación se dividen en cuatro tipos (Corbitt, 2003):

- Sedimentación de clase I: se denomina así a la sedimentación de una concentración diluida de partículas discretas en suspensión que no presentan tendencia a flocular. Este tipo de sedimentación es característica de procesos de simple decantación, como por ejemplo en los desarenadores.
- Sedimentación de clase II: corresponde a aquellas aguas residuales que contienen un amplio rango de partículas, con características diferentes de tamaño y propiedades superficiales. En ellas, las partículas más pesadas sedimentan más rápido y se juntarán a partículas más ligeras para formar agregados que aumentan de tamaño a medida que avanza el proceso. En este tipo de sedimentación, se produce una mayor eficiencia en la separación a medida que aumenta la profundidad.
- Sedimentación de clase III: también conocida como sedimentación por zonas, corresponde a suspensiones en las que hay una concentración de sólidos elevada. En ellas, los sólidos sedimentan como una masa única produciéndose una interfase entre estos y el agua clarificada. Los sólidos que sedimentan se distribuyen en tres zonas desde la superficie hasta el fondo: zona de sedimentación impedida, zona de transición y zona de compactación, donde las partículas se sustentan unas a otras.
- Sedimentación de clase IV: tiene lugar en procesos de espesamiento o compresión de lodos, en los que las partículas están en contacto físico entre ellas. Este proceso de espesamiento es importante cuando se tratan suspensiones con alto contenido en sólidos como las correspondientes a la sedimentación de clase III.



Entre los equipos más comunes que realizan la separación sólido-líquido mediante sedimentación se encuentran los desarenadores, los clarificadores o tanques de sedimentación (circulares o rectangulares) y los sedimentadores lamelares.

2.3.3.1. Desarenadores

Los desarenadores son equipos muy utilizados para el pretratamiento de aguas o para la protección de los equipos que se encuentran aguas abajo en las instalaciones de depuración. En ellos se producen principalmente procesos de sedimentación de clase I.

Los desarenadores más utilizados son los de flujo horizontal (véase la Figura 2), los cuales basan su funcionamiento en la disminución de la velocidad de circulación del agua, permitiendo que los sólidos transportados sedimenten a lo largo del mismo. Los sistemas de limpieza de los sólidos pueden ser de tipo manual (adecuados para desarenadores de pequeño tamaño) o de tipo mecánico, que emplean rascadores de fondo para arrastrar las partículas hasta la tolva de almacenamiento donde se realiza la evacuación del material. Es bastante común la utilización de dos unidades de tratamiento en paralelo por si se producen problemas de atascamiento en la extracción de los sólidos.

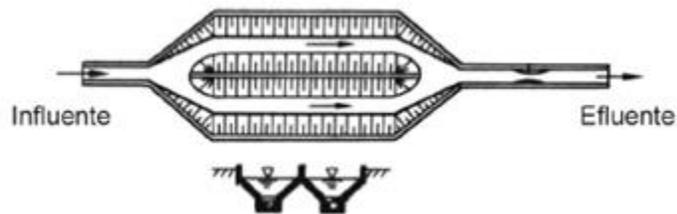


Figura 2. Desarenador de flujo horizontal en forma de canal (Documento BREF, 2003).

Generalmente, se obtienen buenos resultados para partículas de tamaño superior a $200 \mu\text{m}$ e incluso inferiores, teniendo en cuenta factores de diseño como el área de sedimentación y la velocidad del flujo. Como se ha comentado con anterioridad, un alto porcentaje de los sólidos suspendidos está constituido por partículas fácilmente sedimentables, por lo que, tomando como referencia la alta eficacia de los desarenadores con estos tamaños de partículas, se propone la utilización de este equipo como primera etapa de tratamiento de las aguas residuales procedentes



del lavadero. Por motivos de seguridad se dispondrá de dos desarenadores, manteniendo uno de ellos en funcionamiento y otro como reserva. Para facilitar la evacuación de la elevada carga de sólidos se utilizará un sistema de limpieza mecánico.

Las partículas de menor tamaño que no puedan ser eliminadas del agua residual en esta etapa se tratarán posteriormente mediante otros sistemas.

2.3.3.2. Tanques de sedimentación

Los tanques de sedimentación circulares son los más utilizados en las etapas de tratamiento primario. Se diseñan de modo que tengan un volumen suficiente para permitir la decantación de las partículas y, posteriormente, se realiza la extracción de los sólidos en forma de lodo mediante paletas giratorias que barren el fondo del tanque a velocidades de giro muy pequeñas.

La alimentación del agua residual al equipo se realiza de forma central o periférica, por lo que el sistema de flujo en su interior es radial. Los procesos de sedimentación que tienen lugar son principalmente de clase I y II, aunque en la zona de lodos se producen fenómenos de espesamiento y compactación de partículas (clase IV).

En la Figura 3 se muestra el esquema de un tanque de sedimentación circular de alimentación central. Las aguas residuales se introducen a través de un tubo vertical con campana deflectora que distribuye el flujo uniformemente en todas las direcciones. En el interior del tanque, el agua circula lentamente hacia la periferia permitiendo la sedimentación de las partículas y finalmente se vierte por rebose a un canal perimetral, cuya función es recoger y evacuar el agua clarificada.

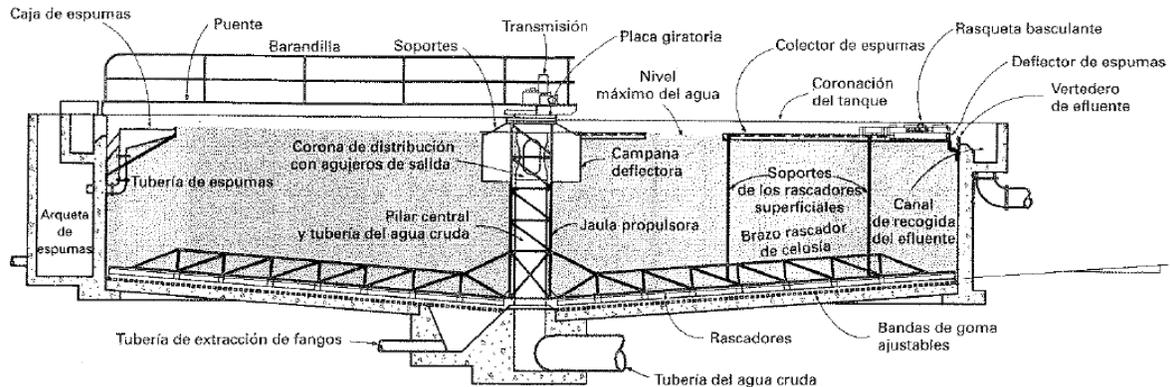


Figura 3. Tanque de sedimentación circular con alimentación central (Metcalf y Eddy, 1995).

En los tanques circulares de alimentación periférica, el agua residual circula en espiral alrededor del tanque y por debajo del deflector, mientras el agua clarificada se extrae mediante vertederos centrales o periféricos situados en el lado opuesto a la alimentación (véase la Figura 4).

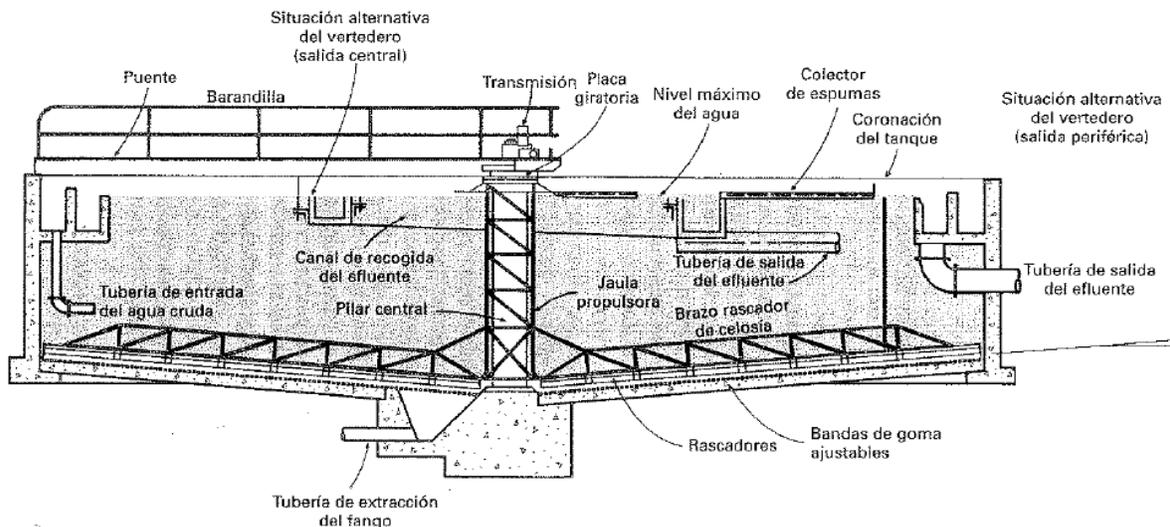


Figura 4. Tanque de sedimentación circular con alimentación periférica (Metcalf y Eddy, 1995).

Como se observa en las Figuras 3 y 4, el fondo de los tanques circulares tiene una ligera inclinación que converge en el centro del equipo, donde se realiza la extracción de los lodos. Ambos sistemas producen buenos resultados en la eliminación de sólidos suspendidos, sin embargo el sistema más empleado es el de alimentación central ya que en los equipos de



alimentación periférica pueden producirse algunos problemas relacionados con la distribución del flujo.

En los tanques de sedimentación rectangulares (Figura 5) el flujo de agua es horizontal. Actualmente se utilizan en menor medida en las plantas de tratamiento de aguas residuales, aunque son especialmente útiles cuando el terreno es muy costoso y es necesario optimizar el espacio. Presentan limitaciones para la retirada de lodos según aumenta su longitud o aumenta la carga de sólidos en suspensión (Corbitt, 2003).

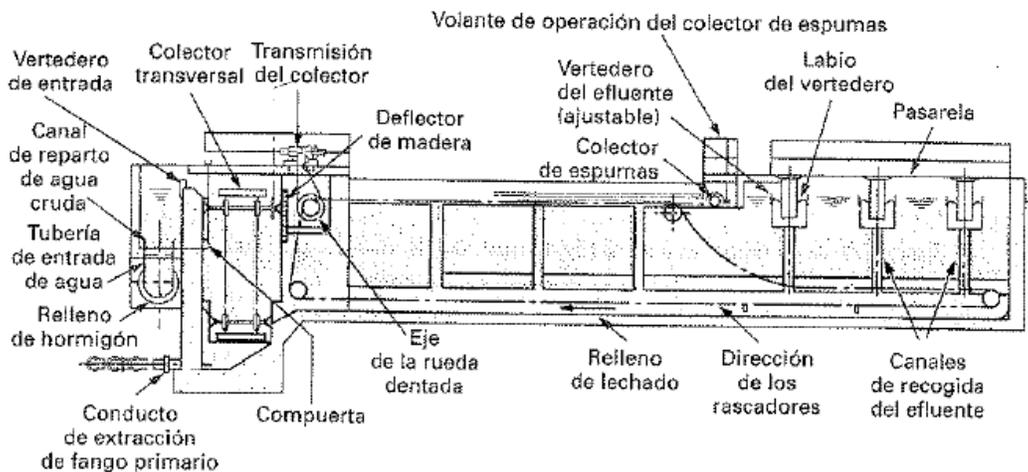


Figura 5. Tanque de sedimentación rectangular (Metcalf y Eddy, 1995).

Generalmente se adoptan como solución frente a los tanques circulares cuando es preciso cerrar o cubrir los tanques con un techo y cuando, por limitaciones de espacio, es necesario construir tanques de dos pisos (Metcalf y Eddy, 1995).

2.3.3.3. Sedimentadores lamelares

Los sedimentadores lamelares constan de una serie de láminas o placas inclinadas paralelas entre sí, sobre las cuales asciende el agua residual y sedimentan las partículas sólidas. Una vez han sedimentado, éstas se deslizan por gravedad hacia la zona inferior del equipo donde se sitúa la tolva de lodos. El efluente clarificado se vierte por el rebose situado en la parte superior (véase la Figura 6).



El diseño de los sedimentadores lamelares se basa en aumentar la superficie de sedimentación, con el objetivo de mejorar la eficacia de eliminación de sólidos. Además, mediante la superposición e inclinación de las láminas se consigue reducir el área ocupada por los equipos y, por tanto, los costes de instalación son menores respecto a los tanques de sedimentación convencionales.

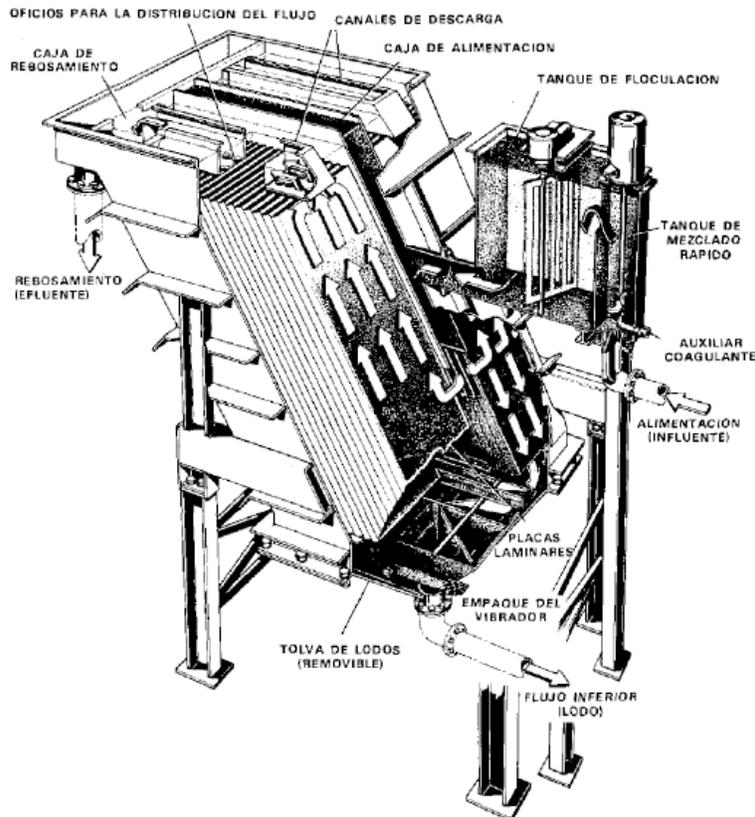


Figura 6. Sedimentador lamelar (Nalco, 1989).

Los sedimentadores lamelares son los equipos de sedimentación más sofisticados y por tanto requieren un alto grado de instrumentación y control. Son bastante comunes los problemas derivados de una mala distribución del flujo (principalmente cuando se tiene un gran número de láminas), los atascamientos, los olores producidos por el crecimiento biológico o el arrastre de los sólidos depositados por el fluido, siendo esencial un buen diseño y mantenimiento de la instalación.



La realización de pruebas y ajustes del equipo diseñado en plantas piloto es importante para garantizar un funcionamiento correcto y lograr los objetivos establecidos en la depuración. En la situación analizada en el presente proyecto se considera más adecuada la utilización de un tanque de sedimentación circular con alimentación central, puesto que se trata de un equipo más sencillo, robusto y que requiere menor mantenimiento. A su vez, no existe ninguna restricción de espacio para el dimensionamiento de la planta y los equipos, por lo que la optimización de la superficie no es una prioridad en este caso particular.

Además de los procesos de sedimentación por medios gravitatorios simples, es posible la adición de compuestos químicos con el objetivo de facilitar la sedimentación de los sólidos suspendidos de menor tamaño o cuya densidad es demasiado próxima a la del agua. Esta técnica se conoce como sedimentación química o procesos de coagulación-floculación, los cuales se describen a continuación.

2.3.4. Procesos de coagulación-floculación

Los procesos de coagulación-floculación se basan en la adición de compuestos químicos con el objetivo de desestabilizar las partículas coloidales y de pequeño tamaño en suspensión, y posteriormente facilitar su agregación en partículas mayores o flóculos. Una vez formados los flóculos, estos sedimentan con una velocidad mayor que la de las partículas individuales.

En la Tabla 4 se muestra el tiempo necesario para que ciertos materiales y organismos recorran verticalmente 1 metro de agua, influenciados únicamente por su peso (Hernández Muñoz, 1992).

Mientras que una partícula de gravilla sedimenta a velocidades aproximadas de 1 m/s, partículas más pequeñas como los coloides necesitan aproximadamente 200 años para sedimentar 1 metro, debido a que algunos de sus iones superficiales interactúan con el agua dando lugar a cargas eléctricas sobre la superficie de las mismas. La repulsión eléctrica que se origina entre las partículas coloidales aumenta su estabilidad en el líquido e impide que se junten entre sí para formar partículas mayores.



Tabla 4. Velocidad y tiempo de sedimentación para diversas partículas (Hernández Muñoz, 1992).

Diámetro de partículas (mm)	Orden de magnitud	Velocidad de sedimentación (mm/s)	Tiempo necesario para decantar un metro
10	Gravilla	1000	1 segundo
1	Arena gruesa	100	10 segundos
10^{-1}	Arena fina	8	2 minutos
10^{-2}	Cieno	$147 \cdot 10^{-3}$	2 horas
10^{-3}	Bacterias	$154 \cdot 10^{-5}$	7,5 días
10^{-4}	Partículas de arcilla	$154 \cdot 10^{-7}$	2 años
10^{-5}	Partículas coloidales	$154 \cdot 10^{-9}$	206 años

Por ello, se hace necesaria la adición de coagulantes con el fin de neutralizar las cargas eléctricas de los coloides y evitar los fenómenos de repulsión, facilitando su agregación (Figura 7a). Los coagulantes más utilizados en la industria química son el óxido de magnesio, el cloruro de hierro, el hidróxido de sodio y el sulfato de alúmina, de entre los cuales se selecciona el más apropiado y se determina su dosificación realizando ensayos con equipos Jar-test de laboratorio.

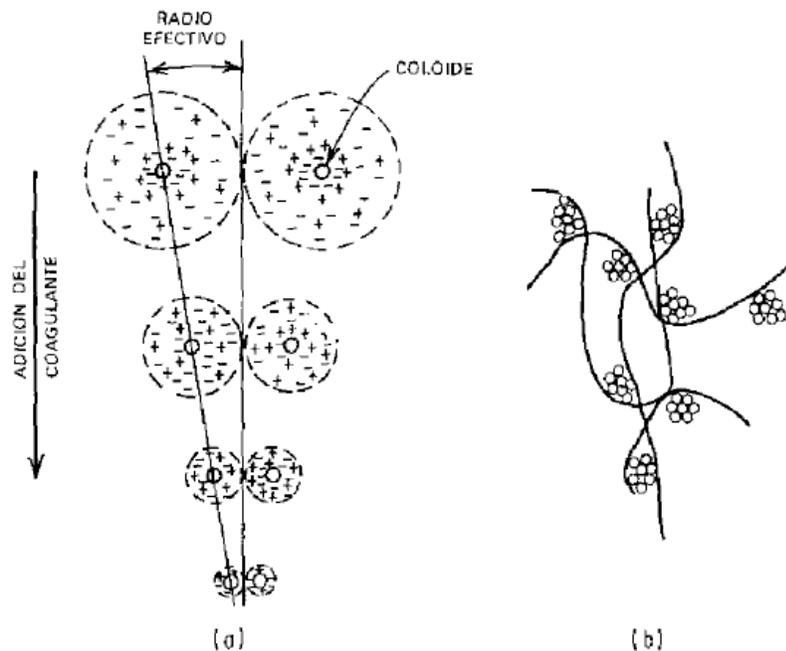


Figura 7. Efecto de la adición de coagulante (a) y floculante (b) sobre las partículas coloidales (Nalco, 1989).



Además de neutralizar las cargas eléctricas de la superficie, es necesario aumentar el peso y la cohesión de los agregados formados, para lo cual se añade el floculante. Los floculantes se clasifican comúnmente según el signo de su carga eléctrica (catiónico, aniónico y no iónico). Los más utilizados son los polielectrolitos (polímeros de alto peso molecular solubles en agua), que se adhieren a la superficie de las partículas y forman puentes entre ellas, facilitando su unión (Figura 7b). El tipo de floculante a emplear en el tratamiento y la dosis a suministrar también se determina realizando ensayos de laboratorio con el equipo Jar-test. Una vez realizada la coagulación-floculación, los agregados son susceptibles de sedimentar por gravedad.

Conjuntamente con los sólidos suspendidos se suele eliminar entre un 15 y un 25 % de la materia orgánica disuelta que se adhiere a las partículas (como es el caso de los compuestos fenólicos) y se reduce la DQO del agua si las partículas sedimentadas son materiales reductores.

Para garantizar un buen funcionamiento del proceso debe realizarse un control de diversos parámetros como la temperatura, pH y la velocidad de agitación, ya que influyen de forma determinante en la coagulación-floculación de las partículas.

Generalmente se realiza la adición del coagulante y floculante por etapas, en las cuales el agua residual recorre una serie de cámaras o tanques donde se mezcla con los reactivos. Finalmente, el agua se conduce al tanque de sedimentación principal. En los procesos de coagulación se emplean velocidades de agitación elevadas ya que así se mejora la mezcla de los reactivos con el agua y aumentan las colisiones entre partículas. En la etapa de floculación se emplean velocidades de agitación bajas que garanticen la formación de nuevos flóculos sin romper los que ya se han formado.

Analizadas las características de estos procesos, se considera que la técnica más adecuada para la eliminación de los sólidos en suspensión de menor tamaño (procedentes del desarenador) es el tratamiento mediante adición de reactivos en un tanque de sedimentación circular.

Es importante destacar que el tratamiento sin adición de reactivos no sería un proceso viable debido a los pequeños tamaños de partícula presentes, puesto que sería necesario sobredimensionar los tanques de sedimentación con el fin de lograr tiempos de residencia



elevados. Todo ello implicaría un incremento notable de los costes del equipo y además no se garantizaría de ninguna forma la eliminación de las partículas coloidales.

2.4. Alternativas para la reducción de la demanda química de oxígeno

Como se ha comentado con anterioridad en el apartado 2.2 del documento, los altos valores de demanda química de oxígeno se deben principalmente a la presencia de minerales reductores como el carbón y metales reductores como el hierro y el manganeso. Además, las pequeñas concentraciones de compuestos fenólicos, aceites y grasas también contribuyen a aumentar la DQO. Dado que el mayor componente de la DQO corresponde a materia mineral no biodegradable, se deduce, por tanto, que los tratamientos mediante procesos de fangos activos no son adecuados ya que se basan en el empleo de microorganismos para la eliminación de materia orgánica biodegradable.

A continuación se estudian los distintos procesos disponibles para la reducción de la demanda química de oxígeno constituida por materiales no biodegradables.

2.4.1. Precipitación

La precipitación es un proceso químico que consiste en formar partículas a partir de sustancias disueltas para, finalmente, separarlas mediante procesos adicionales como la flotación por aire, la filtración o la sedimentación, siendo esta última la más común (Documento BREF, 2003). Generalmente se emplean para la eliminación de metales pesados, sulfatos, fosfatos, fluoruros y en ocasiones especiales para la eliminación de mercurio.

Las instalaciones de precipitación constan de los siguientes equipos:

- Uno o dos tanques para realizar la mezcla de las sustancias químicas con el agua residual a tratar, mediante agitación.
- Depósitos de almacenamiento de las sustancias químicas.
- Un tanque de sedimentación donde precipitan las partículas formadas.
- Un tanque de almacenamiento para los lodos generados en el proceso.



Las sustancias químicas más empleadas para realizar los procesos de precipitación son la cal, la dolomita, el hidróxido de sodio, el carbonato de sodio o las sales de calcio, a las cuales se suelen añadir distintos floculantes para facilitar la sedimentación. Los factores más importantes de los cuales depende la eficacia de separación son el pH, la calidad de mezcla con los reactivos, la temperatura y el tiempo de residencia en el tanque de sedimentación (Documento BREF, 2003).

Los hidróxidos de metal que precipitan se desechan en forma de lodos, los cuales requieren ser tratados químicamente para la eliminación de los metales y poder realizar su vertido al medio de forma segura.

Como se deduce a partir de las curvas de solubilidad características de los metales, la sensibilidad al pH no es igual para todos los casos, siendo necesario un pH mínimo (para reducir los metales al máximo admitido) variable en función del metal. Por lo tanto, en el caso de que haya más de un metal en la corriente, deben alcanzarse las condiciones más restrictivas. Esto, más allá del consumo en NaOH, sólo supone un problema en el caso de haya metales anfóteros (por ejemplo cromo o plomo). Estos metales disminuyen su solubilidad en un intervalo concreto y muy limitado, con una rápida redisolución del metal cuando el pH es superior o inferior a ese intervalo.

2.4.2. Intercambio iónico

Los procesos de intercambio iónico emplean una serie de resinas relativamente insolubles a través de las cuales se hace circular el agua residual a depurar. Estas resinas tienen en su superficie radicales ácidos o básicos que pueden ser intercambiados por iones de la misma carga presentes en el agua. De este modo, los iones de la resina se disuelven en el agua y los iones presentes en el agua, los cuales se quieren eliminar, quedan retenidos en la resina (Corbitt, 2003).

La capacidad de intercambio de la resina es directamente proporcional al número de iones presentes en su superficie y, por tanto, se deduce que una mayor superficie específica garantiza una mayor capacidad de intercambio. Una vez la resina se satura, es decir, no disponga de más iones para realizar intercambios, es necesario proceder a la regeneración de la misma. La regeneración de la resina se produce mediante los mismos procesos que tienen lugar durante la depuración del agua residual: se rellena la unidad de tratamiento, durante un tiempo determinado, con una disolución que permita el intercambio iónico con la resina y que elimine de



esta los iones previamente retenidos, dejándola en condición útil para iniciar un nuevo ciclo de trabajo.

Los procesos de intercambio iónico se utilizan generalmente como técnicas de tratamiento de final de línea y presentan numerosas ventajas, entre las cuales destacan los altos niveles de eficacia que se pueden conseguir, la gran variedad de resinas específicas disponibles en el mercado y la escasa sensibilidad a las variaciones de caudal (Documento BREF, 2003).

Como restricción más importante destaca el contenido en sólidos suspendidos del agua a tratar, el cual se recomienda que sea inferior a 50 mg/l para evitar fenómenos de taponamiento en la resina (Documento BREF, 2003). Asimismo, la regeneración de la resina produce una disolución que contiene los iones eliminados y que es necesario tratar para su reutilización. El pH y la temperatura del agua deben ser controlados continuamente, puesto que son parámetros determinantes para garantizar el buen funcionamiento de la unidad.

Analizando las ventajas y desventajas expuestas para los dos tipos de procesos considerados, se opta finalmente por realizar el tratamiento mediante intercambio iónico, ya que de este modo se evitan los costes adicionales que suponen la adición de reactivos y se garantiza la depuración de las aguas residuales en caso de que presenten metales anfóteros. Además, el proceso de intercambio iónico no presenta ninguna restricción respecto a los sólidos suspendidos presentes, puesto que estos se habrán tratado previamente en la etapa de coagulación-floculación y su concentración será inferior a 25 mg/l.



3. MEMORIA

3.1. Tratamiento proyectado

El caudal de agua residual de 205 m³/h procedente del lavadero de carbón se bombeará a través de tuberías hasta la etapa de desarenado, donde se realizará la eliminación de los sólidos suspendidos de mayor tamaño susceptibles de sedimentar por gravedad. Estos sólidos se depositarán en un contenedor de residuos para su posterior transporte a vertedero o aplicación en otros campos.

El efluente procedente del desarenador se conducirá a continuación a la etapa de sedimentación, donde se realizará la eliminación de las partículas más finas. En esta etapa, la línea de agua seguirá el siguiente circuito:

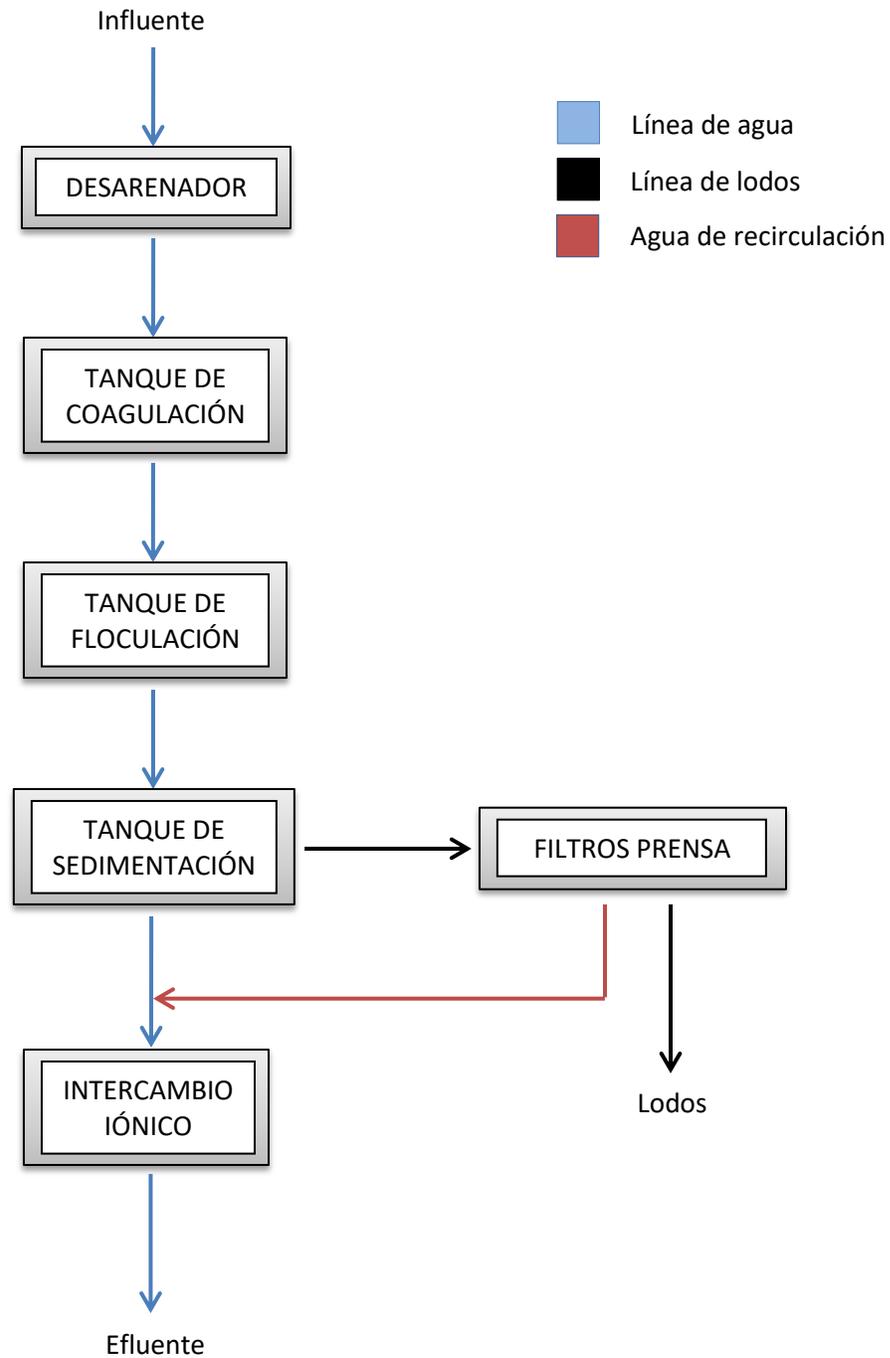
- 1) Tanque de coagulación, donde se dosificará y realizará la mezcla con el coagulante necesario para desestabilizar a las partículas coloidales.
- 2) Tanque de floculación, donde se dosificarán los reactivos para facilitar la formación de agregados de partículas de mayor tamaño y aumentar su velocidad de sedimentación.
- 3) Tanque de sedimentación circular con alimentación central, donde los flóculos formados anteriormente sedimentarán y se eliminarán mediante el sistema de barrido.

Los fangos obtenidos en esta etapa se bombearán hasta un equipo de tratamiento con filtros prensa, donde se reducirá el volumen de los mismos hasta obtener una concentración adecuada para su manipulación. Además, en este proceso se recuperará un determinado volumen de agua limpia que se recirculará a la planta de tratamiento y se mezclará con el efluente procedente del tanque de sedimentación. Posteriormente, esta mezcla de aguas se conducirá al equipo de intercambio iónico diseñado para reducir los valores de la demanda química de oxígeno.

Con estos procesos de tratamiento se obtendrá un agua clarificada con reducida carga de sólidos suspendidos y DQO, por lo que se podrá proceder a su vertido a los cauces públicos cumpliendo con las exigencias establecidas por la legislación vigente. A continuación, se especifica el proceso de tratamiento mediante un diagrama de bloques sencillo.



3.2. Diagrama de bloques del proceso





3.3. Diseño del desarenador

Como se ha comentado anteriormente, el desarenador será la primera etapa de tratamiento de las aguas residuales procedentes del lavadero, en la cual se eliminarán las partículas más gruesas cuya velocidad de sedimentación sea aceptable desde el punto de vista operativo de la instalación y sin la adición de reactivos químicos.

El equipo se diseñará de forma que permita la decantación de las partículas con una velocidad de sedimentación determinada (V_s) y por tanto también de las partículas con una velocidad de sedimentación superior a esta.

A continuación se realiza una breve descripción del procedimiento de cálculo a seguir.

3.3.1. Procedimiento

En los desarenadores tienen lugar principalmente procesos de sedimentación de clase I. Como primera aproximación, se utilizará la ley de Stokes (ecuación 1) para calcular la velocidad límite de sedimentación de las partículas.

$$V_s = \frac{(\rho_p - \rho_f) \cdot g \cdot d_p^2}{18\mu} \quad (1)$$

Siendo:

- V_s = velocidad de sedimentación de las partículas (m/s).
- ρ_p = densidad de la partículas (kg/m^3).
- ρ_f = densidad del fluido (kg/m^3).
- g = aceleración de la gravedad (m/s^2).
- d_p = diámetro de partícula (m).
- μ = viscosidad dinámica del fluido (Ns/m^2).

Es importante considerar que, al utilizar la ley de Stokes, se obtienen valores representativos de la velocidad límite de sedimentación solamente cuando el número de Reynolds



es inferior a 0.3 ($Re < 0.3$), por lo que después de realizar los cálculos será necesario comprobar que Re se encuentra por debajo de dicho valor.

El número de Reynolds se calculará mediante la ecuación 2.

$$Re = \frac{\rho_f \cdot V_s \cdot d_p}{\mu} \quad (2)$$

En caso de que Re sea mayor que 0.3, es necesario realizar un reajuste de la velocidad límite de sedimentación, para lo cual se emplea el gráfico de la Figura 8 diseñado por Fair y Geyer. Este gráfico permite obtener el término de la velocidad de sedimentación (eje de ordenadas) a partir del término del diámetro de partícula (eje de abscisas).

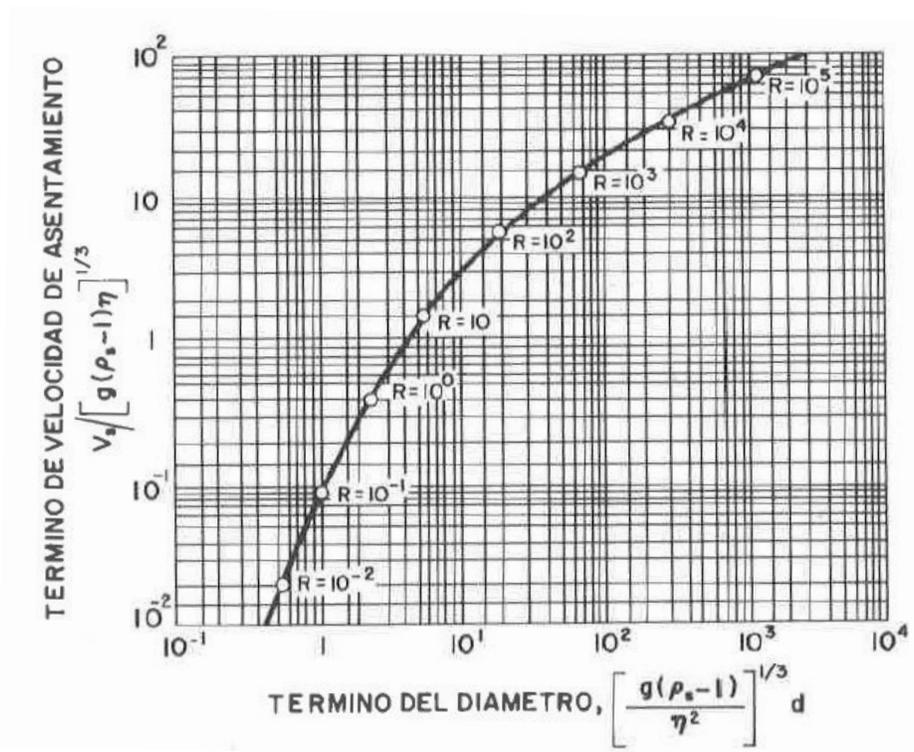


Figura 8. Valores de asentamiento (Rivas Mijares, 1978).

A continuación, se recalculará el número de Reynolds con el valor corregido de la velocidad límite de sedimentación. Finalmente, determinado con precisión el número de Reynolds se calculará el coeficiente de arrastre de las partículas (C_D) mediante la ecuación 3.



$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{\sqrt{Re}} + 0.34 \quad (3)$$

La velocidad límite de sedimentación de las partículas se calculará utilizando la ley de Newton (ecuación 4):

$$V_S = \left[\frac{4 \cdot (\rho_p - \rho_f) \cdot g \cdot d_p}{3 \cdot C_D \cdot \rho_f} \right]^{1/2} \quad (4)$$

El área superficial del desarenador (A_S) se calculará como el cociente entre el caudal de agua a tratar y la velocidad límite de sedimentación definida por la ley de Newton, como se muestra en la ecuación 5.

$$A_S = \frac{Q}{V_S} \quad (5)$$

El valor del área superficial obtenido garantizará una eficacia de eliminación del 100% de las partículas cuya velocidad de sedimentación sea V_S o superior. A partir del área superficial, se dimensionarán la longitud y la anchura del equipo cumpliendo los criterios relativos a relaciones dimensionales.

Posteriormente, se definirá la altura de lámina de agua teniendo en cuenta que la velocidad horizontal del agua en el desarenador no debe exceder la velocidad de resuspensión de las partículas sedimentadas (Rivas Mijares, 1978). La velocidad de resuspensión se calcula mediante la ecuación 6.

$$V_R = \sqrt{\frac{8k}{f} \cdot \frac{(\rho_p - \rho_f)}{\rho_f} \cdot g \cdot d} \quad (6)$$

Siendo:

- k = constante que depende del tipo de material arrastrado. Valores típicos son 0.04 para arena unigranular y 0.06 para materia más agregada (Rivas Mijares, 1978).
- f = factor de fricción que depende de las características de la superficie y del número de Reynolds. Valores típicos están situados entre 0.02 y 0.03 (Rivas Mijares, 1978).



3.3.2. Cálculos

Para realizar los cálculos se toma como densidad media de las partículas el valor determinado en laboratorio (2500 kg/m^3). Como valores de referencia de la densidad y viscosidad dinámica del agua se consideran los correspondientes a una temperatura de 20°C (998 kg/m^3 y $0,001 \text{ Ns/m}^2$).

Los resultados obtenidos empleando la ley de Stokes se muestran en la Tabla 5.

Tabla 5. Velocidades límite de sedimentación aproximadas obtenidas con la ley de Stokes.

Diámetro de partículas (μm)	V_s (mm/s)	Re
630	325	204.3
310	79	24.3
160	21	3.3
80	5	0.4
< 50	< 2	< 0.1

Como se puede observar, el número de Reynolds es mayor que 0.3 para las partículas de $80 \mu\text{m}$ y superiores. Por tanto, las velocidades límite de sedimentación de estas fracciones granulométricas no son representativas y se corregirán utilizando el gráfico de la Figura 8, siguiendo el procedimiento descrito anteriormente.

Los resultados obtenidos se recogen en la Tabla 6.

Tabla 6. Velocidades límite de sedimentación obtenidas con la ley de Newton.

Diámetro de partículas (μm)	Re	V_s (mm/s)
630	69.5	109
310	23.5	56
160	2.7	17
80	0.6	6
< 50	< 0.1	< 2

Las partículas menores de $50 \mu\text{m}$ tienen velocidades de sedimentación muy bajas, del orden de 2 mm/s . Para lograr la sedimentación de estos tamaños de partícula serían necesarios



tiempos de residencia muy elevados, lo que implicaría sobredimensionar al área superficial necesaria y por tanto el equipo, aumentando injustificadamente su coste. Por ello, el desarenador se dimensionará para garantizar la sedimentación de las partículas de tamaño superior a 50 μm y las partículas menores se separarán en una etapa posterior mediante la adición de reactivos.

A continuación, se emplea la ecuación 5 con el objetivo de calcular el área superficial necesaria para eliminar el 100% de las partículas con un diámetro superior a 50 μm .

$$A_s = \frac{205 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{0.00205 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}}} = 27.78 \text{ m}^2 \approx 28 \text{ m}^2$$

Se calcula la velocidad de resuspensión de las partículas sedimentadas mediante la ecuación 6, para lo cual se considera $k = 0.04$ y $f = 0.02$.

$$V_R = \sqrt{\frac{8 \cdot 0.04 \cdot (2500 - 998) \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0.02 \cdot 998 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \cdot 9.81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot (50 \cdot 10^{-6}) \text{ m}} = 0.108 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Se adopta, para estar dentro de los valores recomendados, una relación anchura-longitud 1:7. Asimismo, se considera una altura de lámina de agua de 1 metro (Rivas Mijares, 1978), por lo que la altura del equipo será ligeramente superior para evitar desbordamientos y salpicaduras.

Las dimensiones del desarenador serán las siguientes:

- Volumen: 33.6 m
- Longitud: 14 m
- Anchura: 2 m
- Altura: 1.2 m

La velocidad horizontal del flujo de agua en el desarenador (V_H) se calcula como el cociente entre el caudal de agua a tratar y el área transversal al flujo (ecuación 7).

$$V_H = \frac{Q}{A_T} = \frac{205 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{2 \text{ m}^2} \approx 0.029 \frac{\text{m}}{\text{s}} < 0.108 \frac{\text{m}}{\text{s}} \quad (7)$$



La velocidad horizontal de flujo en el desarenador es inferior a 0.108 m/s, por lo que no se producirá el fenómeno de resuspensión de partículas.

El tiempo de residencia hidráulico en el equipo se calcula mediante la ecuación 8, que como se puede comprobar es el tiempo necesario para que las partículas de 50 μm recorran verticalmente 1 metro.

$$t_R = \frac{V}{Q} = \frac{(14 \cdot 2 \cdot 1)m^3}{205 \frac{m^3}{h}} = 0.137 h = 492 s \quad (8)$$

Es necesario considerar que no todas las partículas suspendidas en el agua tendrán que recorrer verticalmente 1 metro para depositarse sobre el fondo, puesto que muchas de ellas se encontrarán a una altura inferior al entrar al equipo. En consecuencia, también sedimentará un cierto porcentaje de partículas de diámetro inferior a 50 μm . Para calcular dicho porcentaje (ecuación 9) se toma como velocidad media de la fracción < 50 μm la correspondiente a las partículas de 25 μm , que es $5.1 \cdot 10^{-4}$ m/s.

$$A_S = \frac{205 \frac{m^3}{h} \cdot \frac{1 h}{3600 s}}{5.1 \cdot 10^{-4} \frac{m}{s}} = 111.7 m^2$$
$$\eta_{<50\mu m} = \frac{A_S \text{ real}}{A_S \text{ necesaria}} = \frac{28 m^2}{111.7 m^2} \cdot 100 = 25.08 \% \quad (9)$$

En el desarenador de flujo horizontal diseñado se eliminarán el 100% de partículas cuyo diámetro sea superior a 50 μm . Por debajo de este tamaño la eficacia decae considerablemente, alcanzando un valor promedio de 25.08 % para las partículas de la fracción más pequeña considerada. Este dato es significativo ya que, como se ha explicado anteriormente, la concentración de partículas de diámetro < 50 μm es elevada y requerirá de tratamiento específico. Por lo tanto, tras la operación de desarenado se obtendrá un efluente clarificado con una concentración de 2970 mg/l de sólidos en suspensión de tamaño < 50 μm .

La masa de sólidos sedimentados a extraer del equipo será de 4060.6 kg/h y el rendimiento del desarenador será del 86.96 % (ecuación 10).



$$\eta = \frac{C_0 - C}{C_0} = \frac{(22778 - 2970) \frac{mg}{l}}{22778 \frac{mg}{l}} \cdot 100 = 86.96 \% \quad (10)$$

3.4. Ensayos de coagulación y floculación

Los ensayos de coagulación-floculación permiten determinar el tipo de coagulante y floculante con el que se obtienen mejores resultados en la clarificación de las aguas residuales, así como las dosis óptimas a emplear. Es necesario tener en cuenta que generalmente la dosis que permite una mayor eficacia de eliminación de los sólidos suspendidos no coincide con la dosis óptima o económica, siendo esta última la que permite eliminar la cantidad necesaria de sólidos para cumplir la legislación vigente con la menor carga de reactivos químicos posible. Asimismo, a partir de cierta concentración de reactivos el comportamiento de la suspensión de sólidos es asintótico, no obteniéndose una mayor clarificación a pesar de aumentar la dosis de coagulante y/o floculante.

Es de esta forma como se plantearon los ensayos de laboratorio, mediante los cuales se logró definir:

- Coagulante y floculante óptimo.
- Dosis de coagulante y floculante a emplear.
- Turbidez y sólidos en suspensión del agua clarificada obtenida.
- Volumen de lodos generado en la operación.

Dado que no se disponía de ninguna muestra de agua residual real, los ensayos de coagulación-floculación se realizaron empleando un agua residual sintética que simula de forma muy aproximada el efluente a tratar.

Como se ha comentado en lo referente a las características y naturaleza de los sólidos suspendidos, éstos están formados principalmente por partículas de arenisca, pizarra y carbón. Las partículas de mayor tamaño habrán sido eliminadas en la etapa de desarenado, por lo que el agua residual a tratar mediante este proceso contendrá partículas de tamaño inferior a 50 μm .



Debido a la diferencia de propiedades entre la arenisca, la pizarra y el carbón, especialmente su densidad, se optó por realizar una serie de ensayos de coagulación-floculación preliminares con areniscas y pizarras por separado, con el objetivo de observar el comportamiento individual de cada uno de dichos sólidos al añadir los reactivos químicos. De este modo se lograron enfocar de forma más precisa los ensayos de coagulación-floculación definitivos. Para la realización de los ensayos preliminares se consideró que los sólidos suspendidos presentes en el agua estaban compuestos de los mismos porcentajes en peso de arenisca, pizarra y carbón.

Los coagulantes empleados en los ensayos de laboratorio fueron:

- Coagulante A: Óxido de magnesio MgO
- Coagulante B: Cloruro de hierro hexahidratado $Cl_3Fe \cdot 6H_2O$
- Coagulante C: Hidróxido de sodio $NaOH$
- Coagulante D: Sulfato de alúmina $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$

Los floculantes empleados, presentados comercialmente bajo patente, fueron:

- Floculante F1: Cyanamid Superfloc Plus A 130 (tipo aniónico).
- Floculante F2: Cyanamid Superfloc Plus N 300 (tipo no iónico).
- Floculante F3: Cyanamid Superfloc C 110 (tipo catiónico).

Para la dosificación de los coagulantes se emplearon disoluciones en agua de 10 g/l y para los floculantes disoluciones en agua de 5 g/l, puesto que concentraciones superiores a 5 g/l son muy difíciles de manejar a nivel de laboratorio debido a su elevada viscosidad. Para favorecer la homogeneización de las disoluciones de los floculantes hubo que recurrir a una placa calefactora y agitación mediante imanes. Todas las disoluciones fueron preparadas utilizando agua destilada.

3.4.1. Ensayos preliminares con partículas de arenisca

Se realizaron distintos ensayos preliminares con partículas de arenisca, con el fin de determinar el coagulante y el floculante más adecuado, así como la dosis de ambos que produce una mayor clarificación del agua generando el menor volumen de lodos posible. Para ello, se



dispuso el agua residual sintética con una concentración de sólidos suspendidos de 990 mg/l en vasos de precipitados de 1 litro de capacidad, a los que se añadieron los reactivos químicos.

El test de absorbancia a 620 nm del agua residual sintética indicó un valor de 1.154 A previamente a su tratamiento (véase la Figura 9).



Figura 9. Suspensión inicial de partículas de arenisca en vasos de precipitados.

Los ensayos preliminares con partículas de arenisca que se realizaron fueron los siguientes:

- Ensayo preliminar utilizando 3 ml de coagulante A, B, C y D en 4 vasos de precipitados diferentes (sin añadir floculantes).
- Ensayo preliminar utilizando 2 ml de floculante F1, F2 y F3 en 3 vasos de precipitados diferentes (sin añadir coagulantes).
- Una vez se seleccionó el coagulante y floculante más efectivo por separado, se realizaron mezclas de ambos:
 - Ensayo en 3 vasos de precipitados empleando una dosis fija de coagulante y dosis variables de floculante.
 - Ensayo en 3 vasos de precipitados empleando una dosis fija de floculante y dosis variables de coagulante.



3.4.1.1. Ensayo preliminar con coagulantes

Se colocaron los vasos de precipitados en el equipo Jar-test y posteriormente se introdujeron los agitadores en ellos, dejándolos en una posición tal que tuviesen por encima de ellos 2/3 de la altura total del líquido. A continuación, se puso el equipo en marcha a una velocidad de agitación de 90 rpm para homogeneizar la suspensión. Una vez homogeneizada, se añadieron 3 ml de coagulante A al vaso 1, 3 ml de coagulante B al vaso 2, 3 ml de coagulante C al vaso 3 y 3 ml de coagulante D al vaso 4; agitando durante 5 minutos a la misma velocidad. Posteriormente se detuvo el proceso de agitación y se esperó 15 minutos a que las partículas en suspensión sedimentasen. Pasado ese tiempo, se realizó el test de absorbancia a 620 nm del agua clarificada de cada uno de los vasos.

Los resultados que se obtuvieron se recogen en la Tabla 7. A partir de ellos se dedujo que el coagulante con el que se obtuvo una mayor clarificación en el agua fue el coagulante D (sulfato de alúmina).

Tabla 7. Resultados del ensayo preliminar con partículas de arenisca empleando sólo coagulante.

	Absorbancia (A)
Coagulante A	0.618
Coagulante B	0.546
Coagulante C	0.613
Coagulante D	0.120

3.4.1.2. Ensayo preliminar con floculantes

Siguiendo un procedimiento similar al del ensayo anterior, se prepararon 3 vasos de precipitados y se añadieron 2 ml de floculante F1 al vaso 1, 2 ml de floculante F2 al vaso 2 y 2 ml de floculante F3 al vaso 3. En este caso, el tiempo de agitación se redujo a 3 minutos y el tiempo de reposo a 12 minutos.

Los resultados que se obtuvieron en el test de absorbancia a 620 nm se recogen en la Tabla 8, a partir de los cuales se dedujo que el floculante más efectivo fue el floculante F3 (tipo catiónico).



Tabla 8. Resultados del ensayo preliminar con partículas de arenisca empleando sólo floculante.

	Absorbancia (A)
Floculante F1	0.961
Floculante F2	0.495
Floculante F3	0.236

3.4.1.3. Ensayo preliminar con dosis fija de coagulante y dosis variables de floculante

Una vez se seleccionaron el sulfato de alúmina y el floculante de tipo catiónico como los más efectivos, se realizó un ensayo con mezclas de los mismos. En este caso se empleó una dosis fija de sulfato de alúmina (3 ml) para todos los vasos de precipitados y se añadieron 2 ml de floculante F3 al vaso 1, 3 ml de floculante F3 al vaso 2 y 4 ml de floculante F3 al vaso 3. Además de realizar posteriormente el test de absorbancia a 620 nm, también se realizó la medición del volumen de lodos generado.

Los resultados que se obtuvieron en el ensayo se muestran en la Tabla 9.

Con la dosis de floculante F3 de 3 ml se obtuvo un resultado en el test de absorbancia de 0.167 A. A pesar de que esta dosis fue la generó un mayor volumen de lodos, se consideró el mejor resultado del ensayo debido al buen nivel de clarificación que se obtuvo.

3.4.1.4. Ensayo preliminar con dosis fija de floculante y dosis variables de coagulante

En este ensayo se empleó una dosis fija de 3 ml de floculante F3 para todos los vasos (dosis con la que se obtuvo un mejor resultado en el ensayo anterior) y se añadieron 2 ml de coagulante D al vaso 1, 4 ml de coagulante D al vaso 2 y 5 ml de coagulante D al vaso 3. Los resultados que se obtuvieron en el ensayo se muestran en la Tabla 9.

Con la dosis de coagulante de 4 ml se obtuvo un resultado en el test de absorbancia de 0.081 A y un volumen de lodos de 12 ml, por lo que, a pesar de ser el mayor volumen de lodos de los tres casos analizados, se consideró esta dosis como la más adecuada para clarificar el agua residual.



3.4.1.5. Ensayo adicional

A modo de comprobación se realizó un último ensayo preliminar con partículas de arenisca en suspensión. Se utilizó un único vaso de precipitados con agua residual sintética al cual se añadieron 5 ml de sulfato de alúmina y 5 ml de floculante de tipo catiónico, con el objetivo de observar si los resultados respecto a la clarificación y al volumen de lodos mejoraban respecto a los ensayos anteriores, o por el contrario el empleo de estas dosis (mayores que las anteriores) no resultaba rentable debido a que los resultados obtenidos eran similares. Los resultados que se obtuvieron en el ensayo se recogen en la Tabla 9.

El nivel de clarificación que se obtuvo en este ensayo fue ligeramente mejor al del ensayo anterior (0.065 A frente a 0.081 A), sin embargo, el volumen de lodos que se generó fue 8 ml superior. Por lo tanto, quedó comprobado que aumentar las dosis de coagulante y floculante no compensaba desde el punto de vista operativo y económico.

3.4.1.6. Resumen de resultados

Una vez se realizaron todos los ensayos preliminares previstos, los resultados mostraron que la dosis adecuada de reactivos para la eliminación partículas de arenisca fue de 4 ml de sulfato de alúmina (40 ppm) y 3 ml de floculante de tipo catiónico (15 ppm).

Tabla 9. Resumen de resultados de los ensayos preliminares con partículas de arenisca.

Dosis de sulfato de alúmina (ml)	Dosis de floculante catiónico (ml)	Absorbancia (A)	Volumen de lodos (ml/l)
3	2	0.188	7
3	3	0.167	12
3	4	0.224	10
2	3	0.110	8
4	3	0.081	12
5	3	0.112	9
5	5	0.065	20



3.4.2. Ensayos preliminares con partículas de pizarra

Para la realización de los ensayos preliminares con partículas de pizarra se siguió el mismo procedimiento y metodología que para los ensayos preliminares con partículas de arenisca.

La concentración de sólidos suspendidos en el agua residual fue de 990 mg/l y el test de absorbancia a 620 nm de la suspensión inicial de partículas indicó un valor de 1.446 A (véase la Figura 10).



Figura 10. Suspensión inicial de partículas de pizarra en un vaso de precipitados.

3.4.2.1. Ensayo preliminar con coagulantes

Se dosificaron 3 ml de coagulante A al vaso 1, 3 ml de coagulante B al vaso 2, 3 ml de coagulante C al vaso 3 y 3 ml de coagulante D al vaso 4. Los resultados se recogen en la Tabla 10.

El coagulante con el que se obtuvo el mayor nivel de clarificación fue el coagulante D (sulfato de alúmina).

Tabla 10. Resultados del ensayo preliminar con partículas de pizarra empleando sólo coagulante.

	Absorbancia (A)
Coagulante A	0.724
Coagulante B	1.206
Coagulante C	0.643
Coagulante D	0.602



3.4.2.2. Ensayo preliminar con floculantes

Se dosificaron 2 ml de floculante F1 al vaso 1, 2 ml de floculante F2 al vaso 2 y 2 ml de floculante F3 al vaso 3. Los resultados que se obtuvieron se recogen en la Tabla 11.

Se dedujo a partir de ellos que el reactivo más adecuado fue el floculante F3, de tipo catiónico.

Tabla 11. Resultados del ensayo preliminar con partículas de pizarra empleando sólo floculante.

	Absorbancia (A)
Floculante F1	1.564
Floculante F2	0.433
Floculante F3	0.250

3.4.2.3. Ensayo preliminar con dosis fija de coagulante y dosis variables de floculante

En este ensayo se empleó una dosis fija de sulfato de alúmina (3 ml) para todos los vasos de precipitados y se añadieron 2 ml de floculante F3 al vaso 1, 3 ml de floculante F3 al vaso 2 y 4 ml de floculante F3 al vaso 3. Los resultados se muestran en la Tabla 12.

Como se puede observar, el mayor nivel de clarificación del agua residual correspondió al vaso 3 por lo que se consideró que la dosis de 4 ml de floculante F3 de tipo catiónico fue la más adecuada.

3.4.2.4. Ensayo preliminar con dosis fija de floculante y dosis variables de coagulante

Para la realización de este ensayo se empleó una dosis de 4 ml de floculante F3 en todos los vasos y se añadieron 2 ml de coagulante D al vaso 1, 4 ml de coagulante D al vaso 2 y 5 ml de coagulante D al vaso 3. Como se puede ver en la Tabla 12, la dosis correspondiente al vaso 2 fue la óptima.

3.4.2.5. Ensayo adicional

Al igual que en los ensayos preliminares con arenisca, se realizó un ensayo adicional para comprobar los resultados. Se preparó una muestra de agua residual sintética con partículas de



pizarra y se añadieron 5 ml de sulfato de alúmina y 5 ml de floculante de tipo catiónico con el objetivo de observar si al aumentar las dosis de reactivos la clarificación obtenida en el agua era mayor.

Los resultados se muestran en la Tabla 12. A partir de ellos se dedujo que al aumentar la dosis de coagulante y floculante hasta 5 ml no aumentó el nivel de clarificación del agua.

3.4.2.6. Resumen de resultados

Los resultados óptimos en cuanto al nivel de clarificación de las aguas residuales y al volumen de lodos generado correspondieron a la dosis de 4 ml de sulfato de alúmina (40 ppm) y 4 ml de floculante de tipo catiónico (20 ppm).

Tabla 12. Resumen de resultados de los ensayos preliminares con partículas de pizarra.

Dosis de sulfato de alúmina (ml)	Dosis de floculante catiónico (ml)	Absorbancia (A)	Volumen de lodos (ml/l)
3	2	0.602	10
3	3	0.593	7
3	4	0.572	8
2	4	0.427	12
4	4	0.359	9
5	4	0.421	10
5	5	0.502	7

3.4.3. Ensayos definitivos

Determinadas las dosis óptimas de reactivos tanto para las partículas de arenisca como de pizarra, se procedió a realizar los ensayos de coagulación-floculación definitivos empleando una mezcla de partículas. Para ello, se prepararon diversas muestras de agua residual sintética con 2970 mg/l de sólidos suspendidos (990 mg/l de arenisca, 990 mg/l de pizarra y 990 mg/l de carbón). La suspensión inicial para la realización de los ensayos definitivos se muestra en la Figura 11. El test de absorbancia a 620 nm indicó un valor de 2.187 A.

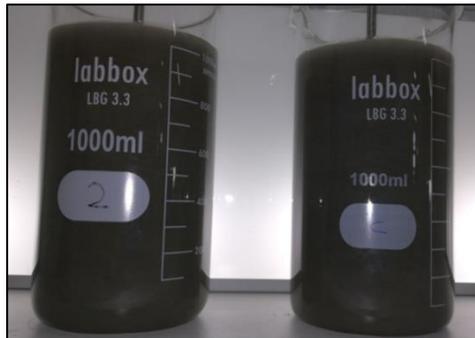


Figura 11. Suspensión inicial con partículas de arenisca y pizarra.

3.4.3.1. Primer ensayo

Para su realización se utilizaron dos muestras de agua residual sintética en dos vasos de precipitados, a los cuales se añadieron las dosis óptimas de reactivos obtenidas en los ensayos anteriores como se resume a continuación:

- Vaso 1: 4 ml de sulfato de alúmina (40 ppm) y 3 ml de floculante de tipo catiónico (15 ppm).
- Vaso 2: 4 ml de sulfato de alúmina (40 ppm) y 4 ml de floculante de tipo catiónico (20 ppm).

La metodología seguida fue idéntica a la de los ensayos previos. Los resultados que se obtuvieron se recogen en la Tabla 13.

Tabla 13. Resultados del primer ensayo definitivo.

	Absorbancia (A)	Volumen de lodos (ml/l)
Vaso 1	0.276	15
Vaso 2	0.236	18

Al dosificar 40 ppm de coagulante y 20 ppm de floculante, el resultado que se obtuvo con la mezcla de partículas fue de 0.236 A, es decir, se obtuvo una mayor clarificación que con la otra dosis empleada. No obstante, la turbidez resultante del agua clarificada fue elevada, por lo que se consideró que se podían optimizar los resultados ligeramente y se planteó la realización de un segundo ensayo.



3.4.3.2. Segundo ensayo

En este segundo ensayo se aumentaron ligeramente las dosis de floculante adicionadas respecto a las anteriores y se varió el pH de las muestras de agua residual sintética con ácido clorhídrico e hidróxido de sodio, puesto que, como se ha comentado con anterioridad, se trata de un parámetro determinante en los procesos de coagulación y floculación. El objetivo del ensayo no fue otro que determinar con qué dosis de reactivos y con qué pH se obtenía una menor turbidez en el agua clarificada, así como una concentración de sólidos suspendidos resultante inferior a 25 mg/l.

Se prepararon diversas muestras de agua residual sintética con diferentes pH en 10 vasos de precipitados de 1 litro de capacidad, a los cuales se añadieron distintas dosis de reactivos.

La medición de los sólidos suspendidos del agua clarificada se realizó por filtración, siguiendo el procedimiento que se detalla a continuación:

- 1) Extracción de un determinado volumen de agua clarificada del vaso de precipitados.
- 2) Pesada en báscula del filtro seco.
- 3) Filtración del volumen de agua a través de este, quedando retenidos los sólidos.
- 4) Secado del filtro húmedo en estufa a 103 - 105°C durante 1 hora.
- 5) Pesada en báscula del filtro seco con partículas sólidas.
- 6) Obtención de la concentración de sólidos suspendidos por diferencia entre la masa final y la masa inicial del filtro.

Las dosis de reactivos adicionadas y los resultados que se obtuvieron se recogen en la Tabla 14.



Tabla 14. . Resumen de resultados finales de los ensayos de coagulación y floculación.

Dosis de sulfato de alúmina (ppm)	Dosis de floculante catiónico (ppm)	pH	Absorbancia (A)	Volumen de lodos (ml/l)	Sólidos suspendidos (mg/l)
40	30	2	0.338	16	33.72
		4	0.222	18	31.60
		6	0.187	19	26.21
		8	0.068	20	21.05
		10	0.103	20	23.49
40	40	2	0.375	15	36.67
		4	0.344	17	34.74
		6	0.197	18	29.82
		8	0.055	20	20.83
		10	0.122	19	24.31

Las aguas clarificadas obtenidas tuvieron valores notablemente menores de turbidez respecto a las del ensayo anterior y destaca la influencia del pH en los resultados.

Los resultados que cumplieron la legislación vigente sobre vertidos a cauces públicos (sólidos suspendidos < 25 mg/l) fueron aquellos con pH = 8 y pH = 10, por lo que se barajaron 4 posibles combinaciones de dosis de reactivos y pH. Comparando los resultados obtenidos con pH = 8 y pH = 10, se obtuvo un mayor nivel de clarificación en las aguas en el caso de pH = 8, además de un menor valor de sólidos suspendidos. El volumen de lodos generado por ambos fue bastante similar.

Finalmente, se optó por la dosis de 40 ppm de sulfato de alúmina y 30 ppm de floculante de tipo catiónico, con pH = 8; puesto que no se justificaba económicamente emplear una dosis mayor de floculante para reducir la concentración de sólidos suspendidos de 21.05 mg/l a 20.83 mg/l. Asimismo, se analizó la concentración de materia sedimentable del agua clarificada obtenida mediante esta dosificación, obteniéndose un valor inferior a 0.5 mg/l y un contenido en sólidos decantables nulo. La muestra presentaba un color inapreciable en dilución 1/20.



La eficacia de eliminación del proceso de coagulación-floculación será:

$$\eta = \frac{C_0 - C}{C_0} = \frac{(2970 - 21.05) \frac{mg}{l}}{2970 \frac{mg}{l}} \cdot 100 = 99.29 \%$$

En la Figura 12 se muestra el agua clarificada obtenida como resultado final de los ensayos.



Figura 12. Agua clarificada obtenida en los ensayos de coagulación y floculación.

3.5. Diseño del tanque de coagulación

El agua residual procedente de la etapa de desarenado, con una concentración de 2970 mg/l de sólidos en suspensión, se alimenta al tanque de coagulación. La dosificación del sulfato de alúmina (40 ppm) y del hidróxido de sodio para lograr un pH igual a 8 se realiza por la parte superior del tanque.

Como parámetro básico de diseño para calcular el volumen del tanque se toma el tiempo de residencia necesario para la coagulación, deducido a partir de los ensayos de laboratorio, el cual es de 3 minutos.

El volumen del tanque de coagulación se calcula mediante la ecuación 11.



$$V = t_R \cdot Q \quad (11)$$

Siendo:

- t_R = tiempo de residencia en el tanque de coagulación (h).
- Q = caudal de agua residual a tratar (m^3/h).

Realizando los cálculos:

$$V = 3 \text{ min} \cdot \frac{1h}{60 \text{ min}} \cdot 205 \frac{m^3}{h} = 10.25 m^3$$

Se sobredimensiona el valor obtenido para evitar problemas derivados de la formación de vórtices en el líquido, para lo cual se considera que el agua debe ocupar un 50% del volumen total. Por simplicidad, el tanque de coagulación será cilíndrico y se considerará que el diámetro es igual a su altura. Las dimensiones del tanque serán:

- Volumen: $21.2 m^3$
- Diámetro: 3 m
- Altura: 3 m

Para evitar fenómenos de corrosión y dotar a la estructura del tanque del grado de robustez adecuado, éste estará fabricado de acero inoxidable AISI 316 de 3 mm de espesor.

El cálculo de la potencia de agitación necesaria en el tanque de coagulación se realiza utilizando el gráfico de la Figura 13 extraído de la bibliografía (McCabe et al., 2002). Dicho gráfico correlaciona el diámetro del tanque con la potencia requerida por unidad de volumen del mismo. Se considerará como sistema de agitación una turbina de palas inclinadas de 45° .

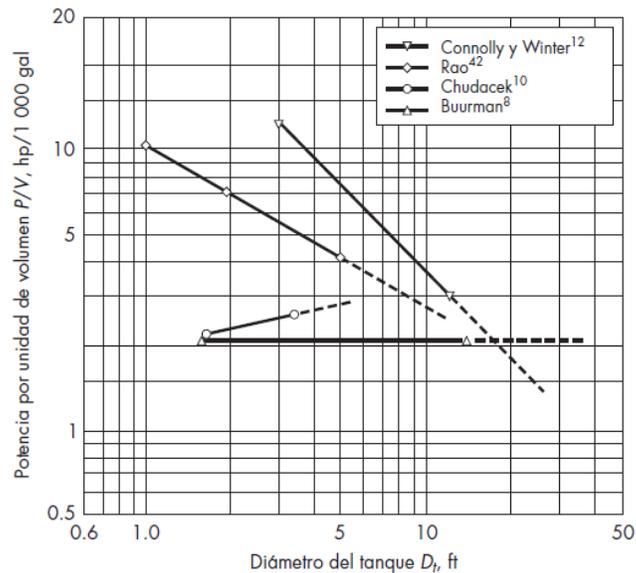


Figura 13. Potencia requerida para la suspensión completa de sólidos en tanques agitados utilizando turbinas de palas inclinadas (McCabe et al., 2002).

Puesto que el diámetro del tanque es de 3 m (9.84 ft), la potencia requerida para la agitación del tanque siguiendo el criterio de Connolly y Winter (McCabe et al., 2002) es de 0.004 cv/gal. Haciendo la conversión de unidades correspondiente y con el volumen del tanque diseñado, la potencia de agitación requerida es 16.7 kW.

Una agitación rápida y de tiempo reducido producirá una mezcla óptima de los reactivos favoreciendo el proceso de coagulación, por lo que se considera como una velocidad de agitación adecuada la utilizada en los ensayos de laboratorio, que es de 90 rpm.

3.6. Diseño del tanque de floculación

Una vez se ha realizado la mezcla del agua residual con el sulfato de alúmina en el tanque de coagulación, ésta se alimenta al tanque de floculación. En el tanque de floculación se dosificarán 30 ppm de floculante de tipo catiónico, como se ha determinado a partir de los ensayos realizados.

Al igual que para el diseño del tanque de coagulación, para calcular el volumen del mismo es necesario considerar un tiempo de residencia. Se ha determinado experimentalmente que el



tiempo necesario para que tenga lugar la floculación de los sólidos suspendidos es de aproximadamente 10 minutos.

Es importante considerar que la velocidad de agitación necesaria para el proceso de floculación es menor que para el de coagulación, por lo que será necesario sobredimensionar el tanque menos que en el caso anterior. El tanque de floculación será cilíndrico, siendo su diámetro igual a su altura y, al igual que el tanque de coagulación, estará fabricado en acero inoxidable AISI 316 de 3 mm de espesor.

Realizando los cálculos mediante la ecuación 11:

$$V = 10 \text{ min} \cdot \frac{1h}{60 \text{ min}} \cdot 205 \frac{m^3}{h} = 34.17 m^3$$

Considerando que el agua a tratar ocupe un 70% del volumen total, las dimensiones del tanque de floculación serán las siguientes:

- Volumen: 50.27 m³
- Diámetro: 4 m
- Altura: 4 m

El cálculo de la potencia de agitación necesaria se realizará, al igual que en el caso anterior, siguiendo el criterio de Connolly y Winter (McCabe et al., 2002) y se considerará como sistema de agitación una turbina de palas inclinadas de 45°.

La potencia necesaria para el mezclado será de 24.8 kW.

3.7. Diseño del tanque de sedimentación

Para dimensionar el tanque de sedimentación se toman como parámetros principales de diseño la carga de superficie (C) y el tiempo de residencia (t_R) necesario para que los sólidos suspendidos en el agua residual sedimenten.

Como criterio general, los tanques se diseñan de modo que el tiempo de residencia de las aguas residuales se encuentre entre 1.5 y 2.5 horas en condiciones de caudal medio (Metcalf y



Eddy, 1995), garantizando de esta forma la sedimentación de las partículas. En otras ocasiones, cuando los equipos de sedimentación actúan como pretratamiento para procesos biológicos, dichos tiempos de residencia se reducen considerablemente incluso hasta valores de 0.5 horas.

La carga de superficie considerada para el diseño de los tanques es función del tipo de suspensión a sedimentar y oscila normalmente entre valores de 1.02 y 1.35 m³/m² h (Metcalf y Eddy, 1995). En condiciones normales es conveniente que la carga de superficie sea lo más pequeña posible para asegurar un buen rendimiento de la instalación en condiciones de caudal punta. Sin embargo, como se ha comentado con anterioridad, en este caso particular las fluctuaciones de caudal son mínimas y por tanto no es necesario diseñar el tanque según dicho criterio.

Para diseñar el tanque de sedimentación se considerará como tiempo de residencia un valor típico de 2 horas y como carga superficial un valor de 1.25 m³/m² h.

El volumen del tanque de sedimentación será:

$$V = Q \cdot t_R = 205 \frac{m^3}{h} \cdot 2 h = 410 m^3$$

El área necesaria para que tenga lugar la sedimentación de las partículas se calcula mediante la ecuación 12.

$$\text{Área} = \frac{Q}{C} = \frac{205 \frac{m^3}{h}}{1.25 \frac{m^3}{m^2 h}} = 164 m^2 \quad (12)$$

Se obtiene, por tanto, un área de 164 m², lo que corresponde en un tanque de sedimentación circular a una superficie de aproximadamente 14.5 m de diámetro. El volumen del tanque es 410 m³, por lo que considerando el área calculada la altura del agua en el interior del tanque será 2.5 m.



Las dimensiones finales del tanque de sedimentación circular se recogen a continuación:

- Volumen: 413 m³
- Diámetro: 14.5 m
- Altura: 2.5 m

La velocidad de giro de los rascadores de fondo toma valores pequeños entre 0.02 y 0.05 rpm (Metcalf y Eddy, 1995), puesto que el objetivo de los mismos es el barrido de los lodos hasta la zona de evacuación central y velocidades superiores pueden volver a poner en suspensión a las partículas. Para el diseño del sistema de barrido de lodos se considerará una velocidad de giro de 0.03 rpm.

Los lodos obtenidos en el tanque de sedimentación se bombearán a través de tubería hasta la etapa de tratamiento mediante filtros prensa, donde se reducirá el volumen y la humedad de los mismos para, finalmente, transportarlos hasta vertedero o destinarlo a otros usos.

El volumen de lodos a extraer es de 20 ml por cada litro de agua residual (de acuerdo a los resultados experimentales del Jar-test), o lo que es lo mismo, 0.020 m³ por cada m³ de agua tratada en el tanque. Por tanto, el volumen de lodos generado por unidad de tiempo es el siguiente:

$$V_{\text{lodos}} = \frac{0.020 \text{ m}^3}{1 \text{ m}^3 \text{ agua residual}} \cdot \frac{205 \text{ m}^3 \text{ agua residual}}{1 \text{ h}} = 4.1 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Considerando que se obtiene un lodo con una humedad del 75 % (dato obtenido tras secado de los lodos en el laboratorio) y que la bomba de extracción de lodos pueda trabajar con un 10% de materia sólida, el caudal total a bombear hasta la etapa de filtros prensa será el siguiente:

$$Q = \frac{25 \% \cdot 4.1 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{10 \%} = 10.25 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Una vez transportados los lodos, en los filtros prensa se obtendrá una torta de material sólido con un reducido porcentaje de humedad que, de acuerdo a los valores típicos de la



literatura, está situado en torno al 35 % (Bueno et al., 1997). Por tanto, el caudal de agua limpia obtenido en dicha etapa de tratamiento de los lodos será el siguiente:

$$Q_{\text{recirculación}} = 10.25 \text{ m}^3 \text{ lodo húmedo} \cdot \frac{90 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \text{ agua}}{100 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \text{ lodo húmedo}} \cdot \frac{65 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \text{ agua recirculada}}{100 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \text{ agua}}$$
$$= 6 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Este caudal de agua se recirculará a la línea de agua de la planta de tratamiento y se mezclará con el efluente procedente del tanque de sedimentación, que es de 194.75 m³/h, para ser introducido finalmente en el equipo de intercambio iónico y realizar el tratamiento de la DQO. Por tanto, el caudal de agua a tratar en el intercambiador iónico es de 200.75 m³/h (Figura 14).

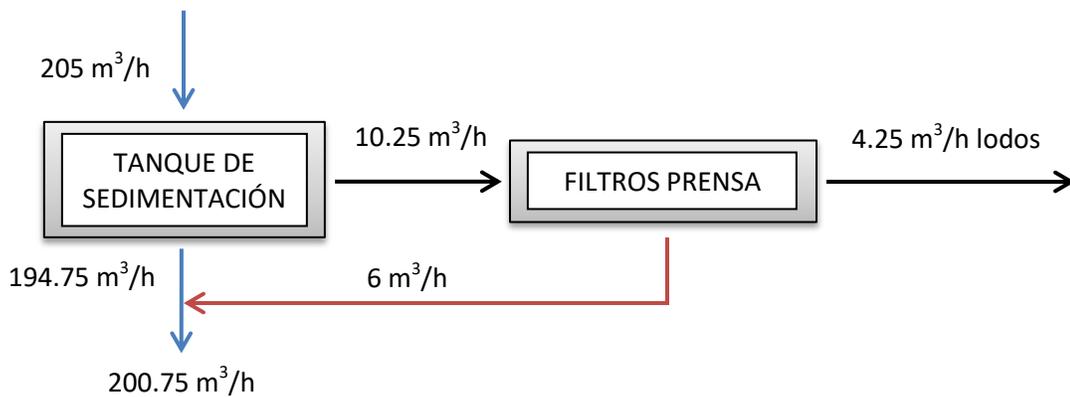


Figura 14. Caudales de la línea de agua, lodos y recirculación.

3.8. Diseño del intercambiador iónico

Con el objetivo de diseñar el equipo de intercambio iónico necesario para tratar la DQO de la mezcla de aguas procedentes del tanque de sedimentación y de los filtros prensa, se realizó un ensayo experimental empleando una columna de resina y una muestra de agua residual sintética.



3.8.1. Ensayo experimental

Puesto que la demanda química de oxígeno de las aguas se debe principalmente a las elevadas concentraciones de hierro y manganeso presentes (Tabla 2), el agua residual sintética se preparó utilizando las siguientes sales inorgánicas:

- 220 mg/l de sulfato de hierro III, $Fe_2(SO_4)_3 \cdot xH_2O$
- 150 mg/l de nitrato de manganeso, $Mn(NO_3)_2 \cdot 4H_2O$

Es importante recordar que con el tratamiento de los sólidos suspendidos se ha logrado reducir en un elevado porcentaje la DQO inicial así como cierta cantidad de compuestos fenólicos. La muestra de agua residual sintética que se utilizó para realizar el ensayo de intercambio iónico se muestra en la Figura 15. Realizando el test de absorbancia a 620 nm se obtuvo un valor de 0.147 A.

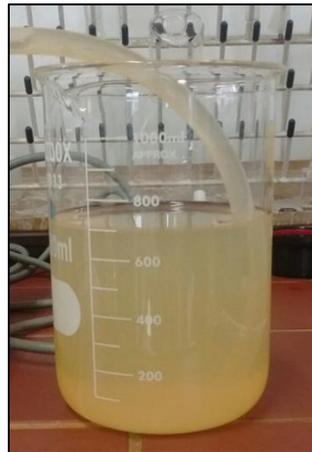


Figura 15. Agua residual sintética para ensayo de intercambio iónico.

Para la realización del ensayo se empleó una resina denominada Amberlita IR-120, de la empresa Merck, la cual es un intercambiador de cationes fuertemente ácido con un tamaño de grano comprendido entre 0.3 y 1.1 mm. La muestra de agua residual se hizo circular en sentido ascendente mediante un sistema de bombeo para atravesar la resina, recogiendo el agua tratada por la parte superior de la columna (Figura 16).

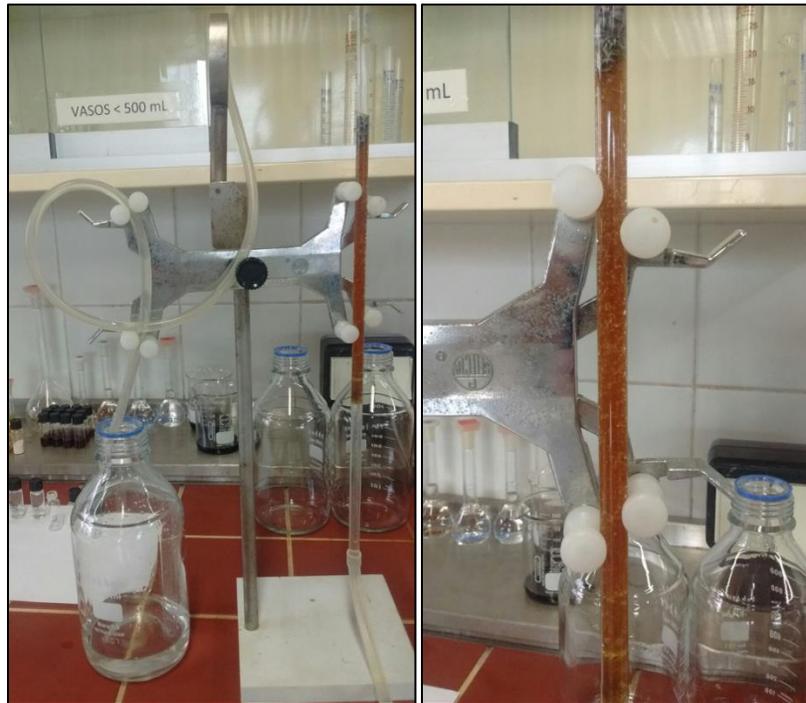


Figura 16. Ensayo experimental de intercambio iónico.

Durante el tiempo de ensayo, se tomaron muestras del agua tratada cada 5 minutos y se analizaron mediante espectrometría (test de absorbancia a 620 nm). A partir de los resultados de absorbancia obtenidos, mediante la recta de calibración del equipo se calcularon las concentraciones de hierro y manganeso en el agua.

A partir de los 80 minutos de ensayo, se observó un aumento progresivo de las concentraciones de hierro y manganeso en el agua tratada (Tabla 15), lo que indicaba claramente el inicio de la curva de ruptura de la resina, es decir, el agotamiento de los iones presentes en la misma para realizar el intercambio con los iones del agua residual.



Tabla 15. Curva de ruptura de la resina.

Tiempo (min)	Volumen (l)	Concentración (mg/l)
< 80	< 0.656	2
80	0.656	2
85	0.697	10.1
90	0.738	30.2
95	0.779	65.4
100	0.820	151.0
105	0.861	256.7
110	0.902	319.7
115	0.943	352.4

Una vez se agotó la resina, se procedió a simular la etapa de regeneración empleando un ácido fuerte (puesto que la resina también es ácida), en este caso particular una disolución de ácido clorhídrico al 4%. El empleo de disoluciones más concentradas no se justifica ya que, pese a la reducción de los tiempos de regeneración, los costes operativos aumentarían notablemente.

Se hizo circular un caudal de 2.16 l/día de ácido clorhídrico al 4% a través de la resina, en sentido contrario al que se realizó el intercambio iónico. A su vez, se tomaron muestras del ácido clorhídrico saliente de la columna cada 1 minuto y se midió su absorbancia, con el fin de determinar el tiempo necesario para la regeneración. El resultado fue de 5 minutos.

Posteriormente, se realizó el enjuague o lavado de la resina con un caudal de agua de 2.16 l/día, con el objetivo de neutralizar el pH de la misma hasta las condiciones de operación. El tiempo necesario para que el agua saliente de la columna disminuyese su pH hasta el valor de entrada fue de 6 minutos.

Definida la curva de rotura de la resina, así como los caudales y tiempos necesarios para realizar la regeneración y enjuague de la misma, se procede a diseñar los equipos.

3.8.2. Cálculos

3.8.2.1. Intercambiador iónico

Es conocido que la curva de ruptura de la resina se comporta siguiendo la siguiente expresión (ecuación 13).



$$\ln\left(\frac{C_0}{C} - 1\right) = \frac{k_1 \cdot M}{Q} - \frac{k_1 \cdot C_0 \cdot V}{Q} \quad (13)$$

Siendo:

- C_0 : concentración inicial del agua residual (mg/l).
- C : concentración del agua tratada (mg/l).
- K_1 : constante desconocida (m^3/kg día).
- M : masa de resina (kg).
- Q : caudal de agua a tratar en el ensayo ($m^3/día$).
- V : volumen de agua a tratar en el tiempo de operación para el cual se diseña el equipo (m^3).

Se realiza un ajuste para linealizar la curva de ruptura de la resina según la ecuación 13 y se representan los puntos experimentales gráficamente (Figura 17). Posteriormente, se realiza la regresión lineal de dichos puntos y se obtiene la expresión de la recta de calibrado.

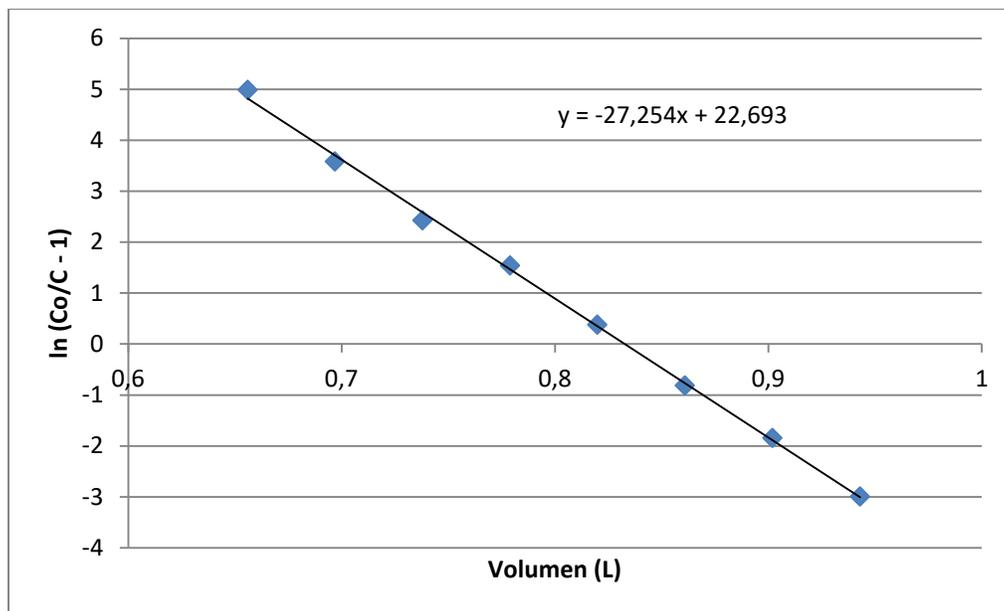


Figura 17. Curva de ruptura de la resina (linealizada).



A partir de la recta de calibrado se puede calcular el valor de la constante K_1 , tomando como dato de caudal el utilizado en el ensayo de laboratorio.

$$\text{Pendiente} = -\frac{k_1 \cdot C_0}{Q}$$

$$k_1 = \frac{27.254 \text{ l}^{-1} \cdot 11.808 \frac{\text{l}}{\text{día}}}{370 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \cdot \frac{1 \text{ g}}{10^3 \text{ mg}}} = 869.77 \frac{\text{l}}{\text{g día}} = 869.77 \frac{\text{m}^3}{\text{kg día}}$$

Calculado el valor de la constante se procede a calcular la masa de resina necesaria, para lo cual es necesario actualizar los datos a las condiciones reales de trabajo en planta. Se toma como dato de caudal $200.75 \text{ m}^3/\text{h}$ ($4818 \text{ m}^3/\text{día}$) y se establece que la concentración de salida no exceda nunca el 5% de la concentración de entrada. Además, se diseña el equipo para que el tiempo de operación sea de 1 día. Despejando de la ecuación 13:

$$M = \frac{Q}{k_1} \cdot \left[\ln\left(\frac{C_0}{C}\right) - 1 \right] + \frac{k_1 \cdot C_0 \cdot V}{Q} = 1799 \text{ kg}$$

El volumen de la columna de intercambio iónico, considerando una humedad del 55% en la resina durante su funcionamiento y su densidad en base húmeda ($580 \text{ kg}/\text{m}^3$), será:

$$V = 1799 \text{ kg} \cdot \frac{100 \text{ kg resina húmeda}}{45 \text{ kg resina}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{580 \text{ kg}} = 6.89 \text{ m}^3$$

Tomando una relación altura-diámetro de 4:1, las dimensiones de la columna de intercambio iónico serán las siguientes:

- Volumen: 6.9 m^3
- Diámetro: 1.3 m
- Altura: 5.2 m

Dado que el funcionamiento de las columnas de intercambio iónico es discontinuo, en planta se utilizarán dos equipos en configuración paralela con las dimensiones expuestas anteriormente. De este modo, cuando un equipo se encuentre en fase de regeneración o



enjuague, el otro podrá realizar el tratamiento del agua procedente del tanque de sedimentación y del agua de recirculación de los filtros prensa.

3.8.2.2. Tanque de regeneración

El proceso de regeneración se llevará a cabo empleando una disolución de ácido clorhídrico al 4%, para lo cual será necesario dimensionar el tanque de almacenamiento del mismo.

Como se ha comentado en el apartado anterior, el tiempo necesario para regenerar la resina con un caudal de 2.16 l/día (0.0015 l/min) es de 5 minutos, por lo que el volumen de HCl diluido para regenerar la resina de 6.9 m³ será el siguiente:

$$V_{HCl} = \frac{V_{HCl} \text{ empleado en el ensayo}}{V \text{ resina del ensayo}} \cdot V \text{ resina real} = \frac{0.0015 \frac{l}{min} \cdot 5 \text{ min} \cdot \frac{1 m^3}{10^3 l}}{2.375 \cdot 10^{-5} m^3} \cdot 6.9 m^3$$
$$= 2.18 m^3$$

El volumen de HCl diluido calculado corresponde al necesario para realizar un único ciclo de regeneración. El tanque se dimensionará para que contenga el volumen necesario para realizar 3 ciclos de trabajo. Considerando un depósito cilíndrico con una relación altura-diámetro 2:1 y sobredimensionando los cálculos realizados un 10%, sus dimensiones serán las siguientes:

- Volumen: 7.19 m³
- Diámetro: 1.66 m
- Altura: 3.32 m

Estableciendo un tiempo de regeneración de 4 horas, el caudal a bombear en cada ciclo será de 0.545 m³/h. El tanque de regeneración estará fabricado de plástico reforzado con fibra de vidrio (PRFV), el cual es un material ligero, rígido y con buena resistencia a la corrosión.

Es importante considerar que el ácido clorhídrico utilizado en el proceso de regeneración de la resina no puede reutilizarse, de modo que es necesario tratarlo químicamente en una planta externa. Por ello, se utilizará otro depósito de las mismas dimensiones y material al calculado



anteriormente para almacenar el ácido clorhídrico usado y, cada 3 días, se realizará su evacuación a planta.

3.8.2.3. Tanque de enjuague

El volumen del tanque de agua para realizar el enjuague de la resina se calcula de la misma forma. A partir de los ensayos de laboratorio se determinó que el tiempo necesario para enjuagar la resina con un caudal de 2.16 l/día (0.0015 l/min) es de 6 minutos, por lo que el volumen de agua para regenerar la resina de 6.9 m³ será el siguiente:

$$V_{agua} = \frac{V_{agua\ empleado\ en\ el\ ensayo}}{V_{resina\ del\ ensayo}} \cdot V_{resina\ real} = \frac{0.0015 \frac{l}{min} \cdot 6\ min \cdot \frac{1\ m^3}{10^3\ l}}{2.375 \cdot 10^{-5}\ m^3} \cdot 6.9\ m^3$$
$$= 2.61\ m^3$$

Al igual que en el caso anterior, el volumen calculado corresponde a un único ciclo de enjuague, por lo que el tanque se dimensionará de modo que contenga el volumen necesario para realizar 3 ciclos de trabajo. Considerando un depósito cilíndrico con una relación altura-diámetro 2:1, sus dimensiones serán las siguientes:

- Volumen: 8.71 m³
- Diámetro: 1.77 m
- Altura: 3.54 m

Estableciendo un tiempo de enjuague de 5 horas, el caudal a bombear en cada ciclo será de 0.522 m³/h. El tanque de enjuague estará fabricado con plástico reforzado con fibra de vidrio (PRFV).

El agua resultante empleada en el proceso de enjuague tiene un pH medio igual a 2 (determinado en laboratorio), por lo que, para realizar su vertido a los cauces próximos cumpliendo la legislación vigente, se plantea mezclar dicho agua con el efluente clarificado procedente del intercambiador iónico. De este modo, como se demuestra en los cálculos que se realizan a continuación, se logra neutralizar el agua ácida de enjuague (ecuación 14).

$$Q_1 \cdot [pH]_1 + Q_2 \cdot [pH]_2 = (Q_1 + Q_2) \cdot [pH]_V \quad (14)$$



$$pH_V = \frac{Q_1 \cdot [pH]_1 + Q_2 \cdot [pH]_2}{(Q_1 + Q_2)} = \frac{200.75 \frac{m^3}{h} \cdot 8 + 0.522 \frac{m^3}{h} \cdot 2}{201.272 \frac{m^3}{h}} = 7.98 \approx 8$$

Nótese que, debido a la gran diferencia entre ambos caudales, la variación del pH del agua de vertido es mínima. Además, esta mezcla solo se realizará durante un periodo de 5 horas al día.

Como se observa en la Tabla 15, el efluente obtenido durante el proceso operativo de la resina catiónica tiene una concentración de hierro y manganeso de 2 mg/l, a partir de lo cual se deduce que ambos metales cumplen con los límites de vertido. El agua residual sintética utilizada en el ensayo experimental contenía 370 mg/l, por lo que la eficacia de eliminación del proceso es la siguiente:

$$\eta = \frac{C_0 - C}{C_0} = \frac{(370 - 2) \frac{mg}{l}}{370 \frac{mg}{l}} \cdot 100 = 99.45 \%$$

Se puede concluir, por tanto, que la utilización de los procesos de sedimentación para eliminar sólidos suspendidos (y con ello un cierto porcentaje de la DQO y compuestos fenólicos) conjuntamente con los procesos de intercambio iónico diseñados, garantizan una reducción de la demanda química de oxígeno tal que el efluente obtenido tiene un valor inferior a los límites establecidos por legislación vigente.

3.9. Diseño de depósitos

3.9.1. Depósito de coagulante

Para realizar la dosificación del sulfato de alúmina será necesario disponer de un depósito de almacenamiento del mismo, a partir del cual se bombeará mediante tuberías hasta el tanque de coagulación. La concentración de coagulante a dosificar es 40 ppm.

La masa de sulfato de alúmina a suministrar por unidad de tiempo se calcula a continuación:

$$Masa \ de \ coagulante = \frac{40 \ mg \ coag}{l \ agua} \cdot \frac{1 \ kg \ coag}{10^6 \ mg \ coag} \cdot \frac{10^3 \ l \ agua}{1 \ m^3 \ agua} \cdot \frac{205 \ m^3 \ agua}{1 \ h} = 8.2 \ \frac{kg}{h}$$



El sulfato de alúmina se almacenará y se dosificará como una disolución en agua de 200 g/l.

Dimensionando el depósito de coagulante para que tenga una autonomía de 10 días en caso de problemas de suministro, el volumen del depósito será:

$$V = 8.2 \frac{kg}{h} \cdot \frac{10^3 g}{1 kg} \cdot \frac{1 l}{200 g} \cdot \frac{1 m^3}{10^3 l} \cdot \frac{24 h}{1 día} \cdot 10 días = 9.84 m^3$$

Considerando que la disolución de coagulante ocupe un 90% del volumen total del depósito, el volumen será de 10.93 m³. Por simplicidad el depósito de coagulante será cilíndrico y se considerará que el diámetro es igual a su altura. El depósito estará fabricado con plástico reforzado con fibra de vidrio (PRFV).

Las dimensiones del depósito de coagulante serán:

- Volumen: 10.86 m³
- Diámetro: 2.4 m
- Altura: 2.4 m

Y el caudal a dosificar será el siguiente:

$$Q = 41 \frac{l}{h}$$

Utilizando el criterio de Connolly y Winter (McCabe et al., 2002) para calcular la potencia requerida para la agitación en el tanque, se obtiene que la potencia necesaria es 10.9 kW. Al igual que en el diseño de los tanques de coagulación y floculación, se considerará como sistema de agitación una turbina de palas inclinadas de 45°.

3.9.2. Depósito de floculante

El floculante de tipo catiónico se almacenará en un depósito y se bombeará a través de tuberías hasta el tanque de floculación descrito con anterioridad, en donde se realizará la mezcla con el agua residual a tratar.



La dosificación de floculante de tipo catiónico es de 30 ppm, por lo que la masa de floculante a suministrar por unidad de tiempo será:

$$\text{Masa de floculante} = \frac{30 \text{ mg floc}}{\text{l agua}} \cdot \frac{1 \text{ kg floc}}{10^6 \text{ mg floc}} \cdot \frac{10^3 \text{ l agua}}{1 \text{ m}^3 \text{ agua}} \cdot \frac{205 \text{ m}^3 \text{ agua}}{1 \text{ h}} = 6.15 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

El floculante de tipo catiónico se almacenará y se dosificará como una disolución en agua de 120 g/l. Al igual que el depósito de coagulante, se dimensiona el depósito de floculante para que tenga una autonomía de 10 días en caso de problemas de suministro.

El volumen de depósito será:

$$V = 6.15 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot \frac{10^3 \text{ g}}{1 \text{ kg}} \cdot \frac{1 \text{ l}}{120 \text{ g}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{10^3 \text{ l}} \cdot \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ día}} \cdot 10 \text{ días} = 12.3 \text{ m}^3$$

Considerando que la disolución de floculante ocupe un 90% del volumen total del depósito, el volumen de este será de 13.67 m³. Se considerará un depósito cilíndrico con una altura igual a su diámetro, con lo que las dimensiones del mismo serán:

- Volumen: 13.8 m³
- Diámetro: 2.6 m
- Altura: 2.6 m

Y el caudal a dosificar será el siguiente:

$$Q = 51.25 \frac{\text{l}}{\text{h}}$$

El depósito estará fabricado con plástico reforzado con fibra de vidrio (PRFV). Utilizando como sistema de agitación una turbina de palas inclinadas de 45°, la potencia requerida para la misma es de 16.7 kW según el criterio de Connolly y Winter (McCabe et al., 2002).



3.9.3. Depósito de hidróxido de sodio

Con el objetivo de lograr un pH igual a 8 en el agua residual a tratar y optimizar los procesos de coagulación y floculación, será necesario dosificar una determinada cantidad de hidróxido de sodio (NaOH), para lo cual se realizan los siguientes cálculos.

Como se puede ver en la Tabla 2 del documento, el pH inicial del agua residual es de 7.

Partiendo del valor de la constante de ionización del agua se deduce el pOH inicial del agua residual y el pOH del agua residual que se desea obtener.

$$K_w = [H^+][OH^-] = 10^{-14} \Rightarrow pH + pOH = 14$$

$$pOH(inicial) = 14 - 7 = 7$$

$$pOH(final) = 14 - 8 = 6$$

Por tanto, la concentración inicial y final de iones OH^- será:

$$[OH^-]_{inicial} = 10^{-7}$$

$$[OH^-]_{final} = 10^{-6}$$

Realizando el balance de materia en el tanque de coagulación y considerando que el hidróxido de sodio se almacenará y se dosificará como una disolución en agua al 1%:

$$Q_1 \cdot [OH^-]_{inicial} + Q_2 \cdot [OH^-]_{dosificado} = (Q_1 + Q_2) \cdot [OH^-]_{final}$$

Despejando de la ecuación anterior Q_2 , se obtiene el caudal de NaOH a dosificar:

$$Q = 9 \frac{l}{h}$$

Dimensionando el depósito para que tenga una autonomía de 10 días, se calcula el volumen del mismo:

$$V = 9 \frac{l}{h} \cdot \frac{1 m^3}{10^3 l} \cdot \frac{24 h}{1 día} \cdot 10 días = 2.16 m^3$$



Considerando que la disolución de NaOH ocupe un 90% del volumen total del depósito, el volumen de este será de 2.40 m³. Se considerará un depósito cilíndrico con una altura igual a su diámetro, con lo que las dimensiones del mismo serán:

- Volumen: 2.40 m³
- Diámetro: 1.45 m
- Altura: 1.45 m

Al igual que los depósitos anteriores, el depósito de hidróxido de sodio estará fabricado con plástico reforzado con fibra de vidrio (PRFV).

3.9.4. Contenedor de residuos sólidos

Como ha comentado previamente en el apartado 3.3.2. del documento, la masa de residuos sólidos a evacuar del tanque desarenador es 4060.6 kg/h, para lo cual se realizarán purgas periódicas y se depositarán en contenedores metálicos normalizados para su transporte mediante camión.

El volumen de residuos sólidos generado diariamente es el siguiente:

$$V_{sólidos} = 4060.6 \frac{kg}{h} \cdot \frac{1 m^3}{2500 kg} \cdot \frac{24 h}{1 día} = 38.98 \frac{m^3}{día}$$

Estos contenedores tienen un volumen de 30 m³ con las siguientes dimensiones:

- Largo: 6 m
- Ancho: 2.45 m
- Alto: 2.10 m

Por tanto, para realizar la evacuación de los sólidos a vertedero se dispondrá de dos contenedores de residuos de 30 m³. El material de construcción de los contenedores será de chapa de acero de 4 milímetros de espesor.



3.10. Tuberías

Para realizar la conducción del agua residual y de los reactivos químicos a través de las instalaciones y los equipos que conforman la planta de tratamiento se emplearán diversos tramos de tubería. Como se ha comentado anteriormente, sólo se realizará el cálculo y dimensionado de aquellos equipos y tuberías que pertenezcan a la línea de agua de la planta.

Las tuberías necesarias se detallan a continuación en la Tabla 16.

Tabla 16. Función de las tuberías a instalar en la planta de tratamiento.

Tubería	Función
1	Conducción del agua residual procedente del lavadero al “desarenador 1”
2	Conducción del agua residual procedente del lavadero al “desarenador 2”
3	Conducción del efluente del “desarenador 1” al tanque de coagulación
4	Conducción del efluente del “desarenador 2” al tanque de coagulación
5	Conducción del efluente del tanque de coagulación al tanque de floculación
6	Conducción del efluente del tanque de floculación al tanque de sedimentación
7	Conducción del efluente del tanque de sedimentación a los intercambiadores iónicos
8	Conducción del efluente de los intercambiadores iónicos hasta el punto de vertido
9	Conducción desde el depósito de NaOH hasta el tanque de coagulación
10	Conducción desde el depósito de coagulante hasta el tanque de coagulación
11	Conducción desde el depósito de floculante hasta el tanque de floculación
12	Conducción del fluido de regeneración a través de los intercambiadores iónicos y hasta el tanque de almacenamiento de ácido clorhídrico
13	Conducción desde el tanque de enjuague hasta los intercambiadores iónicos

Para determinar el diámetro adecuado de las tuberías se considerará una velocidad óptima de circulación del agua entre 0.9 y 1.8 m/s; y una velocidad entre 0.06 y 0.24 m/s para aquellos líquidos de mayor viscosidad como son el coagulante, el floculante y el hidróxido de sodio (McCabe et al., 2002). A partir de dichas velocidades, el tipo de fluido que manejan las tuberías y la forma en que estos son impulsados, se calculará el diámetro de las tuberías haciendo uso de las tablas presentes en la bibliografía (McCabe et al., 2002), basadas en ANSI B36. 10-1959.

Teniendo en cuenta la presencia de algunos compuestos corrosivos, se utilizará acero inoxidable AISI 316 para todas las conducciones de agua y dosificación de aditivos químicos. En



cuanto al espesor, se considera más adecuado seleccionar aquellas con número de cédula 40, ya que aunque presentan un espesor menor que las de 80 es suficiente al no trabajar a altas presiones.

En la Tabla 17 se resumen los cálculos realizados para la selección del diámetro de las tuberías.

Tabla 17. Resumen de cálculos realizados para las tuberías.

Tubería	Caudal (m ³ /h)	Velocidad recomendada (ft/s)	Sección interior requerida (ft ²)
1	205	6	0.34
2	205	6	0.34
3	205	6	0.34
4	205	6	0.34
5	205	6	0.34
6	205	6	0.34
7	194.75	6	0.32
8	200.75	6	0.33
9	9·10 ⁻³	0.2	0.44·10 ⁻³
10	41·10 ⁻³	0.2	2·10 ⁻³
11	51.25·10 ⁻³	0.2	2.51·10 ⁻³
12	0.55	4	1.34·10 ⁻³
13	0.52	4	1.28·10 ⁻³

En base a los cálculos realizados en la Tabla 17, se han seleccionado los diámetros nominales de las tuberías, cuyos valores figuran en la Tabla 18. Además, se incluye en dicha tabla el diámetro exterior, espesor y la velocidad del flujo que circula por las mismas. La longitud considerada de cada tubería se ha realizado estimando las distancias existentes entre los equipos en función de su distribución en planta y tomando las alturas de diseño de los mismos.



Tabla 18. Características de las tuberías de la instalación.

Tubería	Diámetro nominal (pulgadas)	Diámetro exterior (pulgadas)	Espesor (pulgadas)	Velocidad de flujo (m/s)	Longitud (m)
1	8	8.63	0.32	1.76	45
2	8	8.63	0.32	1.76	45
3	8	8.63	0.32	1.76	20
4	8	8.63	0.32	1.76	20
5	8	8.63	0.32	1.76	10
6	8	8.63	0.32	1.76	20
7	8	8.63	0.32	1.68	30
8	8	8.63	0.32	1.73	110
9	1/8	0.41	0.07	0.07	11
10	3/8	0.84	0.09	0.09	14
11	1/2	0.84	0.11	0.07	12
12	3/8	0.68	0.09	1.23	22
13	3/8	0.68	0.09	1.17	15

3.11. Bombas

Las bombas hidráulicas necesarias para el funcionamiento de la planta de tratamiento están directamente ligadas a las tuberías y equipos expuestos anteriormente, por lo que a cada tubería diseñada le corresponderá una bomba cuyas especificaciones se calculan en el presente apartado.

Para determinar la potencia necesaria de cada una de las bombas, se parte de la ecuación de Bernoulli (ecuación 15):

$$\frac{1}{2}\Delta v^2 + g\Delta h + \frac{\Delta P}{\rho} + E_f = \eta W \quad (15)$$

Siendo:

- $\frac{1}{2}\Delta v^2$ el término de energía cinética (m^2/s^2).
- $g\Delta h$ el término de energía potencial (m^2/s^2).



- $\frac{\Delta P}{\rho}$ el término de energía de presión (m^2/s^2), siendo ρ la densidad del fluido.
- E_f son las pérdidas por fricción en las tuberías (m^2/s^2), las cuales se producen en los tramos rectos y en los codos y válvulas al circular el agua, pudiéndose calcular por distintos métodos.
- W es el trabajo ejercido por la bomba por unidad de masa de fluido impulsado.
- η es el rendimiento de la bomba.

No siempre es necesario considerar todos los términos de la ecuación 15 para realizar el cálculo de las bombas. En este caso, se considera un caudal constante y una sección constante a lo largo de las tuberías, por lo que la velocidad del fluido no varía y el término de energía cinética puede despreciarse. Pueden despreciarse las caídas de presión en todos los equipos de la planta ya que éstas son mínimas, y del mismo modo pueden despreciarse las caídas de presión en las bombas que alimentan dichos equipos.

3.11.1. Cálculo de las pérdidas por fricción

Las pérdidas por fricción en los tramos rectos de tubería se calculan como se indica en la ecuación 16:

$$E_{f1} = \frac{2 \cdot v^2 \cdot f \cdot L}{D} \quad (16)$$

Siendo:

- v = velocidad del fluido en la tubería (m/s).
- f = factor de fricción de las tuberías (adimensional).
- L = longitud de la tubería (m).
- D = diámetro interior de la tubería (m).

El primer paso para calcular las pérdidas por fricción en los tramos rectos de tubería es calcular el factor de fricción “ f ”, el cual es función del régimen de flujo:

- Si el flujo es laminar ($Re < 2100$): $f = \frac{16}{Re}$



- Si el flujo es turbulento ($Re > 4000$) o toma valores comprendidos entre 2100 y 4000, el cálculo del factor de fricción se realiza a partir de los diagramas de Moody, que relacionan la rugosidad relativa de la tubería (función de la rugosidad del material y el diámetro de tubería) con el número de Reynolds.

$$\text{Rugosidad relativa} = \frac{\varepsilon}{D} \quad (17)$$

Por tanto, es necesario calcular el número de Reynolds de los fluidos que circulan por el interior de las tuberías. Los resultados obtenidos en el cálculo se recogen en la Tabla 19.

Tabla 19. Número de Reynolds de las tuberías.

Tubería	Re
1	324560
2	324560
3	324560
4	324560
5	324560
6	324560
7	308332
8	317832
9	112
10	138
11	130
12	13945
13	13357

Como se deduce a partir de los resultados, en las tuberías 9, 10 y 11 el régimen de flujo es laminar y en las demás el régimen de flujo es turbulento. Por tanto, los cálculos en estas últimas se realizarán empleando el diagrama de Moody. Las tuberías utilizadas de acero inoxidable tienen un valor de rugosidad $\varepsilon = 4.6 \cdot 10^{-5}$ m.

Además de las pérdidas de carga producidas por la rugosidad de las tuberías, es necesario considerar las pérdidas de carga producidas por distintos accesorios como codos o válvulas. Para calcular las pérdidas de carga producidas en estos se empleará la ecuación 18.



$$E_{f2} = \frac{K \cdot v^2}{2} \quad (18)$$

Siendo:

- v = velocidad del fluido (m/s).
- K = factor de pérdida, el cual toma un valor de 0.9 para los codos de 90° y de 10 para válvulas esféricas totalmente abiertas.

Los resultados obtenidos en los cálculos de las pérdidas por fricción se recogen en la Tabla 20.

Tabla 20. Pérdidas por fricción en las tuberías, codos y válvulas.

Tubería	Pérdidas por fricción (m ² /s ²)	Pérdidas codos (m ² /s ²)	Pérdidas válvulas (m ² /s ²)	Pérdidas totales (m ² /s ²)
1	22.81	7.00	46.70	76.51
2	22.81	7.00	46.70	76.51
3	10.14	8.41	31.13	49.67
4	10.14	7.00	46.70	63.84
5	5.07	8.41	62.26	75.73
6	10.14	8.41	62.26	80.80
7	13.72	6.32	28.10	48.14
8	53.46	8.06	59.71	121.22
9	4.98	0.01	0.05	5.04
10	1.75	0.02	0.09	1.85
11	0.75	0.01	0.05	0.81
12	179.05	2.03	22.52	203.59
13	111.33	3.10	13.77	128.20

No se tienen en cuenta las pérdidas por fricción en los equipos de la instalación, puesto que estas se consideran despreciables frente a las pérdidas en tuberías y accesorios.

3.11.2. Cálculo de energía potencial

El término de energía potencial se calcula a partir de la altura de aspiración e impulsión de las bombas, la cual es función de la cota desde la cual se aspira el fluido y la cota de descarga del



mismo. Como criterio general se tomará como cota de descarga la altura correspondiente a los equipos a alimentar.

En la Tabla 21 se recogen los resultados de los cálculos de energía potencial a suministrar por cada bomba de la instalación.

Tabla 21. Energía potencial a suministrar por las bombas.

Bomba	Energía potencial (m^2/s^2)
1	11.77
2	11.77
3	12.75
4	12.75
5	39.24
6	24.53
7	26.49
8	4.91
9	24.53
10	24.53
11	39.24
12	51.01
13	51.01

3.11.3. Potencia

Calculados los términos de pérdidas por fricción y de energía potencial, se procede a calcular la potencia requerida para las bombas de la instalación.

El trabajo a realizar por cada bomba se calcula a partir de la ecuación de Bernoulli (ecuación 15), y la potencia de cada una de ellas se obtiene como el producto de dicho trabajo y el flujo másico de fluido a bombear. Las bombas 9, 10 y 11, que realizan la dosificación de los reactivos químicos para la sedimentación serán de desplazamiento positivo, puesto que este tipo de bombas son más apropiadas para el bombeo de fluidos de viscosidad elevada. El resto de bombas consideradas en la instalación serán centrífugas ya que su objetivo será el bombeo de agua o fluidos de viscosidad similar.



El rendimiento o eficiencia mecánica de las bombas de desplazamiento positivo varía entre 40 y 50 % para bombas pequeñas y entre 70 y 90 % para bombas grandes. La eficiencia mecánica de las bombas centrífugas toma valores muy cercanos al caso ideal, no siendo del 100 % debido a fenómenos de fricción y otras características (McCabe et al., 2002).

Por tanto, en los cálculos a realizar se considerará un rendimiento del 70 % para las bombas de desplazamiento positivo (caso más desfavorable) y para las bombas centrífugas se considerará un valor de eficiencia mecánica del 90 %. Los resultados obtenidos se recogen en la Tabla 22.

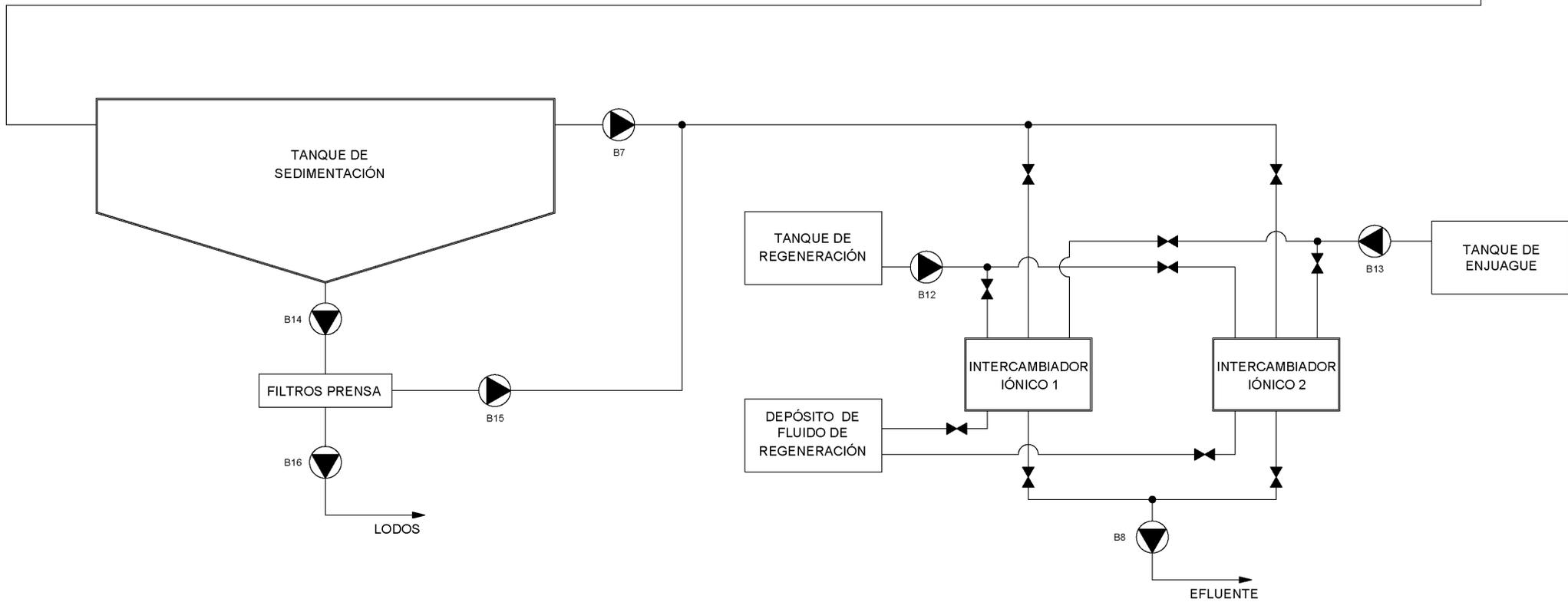
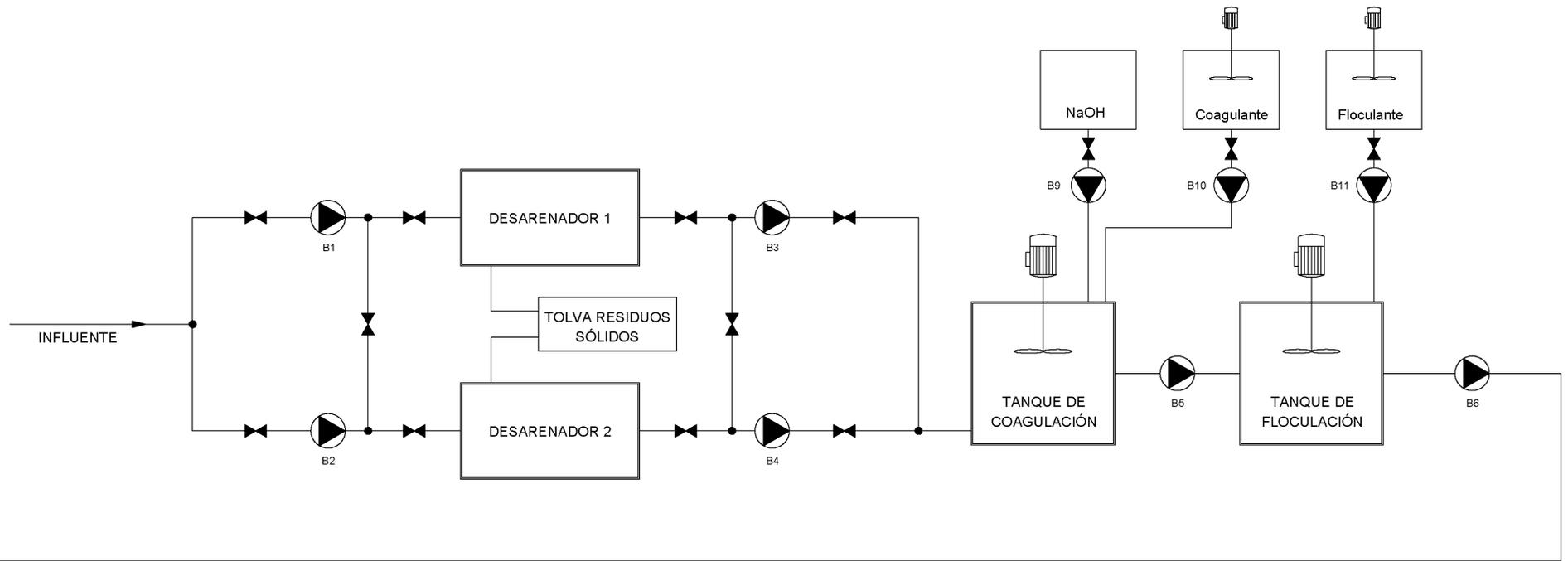
Tabla 22. Potencia requerida para cada bomba de la instalación.

Bomba	Potencia necesaria (kW)	Potencia a instalar (kW)
1	5.6	6
2	5.6	6
3	3.9	4
4	4.9	5
5	7.3	8
6	6.7	7
7	4.5	5
8	7.8	8
9	0.1	0.1
10	0.1	0.1
11	0.1	0.1
12	0.1	0.1
13	0.1	0.1



4. DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO

En la página siguiente, se ilustra mediante un diagrama de flujo los procesos que tienen lugar en el interior de la planta de tratamiento diseñada, así como las tuberías, válvulas y bombas empleadas para realizar el transporte de los fluidos a través de la misma.





5. PLIEGO DE CONDICIONES GENERALES

El objetivo del presente pliego de condiciones es aclarar las responsabilidades, obligaciones y derechos mutuos entre la propiedad y la contrata a la cual se adjudique la ejecución del proyecto citado en este documento.

5.1. Adjudicación de la obra

Mediante comunicación oral o escrita, la propiedad invitará a participar en el concurso de adjudicación de la obra a aquellas empresas acreditadas para la ejecución de las tareas descritas en el presente documento, suministrando a todas ellas la documentación que se enumera a continuación:

- El presente pliego de condiciones, donde se establecen las condiciones generales, económicas y las condiciones técnicas particulares de los equipos proyectados, de forma detallada.
- Presupuesto preliminar de los costes estimados para la realización de la obra.
- Planos técnicos necesarios para definir correctamente el proyecto.

El proyecto presentado al cliente constará de los siguientes documentos:

- Memoria: en ella se dará una descripción de los equipos e instalaciones indicando de forma detallada las características, dimensiones y particularidades de cada uno de sus elementos. Además, como parte de la memoria se incluirán los cálculos justificativos de los equipos y las instalaciones.
- Planos: en ellos se especificarán los diagramas de flujo del proceso desarrollado en la planta de tratamiento y la disposición de los equipos, de forma que se complementen las descripciones dadas en la memoria.
- Plazo de ejecución: constará de un planning general que especifique las fechas de inicio y fin de las principales tareas a realizar, con un nivel de detalle tal que se pueda comprobar el cumplimiento del mismo.



Para el estudio de las ofertas y la adjudicación final de la obra, la propiedad considerará los costes totales y las garantías técnicas y económicas, así como las diversas fórmulas de financiación y condiciones de pago más favorables. Durante el plazo de estudio, la propiedad podrá requerir a los ofertantes cualquier información que considere conveniente.

Una vez se seleccione la oferta más adecuada, se realizará la adjudicación de la obra. Posteriormente, tendrá lugar la regulación contractual mediante la firma del contrato establecido entre la propiedad y el contratista. Dicho contrato constará de los siguientes apartados:

- Adjudicación de la realización de las obras por parte de la propiedad al contratista.
- El compromiso de llevar a cabo la obra por parte del contratista, cumpliendo las directrices establecidas en el presente pliego de condiciones y aportando los equipos, materiales y personal necesarios.
- Tipo de obra y su ubicación.
- Plazos de ejecución parciales y plazo de ejecución total.
- Aceptación por ambas partes de la relación de precios de adjudicación y de las descomposiciones de estos precios.

5.2. Plazos de ejecución

El contratista se compromete con la propiedad a realizar el proyecto en los plazos de ejecución parciales y total especificado en el contrato firmado por ambas partes, para lo cual cumplirá con el planning presentado.

En el caso de subcontratación por parte del contratista, todos los subcontratistas estarán obligados a cumplir con las condiciones especificadas en el contrato, siendo responsabilidad del contratista informar debidamente de su contenido. La propiedad se reserva el derecho a rechazar la intervención de determinados subcontratistas.

5.3. Directrices para el desarrollo del proyecto

El representante de la propiedad realizará la gestión, coordinación y supervisión de los trabajos realizados por el contratista.



El contratista nombrará a una persona como representante único de la contrata frente a la propiedad durante el desarrollo del proyecto. Dicho representante coordinará la transmisión de información entre la propiedad y el contratista, además de gestionar y supervisar el equipo de trabajo del contratista y sus subcontratistas.

Las reuniones del proyecto serán establecidas y convocadas por el representante de la propiedad a criterio personal o a petición del contratista. El representante del contratista tiene la obligación de asistir a todas las reuniones convocadas por la propiedad siempre que se solicite su asistencia.

5.4. Autorización del proyecto constructivo

El proyecto constructivo elaborado por el contratista será estudiado y comprobado por la propiedad previamente a las fechas indicadas en el contrato. Para ello, se suministrarán cuatro copias de todos los documentos necesarios y, en un plazo máximo de dos semanas, se realizará la comprobación y el sellado correspondiente autorizando la realización del proyecto. El desarrollo del proyecto no tendrá lugar mediante dichos documentos de forma previa a su autorización.

La autorización de los documentos no exime al contratista de su responsabilidad en lo referente a los cálculos realizados y el funcionamiento de los equipos proyectados.



6. PLIEGO DE CONDICIONES ECONÓMICAS

6.1. Condiciones del contrato

Bajo el precio establecido en el contrato queda incluido todo lo que es objeto del mismo y cuanto debe realizar el contratista para su cumplimiento, por lo que no se admitirán aumentos del mismo bajo ningún concepto.

El plan de facturación se dividirá en 3 facturas totales, siendo el importe de cada una de ellas un 33.33 % del importe total y añadiéndose al importe neto de las mismas el impuesto sobre el valor añadido vigente. La primera se emitirá a la firma del contrato, la segunda cuando concluya el montaje de los equipos y la tercera cuando tenga lugar la aceptación provisional de la estructura y los equipos. Todas las facturas se harán efectivas en un plazo máximo de 30 días a partir de la fecha de factura. No obstante, a la última factura se le aplicará una retención de un año por un 15 % del importe total del contrato establecido.

En el caso de no cumplir los plazos establecidos en el contrato, el contratista indemnizará a la propiedad abonando por cada día laboral de retraso una cantidad equivalente al 0.1 % del importe total del contrato, a partir de la fecha límite prevista.

En caso de que se produzcan retrasos de montaje no imputables al contratista, este podrá emitir una factura por un importe del 75 % del total y la cantidad restante se facturará cuando concluya el montaje de los equipos. En el caso de que se produzcan retrasos en la aceptación provisional de la estructura y equipos, la última factura se emitirá a los seis meses de la fecha de recepción.

6.2. Garantías

El plazo de garantía de los equipos e instalaciones será de 24 semanas con fecha de inicio correspondiente a la puesta en servicio de los equipos a disposición de la propiedad. Durante el plazo estipulado, la obligación del contratista será llevar a cabo, sin cargo adicional a la propiedad, las acciones convenientes para garantizar el buen funcionamiento de las instalaciones en caso de problemas derivados de defectos de fabricación o montaje. Quedan excluidos aquellos daños



materiales ocasionados por desgaste, mala operación o mantenimiento de los equipos; así como los daños producidos en piezas no pertenecientes a los equipos en el momento de la entrega.

La propiedad únicamente tendrá derecho a recurrir a la garantía cuando haya cumplido con las obligaciones establecidas en el contrato y con las recomendaciones de funcionamiento de los equipos facilitadas por el contratista.



7. PLIEGO DE CONDICIONES TÉCNICAS PARTICULARES

En este apartado se especifican las características, dimensiones y materiales constructivos de los equipos diseñados que conforman la línea de aguas de la planta de tratamiento.

7.1. Desarenadores

El agua residual procedente del lavadero se alimentará a los equipos “desarenador 1” y “desarenador 2” mediante las bombas B1 y B2, respectivamente. Ambos equipos se instalarán en configuración paralela y no trabajarán simultáneamente, de forma que, por criterios generales, el desarenador 2 se reservará para aquellas situaciones en las que se produzcan atascos, colmataciones y problemas de funcionamiento en el desarenador 1. El efluente de ambos equipos se evacuará empleando las bombas B3 y B4 respectivamente.

Las dimensiones de los desarenadores se detallan a continuación:

- Volumen: 33.6 m³
- Longitud: 14 m
- Anchura: 2 m
- Altura: 1.2 m
- Caudal de entrada y salida: 205 m³/h

La alimentación del agua residual al equipo se realizará distribuyendo el caudal de forma que se logre un flujo uniforme sin turbulencias y se instalará un vertedero tipo garganta o Parshall que no altere el reposo de los sólidos sedimentados. El fondo de los desarenadores tendrá una pendiente mínima del 10% para permitir el deslizamiento de los sólidos hacia el canal de limpieza mediante un sistema de rascadores mecánicos.

La estructura de los equipos estará fabricada en hormigón HA-25 de 50 cm de espesor y barras de acero corrugado B 500 S como armadura; enterrada en las 3/4 partes de su volumen y montada sobre una solera de hormigón armado HA-25 de 20 cm de espesor.



7.2. Tanque de coagulación

El agua procedente de los desarenadores 1 y 2 se alimentará al tanque de coagulación empleando las bombas B3 y B4 respectivamente. A su vez, se realizará la dosificación por la parte superior del tanque del hidróxido de sodio mediante la bomba B9 y del sulfato de alúmina mediante la bomba B10, en las cantidades especificadas previamente en el documento.

Los parámetros de diseño del tanque de coagulación serán los siguientes:

- Volumen: 21.2 m³
- Diámetro: 3 m
- Altura: 3 m
- Caudal de entrada y salida: 205 m³/h
- Tipo de agitadores: turbina de palas inclinadas de 45°
- Potencia de los agitadores: 16.7 kW
- Longitud de los agitadores: 2.4 m
- Velocidad de agitación: 90 rpm

En ningún momento la mezcla en el interior del tanque deberá ocupar más de un 50% del volumen total del mismo, con el fin de evitar problemas derivados de la formación de vórtices. El tanque estará fabricado con acero inoxidable AISI 316 de 3 mm de espesor y se montará sobre una solera de hormigón armado HA-25 de 20 cm de espesor. El sistema de agitación se introducirá por la parte superior del tanque y el efluente se extraerá por la zona inferior de la cara frontal.

7.3. Tanque de floculación

El efluente procedente del tanque de coagulación se alimentará al tanque de floculación por la parte superior del equipo, empleando la bomba B5. A la vez, se realizará la dosificación del reactivo coagulante mediante la bomba B11.

Los parámetros de diseño del tanque de floculación serán los siguientes:

- Volumen: 50 m³
- Diámetro: 4 m



- Altura: 4 m
- Caudal de entrada y salida: 205 m³/h
- Tipo de agitadores: turbina de palas inclinadas de 45°
- Potencia de los agitadores: 24.8 kW
- Longitud de los agitadores: 3.4 m
- Velocidad de agitación: 1 – 5 rpm

El tanque estará fabricado con acero inoxidable AISI 316 de 3 mm de espesor y se montará sobre una solera de hormigón armado HA-25 de 20 cm de espesor. El sistema de agitación se introducirá por la parte superior del tanque y el efluente se extraerá por la zona inferior de la cara frontal.

7.4. Tanque de sedimentación

El tanque de sedimentación será alimentado por la bomba B6, la cual realizará el transporte de la mezcla de agua con los reactivos desde el tanque de floculación. La entrada del agua al tanque se realizará de forma central a través de una tubería vertical, con una sección circular que garantice la entrada al equipo sin turbulencias y además permita el arrastre de los sólidos transportados. En el desemboque de la tubería (parte superior del equipo) se situarán un sistema de placas deflectoras que distribuirán uniformemente el flujo y disminuirán la velocidad del mismo en el tanque de sedimentación.

La evacuación del efluente del tanque de sedimentación tendrá lugar por rebose y de forma periférica, recogiendo el agua clarificada en un canal perimetral que las conducirá posteriormente al siguiente equipo de la instalación. Asimismo, se dispondrá de un colector de espumas para eliminar todas aquellas sustancias que durante su residencia en el tanque asciendan a la superficie y se acumulen en ella, como es el caso de los aceites y las grasas. Todas ellas se conducirán hasta la arqueta de espumas situada en un lateral del equipo.

La base del tanque de sedimentación tendrá una inclinación de 10° que convergerá en el centro del equipo, por donde se realizará la extracción de los lodos barridos mediante el sistema de rascadores de fondo. Los lodos se bombearán mediante tubería, con un máximo de carga sólida del 10 %, hasta la etapa de filtros prensa donde estos se desecarán y tratarán. El agua obtenida en



dicha etapa se recirculará a la línea de agua y se mezclará con el agua clarificada procedente del tanque de sedimentación para su tratamiento químico posterior.

Los parámetros de diseño del tanque de sedimentación circular con alimentación central serán los siguientes:

- Volumen: 413 m³
- Diámetro: 14.5 m
- Altura: 2.5 m
- Velocidad de giro sistema de barrido de fondo: 0.03 rpm
- Tipo de rascadores: turbina de palas inclinadas de 45°
- Caudal de entrada: 205 m³/h
- Caudal de salida: 194.75 m³/h
- Caudal de lodos: 10.25 m³/h
- Tiempo de residencia: 2 h

El tanque de sedimentación circular estará fabricado con hormigón armado HA-25 y armadura de acero corrugado B 500 S. La estructura se cimentará sobre una losa de 0.5 m de espesor de hormigón y armadura de las mismas características, y estará montada sobre vigas de sección cuadrada de 30 x 30 cm fabricadas en hormigón armado HA-35 con armadura B 500 S.

7.5. Depósito de hidróxido de sodio

En este depósito se realizará el almacenamiento del hidróxido de sodio, cuya función es modificar el pH del agua a tratar. Para ello, se alimentará al tanque de coagulación mediante la bomba B9. Se almacenará y dosificará como una disolución de NaOH al 1%.

Los parámetros de diseño del depósito del depósito son los siguientes:

- Volumen: 3 m³
- Caudal de salida: 9 l/h
- Autonomía al 90 % de su capacidad total: 10 días



El depósito de hidróxido de sodio estará fabricado con PRFV y se montará sobre una solera de hormigón armado HA-25 de 20 cm de espesor. La extracción del líquido se realizará por la zona inferior de la cara frontal.

7.6. Depósito de coagulante

En el depósito de coagulante se realizará el almacenamiento del sulfato de alúmina para su dosificación al tanque de coagulación mediante la bomba B10. El sulfato de alúmina se almacenará y dosificará como una disolución de 200 g/l.

Los parámetros de diseño del depósito de coagulante serán:

- Volumen: 12 m³
- Caudal de salida: 41 l/h
- Tipo de agitadores: turbina de palas inclinadas de 45°
- Potencia de los agitadores: 10.9 kW
- Autonomía al 90 % de su capacidad total: 10 días

El depósito del coagulante estará fabricado con PRFV y se montará sobre una solera de hormigón armado HA-25 de 20 cm de espesor. El sistema de agitación se introducirá por la parte superior del tanque y el sulfato de alúmina se extraerá por la zona inferior de la cara frontal.

7.7. Depósito de floculante

En el depósito de floculante se realizará el almacenamiento del floculante de tipo catiónico para su dosificación al tanque de floculación mediante la bomba B11. El sulfato de alúmina se almacenará y dosificará como una disolución de 120 g/l.

Los parámetros de diseño del depósito de floculante serán:

- Volumen: 15 m³
- Caudal de salida: 51.25 l/h
- Tipo de agitadores: turbina de palas inclinadas de 45°
- Potencia de los agitadores: 16.7 kW



- Autonomía al 90 % de su capacidad total: 10 días

El depósito del floculante estará fabricado con PRFV y se montará sobre una solera de hormigón armado HA-25 de 20 cm de espesor. El sistema de agitación se introducirá por la parte superior del tanque y el floculante se extraerá por la zona inferior de la cara frontal.

7.8. Contenedor de residuos sólidos

Los residuos sólidos eliminados en los desarenadores 1 y 2, serán transportados mediante rascadores mecánicos de fondo y gravedad a dos contenedores metálicos, cuyas características de diseño se detallan a continuación:

Los parámetros de diseño de cada contenedor son los siguientes:

- Volumen: 30 m³
- Largo: 6 m
- Ancho: 2.45 m
- Alto: 2.10 m
- Autonomía para un 66.6 % de su capacidad total: 12 horas

El contenedor de almacenamiento de los residuos sólidos estará fabricado en chapa de acero de 4 mm de espesor y se montará sobre una solera de hormigón armado HA-25 de 20 cm de espesor.

7.9. Intercambiadores iónicos

Los intercambiadores iónicos 1 y 2 se alimentarán con el agua clarificada procedente del tanque de sedimentación y el agua de recirculación procedente de la etapa de tratamiento de lodos mediante filtros prensa. Estas aguas se bombearán utilizando la bomba B7 y se introducirán por la parte superior de las columnas de intercambio. El agua clarificada obtenida por la parte inferior de los equipos se bombeará mediante la bomba B8 hasta el cauce superficial más próximo, situado a una distancia aproximada de 110 metros.



Los intercambiadores iónicos estarán conectados en configuración paralela, de modo que solamente uno de ellos realice la depuración de las aguas residuales mientras el otro se encuentra en la etapa de regeneración o enjuague de la resina.

Las características de sendas unidades de intercambio iónico son idénticas y se detallan a continuación:

- Volumen: 6.9 m^3
- Diámetro: 1.3 m
- Altura: 5.2 m
- Caudal a tratar: $200.75 \text{ m}^3/\text{h}$
- Masa de resina en cada unidad: 1799 kg
- Tipo de resina: Amberlita IR-120 (Merck), catiónica y fuertemente ácida.
- Densidad de la resina en base húmeda: $580 \text{ kg}/\text{m}^3$
- Tamaño de grano de la resina: entre 0.3 y 1.1 mm
- Tiempo de operación de cada unidad: 1 día

Las columnas de intercambio iónico estarán fabricadas con acero tratado con chorro de arena e incluirán un soporte con boquillas para el reparto uniforme del agua y todo tipo de equipos auxiliares necesarios. Los equipos se situarán sobre una solera de hormigón armado HA-25 de 20 cm de espesor.

7.10. Tanque de regeneración

En este tanque se almacenará el fluido necesario para regenerar las resinas de intercambio iónico, una vez hayan finalizado su etapa operativa. El bombeo del fluido de regeneración hasta los intercambiadores iónicos 1 o 2 se realizará mediante la bomba B12.

Las características técnicas del tanque de regeneración se detallan a continuación:

- Volumen: 8 m^3
- Caudal de salida y tiempo de funcionamiento: $0.55 \text{ m}^3/\text{h}$ durante 4 h/día.
- Fluido de regeneración: disolución de ácido clorhídrico al 4%



- Autonomía para un 90% de su capacidad total: 3 días/3 ciclos

El tanque de regeneración estará fabricado con PRFV y se montará sobre una solera de hormigón armado HA-25 de 20 cm de espesor.

7.11. Depósito de fluido de regeneración

En este depósito se realizará el almacenamiento del ácido clorhídrico al 4 % empleado en la etapa de regeneración de los intercambiadores iónicos. El bombeo del fluido de regeneración desde su salida de la columna de intercambio iónico hasta dicho depósito se realizará mediante la bomba B12.

Las dimensiones del depósito de almacenamiento del fluido de regeneración se detallan a continuación:

- Volumen: 8 m³
- Caudal de entrada: 0.55 m³/h
- Autonomía para un 90% de su capacidad total: 3 días/3 ciclos

Al igual que el tanque de regeneración, el depósito de almacenamiento del fluido estará fabricado con PRFV y se montará sobre una solera de hormigón armado HA-25 de 20 cm de espesor.

7.12. Tanque de enjuague

En este tanque se almacenará el volumen de agua necesario para enjuagar la resina posteriormente a su etapa de regeneración. El agua de enjuague se introducirá por la parte superior de la columna de intercambio iónico siendo impulsada por la bomba B13 y, al ser extraída por la parte inferior del equipo, se mezclará con el efluente clarificado procedente de la otra unidad de intercambio iónico. Finalmente, se bombeará el conjunto mediante la bomba B8 hasta el punto de vertido, como se ha comentado con anterioridad.

Las características técnicas del tanque de enjuague se detallan a continuación:

- Volumen: 9 m³



- Caudal de salida y tiempo de funcionamiento: 0.52 m³/h durante 5 h/día.
- Fluido de enjuague: agua
- Autonomía para un 90% de su capacidad total: 3 días/3 ciclos

El tanque de enjuague estará fabricado con PRFV y se montará sobre una solera de hormigón armado HA-25 de 20 cm de espesor.

7.13. Bombas

En la Tabla 23 se recogen las características técnicas básicas del conjunto de bombas diseñadas para el funcionamiento de la planta de tratamiento de aguas residuales. Todas ellas precisarán de protección anticorrosión.

Tabla 23. Resumen de características de las bombas.

Bomba	Tipo	Caudal (m ³ /h)	Potencia (kW)
1	Centrífuga	205	6
2	Centrífuga	205	6
3	Centrífuga	205	4
4	Centrífuga	205	5
5	Centrífuga	205	8
6	Centrífuga	205	7
7	Centrífuga	194.75	5
8	Centrífuga	200.75	8
9	Desplazamiento positivo	9·10 ⁻³	0.1
10	Desplazamiento positivo	41·10 ⁻³	0.1
11	Desplazamiento positivo	51.25·10 ⁻³	0.1
12	Centrífuga	0.55	0.1
13	Centrífuga	0.52	0.1

7.14. Tuberías

Las características de las tuberías de la instalación (representadas en el diagrama de flujo del proceso) se recogen en la Tabla 24. Como se ha comentado anteriormente, todas ellas estarán fabricadas de acero inoxidable AISI 316 y con cédula 40.



Tabla 24. Resumen de características de las tuberías.

Tubería	Diámetro nominal (pulgadas)	Velocidad de flujo (m/s)	Longitud (m)
1	8	1.76	45
2	8	1.76	45
3	8	1.76	20
4	8	1.76	20
5	8	1.76	10
6	8	1.76	20
7	8	1.68	30
8	8	1.73	110
9	1/8	0.07	11
10	3/8	0.09	14
11	1/2	0.07	12
12	3/8	1.23	22
13	3/8	1.17	15



8. EVALUACIÓN ECONÓMICA

A continuación se lleva a cabo la evaluación económica de la planta de tratamiento de aguas residuales proyectada. Para ello, se realizará la estimación de un presupuesto en base a los cálculos desarrollados en el documento y consideraciones tomadas en el presente pliego de condiciones. Asimismo, se realizará un estudio de viabilidad presupuestaria, donde se calculará el canon de control de vertido establecido por la legislación vigente y el ahorro económico que supone realizar el vertido de las aguas tratadas respecto a su vertido sin tratamiento previo.

8.1. Presupuesto

8.1.1. Obra civil

Partida	Concepto	Cantidad	Ud.	Coste unitario (€)	Coste total (€)
1	Desbroce, limpieza y retirada del terreno.	6520	m ²	0.80	5216.00
2	Excavación, limpieza y transporte a vertedero, incluyendo canon de vertido.	113	m ³	3.20	361.60
3	Urbanización de parcela. Incluye viales, bordillo, acera, base de zahorra, mezcla bituminosa G-20 y riego de imprimación y adherencia.	1	Ud.	9103.00	9103.00
4	Cerramiento de parcela formado por zapata corrida de hormigón H-150, murete de hormigón de 25 cm de espesor y 60 cm de altura, valla de 2 metros de altura con malla metálica de doble torsión con postes cada 3 m y dos accesos peatonales.	320	m	39.15	12528.00



5	Puerta metálica de 5 m de longitud de apertura automática para acceso a planta de tratamiento, totalmente instalada y colocada.	2	Ud.	2902.80	5805.60
6	Nivelación y solera de hormigón armado HA-25, de 20 cm de espesor. Incluye armadura B 500 S.	84	m ³	160.64	13493.76
7	Instalación eléctrica, incluyendo alumbrado exterior.	1	Ud.	27500.00	27500.00
				TOTAL	74007.96 €



8.1.2. Equipos

8.1.2.1. Desarenadores

Partida	Concepto	Cantidad	Ud.	Coste unitario (€)	Coste total (€)
1	Excavación, limpieza y transporte a vertedero, incluyendo canon de vertido.	204	m ³	3.40	693.60
2	Nivelación y solera de hormigón armado HA-25, de 20 cm de espesor. Incluye armadura B 500 S.	19.2	m ³	160.64	3084.29
3	Hormigón HA-25 fabricado en central y vertido desde camión para muros de estructura. Incluye armadura B 500 S, encofrado y desencofrado.	68	m ³	210.12	14288.16
				TOTAL	18066.05

8.1.2.2. Contenedor de residuos sólidos

Partida	Concepto	Cantidad	Ud.	Coste unitario (€)	Coste total (€)
1	Depósito de almacenamiento de residuos sólidos procedentes del desarenador, con un volumen de 30 m ³ fabricado en chapa de acero de 4 mm de espesor.	2	Ud.	3000.00	6000.00
				TOTAL	6000.00



8.1.2.3. Tanques de coagulación y floculación

Partida	Concepto	Cantidad	Ud.	Coste unitario (€)	Coste total (€)
1	Tanque de coagulación cilíndrico de 20 m ³ fabricado con acero AISI 316 de 3 mm de espesor, incluyendo equipos auxiliares.	1	Ud.	8000.00	8000.00
2	Agitador rápido para instalar en tanque de coagulación. Potencia 16.7 kW, turbina de palas inclinadas 45° con longitud 2.4 m y velocidad de hélice 90 rpm.	1	Ud.	3800.00	3800.00
3	Tanque de floculación cilíndrico de 50 m ³ fabricado con acero AISI 316 de 3 mm de espesor, incluyendo equipos auxiliares.	1	Ud.	12300.00	12300.00
4	Agitador lento para instalar en tanque de floculación. Potencia 24.8 kW, turbina de palas inclinadas 45° con Longitud 3.4 m y velocidad de hélice 1 - 5 rpm.	1	Ud.	4300.00	4300.00
				TOTAL	28400.00



8.1.2.4. Tanque de sedimentación

Partida	Concepto	Cantidad	Ud.	Coste unitario (€)	Coste total (€)
1	Losa de cimentación de hormigón armado HA-35. Incluye armadura B 500 S y montaje de encofrado perdido.	60	m ³	217.84	13070.40
2	Pilar de sección cuadrada de hormigón armado de 30x30 cm, realizado con hormigón HA-35. Incluye armadura B 500 S, encofrado y desencofrado.	4.32	m ³	486.91	2103.45
3	Hormigón HA-25 fabricado en central y vertido desde camión para muros de estructura. Incluye armadura B 500 S, encofrado y desencofrado.	122.20	m ³	210.12	25676.66
4	Plataforma de trabajo fabricada en acero S235JR. Incluye superficie de trabajo tipo Tramex, escalera de acceso y barandillas.	1	Ud.	9700.00	9700.00
5	Canales perimetrales para recoger agua clarificada fabricados de acero inoxidable AISI 316.	1	Ud.	7800.00	7800.00
6	Equipos auxiliares. Formado por sistema motor-reductor, corona de orientación, rodamientos, campana deflectora, estructura de alimentación central y sistema de barrido de fangos fabricado en acero AISI 316.	1	Ud.	21200.00	21200.00
				TOTAL	79550.51



8.1.2.5. Intercambiadores iónicos

Partida	Concepto	Cantidad	Ud.	Coste unitario (€)	Coste total (€)
1	Columna de intercambio iónico cilíndrica de 6.9 m ³ , fabricada con acero tratado con chorro de arena. Incluye resina catiónica de tipo ácida (1799 kg), soporte con boquillas para reparto uniforme del agua y equipos auxiliares.	2	Ud.	11900.00	23800.00
				TOTAL	23800.00

8.1.2.6. Tanques de regeneración y enjuague

Partida	Concepto	Cantidad	Ud.	Coste unitario (€)	Coste total (€)
1	Tanque de regeneración cilíndrico de 8 m ³ fabricado en PRFV.	1	Ud.	3150.00	3150.00
2	Tanque de enjuague cilíndrico de 9 m ³ fabricado en PRFV.	1	Ud.	3700.00	3700.00
				TOTAL	6850.00



8.1.2.7. Depósitos

Partida	Concepto	Cantidad	Ud.	Coste unitario (€)	Coste total (€)
1	Depósito de almacenamiento de NaOH de 3 m ³ , construido en PRFV.	1	Ud.	1150.00	1150.00
2	Depósito de almacenamiento de sulfato de alúmina de 12 m ³ , construido en PRFV.	1	Ud.	4080.00	4080.00
3	Agitador lento para instalar en depósito de almacenamiento de sulfato de alúmina. Potencia 10.9 kW, turbina de palas inclinadas 45° con longitud 2 m y velocidad de hélice 1 - 5 rpm.	1	Ud.	2700.00	2700.00
4	Depósito de almacenamiento de floculante de 15 m ³ , construido en PRFV.	1	Ud.	4670.00	4670.00
5	Agitador lento para instalar en depósito de almacenamiento de floculante. Potencia 16.7 kW, turbina de palas inclinadas 45° con longitud 2 m y velocidad de hélice 1 - 5 rpm.	1	Ud.	3200.00	3800.00
6	Depósito de almacenamiento del fluido de regeneración de 8 m ³ , construido en PRFV.	1	Ud.	3150.00	3150.00
				TOTAL	18950.00



8.1.2.8. Bombas, tuberías, accesorios e instrumentación

Partida	Concepto	Cantidad	Ud.	Coste unitario (€)	Coste total (€)
1	Bombas centrífugas con protección anticorrosión para realizar el bombeo del agua en la instalación. Incluye 2 bombas de 8 kW, 1 bomba de 7 kW, 2 bombas de 6 kW, 2 bombas de 5 kW, 1 bomba de 4 kW y 2 bombas de 0.1 kW.	1	Ud.	25100.00	25100.00
2	Bomba de desplazamiento positivo de 0.1 kW con protección anticorrosión.	3	Ud.	350.00	1050.00
3	Tubería de acero inoxidable AISI 316 de 8" de diámetro nominal.	300	m	78.53	23559.00
4	Tubería de acero inoxidable AISI 316 de 1/2" de diámetro nominal.	12	m	3.92	47.04
5	Tubería de acero inoxidable AISI 316 de 3/8" de diámetro nominal.	51	m	2.66	135.66
6	Tubería de acero inoxidable AISI 316 de 1/8" de diámetro nominal.	11	m	2.01	22.11
7	Válvula de mariposa de 8", acero inoxidable.	21	Ud.	277.94	5836.74
8	Válvula de bola de 1/2" 3 piezas, acero inoxidable.	2	Ud.	23.86	47.72
9	Válvula de bola de 3/8" 3 piezas, acero inoxidable.	14	Ud.	19.28	269.92
10	Válvula de bola de 1/8" 3 piezas, acero inoxidable.	2	Ud.	15.53	31.06



11	Codos de 90° de acero inoxidable AISI 316 de 8" de diámetro nominal.	12	Ud.	24.38	292.56
12	Codos de 90° de acero inoxidable AISI 316 de 1/2" de diámetro nominal.	3	Ud.	2.54	7.62
13	Codos de 90° de acero inoxidable AISI 316 de 3/8" de diámetro nominal.	10	Ud.	1.17	11.70
14	Medidores de pH.	8	Ud.	400.00	3200.00
15	Termopares.	8	Ud.	73.00	584.00
16	Medidores de caudal para instalar a la entrada y salida de la planta.	2	Ud.	2700.00	5400.00
17	Autómata programable para controlar las dosificaciones de reactivos y válvulas de admisión y by-pass.	1	Ud.	13800.00	13800.00
				TOTAL	79395.13

TOTAL EQUIPOS 261011.69 €



8.1.3. Seguridad y salud

En esta partida presupuestaria se estiman los costes de las protecciones individuales y colectivas de los operarios de la planta de tratamiento de aguas residuales. Se considera necesario un total de 8 operarios para realizar las labores de mantenimiento, supervisión y control de los equipos, garantizando el buen funcionamiento de la instalación.

8.1.3.1. Protecciones individuales

Partida	Concepto	Cantidad	Ud.	Coste unitario (€)	Coste total (€)
1	Casco de seguridad.	8	Ud.	16.35	130.80
2	Gafas de protección.	8	Ud.	11.90	95.20
3	Par de guantes.	8	Ud.	5.28	42.24
4	Protecciones auditivas.	8	Ud.	5.03	40.24
5	Buzo impermeable.	8	Ud.	35.70	285.60
6	Chaleco reflectante.	8	Ud.	17.12	136.96
7	Par de botas de seguridad.	8	Ud.	41.31	330.48
8	Arnés de seguridad.	8	Ud.	45.63	365.04
				TOTAL	1426.56 €



8.1.3.2. Protecciones colectivas

Partida	Concepto	Cantidad	Ud.	Coste unitario (€)	Coste total (€)
1	Señalizaciones de zona de trabajo.	10	Ud.	42.00	420.00
2	Cintas de balizamiento.	15	Ud.	4.35	65.25
3	Vallas y cerramientos.	20	Ud.	39.95	799.00
				TOTAL	1284.25 €

TOTAL SEGURIDAD Y SALUD 2710.81 €

8.1.4. Ingeniería

Partida	Concepto	Cantidad	Ud.	Coste unitario (€)	Coste total (€)
1	Horas de ingeniería.	1550	h	14.00	21700.00
				TOTAL	21700.00 €

8.1.5. Presupuesto de ejecución material

Concepto	Importe (€)
Obra Civil	74007.96
Equipos	261011.69
Seguridad y salud	2710.81
Ingeniería	21700.00
PRESUPUESTO DE EJECUCIÓN MATERIAL	359430.46 €



8.1.6. Presupuesto de ejecución por contrata

Concepto	Importe (€)
Presupuesto de ejecución material	359430.46
Gastos generales (10%)	35943.05
Beneficio industrial (6%)	21565.83
TOTAL PARCIAL	416939.34 €
I.V.A. (21%)	87557.26
PRESUPUESTO DE EJECUCIÓN POR CONTRATA	504496.60 €

El importe del presupuesto de ejecución por contrata asciende a un total de QUINIENTOS CUATRO MIL CUATROCIENTOS NOVENTA Y SEIS EUROS CON SESENTA CÉNTIMOS.

Fdo. el redactor del proyecto:

Adrián Urrusuno González



8.2. Estudio de viabilidad presupuestaria

Es importante destacar que del presente proyecto no se obtiene un beneficio económico directo, puesto que no hay ningún producto que se pueda comercializar. Sin embargo, su elevado coste de ejecución queda justificado por la reducción que se consigue en las tasas a pagar por el vertido de estas aguas sin tratamiento previo, como se demuestra a continuación.

El cálculo del canon de control de vertido se realiza mediante la ecuación 19, definida en la Ley 29/1985 de Aguas:

$$CCV = V \cdot P_U \cdot C_2 \cdot C_3 \cdot C_4 \quad (19)$$

Donde:

- V = volumen vertido anualmente (m³).
- P_U = precio unitario, fijado por la legislación (0.03005 €/m³).
- C₂ = coeficiente de mayoración en función del tipo de industria.
- C₃ = coeficiente en función de si hay tratamiento de aguas o no instalado.
- C₄ = coeficiente en función del tipo de efluente al que se vierte.

En la Tabla 25 se clasifican los sectores de la industria en 3 clases. Como se puede observar, el sector de la minería pertenece a la clase 2, por lo que el coeficiente C₂ (definido en la Tabla 26) toma un valor de 1.09.

Tabla 25. Categorización de la industria emisora de las aguas residuales (Ley 29/1985 de Aguas).

Clase	Grupo	Sector
Clase 1	0	Servicios
	1	Energía y agua
	2	Metal
	3	Alimentación
	4	Conservera
	5	Confección
	6	Madera
	7	Manufacturas diversas



Clase 2	8	Minería
	9	Química
	10	Materiales de construcción
	11	Bebidas y tabaco
	12	Aceites, carnes y lácteos
	13	Textil
	14	Papel
Clase 3	15	Curtidos
	16	Tratamiento de superficies
	17	Zootecnia

Tabla 26. Coeficientes para el cálculo del canon de control de vertido (Ley 29/1985 de Aguas).

A. R. Industriales (Pb = 0.03005 €/m ³)			Con tratamiento adecuado			Sin tratamiento adecuado		
			C ₃ = 0.5			C ₃ = 2.5		
			Zona de categoría III	Zona de categoría II	Zona de categoría I	Zona de categoría III	Zona de categoría II	Zona de categoría I
			C ₄			C ₄		
			1.00	1.12	1.25	1.00	1.12	1.25
Industrial de clase 1	C ₂	1.00	0.5000	0.5600	0.6250	2.5000	2.8000	3.1250
Industrial de clase 2		1.09	0.5450	0.6104	0.6813	2.7250	3.0520	3.4063
Industrial de clase 3		1.18	0.5900	0.6608	0.7375	2.9500	3.3040	3.6875
Clase 1, 2, 3 con sustancias peligrosas		1.28	0.6400	0.7168	0.8000	3.2000	3.5840	4.0000

Considerando un vertido a una zona de categoría II (Tabla 26), se calcula el canon de control de vertido en el caso de realizar y no realizar el tratamiento adecuado de las aguas residuales:

$$CCV_{\text{sin tratamiento}} = 205 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ día}} \cdot \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}} \cdot 0.03005 \frac{\text{€}}{\text{m}^3} \cdot 1.09 \cdot 2.5 \cdot 1.12 = 164697.49 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

$$CCV_{\text{con tratamiento}} = 205 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ día}} \cdot \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}} \cdot 0.03005 \frac{\text{€}}{\text{m}^3} \cdot 1.09 \cdot 0.5 \cdot 1.12 = 32939.50 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$



$$\text{Ahorro en CCV} = \text{CCV}_{\text{sin tratamiento}} - \text{CCV}_{\text{con tratamiento}} = 131757.99 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

Como se puede observar, realizar el tratamiento de los efluentes procedentes del lavadero de carbón implica un ahorro en el canon de control de vertido de 131757.99 euros anuales.

Además del canon de control de vertido establecido por la legislación nacional, el Principado de Asturias tiene su propio canon de saneamiento definido en la Ley 5/2002, de 3 de junio, sobre vertidos de aguas residuales industriales a los sistemas públicos de saneamiento; el cual se debe realizar independientemente del tratamiento de las aguas.

A continuación se calcula el canon de saneamiento, el cual está formado por una cuantía fija y una cuantía variable que es función del volumen del vertido.

$$\text{Cuantía fija} = 480 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

$$\text{Cuantía variable} = 0.5990 \frac{\text{€}}{\text{m}^3} \cdot 1795800 \frac{\text{m}^3}{\text{año}} = 1075684.20 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

$$\text{Canon de saneamiento} = \text{Cuantía fija} + \text{Cuantía variable} = 1076164.20 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$



9. APÉNDICES

9.1. Conclusiones

En el presente documento se ha diseñado un sistema de tratamiento de aguas residuales para la depuración de los efluentes producidos por un lavadero de carbón ubicado en la Cuenca Carbonífera Central Asturiana. Estos efluentes, con elevadas concentraciones de sólidos suspendidos y presencia de minerales y metales reductores, han sido tratados mediante diversas técnicas de carácter físico-químico obteniéndose, finalmente, un efluente clarificado que cumple con las exigencias establecidas por la legislación vigente sobre vertidos a cauces públicos (tabla 3 del Anexo al Título IV del Reglamento del Dominio Público Hidráulico).

Del presente documento se extraen las siguientes conclusiones:

La utilización conjunta de equipos de desarenado como técnica de pretratamiento y procesos de sedimentación con adición de sulfato de alúmina y floculante catiónico, ha demostrado su eficacia en la reducción del contenido en sólidos suspendidos, eliminando un total de 22756 miligramos por cada litro de agua residual depurada.

Mediante el empleo de equipos de intercambio iónico se han conseguido disminuir las concentraciones de hierro y manganeso hasta 2 mg/l, así como parte de los compuestos fenólicos, garantizando un vertido de agua clarificada con un valor de demanda química de oxígeno inferior a 160 mg/l.

Los ensayos experimentales realizados a nivel de laboratorio han resultado decisivos para enfocar debidamente la etapa de análisis y evaluación de las técnicas de tratamiento disponibles, así como el desarrollo y diseño a escala industrial de los equipos.

El tratamiento de las aguas residuales no produce un beneficio económico directo. Sin embargo, implica un ahorro de 131757.99 euros anuales en el canon de control de vertido establecido por la legislación nacional vigente.

El sistema de tratamiento proyectado en el presente documento es una instalación totalmente necesaria para eliminar las diversas cargas contaminantes presentes en el agua y, de



este modo, realizar el vertido a los cauces de forma segura para el medio ambiente y los ecosistemas que habitan en el mismo.



9.2. Bibliografía

Bueno, J. L., Sastre, H., Lavín, A. G. (1997). *Contaminación e ingeniería ambiental. Vol. III: contaminación de las aguas*. FICYT, Oviedo.

Comisión Europea (2003). *Mejores Técnicas Disponibles de referencia europea. Sistemas de gestión y tratamiento de agua y gases residuales en el sector químico. Documento BREF*. Madrid: Ministerio de Medio Ambiente y Medio Rural y Marino.

Corbitt, R.A. (2003). *Manual de Referencia de la Ingeniería Ambiental*. Madrid: McGraw-Hill.

Hernández Muñoz, A. (1992). *Depuración de aguas residuales*. Madrid: Paraninfo.

McCabe, W.L., Smith, J.C. y Harriott, P. (2002). *Operaciones unitarias en ingeniería química*. Madrid: McGraw-Hill.

Metcalf y Eddy (1995). *Ingeniería de aguas residuales: tratamiento, vertido y reutilización*. Madrid: McGraw-Hill.

Nalco Chemical Company (1989). *Manual del agua: su naturaleza, tratamiento y aplicaciones*. Madrid: McGraw-Hill.

Ramalho, R. S. (1990). *Tratamiento de aguas residuales*. Barcelona: Reverté.

Rivas Mijares, G. (1978). *Tratamiento de aguas residuales*. Madrid: Ediciones Vega.



9.3. Legislación

Ley 29/1985, de 2 de agosto, de Aguas.

Ley 5/2002, de 3 de junio, sobre vertidos de aguas residuales industriales a los sistemas públicos de saneamiento. Comunidad Autónoma del Principado de Asturias.

Real Decreto 849/1986, de 11 de abril, por el que se aprueba el Reglamento del Dominio Público Hidráulico, que desarrolla los Títulos Preliminar, I, IV, V, VI y VII de la Ley 29/1985, de 2 de agosto, de Aguas.

9.4. Índice de figuras

Figura 1. Circuito de agua del lavadero de carbón.....	8
Figura 2. Desarenador de flujo horizontal en forma de canal (Documento BREF, 2003).....	13
Figura 3. Tanque de sedimentación circular con alimentación central (Metcalf y Eddy, 1995).....	15
Figura 4. Tanque de sedimentación circular con alimentación periférica (Metcalf y Eddy, 1995).	15
Figura 5. Tanque de sedimentación rectangular (Metcalf y Eddy, 1995).....	16
Figura 6. Sedimentador lamelar (Nalco, 1989).....	17
Figura 7. Efecto de la adición de coagulante (a) y floculante (b) sobre las partículas coloidales (Nalco, 1989). 19	
Figura 8. Valores de asentamiento (Rivas Mijares, 1978).	27
Figura 9. Suspensión inicial de partículas de arenisca en vasos de precipitados.	34
Figura 10. Suspensión inicial de partículas de pizarra en un vaso de precipitados.	38
Figura 11. Suspensión inicial con partículas de arenisca y pizarra.	41
Figura 12. Agua clarificada obtenida en los ensayos de coagulación y floculación.....	44
Figura 13. Potencia requerida para la suspensión completa de sólidos en tanques agitados utilizando turbinas de palas inclinadas (McCabe et al., 2002).	46
Figura 14. Caudales de la línea de agua, lodos y recirculación.....	50
Figura 15. Agua residual sintética para ensayo de intercambio iónico.	51
Figura 16. Ensayo experimental de intercambio iónico.	52
Figura 17. Curva de ruptura de la resina (linealizada).....	54



9.5. Índice de tablas

Tabla 1. Caudales de agua circulantes en el lavadero de carbón.	7
Tabla 2. Características del influente.	9
Tabla 3. Distribución granulométrica de los sólidos suspendidos del influente.	9
Tabla 4. Velocidad y tiempo de sedimentación para diversas partículas (Hernández Muñoz, 1992).	19
Tabla 5. Velocidades límite de sedimentación aproximadas obtenidas con la ley de Stokes.	29
Tabla 6. Velocidades límite de sedimentación obtenidas con la ley de Newton.	29
Tabla 7. Resultados del ensayo preliminar con partículas de arenisca empleando sólo coagulante.	35
Tabla 8. Resultados del ensayo preliminar con partículas de arenisca empleando sólo floculante.	36
Tabla 9. Resumen de resultados de los ensayos preliminares con partículas de arenisca.	37
Tabla 10. Resultados del ensayo preliminar con partículas de pizarra empleando sólo coagulante.	38
Tabla 11. Resultados del ensayo preliminar con partículas de pizarra empleando sólo floculante.	39
Tabla 12. Resumen de resultados de los ensayos preliminares con partículas de pizarra.	40
Tabla 13. Resultados del primer ensayo definitivo.	41
Tabla 14. . Resumen de resultados finales de los ensayos de coagulación y floculación.	43
Tabla 15. Curva de ruptura de la resina.	53
Tabla 16. Función de las tuberías a instalar en la planta de tratamiento.	63
Tabla 17. Resumen de cálculos realizados para las tuberías.	64
Tabla 18. Características de las tuberías de la instalación.	65
Tabla 19. Número de Reynolds de las tuberías.	67
Tabla 20. Pérdidas por fricción en las tuberías, codos y válvulas.	68
Tabla 21. Energía potencial a suministrar por las bombas.	69
Tabla 22. Potencia requerida para cada bomba de la instalación.	70
Tabla 23. Resumen de características de las bombas.	86
Tabla 24. Resumen de características de las tuberías.	87
Tabla 25. Categorización de la industria emisora de las aguas residuales (Ley 29/1985 de Aguas).	100
Tabla 26. Coeficientes para el cálculo del canon de control de vertido (Ley 29/1985 de Aguas).	101