

Universidad de **Cádiz**

Proyectos de fin de carrera de **Ingeniería Química**

Facultad: CIENCIAS

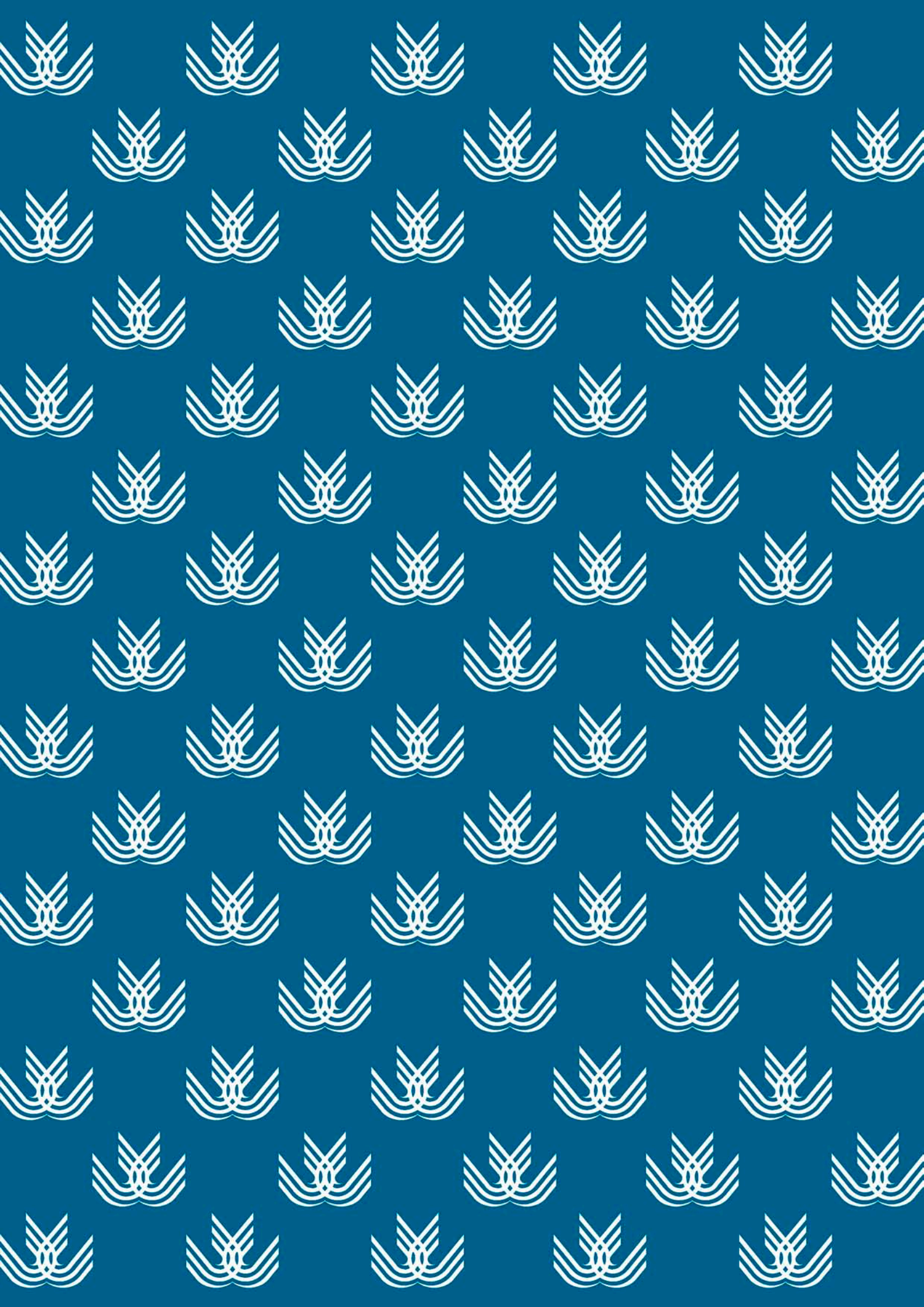
Titulación: INGENIERÍA QUÍMICA

Título: Estudio técnico-económico para la implantación de un sistema de regeneración y reutilización de aguas residuales de la E.D.A.R. de una refinería

Autor: Vicente J. PUENTE GARCÍA

Fecha: Junio 2007





RESUMEN DEL PROYECTO FIN DE CARRERA

TÍTULO DEL PROYECTO : Estudio técnico-económico para la implantación de un sistema de regeneración y reutilización de aguas residuales de la EDAR de una refinería.

El objetivo principal de este proyecto es aplicar un análisis técnico-económico a un sistema de regeneración y reutilización de aguas residuales (SRRAR) para la EDAR de una Refinería mediante una evaluación desde una perspectiva multidisciplinar e interdisciplinar que tiene en cuenta la maximización de los beneficios del SRRAR.

Actualmente la refinería dispone de un tratamiento secundario y lo que se pretende es implantar un tratamiento terciario basado en una ósmosis inversa con distintos pretratamientos con el fin de disminuir el consumo de agua de aporte así como la cantidad de agua residual que se vierte a través del emisario submarino. Los pretratamientos elegidos son: un tratamiento convencional basado en una descarbonatación-clarificación y dos etapas de filtración y un tratamiento mediante membranas sumergidas que consiste en aplicar una filtración y a continuación una ultrafiltración con membranas sumergidas.

En el tratamiento convencional distinguimos las siguientes etapas:

- Mediante la primera etapa (Clarificación, Decantación, Descarbonatación) se busca eliminar la materia orgánica por precipitación y arrastre, además de la precipitación de sales cálcicas.
- A continuación tiene lugar una primera etapa de filtración cuya misión es retener sólidos en suspensión y parte de la DBO y DQO asociada a los mismos. Una parte importante del caudal que sale de la filtración se desvía a la balsa de almacenamiento y para el lavado de los filtros.

- La siguiente etapa se caracteriza por la formación de cloraminas, las cuales actúan como agente biocida para la conservación de las membranas de Ósmosis Inversa.
- Antes de la entrada en la segunda etapa de filtración se adiciona un coagulante primario en la tubería de entrada con el objetivo de precipitar la materia orgánica coloidal, quedando ésta retenida en la segunda etapa de filtración.
- Por último se bombea el caudal a la Ósmosis Inversa cuyo sistema se divide en dos etapas para conseguir que el rechazo que sale de los módulos de la primera etapa sea la alimentación de los módulos de la segunda, y el rechazo de esta segunda etapa sea el rechazo general. Los permeados de estas dos etapas se unen posteriormente en una balsa de agua osmotizada.

La segunda de las alternativas se caracteriza por el uso del novedoso tratamiento de membranas sumergidas. Comparada con la filtración granular convencional, el empleo de estas membranas es más eficiente en términos de tamaño de planta y en cantidades de contaminantes eliminados. Se caracterizan por tener un bajo índice de contenido en sólidos en suspensión y se encargan de eliminar contaminantes disueltos y sales.

Las etapas más importantes son:

- Un Coagulador-Decantador junto con unos filtros de arena, que es un equipo que se encarga de todo lo relacionado con materias orgánicas y sólidos en suspensión.
- El agua que sale de estos filtros es enviada a la ultrafiltración (membranas sumergidas), donde se consigue eliminar el 90% de la DBO y tener a la salida una cantidad menor a 2 mg/l de sólidos en suspensión.
- Una vez realizada dicha ultrafiltración el agua que sale de las membranas sumergidas tiene dos destinos: uno es hacia la balsa de

otros servicios y el resto del agua es enviada al tratamiento de Ósmosis Inversa.

- A partir de aquí el proceso es similar al que hemos descrito en el tratamiento convencional.

Para la evaluación económica se adopta una propuesta metodológica en la que se identifican los impactos del proyecto, se agregan los ingresos y costes del mismo, y se tienen en cuenta otros factores económicos relacionados con los beneficios de las externalidades, los beneficios privados y los costes de oportunidad.

Dicha evaluación económica combina el Análisis Coste-Beneficio (ACB) y la técnica del Valor Actual Neto (VAN) con el fin de establecer la viabilidad económica y disminuir la incertidumbre de las alternativas propuestas técnicamente, así como maximizar los beneficios.

Una vez realizado el análisis económico, es necesario evaluar la robustez de las alternativas propuestas ante los posibles cambios en las variables económicas más importantes. Para ello realizamos un análisis de sensibilidad con el objetivo de observar como se modifica el resultado al variar marginalmente y por separado el valor de alguno de los parámetros que intervienen en el cálculo.

La metodología usada pretende ser una herramienta para los responsables de la decisión en el sector hidráulico, soportada tecnológicamente y económicamente, que permita decidir sobre las políticas necesarias en la implantación y / o el buen funcionamiento de los SRRAR.

VICENTE J. PUENTE GARCÍA

ÍNDICE

CAPÍTULO I: MEMORIA Y ANEXOS.

	Pág.
1. INTRODUCCIÓN.	6
2. OBJETO DEL ESTUDIO.	13
3. NECESIDAD DE ACTUACIÓN.	16
3.1. DESCRIPCIÓN DEL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES EXISTENTE EN LA REFINERÍA.	17
3.2. SITUACIÓN ACTUAL. REQUERIMIENTOS PARA EL AGUA DE VERTIDO.	21
3.3. ALTERNATIVAS SELECCIONADAS DE REGENERACIÓN Y REUTILIZACIÓN.	23
3.3.1. ESTUDIO DE LAS ALTERNATIVAS.	23
3.3.2. SITUACIÓN DE FUNCIONAMIENTO NORMAL.	25
3.3.3. SITUACIÓN DE FUNCIONAMIENTO DE EMERGENCIA.	27
4. DESCRIPCIÓN TÉCNICA DE LAS ALTERNATIVAS.	28
4.1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO CONVENCIONAL.	29
4.1.1. CLARIFICACIÓN AVANZADA.	31
4.1.2. FILTROS DE ARENA.	34
4.1.3. FILTROS DE CARTUCHO.	39
4.1.4. BOMBEO A ÓSMOSIS INVERSA.	41
4.1.5. RACKS DE ÓSMOSIS INVERSA.	42
4.1.6. EQUIPOS PARA LAVADO DE ÓSMOSIS INVERSA.	45

4.1.7. DESGASIFICADOR ATMOSFÉRICO.	46
4.1.8. RECIPIENTE DE AGUA PARA FLUSHING.	47
4.1.9. FLUSHING NORMAL.	48
4.1.10. FLUSHING DE EMERGENCIA.	48
4.2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE MEMBRANAS SUMERGIDAS.	49
4.2.1. COAGULADOR-DECANTADOR.	50
4.2.2. FILTROS DE ARENA.	50
4.2.3. MEMBRANAS SUMERGIDAS.	51
4.2.4. DEPÓSITO DE AGUA FILTRADA.	52
4.2.5. FILTROS DE CARTUCHO.	53
4.2.6. ÓSMOSIS INVERSA, EQUIPO DE LIMPIEZA Y “FLUSHING” Y ALMACENAMIENTO DE AGUA OSMOTIZADA.	53
5. DESCRIPCIÓN DE LAS MEMBRANAS SUMERGIDAS	54
6. ANÁLISIS ECONÓMICO DE LAS ALTERNATIVAS.	67
6.1. INTRODUCCIÓN.	68
6.2. INFORMACIÓN.	68
6.3. MÉTODOS.	70
6.3.1. DEFINICIÓN DE OBJETIVOS.	71
6.3.2. DEFINICIÓN DEL ÁMBITO DE ESTUDIO.	72
6.3.2.1. LOS IMPACTOS DEL PROYECTO.	72
6.3.2.2. IDENTIFICACIÓN DE LOS AGENTES IMPLICADOS.	74
6.3.2.3. ESTUDIO DE LAS NECESIDADES FINANCIERAS.	75
6.3.2.4. COSTES E INGRESOS.	75

6.3.2.4.1. COSTES PRIVADOS.	75
6.3.2.4.2. BENEFICIO PRIVADO.	90
6.3.2.4.3. COSTE DE OPORTUNIDAD.	92
6.3.2.4.4. BENEFICIO DE EXTERNALIDADES.	92
6.3.2.5. BENEFICIO TOTAL.	93
6.3.2.6. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD.	95
6.3.3. RESULTADOS Y CONCLUSIONES.	105
7. ANEXOS.	106
7.1. ANEXO A: CARACTERIZACIÓN DEL AGUA A REGENERAR.	107
7.2. ANEXO B: DISEÑO DE EQUIPOS.	109
7.2.1. DISEÑO DE EQUIPOS DEL TRATAMIENTO CONVENCIONAL.	109
7.2.1.1. CARGA DEL AGUA RESIDUAL.	109
7.2.1.2. CLARIFICACIÓN, DECANTACIÓN, DESCARBONATACIÓN.	109
7.2.1.2.1. Balsa de COAGULACIÓN.	109
7.2.1.2.2. DOSIFICACIÓN DE CAL.	110
7.2.1.2.3. DOSIFICACIÓN DE SULFATO FÉRRICO.	112
7.2.1.2.4. Balsa de FLOCULACIÓN.	114
7.2.1.2.5. DOSIFICACIÓN DE POLIELECTRÓLITO.	115
7.2.1.2.6. DOSIFICACIÓN DE HIPOCLORITO SÓDICO.	117
7.2.1.3. TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA.	119
7.2.1.4. FILTRACIÓN PRIMARIA.	120
7.2.1.4.1. TANQUE FORMACIÓN DE CLORAMINAS.	121
7.2.1.4.2. DOSIFICACIÓN DE SULFATO AMÓNICO.	121
7.2.1.4.3. Balsa de ALMACENAMIENTO.	123

7.2.1.4.4. DOSIFICACIÓN DE ÁCIDO SULFÚRICO.	123
7.2.1.5. FILTRACIÓN SECUNDARIA.	125
7.2.1.5.1. DOSIFICACIÓN DE DISPERSANTE.	126
7.2.1.6. FILTRACIÓN CON CARTUCHOS.	128
7.2.1.7. EQUIPOS DE LAVADO DE FILTROS.	128
7.2.1.7.1. TANQUE DE RECUPERACIÓN DEL AGUA DE LAVADO.	129
7.2.1.8. BOMBEO A ÓSMOSIS INVERSA.	130
7.2.1.9. RACKS DE ÓSMOSIS INVERSA.	131
7.2.1.10. EQUIPOS PARA LAVADO DE ÓSMOSIS INVERSA.	131
7.2.1.11. DESGASIFICADOR.	132
7.2.1.12. RECIPIENTE DE AGUA PARA FLUSHING.	133
7.2.1.13. Balsa de Almacenamiento de Agua Osmotizada.	133
7.2.2. DISEÑO DE EQUIPOS DEL TRATAMIENTO DE MEMBRANAS SUMERGIDAS.	135
7.2.2.1. CARGA DEL AGUA RESIDUAL.	135
7.2.2.2. COAGULADOR-DECANTADOR.	135
7.2.2.2.1. COAGULADOR-DECANTADOR.	135
7.2.2.2.2. DOSIFICACIÓN DE CAL Y SULFATO FÉRRICO.	135
7.2.2.3. FILTROS DE ARENA.	136
7.2.2.4. MEMBRANAS SUMERGIDAS.	136
7.2.2.4.1. CARACTERÍSTICAS DEL AGUA DE ENTRADA.	136
7.2.2.4.2. DOSIFICACIÓN DE HIPOCLORITO SÓDICO.	137
7.2.2.4.3. DOSIFICACIÓN DE POLIELECTROLITO.	137
7.2.2.4.4. MEMBRANAS SUMERGIDAS.	137
7.2.2.4.4.1. CÁLCULO DEL ÁREA DE MEMBRANA.	138
7.2.2.4.4.2. CÁLCULO DEL TIEMPO DE LIMPIEZA.	143

7.1.2.4.4.3. EQUIPOS NECESARIOS.	147
7.2.2.5. Balsa de Almacenamiento.	147
7.2.2.6. TANQUE DE FORMACIÓN DE CLORAMINAS.	147
7.2.2.6.1. DOFICACIÓN DE ÁCIDO SULFÚRICO Y SULFATO AMÓNICO.	147
7.2.2.6.2. TANQUE DE FORMACIÓN DE CLORAMINAS.	148
7.2.2.7. ÓSMOSIS INVERSA.	148
7.5. ANEXO C: BALANCE DE MASAS.	149
7.6. ANEXO D: ESPECIFICACIONES TÉCNICAS DE LAS MEMBRANAS DE ÓSMOSIS.	153
7.7. ANEXO E: ESPECIFICACIONES TÉCNICAS DE LAS MEMBRANAS SUMERGIDAS.	155
7.8. ANEXO F: CÁLCULOS ENERGÉTICOS DEL TRATAMIENTO CONVENCIONAL.	157
7.9. ANEXO G: CÁLCULOS ENERGÉTICOS DEL TRATAMIENTO CON MEMBRANAS.	166
8. BIBLIOGRAFÍA.	176
<u>CAPÍTULO II: PLANOS.</u>	180
PLANO Nº 1-2: TRATAMIENTO DE AGUAS CONVENCIONAL.	
PLANO Nº 2-2: TRATAMIENTO DE AGUAS CONVENCIONAL.	
PLANO Nº 1-2: TRATAMIENTO DE AGUAS MEMBRANAS SUMERGIDAS.	
PLANO Nº 2-2: TRATAMIENTO DE AGUAS MEMBRANAS SUMERGIDAS.	

1. INTRODUCCIÓN.

1. INTRODUCCIÓN.

En la actualidad, se entiende por “agua regenerada” aquella agua residual que después de ser sometida a un proceso de tratamiento, su calidad es satisfactoria para un uso particular. Así, el agua regenerada no es otra que “agua residual tratada” o “efluente tratado”, que satisface los criterios para poder ser usada nuevamente.

En el ámbito hidráulico, la “reutilización de agua” es la aplicación del agua residual o regenerada en un uso beneficioso. Ahora bien, debido a la propiedad de las aguas, los expertos consideran que la reutilización se puede dar de manera directa o indirecta. La reutilización “directa”, “planificada” o “artificial”, requiere de la existencia de tuberías y otros medios de conducción para distribuir el agua regenerada que garantice el control de la propiedad del agua. Mientras que la reutilización “indirecta” o “natural” sucede cuando el vertido del efluente, con o sin tratamiento, es depositado en una masa de agua y ésta es extraída aguas abajo.

En los momentos actuales, la regeneración y reutilización de las aguas residuales cobran un papel de gran importancia, pues además de solucionar problemas de contaminación, permiten aumentar la disponibilidad del recurso sin necesidad de seguir explotando las fuentes convencionales para el suministro de agua, constituyendo una de las prácticas que mejor concuerdan con los preceptos de un desarrollo sostenible.

La integración de las tecnologías de regeneración y reutilización como parte del ciclo hidrológico permite el equilibrio de los ecosistemas y el suministro del recurso, aunque la reutilización del agua regenerada no es una tarea final, pues se deben cumplir técnicamente con varios requisitos: satisfacer la calidad del agua para el uso que se le intenta dar, no afectar los ambientes a los que llegue y no causar problemas de salud a los seres que están en contacto con la actividad a la que se le destine.

En la actualidad, ya son muchos los países en los que se realizan diferentes tipos de regeneración y reutilización de las aguas residuales, existiendo más de 20 países en el mundo en los que hay referencias sobre la práctica de la regeneración y reutilización de las aguas residuales.

En la tabla 1.1 se resumen los usos a los que destinan las aguas regeneradas en algunos de los países en los que se presentan los datos suficientes (Seguí, 2004).

País	Reutilización						
	Irrigación		Industrial (3)	Usos Urbanos		Ambiental	
	Agrícola (1)	Jardinería (2)		No potables (4)	Potables (5)	Recarga de Acuíferos (6)	Aguas superficiales (7)
Arabia Saudita							
Australia							
China							
EAU							
EE.UU.							
España							
Francia							
Inglaterra							
Israel							
Italia							
Japón							
Jordania							
Kazajstán							
México							
Namibia							
Sudáfrica							
Zimbabwe							

Categorías de la reutilización de las aguas residuales municipales: 1) Irrigación agrícola: Irrigación en cultivos, Viveros comerciales, 2) irrigación en jardinería: Parques, Jardines escolares, Jardines en calles y vías públicas, Campos de golf, Cementerios, Zonas verdes, Jardines residenciales, 3) Industrial: Enfriamiento, Calderas, Agua para el proceso industrial, Construcción, 4) Usos urbanos no potables: Protección contra incendios, Aire acondicionado, Agua para sanitarios, 5) Reutilización potable: Mezcla en el abastecimiento de agua, Conexión dirección a la conducción del suministro de agua, 6) Ambiental, Recarga de acuíferos: Recarga de acuíferos, intrusión salina, Control de hundimientos, 7) Ambiental, Aguas superficiales: Lagos y lagunas, Mejora de humedales, Aumento del caudal ecológico, Acuicultura, Nieve artificial.

TABLA 1.1: USOS DE LAS AGUAS REGENERADAS.

Con relación exclusivamente al volumen reutilizado de agua regenerada, en el ámbito internacional los países con mayor porcentaje (respecto a los países de la tabla anterior), son México, EE.UU. y Jordania con 31 % (1290 Mm³/año), 30 % (1264 Mm³/año) y 6 % (232 Mm³/año), respectivamente.

Queda de manifiesto que la regeneración y reutilización de las aguas residuales es relevante sobre todo en aquellas zonas donde la posibilidad de acceder a otras fuentes de suministro es cada vez más complicada.

En la literatura especializada en el campo de la regeneración y reutilización existen muy pocos trabajos (Seguí, 2004). En general, la mayoría de los estudios solamente enuncian y justifican técnicamente las ventajas e inconvenientes de la implantación de los Sistemas de Regeneración y Reutilización de las Agua Residuales (SRRAR).

Las metodologías para la planificación de los SRRAR son escasas y deberían contemplar el análisis de la planificación de proyectos en aspectos legales, técnicos, sociales, ambientales y económicos. De entre los anteriores, los aspectos técnicos y legales gozan de un desarrollo importante y de una metodología generalmente bien estructurada. Mientras que, los aspectos ambientales, sociales y económicos presentan un enorme retraso.

Establecer el coste y el precio de agua regenerada es importante en el diseño y explotación de un SRRAR. Si bien es cierto, que se puede tener una aproximación detallada del coste de un SRRAR, no sucede lo mismo con el precio del agua regenerada, ya que no existe un mercado del agua regenerada y, por tanto, el único valor de referencia es el precio del agua de las fuentes convencionales que, en general, no contempla las inversiones realizadas, ni todos los impactos que conlleva la regeneración y reutilización de las aguas residuales.

La práctica de regenerar y reutilizar aguas residuales conlleva una serie de impactos privados y externos, que no son valorados, como la afectación a terceros por la reutilización de aguas regeneradas, la reducción de la contaminación de las masas de agua, el aumento de la disponibilidad de agua, etc. Estos impactos en conjunto, pueden provocar que regenerar y reutilizar las aguas residuales sean una actividad rentable desde el punto de vista económico.

En el presente proyecto, se adoptará una propuesta metodológica para el análisis técnico-económico de los SRRAR (Seguí, 2004), identificando y discutiendo los impactos fundamentales de la regeneración y reutilización del efluente de la EDAR de una refinería.

Las aguas residuales pueden tener muchos usos, todo depende de la calidad inicial y del tipo de tratamiento. También se puede contemplar el consumo humano o para el ganado. Sin embargo, los usos que despiertan más interés son los industriales, pues en muchos casos no se necesitan aguas de gran calidad y en otros permite circuitos cerrados del agua que evitan los riesgos de contaminación por vertidos.

La regeneración y reutilización de las aguas en la industria está empezando a ser una de las aplicaciones más en crecimiento, donde la motivación para la reutilización es incluso más importante, debido al coste del tratamiento del agua residual producida, además del coste que genera la compra y tratamiento del agua de proceso.

De esta forma, en la industria hay siempre una posibilidad de reciclar agua porque hay muchas áreas dentro de la planta donde el agua puede reutilizarse (torres de refrigeración, equipos de lavado, agua de alimentación a calderas, etc.), y eso requiere diferentes niveles en la calidad del tratamiento.

La generación de vertidos puede reducirse significativamente mediante la mejora de la eficacia de los equipos de proceso, instalando nuevos equipos o modificando los existentes. Dicha mejora de la eficacia supone la reducción de los productos desechables, y por tanto la disminución de los materiales a reutilizar o reciclar. Asimismo, en el caso de que se instalen nuevas tecnologías "limpias", estas disminuirán o eliminarán los procesos de generación de vertidos o residuos.

No obstante, la modificación de equipos de proceso suele ser una solución costosa, no solo por las inversiones de capital que supone sino porque conlleva la modificación de las operaciones de proceso con la necesaria puesta a punto de las líneas de producción y aprendizaje del personal.

Por otra parte, en la evaluación económico-financiera de las soluciones basadas en las modificaciones de los equipos de proceso o aplicación de nuevas tecnologías, hay que considerar la disminución o eliminación de los costes de gestión, reutilización-reciclado y tratamiento de residuos y vertidos.

Por tecnología limpia se entiende el método de fabricación de productos en el que las materias primas y energía son utilizadas en la forma más racional e integrada en el ciclo (recursos naturales, materias primas, producción, producto terminado, consumo, recursos, materiales secundarios) de manera que los efectos medioambientales sean mínimos.

Por tanto, el concepto "Tecnología limpia" añade a la modificación del proceso productivo la totalidad de las prácticas de minimización de vertidos y residuos y de reducción en el consumo de energía, bajo una concepción integral del problema en la que se plantea el control de los procesos contaminantes en origen.

Actualmente, a la hora de realizar una instalación industrial hay que regirse por la Directiva 96/61/CE IPPC, traspuesta al ordenamiento jurídico español en la Ley 16/2001, la cual indica que para la realización de una instalación industrial hay que usar las mejores técnicas disponibles. En dicha Directiva, el término de mejores técnicas disponibles viene definido de la siguiente manera: " la fase más eficaz y avanzada de desarrollo de las actividades y de sus modalidades de explotación, que demuestren la capacidad práctica de determinadas técnicas para constituir, en principio, la base de los valores límite de emisión destinados a evitar o, cuando ello no sea practicable, reducir en general las emisiones y el impacto en el conjunto del medio ambiente".

Dicho de otra forma, las Mejores Técnicas Disponibles (MTD) para cada proceso productivo son aquellas técnicamente relevantes por su eficacia, comercialmente disponibles y que se puedan encontrar tanto en instalaciones existentes como futuras, caracterizadas por:

- Generar pocos residuos.
- Usar sustancias menos peligrosas.
- Fomentar la recuperación.
- Reducir el uso de materias primas.
- Aumentar la eficacia del consumo de energía.
- Prevenir o reducir al mínimo al impacto global de las emisiones y los riesgos para el medio ambiente.
- Disminuir el riesgo de accidentes o reducir sus consecuencias para el medio ambiente.

Por tanto para la adopción de las mejores técnicas disponibles es fundamental tener en cuenta además, y como eje básico de las mejoras de las tecnologías aplicables, una correcta operación de las instalaciones y un continuo y adecuado mantenimiento de las mismas.

En este proyecto, se ha buscado poner al día el uso de las mejores técnicas disponibles en la regeneración y reutilización de las aguas industriales usando la técnica novedosa de las membranas sumergidas.

Estas membranas comparadas con la filtración granular convencional, es más eficiente en el tamaño de la planta, y en la eliminación de bacterias y virus. Las membranas sumergidas presentan el inconveniente principal de ser más caras, aunque en los últimos años son cada vez más baratas de producir , y con ello ser más aceptadas.

El crecimiento en la utilización de las membranas sumergidas ha surgido no sólo por las mejoras tecnológicas que aporta, sino por las mejoras económicas en proyectos vistos de forma global.

2. OBJETO DEL PROYECTO.

2. OBJETO DEL PROYECTO.

El objetivo principal de este Proyecto es aplicar un análisis técnico-económico a un SRRAR para la EDAR de una Refinería mediante una evaluación desde una perspectiva multidisciplinaria e interdisciplinaria que tiene en cuenta la maximización de los beneficios del SRRAR.

La metodología se fundamenta en la aplicación de técnicas para la evaluación de proyectos, adaptadas particularmente a los SRRAR. La metodología usada pretende ser una herramienta para los responsables de la decisión en el sector hidráulico, soportada tecnológica y económicamente, que permita decidir sobre las políticas necesarias en la implantación y/o el buen funcionamiento de los SRRAR.

Como base de evaluación económica del proyecto se ha tomado la técnica del Valor Actual Neto (VAN), adoptando una propuesta metodológica en la que se identifican los impactos del proyecto, se agregan los costes e ingresos del mismo, y se tienen en cuenta los otros factores económicos relacionados con los beneficios de las externalidades, los beneficios privados y los costes de oportunidad del SRRAR (Seguí, 2004).

La propuesta metodológica esta conformada por siete etapas que deberán realizarse para su aplicación, las cuales son: 1) Definición de objetivos, 2) Definición del ámbito de estudio, 3) Los impactos del proyecto, 4) Identificación de los agentes implicados, 5) Estudio de las necesidades y posibilidades financieras, 6) Agregación de costes e ingresos y 7) Análisis de sensibilidad.

Una de las aportaciones más importantes de esta metodología radica en la Identificación de los impactos del proyecto, pues en este punto se describen a detalle los impactos, tanto positivos como negativos, relacionados con los SRRAR. Otra contribución importante es la concerniente a la agregación de los costes y los ingresos, pues en este punto se establece que la maximización de los beneficios estará dada por la sumatoria de los beneficios privados y los beneficios de las externalidades.

Esto permite visualizar por separado dos situaciones: 1) que el SRRAR sea viable económica y financieramente para su funcionamiento, lo cual esta definido por la determinación del beneficio privado (situación que normalmente interesa a los empresarios); y 2) que el SRRAR sea viable económica, financiera y ambientalmente (lo cual interesa a los economistas y la sociedad).

De todo lo anterior, los SRRAR no deben ser considerados una carga económica, al contrario, estos sistemas son generadores de riqueza. Las ventajas que se obtienen por la implantación de estos sistemas, al ser expresadas en un valor económico, superan con creces los costes que conllevan su implantación y explotación.

El problema que se debe vencer es la búsqueda de los mecanismos para la internalización de esas ventajas. De esta manera el sistema recogerá estas mejoras, para posteriormente reflejarlas en el precio del agua regenerada, que a su vez da una idea de la rentabilidad del proyecto.

Esta metodología se ha aplicado a dos alternativas para la regeneración de los efluentes de la EDAR de la Refinería. La primera alternativa esta basada en la metodología clásica de los tratamientos terciarios de las aguas industriales (tratamiento convencional), mientras la segunda, se ha realizado usando las mejores técnicas disponibles existentes actualmente para el tratamiento de aguas (tratamiento de membranas sumergidas).

La alternativa de membranas sumergidas, es interesante por cumplir uno de los objetivos principales impuestos por la Directiva IPPC (mejores técnicas disponibles), y disminuir significativamente la carga contaminante del vertido, respetando más el medio ambiente.

Con ello, otro objetivo de este proyecto es hacer ver la tendencia futura a la cual se encaminaran los tratamientos de regeneración y recirculación de agua. Para ello, se ha analizado una segunda alternativa con membranas sumergidas, siendo en la actualidad un tratamiento económicamente menos rentable que cualquier otro, pero que presentará mejoras globales, en un futuro como consecuencia de unas reducciones drásticas de inversión para su implantación.

3.NECESIDAD DE ACTUACIÓN.

3. NECESIDAD DE ACTUACIÓN.

3.1. DESCRIPCIÓN DEL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES EXISTENTE EN LA REFINERÍA.

El objetivo de este apartado es explicar brevemente el Tratamiento de Aguas existente en la Refinería, para así tener una idea más clara de las alternativas expuestas para el Tratamiento Terciario de las Aguas.

El Tratamiento de aguas existente es capaz de tratar actualmente 550 m³/h. La eficiencia del Tratamiento Físico-Químico y Biológico, depende fundamentalmente de las etapas intermedias en que se descompone cada uno de los dos Tratamientos, que a su vez están influidos por la carga y la calidad de vertido requerida.

A continuación se describe cada una de las etapas existentes:

- Distribución de las corrientes a tratar.
- Primera separación física de aceites
- Segunda separación física de aceites.
- Tratamiento Físico-Químico.
- Tratamiento Biológico.
- Tratamiento de Oxidación final.
- Vertido de corrientes al Emisario.

En la Figura 3.1 se observa el Tratamiento Secundario existente actualmente en la Refinería:

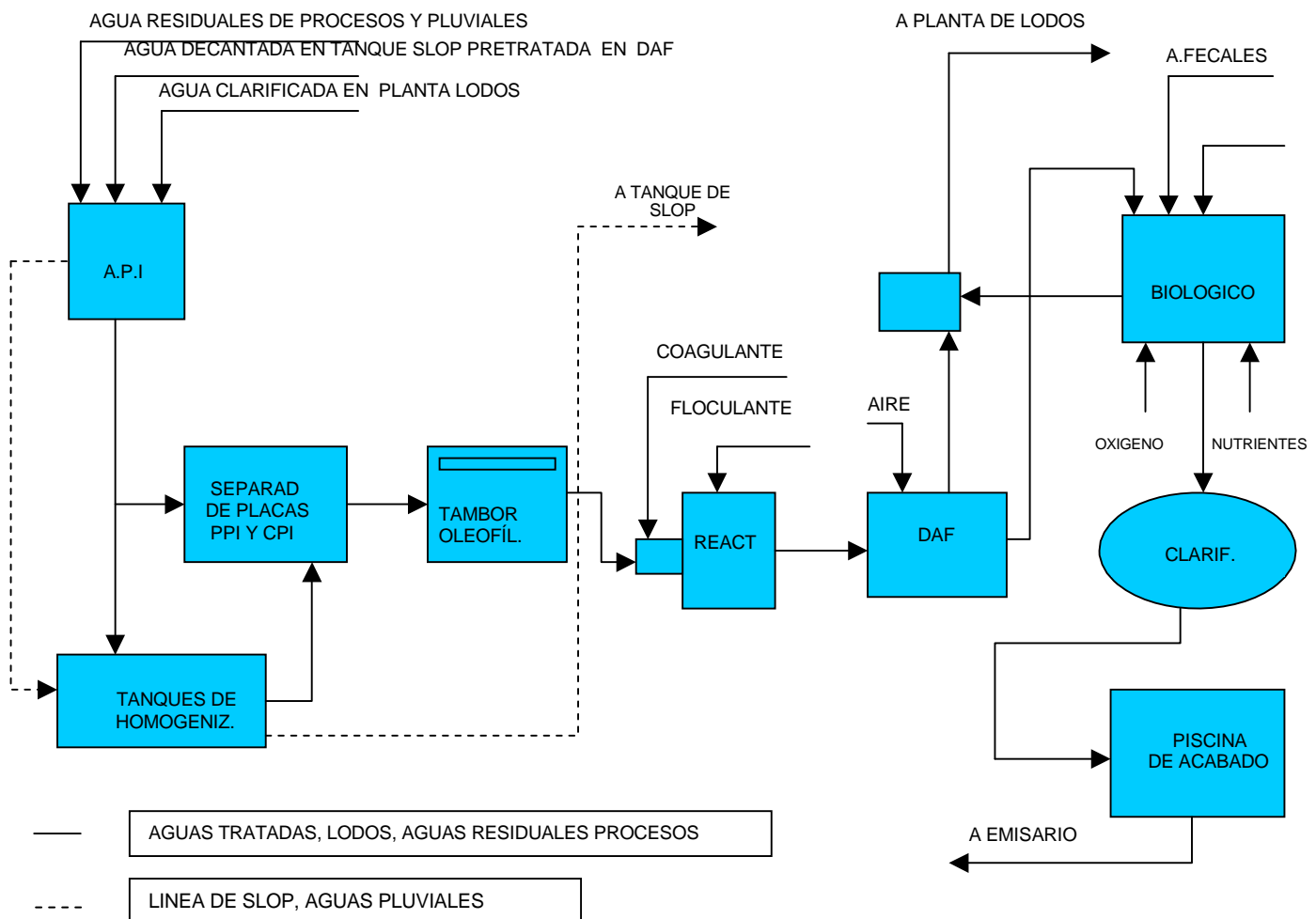


FIGURA 3.1: TRATAMIENTO DE AGUAS EXISTENTE.

A) Distribución de las corrientes a tratar.

Las distintas corrientes, ya sean procedentes de los procesos de Refinería o de los Deslastres y Pluviales, pasan a un colector que permite bien su paso a dos Separadores de Aceites (API) o bien desvían la corriente del colector a la salida de los mismos. En la tabla 3.1 se muestran las corrientes a depurar, puntos de entrada de cada una de ellas en el tratamiento y el caudal que introduce cada una de ellas.

	PUNTOS DE ENTRADA AL TRATAMIENTO					CAUDAL m ³ /h
	CARGA A API	BYPASS API	BOMBAS DE CARGA	TRAT. BIOLOGICO	PISCINA LLUVIA	
PROCESOS DE REFINERÍA						100
PROCESOS DE FCC-C3						50
PLUVIALES ZONA DE PROCESO						25
DESALADO DE CRUDO I						80
DESALADO DE CRUDO II						
EMPRESA ASOCIADA						25
EMPRESA ASOCIADA						50
PISCINA DE AROMÁTICOS						-
PETROQUÍMICA						40
CLARIFICADO DE SLOP						0-30
SÉPTICAS Y SERV. SOCIAL						2
TALLERES						2
DESCARGA DE Tto. DE SOSA						-
ALQUILACIÓN						-
COGENERACIÓN						-
CLARIFICACIÓN DEL ESPESADOR						10
PISCINA DE LLUVIAS						10-20
PURGA DE CALDERAS						8
PURGA DE ANTORCHAS						2
PURGA DE TANQUES DE MOVIMIENTO						0-10

TABLA 3.1: PUNTOS DE ENTRADA DE LAS DISTINTAS CORRIENTES.

B) Primera separación física de aceites.

Las corrientes que salen del colector entrar en dos Separadores de Aceite (API), los cuales funcionan en paralelo y cuya misión es la recogida del aceite por la superficie. El agua es impulsada mediante bombas a los tanques de homogeneización. En esta etapa también se puede retener alguna corriente que posea algún contaminante determinado.

C) Segunda separación física de aceites.

En esta etapa se llegan a eliminar hasta tamaños de gota de 60 µm. Para ello, existen tres equipos colocados en serie:

- Separadores PPI, separadores de placas paralelas (nueve en total).
- Separadores CPI, separadores de placas corrugadas, los cuales son más eficientes que los anteriores. Hay dos unidades en paralelo con seis paquetes cada uno.
- Tambor oleofílico, instalado en una balsa, este permite recoger la capa superficial de aceite.

D) Tratamiento Físico-Químico.

El aceite que no se ha podido separar en las etapas anteriores se somete a un tratamiento químico en esta etapa para la formación de flóculos. Estos flóculos se separan del agua mediante una inyección de aire (DAF). En esta etapa se consigue la coagulación añadiendo sulfato férrico, que además consigue eliminar la mayor parte de los sulfuros presentes en el agua.

E) Tratamiento Biológico.

En este punto se busca fundamentalmente eliminar la materia orgánica disuelta presente en el efluente. Para ello existe un reactor biológico con aireación prolongada. En este paso los lodos con la materia orgánica se decantan y el agua clarificada se bombea al siguiente paso.

F) Tratamiento de Oxidación final.

Aquí se eliminan los posibles restos que pudiesen existir de materia orgánica y se reduce la DQO, mediante aireación en una balsa de gran tamaño con un tiempo de residencia de un día.

G) Vertido de corrientes al Emisario.

Los efluentes finales del tratamiento van al mar por medio de un emisario submarino. La cantidad que actualmente se vierte por el emisario es la que se pretende disminuir en gran medida con la implantación de un tratamiento terciario.

3.2. SITUACIÓN ACTUAL. REQUERIMIENTOS PARA EL AGUA DE VERTIDO.

En la situación actual, toda el agua que es tratada en la EDAR de la Refinería es enviada al mar por el emisario submarino. En la Tabla 3.2 se puede ver los valores medios tomados en los tres primeros meses del 2005 a la salida del tratamiento secundario, calculados a partir de datos reales (Anexo A).

Estos datos, se consideran los valores medios para el diseño del tratamiento terciario que constituye el SRRAR y analizar técnica y económicamente en este proyecto.

CAUDAL (m³ / h)	T.O.C. (mg/L)	S.S. (mg/L)	N- amoniacal (mg/L)	Sulfuros (mg/L)	Fenoles (mg/L)	pH
400,66	23,33	59,87	13,14	1,00	0,88	7,23

TABLA 3.2 : VALORES MEDIOS DE ENTRADA AL TRATAMIENTO.

Con la implantación de este tratamiento terciario se pretende disminuir el consumo de agua de aporte mediante la regeneración y reutilización del agua residual. Este tratamiento va a estar basado fundamentalmente en la implantación de un tratamiento mediante Ósmosis Inversa con distintos pretratamientos.

El objetivo que se persigue es disminuir el consumo actual que tiene la Refinería de 600 m³/h a 300 m³/h, con lo que las necesidades de agua de aporte quedarían reducidas en un 50 %. Las distintas opciones posibles radican en el pretratamiento que va a tener esta agua antes de entrar en los racks de membranas de Ósmosis Inversa.

La calidad del agua requerida en los distintos puntos de la Refinería medida en términos de conductividad, se puede ver en la Tabla 3.3, y con ello se puede conocer los distintos puntos de reutilización:

ÁREA	CALIDAD REQUERIDA (CONDUCTIVIDAD $\mu\text{S/cm}$)
Potables / Calderas / Subproductos	250 normal 350 (máx)
Mangueras / Refinería	Sin Limitación
Torres Refrigeración / Alquiler	500 normal 900 (máx)
Torres Refrigeración de Empresas Asociadas	500 normal 900 (máx)

TABLA 3.3: CALIDAD DEL AGUA REQUERIDA EN LOS DISTINTOS PUNTOS.

Debido a que la calidad del agua bruta procedente de la Confederación depende de factores asociados a posibles periodos de sequía, esto obliga a estudiar dos posibles escenarios de actuación:

- Situación de funcionamiento Normal: La conductividad del agua se encuentra entre 250 $\mu\text{S/cm}$ a 350 $\mu\text{S/cm}$ y es apta para ser usada en todo el Complejo Industrial.
- Situación de funcionamiento de Emergencia: La conductividad del agua disminuye hasta unos valores de 700 $\mu\text{S/cm}$. en los meses estivales o en temporadas de sequía.

3.3. ALTERNATIVAS SELECCIONADAS DE REGENERACIÓN Y REUTILIZACIÓN.

3.3.1. ESTUDIO DE LAS ALTERNATIVAS.

Se contemplan varias posibilidades para el tratamiento terciario. La primera alternativa se encuentra a la hora de realizar el Tratamiento usando Ósmosis Inversa o Electrodiálisis Reversible. La diferencia que existe entre ambas es el coste de inversión (en torno a 1,5 M€ más caro el proceso de Electrodiálisis Reversible), hace que la opción tomada sea realizar el tratamiento mediante Ósmosis Inversa. Otra ventaja radica en que la Ósmosis Inversa requiere un coste de mantenimiento menor que la Electrodiálisis.

Tanto para la Ósmosis Inversa como para la Electrodiálisis, resulta imprescindible un pretratamiento previo, ya que requieren una alta calidad del agua de entrada para permitir el correcto funcionamiento de las membranas. En este proyecto se van a estudiar dos posibilidades:

- Una primera posibilidad (Figura 3.2) radica en realizar como pretratamiento a la Ósmosis las siguientes etapas: una descarbonatación-clarificación y dos etapas de filtración.
- La segunda posibilidad (Figura 3.3) radica en la implantación de un sistema más novedoso. Este pretratamiento consiste en colocar primero una filtración y a continuación una ultrafiltración con membranas sumergidas.

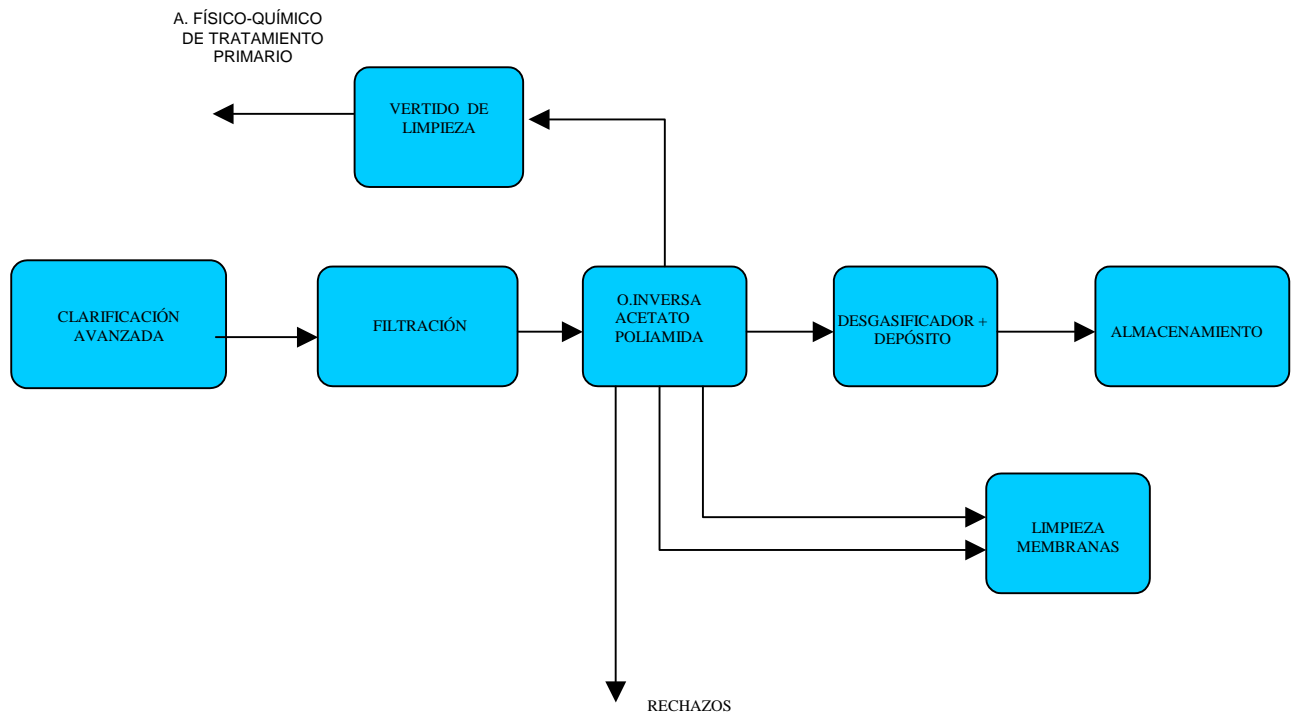


FIGURA 3.2: ESQUEMA DEL TRATAMIENTO CONVENCIONAL.

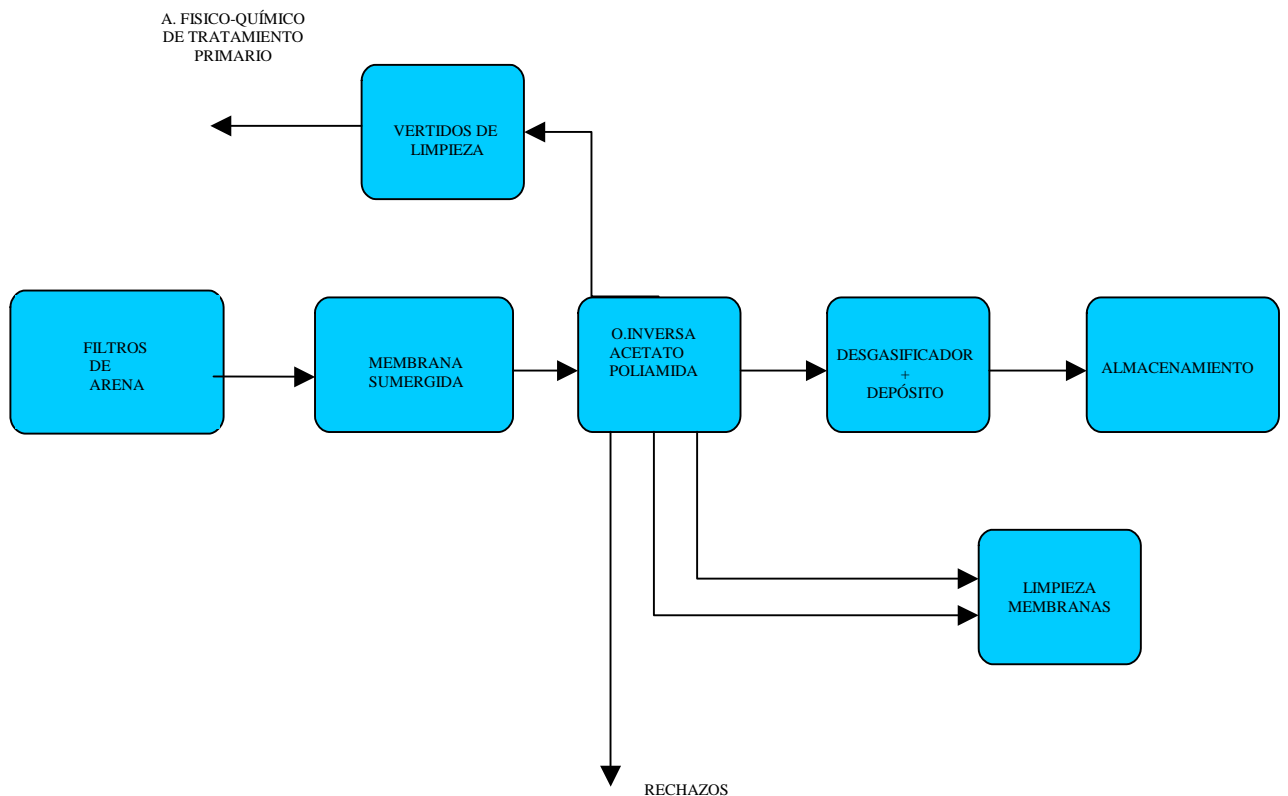


FIGURA 3.3: ESQUEMA DEL TRATAMIENTO MEMBRANAS SUMERGIDAS.

Aunque de antemano se sabe que realizar la primera posibilidad es más barata que la segunda se ha realizado un estudio económico de ambas. Esto es debido a que la tecnología de las membranas sumergidas es muy novedosa y se prevé un desarrollo amplio en los próximos años.

Hay que decir que el empleo de una ultrafiltración como pretratamiento, en vez de una microfiltración (primera alternativa), lleva consigo una mayor calidad del agua a la salida de ambos pretratamientos.

Esto acarrea que el agua destinada a Otros Servicios con la segunda opción, al ser de mejor calidad, provocará una mejor conservación de los equipos de la Refinería en los que esta sea usada.

Con ello, la reposición de membranas en la Ósmosis Inversa usando membranas sumergidas será menor, ya que se consigue aumentar la vida media de las mismas.

Otro aspecto positivo de la segunda opción radica en futuras ampliaciones, ya que en los tanques donde se encuentran las membranas sumergidas se pueden diseñar para dejar un espacio necesario para colocar más módulos y poder tratar más agua. Por tanto, una ampliación de este tratamiento sería más económica que ampliar la primera opción.

Además, desde el punto de vista del marketing empresarial, esta segunda opción es mejor, debido a que es la tecnología más innovadora (objetivo de la IPPC) que existe en el mercado actual, y mejorando la imagen medioambiental de la empresa en la sociedad.

3.3.2. SITUACIÓN DE FUNCIONAMIENTO NORMAL.

Para la descripción del proceso se diferencia entre dos posibles situaciones en las cuales se puede encontrar la planta.

Durante la vida útil de la planta, la situación normal de funcionamiento será la predominante, por ello este proyecto se basa en ella a la hora de realizar los cálculos técnicos y económicos. En la situación de funcionamiento normal el Agua de la Confederación que llega a la Refinería se caracteriza por tener una calidad aceptable. El reparto de este agua Bruta en la Refinería es el siguiente:

1. Potables, Calderas, Plantas de Subproductos: Estos tres puntos se alimentan solamente con Agua Bruta procedente de la Confederación, en esta situación su consumo es de 300 m³/h.
2. Mangueras, Refinería, FCC/C3: Esta zona recibe una mezcla de las aguas residuales pretratadas y agua osmotizada.
3. Torres de refrigeración de FCC, Alquileración: Las torres de refrigeración sólo toman aguas que han sido osmotizadas con una conductividad inferior a 750 µS/cm.
4. Torres de refrigeración de Empresas Asociadas: Al igual que en las torres de refrigeración de FCC, estas torres van a tomar aguas osmotizadas con una conductividad inferior a 750 µS/cm.

En esta situación de funcionamiento normal, las membranas de Ósmosis Inversa aconsejables por los fabricantes son las de acetato de celulosa, ya que aunque tienen un menor poder de retención de sales que las membranas de poliamida, su ensuciamiento es menor y esto implica unos menores costes.

Con las membranas de acetato de celulosa se consigue la principal limitación del agua que radica en la conductividad que debe tener el agua de aporte a las torres de refrigeración, llegando a valores en torno a 400 µS/cm, como se refleja en la Figura 3.4:

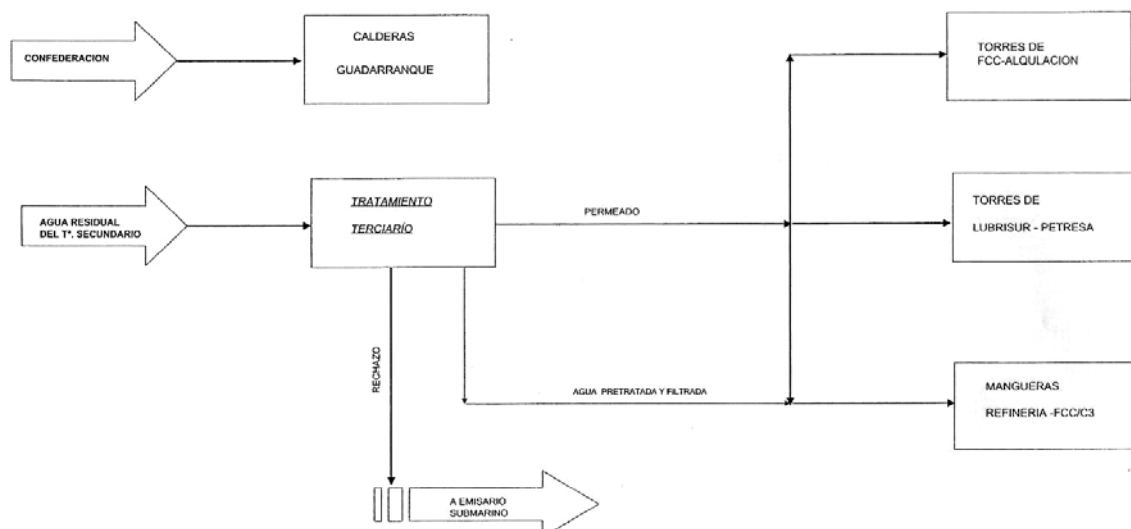


FIGURA 3.4: SITUACIÓN DE FUNCIONAMIENTO NORMAL.

3.3.3. SITUACIÓN DE FUNCIONAMIENTO DE EMERGENCIA.

Esta situación de funcionamiento será muy rara que exista, ya que el agua de Confederación sólo pierde sus características en épocas de sequía muy continuada. A modo de ejemplo decir que en los últimos diez años, sólo durante tres meses ha existido esta situación y por ello haría inviable todo el cambio que habría que realizar de membranas.

Por ello, sólo se comenta esta situación para exponer su posibilidad y saber qué cambios habría que realizar, pero no se tendrá en cuenta a la hora de realizar el estudio técnico y económico, teniendo en cuenta que el uso de membranas de poliamida lleva consigo el poder conseguir un permeado con una conductividad inferior a 150 $\mu\text{S}/\text{cm}$, siendo, por tanto, el tipo de membranas que habría que usar.

Cuando esta situación se produce el agua procedente de Confederación llega con unas características de conductividad que supera 700 $\mu\text{S}/\text{cm}$. En esta situación, el agua de aporte necesaria en Calderas y Plantas de Subproductos, que en la situación normal se tomaba directamente de Confederación, se tomaría con agua osmotizada usando membranas de poliamida, ya que la conductividad necesaria esta en torno a 300 $\mu\text{S}/\text{cm}$, y estas tienen un mayor poder de retención. El reparto del agua en esta situación sería en siguiente:

1. Potables, Calderas, Plantas de Subproductos: El agua potable se alimentaría con agua de Confederación, mientras que Calderas y Plantas de Subproductos tomarían ahora el agua como se ha comentado antes de la Ósmosis, teniendo así unas características adecuadas del agua.
2. Mangueras, Refinería, FCC/C3: Estas zonas recibirían agua que solamente haya sido pretratada y filtrada, ya que estas zonas son las requieren menor exigencia de calidad.
3. Torres de refrigeración de FCC, Alquiler: Las torres de refrigeración tomarían solamente aguas procedentes de la Confederación con valores inferiores a 750 $\mu\text{S}/\text{cm}$.
4. Torres de refrigeración de Empresas Asociadas: Al igual que en las torres de refrigeración de FCC, estas torres de refrigeración tomarían agua bruta procedente de la Confederación con valores inferiores a 750 $\mu\text{S}/\text{cm}$.

4. DESCRIPCIÓN TÉCNICA DE LAS ALTERNATIVAS.

4. DESCRIPCIÓN TÉCNICA DE LAS ALTERNATIVAS.

Se presenta en este apartado la descripción técnica de las alternativas seleccionadas, habiéndose optado por razones de claridad del documento por presentar los cálculos de diseño (memoria de diseño) de los distintos equipos en el anexo B y los planos de las alternativas seleccionadas en el capítulo correspondiente a planos.

4.1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO CONVENCIONAL.

Las etapas que son necesarias en este proceso son las siguientes (planos nº 1-2 y 2-2):

- Clarificación, Decantación, Descarbonatación.
- Dosificación química.
- Filtros de arena.
- Filtros de cartucho.
- Ósmosis inversa.
- Equipo de limpieza y “flushing”.
- Almacenamiento de agua osmotizada.

El diseño que se ha realizado en este caso está pensado para abastecer a las distintas plantas de la Refinería en la situación normal de funcionamiento.

El caudal que se va a tratar es de 400 m³/h, pudiendo tratar un caudal de punta de 460 m³/h. Este caudal de entrada se divide en dos ramas: la primera que está entre 120 m³/h y 180 m³/h que se destina como agua a Otros Servicios, y una segunda rama de 280 m³/h que se destina a agua de alimentación a la planta de Ósmosis Inversa.

La planta de Ósmosis Inversa a su vez estará dividida en dos ramas de salida de 90 m³/h, llegándose a una producción final de 180 m³/h de permeado y 100 m³/h de rechazo.

Con todo ello se aprecia claramente que se disminuye el caudal que se vierte por el emisario submarino, y por consiguiente también se reduce la cantidad de Agua Bruta que es necesario tomar de la Confederación, siendo en caso normal de funcionamiento de 300 m³/h.

Mediante la primera etapa (Clarificación, Decantación, Descarbonatación) se busca eliminar la materia orgánica por precipitación y arrastre, provocando además la precipitación de sales cálcicas mediante este proceso de clarificación avanzada.

Durante esta primera etapa también se introducen unos aditivos en el proceso:

1. Coagulante primario (Sulfato Férrico).
2. Polielectrolito aniónico con función de coagulante.
3. Lechada de cal.
4. Hipoclorito sódico.

Estas dosificaciones se realizaran de forma automática y proporcionales al caudal de agua residual que entra en cada momento.

Mediante la primera etapa se consigue reducir la concentración de Sólidos en Suspensión en torno a un 30-60 % y de DBO en torno a 30-40 %. Una parte de los fangos obtenidos en esta etapa son recirculados para ayudar a la coagulación, mientras que el resto de los fangos se envían a la planta de secado de fangos ya existente en la Refinería, ya que su contenido de sólidos hace aceptable la deshidratación de los mismos.

Para la eliminación de los Sólidos en Suspensión y disminución de la DBO, es muy efectiva la coadición del sulfato férrico y del polielectrolito aniónico, ya que se provoca la formación de grupos con carga iónica positiva que aglutinan toda la materia en suspensión en forma de coloides.

El agua procedente del Tratamiento Secundario, es suministrada al proceso de clarificación avanzada, mediante unas bombas verticales. El diseño del mismo se hace para tratar un caudal de 400 m³/h, con puntas de 460 m³/h.

La admisión del caudal se hace mediante una válvula de control de nivel. En la arqueta de interconexión entre el tratamiento secundario y terciario existen dos transmisores, uno de alto y otro de bajo nivel que mandan la información a las bombas.

El controlador regula la dosificación de los reactivos de una forma proporcional al flujo medio. Las dosis de los reactivos están medidas en ppm. Como la dosificación de estos reactivos se realiza mediante bombas dosificadoras, esto hace necesario la colocación de un medidor de caudal en la entrada de la clarificación avanzada.

El medidor de caudal, manda la información a las bombas dosificadoras, las cuales regulan la cantidad suministrada al efluente variando la velocidad de las mismas.

4.1.1. CLARIFICACIÓN AVANZADA.

En esta etapa se realizan las funciones mediante tres balsas diferentes: una balsa de coagulación, una balsa de floculación y una balsa final de decantación. Al conjunto de las tres balsas se le da el nombre de clarificación avanzada.

El agua entra en el proceso de clarificación avanzada procedente del tratamiento secundario. El agua residual entra a la primera balsa, la de coagulación, dosificándose la lechada de cal junto con el coagulante primario.

Las dosis son las siguientes:

- Para la lechada de cal se introducen 600 ppm (240-285 kg/h) con un caudal de 4m³/h.
- Para el coagulante primario (sulfato férrico) se introducen 130 ppm (55-62 kg/h) con un caudal de 35 l/h.

Aparte de estas dos entradas en la balsa de coagulación, se introduce un caudal de 14 m³/h procedentes del tanque donde queda almacenada el agua recuperada del lavado de los filtros de arena.

En la balsa de coagulación se coloca un agitador con la misión de facilitar la dispersión y ayudar a la reacción de los aditivos que se introducen en la balsa.

La lechada de cal se prepara en un recipiente partiendo de cal comercial sólida, la cual se encuentra almacenada en un silo. Esta lechada se prepara de forma discontinua usando un tornillo dosificador, junto con unas válvulas de corte para poder establecer la limpieza inmediata en la línea de aspiración que quede en reserva, para que de esta forma la cal no se endurezca dentro de las tuberías.

La dosificación de esta lechada dependerá de la calidad del agua en cada momento y por el límite del Pretratamiento, eligiendo un proceso de ablandamiento-descarbonatación en frío, o bien, seleccionando sólo una decantación-clarificación, que supone el no tener que emplear la lechada de cal en este caso.

El sulfato férrico se encuentra almacenado en un tanque, el cual es repuesto mediante el uso de una bomba que aspira el producto de un camión-cisterna. De este tanque se tomará el sulfato férrico para tres zonas mediante el uso de bombas distintas: la primera es propiamente la balsa de coagulación, la segunda para la balsa de decantación, mientras que la tercera se inyecta en la tubería de entrada de la filtración secundaria.

De esta balsa de coagulación se pasa el agua a una segunda balsa, llamada de floculación, donde el flujo es por gravedad y se introduce por la parte inferior.

En esta balsa se inyecta polielectrolito, que hace que la floculación sea más rápida favorecida por la alta concentración de fangos y por el movimiento del agitador existente en dicha balsa. Este agitador lo que favorece es el movimiento ascensional de las aguas residuales que son introducidas por la parte inferior de la balsa.

En esta balsa no sólo entran las aguas procedentes de la primera balsa, sino que también se introduce entre 16-20 m³/h de aguas con lodos, los cuales proceden de la recirculación de los lodos existente entre la balsa de floculación y la balsa que va a continuación (balsa de decantación). Con ello se recircula en torno a un 4 % de la carga que circula por las balsas.

Estos fangos recirculados facilitan la nucleación de los flóculos en el proceso de coagulación-floculación. La dosis de polielectrolito es de 6 ppm (2,5-3,8 kg/h) como producto puro, lo que implica un caudal de dosificación de 170 a 200 l/h de solución madurada impulsada por bombas.

El polielectrolito puro en estado líquido está almacenado en un recipiente con agitador, el cual se bombea mediante una bomba al tanque de preparación con agitación con un caudal de 3,8 l/h. En la preparación de la misma se emplea agua de planta consiguiendo una solución madurada de polielectrolito al 0,5 % (5000 ppm), pero debido a las propiedades de este producto, ya que se tratan de poliamidas reticulares o ramificadas, es necesario emplear agua de dilución para aumentar la efectividad del polielectrolito.

Esto se controla mediante una válvula y un rotámetro. Se necesita un caudal de 2,5 m³/h de agua de dilución para alcanzar una solución de aplicación del polielectrolito del 0,05 %.

El polielectrolito se une con los coloides dándoles el suficiente peso para que en la balsa posterior de decantación precipiten por su incremento de peso.

De aquí el agua clarificada pasa a la siguiente balsa (balsa de decantación) entrando por la parte inferior. En ella existe en la parte inferior un manto de lodos, que sirve de filtro y retiene los flóculos que sedimentan a gran velocidad y se espesan por medio de las rasquetas que hay en el fondo.

En la balsa de decantación todos los flóculos, tras un tiempo, se vuelven espesos y forman lo que se llaman lodos o fangos. Debido a estos lodos es necesaria la existencia de la rasqueta de fondo. El manto de lodos es extraído de forma discontinua, para que estos no salgan junto con el agua clarificada.

Por tanto en esta balsa existen dos caminos para los lodos: uno que es la recirculación a la balsa de floculación, y otro que es la purga de estos para su posterior Tratamiento de Secado. El caudal de purga considerado es del 3 % sobre el caudal de carga a la entrada de la balsa de coagulación, pero se considera para efectos de cálculos un valor de 6,5 m³/h como media horaria.

A la balsa de precipitación se le inyecta una pequeña cantidad de sulfato férrico para neutralizar el posible exceso de carga negativa que pudiera contener el agua clarificada, debido al polielectrolito aniónico que no haya actuado en el proceso de floculación.

También se le añade hipoclorito sódico para la formación “a-posteriori” de las cloraminas como agente biocida. La dosis de hipoclorito necesaria es de 15 ppm (7 kg/h de producto puro), que se introducen en la balsa procedente de un tanque con un caudal de 60 l/h de dilución comercial de hipoclorito sódico al 15 %.

El hipoclorito sódico comercial esta almacenado en un tanque, el cual se repone con bombas de carga que aspiran de camiones-cisterna.

De la balsa de decantación, por rebose y teniendo un flujo por gravedad, sale el agua clarificada a un tanque donde es almacenada.

4 1.2. FILTROS DE ARENA.

Del tanque donde se encuentra almacenada el agua clarificada aspiran dos bombas (existiendo otra más en reserva), que impulsan un caudal de 412-472 m³/h. Los materiales usados son plásticos e inoxidable, para evitar el contacto del agua con tanques de acero, que podrían provocar la oxidación del agua y más tarde el envenenamiento de la membrana.

El agua llega a la primera etapa de filtración a presión, cuya misión es retener sólidos en suspensión y parte de la DBO y DQO asociada a los mismos. Para ello se instalan tres filtros cerrados verticales, de forma que funcionando dos de ellos puedan absorber las puntas que pudieran producirse. En el momento que uno de los filtros se limpie, entra en funcionamiento el otro filtro que se encontraba en estado de reserva.

Los datos de diseño son los siguientes:

- Caudal: 412-472 m³/h.
- Número de filtros: 3.
- Presión de diseño: 5 kg/cm².

En cada filtro se coloca un transmisor de presión diferencial que indica cuando el filtro se encuentra sucio y debe ser limpiado de forma automática. Estos filtros serán lavados de forma cíclica. A la entrada y a la salida de cada filtro existe un manómetro. A la salida de cada filtro se coloca una válvula de corte, la misión de ésta es aislar la salida de cada filtro hacia la línea común. Estas válvulas, por la misma razón que antes, van colocadas a la entrada de cada filtro.

La operación de lavado dura en torno a 30 minutos, con una rutina de lavado de un lavado cada 24 horas. El agua de lavado se recupera en un tanque, el cual una vez terminada la operación de lavado retorna a la entrada del Tratamiento (balsa de coagulación).

Las tubuladuras de entrada / salida que tiene cada filtro también serán usadas para la limpieza a contracorriente de los filtros. También cuentan con una línea de drenaje, más una línea de entrada inferior de aire junto con una línea superior de salida de aire de lavado y donde se encuentra situada la válvula de seguridad de cada filtro.

Hay que tener en cuenta que la unidad de Ósmosis esta diseñada para tener un caudal de aporte de 280 m³/h, por lo que hay que desviar una parte imparable del caudal que sale de la filtración primaria a la balsa de almacenamiento (llamada agua de Otros Servicios). Este agua de Otros Servicios (120-180 m³/h) será usada como agua de aporte a toda la industria, menos a una parte selectiva del Complejo Industrial.

También debe considerarse que el agua sale de la balsa de decantación con un pH en torno a 9-10, por haber empleado la lechada. Esto implica que se debe reducir el pH de este agua adicionando ácido sulfúrico para dejar en torno a la neutralidad.

Para ello se dosifica ácido sulfúrico al 98 %, con una dosis teórica de 250 ppm (45 kg/h). El ácido sulfúrico se encuentra almacenado en un depósito, el cual se repone mediante una bomba de carga. Mediante bombas se impulsa el ácido sulfúrico a dos puntos distintos: uno es a la tubería que lleva el agua al depósito de Otros Servicios, y el otro es a la filtración secundaria.

Mediante un analizador colocado en la tubería que lleva el agua al depósito de Otros Servicios, se regula la cantidad que hay que introducir por medio de un variador de frecuencia de las bombas.

También se desvía de la línea de salida de los filtros un caudal continuo de 14 m³/h hacia el tanque hasta que éste se llene, con la misión de almacenamiento y posterior lavado de los filtros. Este agua almacenada sirve para limpiar los filtros tanto de la primera etapa como de la segunda. Para ello existen dos bombas que envían un caudal de 300 m³/h.

La operación de lavado en automático tiene dos pasos, el primero de ellos es pasar agua residual clarificada y filtrada a contracorriente, mientras la segunda es un esponjamiento de la arena con aire también a contracorriente.

El agua de lavado arrastra las partículas retenidas, saliendo por la parte superior del filtro hacia el tanque de recuperación de aguas de lavado, que como se dijo anteriormente es retornada al comienzo de la balsa de coagulación.

Tras el lavado se abren las correspondientes válvulas y se procede a drenar el agua de lavado del mismo. A continuación se cierra la válvula de drenado y se abren las válvulas para proceder a la inyección de aire a contracorriente impulsado por dos soplantes con un caudal volumétrico de 875 Nm³/h.

Este aire esponja la arena que tiene el filtro, consiguiendo así romper lo que se conoce como “canales de preferencia”, que toma el agua al discurrir por el filtro.

Antes de que el agua clarificada entre en el tanque de almacenamiento, en la tubería se le inyecta sulfato amónico, dando el tiempo de residencia necesario para la formación de cloraminas que actúan como agente biocida para la conservación de las membranas de Ósmosis Inversa.

La dosis de sulfato amónico, considerando un caudal de 280 m³/h, es de 1,5 ppm (0,5 kg/h). Como el sulfato amónico es un producto sólido, lo diluimos en un tanque con agitación, preparando una solución al 8 %. Esta solución líquida es inyectada mediante una bomba en la línea a un caudal de 5,5 l/h.

Las cloraminas se forman a partir de la reacción que se provoca entre el sulfato amónico dosificado a un pH adecuado en torno a 9, y el hipoclorito sódico que se añadió en la balsa de decantación.

Esta formación de cloraminas es fundamental para evitar problemas de ensuciamiento microbiológico en las membranas, debido a la formación de “biofouling” por el crecimiento de microorganismos en condiciones adecuadas del medio natural y temperatura. Una vez formadas las cloraminas, estas permanecen a pH más bajos.

Desde el tanque de almacenamiento se bombea el agua clarificada con las cloraminas hacia la Segunda Etapa de Filtración a presión con filtros de arena-antracita, o filtración de afino. En la Figura 4.2 se pueden ver unos filtros de arena colocados en paralelo similares a los que se instalarían.



FIGURA 4.2 : FILTROS DE ARENA.

Los datos de diseño son los siguientes:

- Caudal: 280 m³/h.
- Número de filtros: 3.
- Presión de diseño: 6,5 Kg/cm².

En la línea de impulsión se coloca un medidor de potencial redox, el cual indicará la cantidad de cloro libre que se traduce en valores altos o bajos de biofouling, debido a la alta o baja presencia de cloraminas, a causa de una dosificación en exceso o deficitaria del sulfato amónico. La dosificación del sulfato amónico se realiza de manera automática a partir de este medidor.

Recordando lo dicho con la dosificación del coagulante primario (sulfato férrico), antes de la entrada en la filtración secundaria se hace una adición del mismo en la tubería de entrada. El objetivo de esta adición es la “microfloculación” y así conseguir precipitar la materia orgánica coloidal, quedando esta materia retenida en la segunda etapa de filtración. Todo esto es posible por usar una filtración a presión y no por gravedad.

Para ajustar el pH a la entrada también se realiza una dosificación de ácido sulfúrico a la entrada de esta filtración evitando así provocar daños en la membrana de acetato de celulosa y también las incrustaciones de carbonato cálcico en el interior de las mismas.

La cantidad de ácido sulfúrico dosificada en este caso es de 450 ppm (125 kg/h) de ácido sulfúrico comercial del 98 %. Como se comentó anteriormente este ácido está almacenado en un depósito, y mediante bombas es inyectado en la tubería.

El depósito lleva un indicador de nivel, con su respectivo interruptor. La dosificación se realiza de manera automática, usándose para ello un pHmetro colocado a la entrada de la filtración secundaria.

Durante esta etapa de filtración se alcanza un pH en el agua residual filtrada de 5-6, el cual es un pH adecuado para las membranas de acetato.

A la salida de la filtración se le añade una cantidad de dispersante, con la misión de eliminar los riesgos debidos a la precipitación del sulfato cálcico y demás sales precipitables sobre las membranas.

El dispersante usado es hexametafostato sódico. La dosis que hay que añadir es de 2 ppm (0,5 kg/h) de este producto comercial. Este dispersante se encuentra almacenado en un recipiente del cual aspira la bomba, impulsando un caudal de 0,6 l/h.

El control de la cantidad que se adiciona es proporcional al caudal de agua clarificada que entra en las membranas de Ósmosis Inversa. Aunque como se comentó anteriormente el caudal de entrada a la Ósmosis Inversa es constante con un valor de 280 m³/h, hay que tener en cuenta que por razones de mantenimiento uno de los dos racks de Ósmosis puede estar parado y por tanto la cantidad de dispersante que se tiene que añadir es la mitad, de ahí el control de la adición del mismo.

El dispersante debe añadirse aguas abajo de la adición de ácido sulfúrico, y una vez este ácido se haya homogeneizado con el agua clarificada, ya que en caso contrario pueden existir en el fluido unas microzonas con pH extremadamente bajos que hidrolizan el componente fosfato del dispersante, pudiendo dar lugar a una precipitación dentro de las membranas de Ósmosis Inversa.

El proceso de lavado de estos filtros, al igual que ocurre con los filtros de la primera etapa, se realiza de forma automática a partir de la detección de una elevada pérdida de carga. La forma de lavado es análoga a la anterior y el tanque donde se almacena este agua de lavado es el mismo.

4.1.3. FILTROS DE CARTUCHO.

El objetivo de la colocación de este tipo de filtros es la protección de las membranas y de las bombas de alta presión que impulsarán el agua a los racks de Ósmosis Inversa. Los filtros de arena pueden tener fugas de sólidos en suspensión que provocarían el rápido deterioro de las bombas, y por ello se colocan unos filtros de cartucho con una selectividad de 5 µm.

Para ello se colocan dos filtros de cartuchos filtrantes, para de esta manera mientras que uno se limpia el otro reciba todo el caudal de agua a tratar, evitando así la parada de la instalación por motivos de limpieza de los filtros. En la Figura 4.3 se pueden ver este tipo de filtros.



FIGURA 4.3: FILTROS DE CARTUCHO.

En los filtros de cartucho se coloca un indicador para saber la diferencia de presión que existe entre la entrada y la salida del mismo, y de esta manera saber cuando hay que cambiar dichos filtros.

La duración estimada de estos filtros está entre dos y tres meses, dependiendo de la calidad del agua residual a tratar. La misión de éstos es como elemento de seguridad ante cualquier percance que pudiese ocurrir en el Pretratamiento. Esto quiere decir:

- Que no puede realizarse un by-pass bajo ningún concepto, si el agua se introdujese en los módulos.
- Que el Pretratamiento debe funcionar correctamente, y nunca los filtros de cartucho tendrán la misión de reducir el índice de atascamiento del agua.

Los filtros de cartuchos colocados disponen de válvulas de aislamiento, venteo y vaciado, así como válvulas de seguridad contra sobrepresiones.

4.1.4. BOMBEO A ÓSMOSIS INVERSA.

Las bombas que se usarán para la impulsión a los racks de Ósmosis Inversa, son bombas centrífugas horizontales multifásicas gobernadas por variadores de frecuencia. En la Figura 4.4 se puede ver unas bombas centrífugas multietapas, similares a la que se instalarían:



FIGURA 4.4: BOMBAS CENTRÍFUGAS MULTIETAPAS.

Con ellas se consigue la presión necesaria de impulsión, una vez fijados el caudal de permeado que se obtendrá (180 m³/h) y el grado de conversión requerido (80 %). Se colocarán tres bombas de alta presión en paralelo, dos de ellas se encargarán, cada una por separado, de alimentar a cada Rack de Ósmosis Inversa, mientras que la otra queda en reserva.

Las bombas de alta presión trabajarán en carga, con una presión mínima en la aspiración de 2 kg/cm², para evitar posibles problemas de cavitación. La presión diferencial suministrada por las bombas de alta presión es de 20 kg/cm², y el caudal impulsado a esa presión será de 140 m³/h por bomba.

Cada una de las bombas cuenta con válvulas de aislamiento de mariposa en las aspiraciones, de bola en las impulsiones y válvulas de retención, así como de manómetros en las entradas de las bombas.

Antes de la entrada del agua residual en las bombas de alta presión van colocados los siguientes equipos:

- Un tomador de medida para poder ver el índice de salinidad existente (SDI), el cual deberá estar por debajo de 5, ya que valores superiores a este límite provocarían la contaminación de la membrana.
- Tres pHmetros provistos de contactos de alarma por alto y bajo valor.
- Tres redoxímetros provistos de contactos de alarma por alto y bajo valor.
- Un analizador de conductividad provisto de contacto de alarma por alto y bajo valor.

En la aspiración de las bombas van también colocadas válvulas de corte, para aislar las bombas y evitar que entren en ellas el agua residual. También se colocan otras válvulas de corte que permitirán pasar a su través agua osmotizada para realizar el “Flushing Normal”, o desplazamiento del agua salobre del interior de los Racks de Ósmosis inversa, dejando éstos llenos de osmotizada, impidiendo así problemas de corrosión, precipitación y ensuciamiento microbiológico.

En la aspiración de las bombas se colocan unos presostatos que provocan una señal de alarma y parada de las bombas por baja presión.

Para esta operación las válvulas anteriores de corte colocadas para aislar las bombas, deben permanecer cerradas y las bombas de alta presión fuera de servicio.

Cuando los valores de los parámetros alcancen valores anormales, se procederá a abrir la válvula del emisario submarino y enviar por el mismo el agua clarificada.

4.1.5. RACKS DE ÓSMOSIS INVERSA.

Las membranas usadas para el funcionamiento normal son de acetato de celulosa, esto lleva consigo tener menos problemas de “biofouling” (ensuciamiento) que cuando se usa membranas de poliamida (caso de funcionamiento de emergencia). Todo esto provoca mayor duración de trabajo de la membrana sin necesidad de limpiarla.

Como se comentó en el bombeo a Ósmosis, el empleo de membranas de acetato implica trabajar a pH en torno a 5,5, lo que implicar aditivar ácido sulfúrico (adicionado en el bombeo), consiguiéndose así un rechazo con valores de pH inferiores a 6 y evitar los problemas de hidrólisis.

Los datos de diseño para cada rack de Ósmosis son los siguientes:

- Producción: 90 m³/h.
- Número de etapas: 2.
- Módulos en la 1ª etapa: 18.
- Módulos en la 2ª etapa: 10.
- Membranas/ módulo: 6.
- Módulos totales por Rack: 28.
- Membranas totales por Rack: 168.
- Conversión: 80 %.

En la Figura 4.5 se puede ver un rack de Ósmosis Inversa, análogo al que se instalaría.



FIGURA 4.5 : RACK DE ÓSMOSIS INVERSA.

Los módulos de Ósmosis Inversa consisten en un tubo a presión, construido a base de resina epoxi reforzado con fibra de vidrio, en cuyo interior van colocadas las membranas de Ósmosis Inversa, en forma de cartuchos, conectadas en serie.

En la Figura 4.6 se aprecia como se encuentran enrolladas las membranas.

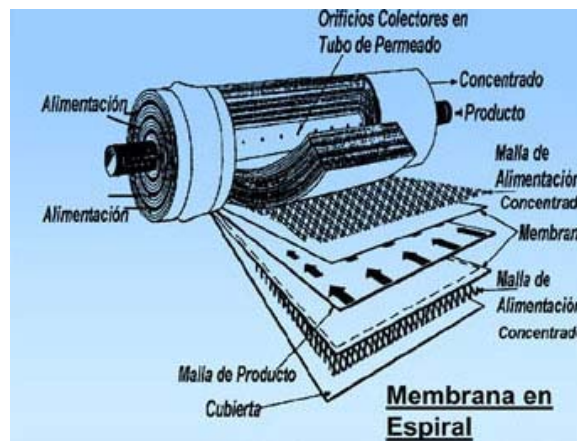


FIGURA 4.6: MEMBRANA DE ÓSMOSIS INVERSA.

Las membranas disponen de un tubo central por donde se recoge el permeado, mientras que el rechazo va atravesando las membranas y sale por un extremo del tubo de presión.

Se ha tomado que las membranas trabajen con un grado de conversión del 80 %. Trabajar a una conversión superior significa forzar las características hidráulicas de los módulos y tener unos mayores problemas de atascamiento de las membranas, traduciéndose todo esto en un aumento considerable de los problemas y costos de explotación.

El sistema de Ósmosis Inversa se divide en dos etapas. Con ello el rechazo que sale de los módulos de la primera etapa será la alimentación de los módulos de la segunda etapa, y el rechazo de esta segunda etapa es el rechazo general del Rack.

Los permeados de estas dos etapas se unen posteriormente a un colector común. Para controlar la producción del agua clarificada en los racks de Ósmosis Inversa, y con ello controlar la planta, son necesarios los siguientes equipos:

- Manómetros colocados en la impulsión de las bombas de alta presión.
- Presostatos colocados en la impulsión de las bombas de alta presión que provocarán señal de alarma y parada de las bombas por alta presión.
- Indicadores de temperatura colocados en la impulsión de las bombas de alta presión que provocarán señal de alarma y parada de las bombas por temperatura superior a 35°C.
- Entre las diferentes etapas se colocan transmisores de presión diferencial para controlar las pérdidas de carga.
- A la salida del permeado de cada etapa se colocan unos medidores de caudal y unos medidores de conductividad.
- En las líneas de rechazo de cada rack se colocan unas válvulas de control, con la misión de mantener la presión adecuada en los racks para conseguir el caudal de permeado y el grado de conversión fijados.
- En las líneas de rechazo, al igual que en las de permeado, se colocan unos medidores de caudal. Con estos controladores y los del permeado, se busca controlar el caudal y la relación de conversión, actuando sobre el variador de frecuencia de las bombas de alta presión y las válvulas de control de la línea de rechazo.

4.1.6. EQUIPOS PARA LAVADO DE ÓSMOSIS INVERSA.

Los módulos de la Ósmosis Inversa disponen de unos equipos de limpieza, debido a que con el funcionamiento continuo se van ensuciando, disminuyendo el caudal de permeado producido en los mismos y obligando a la limpieza de las membranas.

Este ensuciamiento puede deberse a diversos factores tales como materias coloidales, biofouling o precipitados de sales. Por todo ello, en un recipiente se prepara el agua de limpieza de las membranas, a la cual normalmente se le añade un biodetergente más un ácido débil o inhibidor (ácido cítrico), o bien un álcali como sosa cáustica.

El agua usada en la limpieza de las membranas, una vez cumplida su misión, es drenada. A continuación se hace pasar sólo agua osmotizada por las membranas durante varios minutos, realizándose así un enjuague de las mismas. La etapa de lavado se suele realizar una vez cada tres meses.

Los reactivos de lavado se preparan en un recipiente provisto de un agitador para facilitar la preparación del agua de lavado. Este recipiente irá provisto de un interruptor de bajo nivel que para las bombas de impulsión de los reactivos. También irá provisto de válvula de vaciado y un termómetro indicador, más un transmisor de alta temperatura para comprobar así la temperatura de la solución de los reactivos preparada, ya que se necesita una resistencia para el caldeo.

El agua osmotizada se almacena en un tanque situado a continuación del rack de Ósmosis Inversa. Este tanque suministra agua osmotizada al recipiente donde se prepara la solución de limpieza, para así poder realizar la misma.

La materia en suspensión extraída de los módulos durante el proceso de limpieza será retenida en un filtro de cartucho de 5 micras de selectividad, el cual llevará un manómetro indicador de presión a la entrada y a la salida para saber la pérdida de carga durante el lavado del los racks.

En la tubería que manda el agua de lavado a los racks de Ósmosis Inversa también se coloca un medidor de caudal, que indicará el agua de lavado que se está mandando.

Los módulos que componen los racks de Ósmosis Inversa, se lavan por etapas. Para ello se abren las válvulas de bolas de entrada a cada etapa de los racks, y se cierran las válvulas de bolas de salida del permeado hacia el desgasificador. Para este proceso se colocan dos bombas que recirculan la solución, a circuito cerrado, durante dos horas.

Realizada la operación de limpieza, se drena la solución de limpieza y se repone el tanque de limpieza de las membranas solamente con agua osmotizada. La misión de este paso es bombear agua osmotizada para desplazar el agua de lavado del interior de las membranas.

4.1.7. DESGASIFICADOR ATMOSFÉRICO.

El permeado que sale de los racks de Ósmosis Inversa es conducido hacia un desgasificador atmosférico, con la misión de reducir el contenido de CO₂ en el permeado. Con ello el pH se adecua a valores alrededor de 6,5. En la Figura 4.7 se puede ver un desgasificador, similar al que se instalaría.



FIGURA 4.7: DESGASIFICADOR ATMOSFÉRICO.

De este desgasificador una parte es enviada para la balsa de almacenamiento de agua osmotizada y la otra es enviada para flushing.

4.1.8. RECIPIENTE DE AGUA PARA FLUSHING.

El agua que ha pasado por el desgasificador se almacena en un recipiente de 50 m³ de capacidad, que tiene siempre abierta la válvula de mariposa de vaciado.

Este recipiente recibe en continuo el agua osmotizada proveniente de la salida del desgasificador y continuamente se está renovando.

La misión que tiene este recipiente es la de almacenar el agua osmotizada necesaria para la preparación de la solución de lavado de los racks, para la realización del Flushing normal y el de emergencia.

4.1.9. FLUSHING NORMAL.

Cuando se procede al mantenimiento de la Unidad de Ósmosis Inversa, se realiza la operación Flushing, que consiste en pasar por las membranas agua osmotizada, para que el agua residual que hay dentro de las membranas sea desplazada, impidiendo así el daño de las mismas.

Para la realización del flushing, como se comentó anteriormente, se llena el tanque de lavado con agua osmotizada. Este agua se bombea a partir de aquí a la línea de aspiración de las bombas de alta presión, y así se introduce en los racks de Ósmosis Inversa.

El agua desplazada se vierte a drenaje a través de las válvulas que se encuentran en ese momento abiertas.

4.1.10. FLUSHING DE EMERGENCIA.

Si debido a un fallo electrónico o neumático se para el funcionamiento de la unidad de Ósmosis Inversa, es necesario realizar un flushing, denominado en este caso flushing de emergencia.

Este consiste en introducir por gravedad, sin bombeo mecánico, agua osmotizada en los racks de Ósmosis Inversa, para así desplazar el agua residual acumulada.

El tanque donde se encuentra almacenada el agua osmotizada a la salida de los racks de Ósmosis Inversa, tiene un flujo por gravedad, siendo introducida en los mismos por unas válvulas que tienen los racks (válvulas que a fallo de aire se abren), dándose así la Ósmosis Natural.

4.2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE MEMBRANAS SUMERGIDAS.

Las distintas etapas que son necesarias en este proceso son las siguientes (cuando no se expliquen las operaciones, se debe a que coinciden con el tratamiento convencional, tal como puede apreciarse en el capítulo correspondiente a planos):

- Coagulador-decantador.
- Filtros de arena.
- Membrana sumergida.
- Depósito de agua filtrada.
- Filtros de cartucho.
- Ósmosis inversa.
- Equipo de limpieza y “flushing”.
- Almacenamiento de agua osmotizada.

El diseño realizado para este caso está pensado para abastecer a las distintas plantas de la Refinería en la situación normal de funcionamiento.

El caudal que se va a tratar es de 400 m³/h, llegando a tener un caudal de punta de 460 m³/h. Este caudal de entrada se divide en dos ramas: la primera que está entre 120 m³/h y 180 m³/h que se destina como agua a Otros Servicios, y una segunda rama de 280 m³/h que se destina a agua de alimentación a la planta de Ósmosis Inversa.

La planta de Ósmosis Inversa a su vez estará dividida en dos ramas de salida de 90 m³/h, llegándose a una producción final de 180 m³/h de permeado y 100 m³/h de rechazo.

Con todo ello se aprecia claramente que se disminuye el caudal que se vierte por el emisario submarino, y por consiguiente también se reduce la cantidad de Agua Bruta que es necesario tomar de la Confederación, siendo en caso normal de funcionamiento de 300 m³/h.

4.2.1. COAGULADOR-DECANTADOR.

El agua llega al coagulador-decantador procedente del tratamiento secundario mediante el empleo de dos bombas verticales, impulsando cada una de ellas un caudal de 230 m³/h, y teniendo otra en situación de reserva.

En este equipo se procede a la adición de la lechada de cal (según las características del agua residual) y de sulfato férrico con la misión de coagulante.

Las dosis son las siguientes:

- Para la lechada de cal se introducen 600 ppm (240-285 kg/h) con un caudal de 4m³/h.
- Para el coagulante primario (sulfato férrico) se introducen 130 ppm (55-62 kg/h) con un caudal de 35 l/h.

El almacenamiento de la cal y del sulfato férrico se realiza con los mismos equipos que los empleados para el Tratamiento Convencional.

Del coagulador-decantador por gravedad y por la succión que existe en las membranas sumergidas, se envía el agua a los filtros de arena.

4.2.2. FILTROS DE ARENA.

La misión de los filtros de arena es retener sólidos en suspensión y parte de la DBO y DQO asociada a los mismos. Para ello se colocan los mismos filtros de arena que los usados en la filtración primaria del tratamiento convencional. Las características de estos, así como los equipos de lavado, son los mismos que las usados en el tratamiento convencional.

4.2.3. MEMBRANAS SUMERGIDAS.

El agua de salida de estos filtros es enviada a la ultrafiltración, donde se emplea el Tratamiento novedoso de membranas sumergidas. Con ello se tiene un agua apta que se envía a la balsa para Otros Servicios.

Una descripción más exhaustiva de la que se expone en este apartado sobre el funcionamiento y peculiaridades de las membranas sumergidas puede verse en el siguiente capítulo de la memoria mostrándose en la Figura 4.8 un módulo tal como los que se instalarían.

Una peculiaridad de este Tratamiento es que se permite la adición de productos químicos para realizar en el mismo tanque la floculación y hacer así más efectivo el uso de las membranas.

Con este Tratamiento se consigue eliminar el 90 % DBO y tener a la salida una cantidad menor a 2 mg/l de sólidos en suspensión.



FIGURA 4.8: MÓDULO DE MEMBRANA SUMERGIDA.

Por ello en este tanque se inyecta polielectrolito, que hará posible una floculación rápida. La dosis de polielectrolito es de 6 ppm (2,5-3,8 kg/h) como producto puro, lo que implica un caudal de dosificación de 170 a 200 l/h de solución madurada impulsada por bombas.

También se le añade hipoclorito sódico (de solución comercial) para la formación “a-posteriori” de las cloraminas como agente biocida. La dosis de hipoclorito necesaria es de 15 ppm (7 kg/h de producto puro), que se introducen en la balsa procedente de un tanque con un caudal de 60 l/h de dilución comercial de hipoclorito sódico.

El almacenamiento del polielectrolito y del hipoclorito sódico se realiza con los mismos equipos que los empleados en el tratamiento convencional, presentando el agua los mismos problemas de ajuste de pH que en dicho tratamiento.

4.2.4. DEPÓSITO DE AGUA FILTRADA.

El agua que sale de las membranas sumergidas tiene dos destinos: uno es hacia la balsa de Otros servicios, y el resto del agua es enviada al Tratamiento de Ósmosis Inversa. El primer paso es mandar el agua a un tanque de almacenamiento del agua clarificada.

Antes de que el agua clarificada entre en el tanque de almacenamiento, en la tubería se le inyecta sulfato amónico, dando el tiempo de residencia necesario para la formación de cloraminas que actúan como agente biocida para la conservación de las membranas de Ósmosis Inversa, siendo este equipo el mismo que el usado en el tratamiento convencional.

La dosis que se hace de sulfato amónico, considerando un caudal de 280 m³/h, es de 1,5 ppm (0,5 kg/h). Como el sulfato amónico es un producto sólido, lo diluimos en un tanque con agitación, preparando una solución al 8 %. Esta solución líquida es inyectada mediante una bomba en la línea a un caudal de 5,5 l/h.

Las cloraminas se forman a partir de la reacción que se provoca entre el sulfato amónico dosificado a un pH adecuado en torno a 9, y el hipoclorito sódico que se añadió en el coagulator-decantador.

Como se ha comentado anteriormente la formación de cloraminas es fundamental para evitar problemas de ensuciamiento microbiológico en las membranas, debido a la formación de “biofouling” por el crecimiento exponencial de microorganismos en condiciones adecuadas del medio natural y temperatura.

4.2.5. FILTROS DE CARTUCHO.

Desde el tanque de almacenamiento se bombea el agua clarificada con las cloraminas hacia los filtros de afino y de ahí hacia los filtros de cartuchos, al igual que en la opción de tratamiento convencional.

Antes de la entrada en los filtros de cartucho se hace una adición de sulfato férrico en la tubería de entrada. El objetivo de esta adición es la “microfloculación” y así conseguir precipitar la materia orgánica coloidal, quedando esta materia retenida en los filtros de cartuchos.

Para ajustar el pH a la entrada también se realiza una dosificación de ácido sulfúrico a la entrada de esta filtración y no provocar daños en la membrana de acetato de celulosa, evitando también las incrustaciones de carbonato cálcico en el interior de las mismas. La cantidad de ácido sulfúrico dosificada en este caso es de 450 ppm (125 kg/h) de ácido sulfúrico comercial del 98%.

Durante esta etapa de filtración se alcanza un pH en el agua filtrada de 5-6. A la salida de la filtración se le añade una cantidad de dispersante, con la misión de eliminar los riesgos debidos a la precipitación del sulfato cálcico y demás sales precipitables sobre las membranas.

4.2.6. ÓSMOSIS INVERSA, EQUIPO DE LIMPIEZA Y “FLUSHING” Y ALMACENAMIENTO DE AGUA OSMOTIZADA.

El dispersante usado es hexametáfostato sódico. La dosis que hay que añadir es de 2 ppm (0,5 kg/h) de este producto comercial. El almacenamiento del dispersante se realiza con los mismos equipos que los empleados en el tratamiento convencional.

Todo el proceso que viene a continuación (bombeo a Ósmosis Inversa, Ósmosis Inversa, equipos para el lavado de Ósmosis Inversa, desgasificador atmosférico, recipiente de agua para flushing, flushing normal y de emergencia y almacenamiento del agua osmotizada) es exactamente igual que el descrito en el Tratamiento Convencional.

5. DESCRIPCIÓN DE LAS MEMBRANAS SUMERGIDAS

5. DESCRIPCIÓN DE LAS MEMBRANAS SUMERGIDAS.

La disponibilidad de agua ha llegado a ser una barrera para el crecimiento del sector industrial. Así mismo la creciente preocupación pública sobre la salud y el medioambiente han llevado a la necesidad de tecnologías innovadoras que puedan generar efluentes filtrados de alta calidad que puedan ser reutilizados.

Una tecnología innovadora en este aspecto es un Tratamiento de ultrafiltración del agua residual mediante el empleo de membranas sumergidas. Comparada ésta con la filtración granular convencional, el empleo de membranas sumergidas es más eficiente en términos de tamaño de planta y en cantidad de contaminantes eliminados.

El control de la eficacia de ultrafiltración mediante membranas sumergidas se realiza mediante métodos cualitativos tales como la determinación de la turbidez o el índice de la densidad de sedimento.

Este proceso no es rentable económicamente, en la actualidad, ya que en el mercado existe una sola marca que sea distribuidora de las mismas, pero en un futuro muy cercano cuando exista competencia este proceso será uno de los más usados como Tratamiento de ultrafiltración debido a que cada vez son más baratas de producir las membranas, los sistemas más fáciles de controlar y los operadores aceptan esta tecnología.

El crecimiento en la utilización de membranas sumergidas ha surgido no sólo por las mejoras tecnológicas que aporta, sino por las mejoras económicas en proyectos vistos de forma global en un horizonte temporal:

- Los sistemas de membrana integrados, tal como el usado en este proyecto de membrana sumergida y Ósmosis inversa, poseen formas de control útiles, minimizan los vertidos de agua por emisario, y permiten la reutilización del agua en la misma planta.
- Esta posibilidad de reutilización permite no tener que comprar continuamente agua a la Confederación y disminuye los costes de pagar por verter aguas por el emisario ya que se produce una menor cantidad de agua de rechazo.

La configuración en un Tratamiento terciario de aguas de membranas sumergidas y Ósmosis inversa pueden funcionar con unos flujos muy grandes, ya que las aguas que circulan por este Tratamiento se caracterizan por tener un bajo índice de contenido de sólidos en suspensión.

El uso de las membranas sumergidas proporciona una excelente calidad del agua, y en Tratamiento terciario es usada como un Pretratamiento para la Ósmosis inversa, encargándose de eliminar contaminantes disueltos y sales.

Por tanto, un Tratamiento biológico y una ultrafiltración (como es nuestro caso), provee un agua de alta calidad en la mayoría de aplicaciones para el reuso, y también constituye el mejor Pretratamiento para la Ósmosis Inversa si se necesita eliminar contaminantes y sales disueltas. En la industria, por ejemplo, siempre hay oportunidad de reciclar el agua porque hay muchas áreas de la misma en las que puede usarse este agua (para este proyecto: torres de enfriamiento, equipos de limpieza, mangueras...).

Las membranas sumergidas actualmente están comenzando a usarse para el reuso de aguas municipales e industriales, donde las restricciones para el vertido de las mismas están aumentando impuestas por las autoridades. Por tanto en muchos casos se suele introducir el sistema de membranas sumergidas dentro del reactor biológico (MBR). La membrana reemplaza al clarificador convencional de una planta de fangos activos como la última barrera para el control biológico.

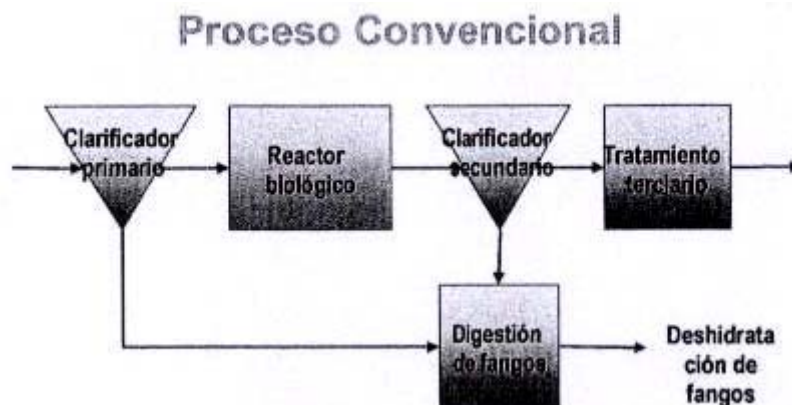


FIGURA 5.1: PROCESO CONVENCIONAL DE TRATAMIENTO DE AGUAS.

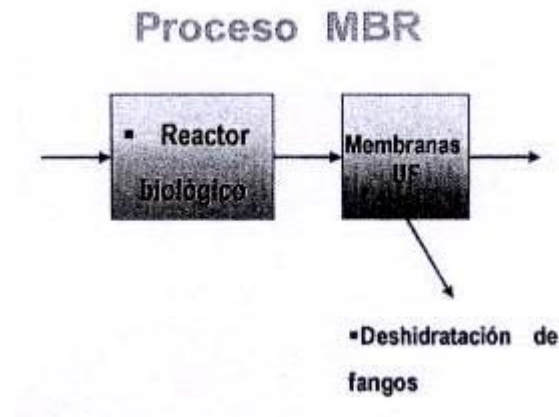


FIGURA 5.2: PROCESO MBR.

El primer beneficio de los sistemas MBR es que producen un efluente terciario de mejor calidad. Las membranas sumergidas reemplazan los clarificadores primarios y secundarios, proporcionando separación de sólidos por filtración en vez de por gravedad. Las ventajas de usar MBR son:

- El efluente está libre de sólidos en suspensión, independientemente de la eficacia del biotratamiento.
- Un efluente libre de sólidos en suspensión asegura que el fósforo insoluble es retenido dentro del bioreactor, asegurando además una alta calidad del efluente. Esto se traduce en una menor dosificación de coagulante ya que sólo requiere la eliminación del fósforo microfloculado, lo que permite el desarrollo de plantas que tienen requisitos estrictos de vertido de fósforo.
- Los niveles en el efluente de DBO, nitrógeno, fósforo y sólidos en suspensión, son muy bajos, cumpliendo así criterios de Tratamiento terciario sin necesidad de filtros adicionales.
- Los sistemas MBR constituyen plantas extremadamente pequeñas, tanto como 1 /10 parte del tamaño de las plantas convencionales para la reutilización del agua residual.
- Como no necesita la decantación del fango, los procesos MBR son diseñados con sólidos en suspensión en el licor de la mezcla de 8000 a 15000 mg/l, lo que se traduce en reactores biológicos mucho más pequeños y que puedan aumentar en cuatro veces la capacidad de una planta si se instalan en una planta ya existente.

Actualmente se está comenzando a utilizar una nueva alternativa y que será usada en este proyecto. Esta radica en realizar una coagulación dentro del mismo tanque donde se encuentran introducidas las membranas.

Esto a nivel de conjunto trae la ventaja de reducir costes, ya que no necesita otro tanque adicional para realizar la coagulación. Otra alternativa que también se está expandiendo es usar estas membranas en un tanque de absorción con carbón.

Esta coagulación puede realizarse en el mismo tanque cuando las membranas sumergidas son usadas como un Pretratamiento a la Ósmosis Inversa, donde el agua viene de un Tratamiento biológico.

Esto es debido a que la cantidad de sólidos en suspensión no puede ser muy alta, ya que al realizar la coagulación en el mismo tanque se elimina la inyección de aire por debajo de las membranas mientras esté entrando agua para tratar, y sólo se necesita inyección de aire en el proceso de retrolavado.

Para mantener un caudal constante de permeado, es necesario aumentar la presión de filtración a medida que aumenta el ensuciamiento de la membrana, hasta un tiempo o presión determinada en que se realiza un contralavado.

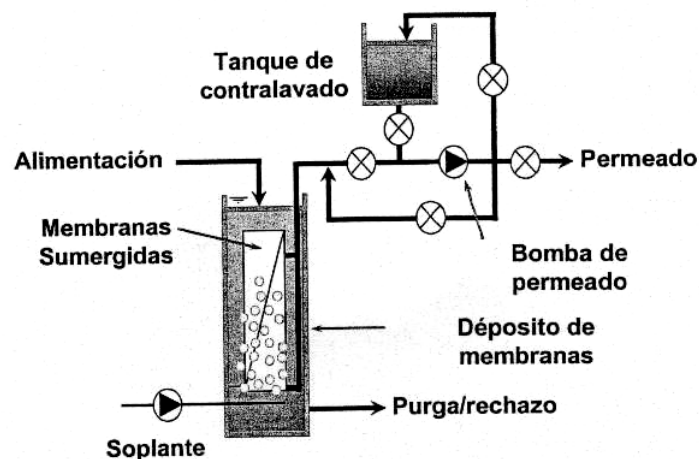


FIGURA 5.3: TRATAMIENTO CON MEMBRANAS SUMERGIDAS.

Para la limpieza de las membranas se distinguen dos tipos de lavado de las mismas:

- Limpieza de contralavado: A medida que transcurre el tiempo de filtración va aumentando el espesor de los sólidos adheridos a la superficie de la membrana, por ello es necesario realizar un contralavado para la descolmatación de las fibras filtrantes.

Dentro de un tiempo determinado se interrumpe el ciclo de filtración y se realiza una filtración inversa utilizando agua de permeado acompañado, en algunos casos, con una baja dosis de hipoclorito sódico.

La mayor parte de los sistemas acompañan esta filtración inversa con aire, para agitar las fibras del módulo y favorecer el desprendimiento de los sólidos que hayan podido quedar adheridos. El agua utilizada en el contralavado es purgada y se envía a la cabecera del Tratamiento terciario.

- Limpiezas químicas: Cuando la limpieza de contralavado no es suficiente para restablecer el flujo de paso, es necesario realizar una limpieza química. Periódicamente se requiere realizar una limpieza química de las membranas para eliminar tanto la contaminación biológica, así como la contaminación inorgánica que no haya sido posible eliminar con el contralavado.

Cada tecnología de membrana utiliza diferentes sistemas de limpieza química, variando tanto los productos químicos a utilizar, las concentraciones de las disoluciones, y los tiempos de duración de las limpiezas, incluyendo fases de recirculación, fases de reposo o remojo de las membranas.

Los productos químicos que se utilizan suelen principalmente oxidantes energéticos para la eliminación de la materia orgánica (biofilms) o bien productos para la eliminación de posible contaminación inorgánica depositada en la membrana.

Una solución preparada externamente se hace pasar a través del sistema. Existen dos tipos de limpieza química:

- Limpieza básica: Con una solución de sosa (NaOH), elimina la deposición orgánica.
- Limpieza ácida: Con una solución de ácido (normalmente sulfúrico), elimina deposiciones inorgánicas descostradas.

Estos sistemas cuando llegan a una presión de 110 kPa dan una orden de aviso de limpieza química, preparando los recursos necesarios, y cuando llega a 120 kPa se inicia automáticamente este proceso. También se permite la operación manual a periodos de tiempo fijos, siempre que no se alcancen estos valores máximos. El ciclo de trabajo normal consiste en una limpieza ácida por cada tres limpiezas básicas.

En un Tratamiento de membranas sumergidas lo normal es que exista una inyección de aire por el fondo, ya sea de manera continua o intermitente. La forma intermitente se usa para la limpieza de las superficies de las membranas y problemas derivados del fouling cuando la cantidad de sólidos en suspensión no es muy elevada.

Cuando se realiza una coagulación en el mismo tanque, esta inyección de aire de manera continua, mientras se encuentre operando, no es beneficiosa ya que dicho aire provocaría la rotura de los coágulos formados. Esto tiene una excepción que se da cuando la cantidad de sólidos en suspensión es elevada (5 gr/l), en la cual la inyección de aire es fundamental para mantener el flujo crítico de permeado.

Por tanto, una desventaja de realizar la coagulación en el mismo tanque con respecto a no realizarla, está en que los retrolavados que necesitan las membranas se realizan en unos intervalos de tiempo menores.

Mediante una serie de experimentos pudo mostrarse otra ventaja que radicaba en que al realizar esta coagulación en el mismo tanque sin inyección se aumentaba el efecto de filtración y absorción de las partículas más pequeñas en la torta. Con todo ello, se consigue llegar a una eliminación de entre el 95 – 98 % de turbiedad, así como un aumento en la velocidad de sedimentación y que las partículas no se encuentren dispersas.

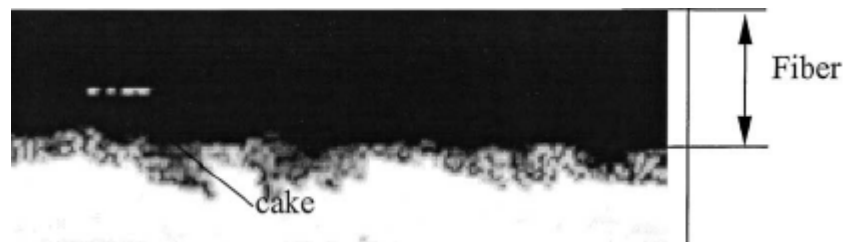


FIGURA 5.4: TORTA DEPOSITADA EN LA FIBRA.

Para saber la cantidad óptima de coagulante que es necesaria introducir en el tanque, existen experimentos de Jar Test, en los cuales se ven los diferentes resultados que se obtienen introduciendo distintas cantidades del mismo.

Existen dos posibles tipos de membranas que se usan en membranas sumergidas: membranas de fibra hueca y membranas de placa plana. Mientras que para las membranas de placa la única disposición es vertical, las membranas de fibra hueca pueden colocarse vertical u horizontalmente.

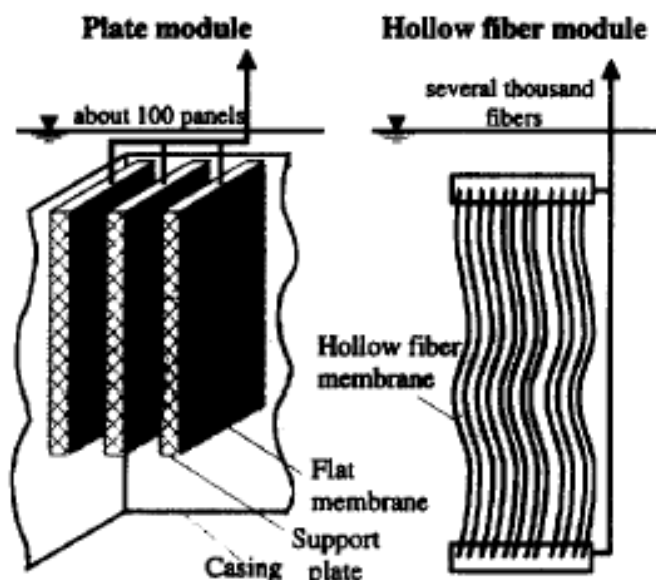


FIGURA 5.5: ESQUEMA DE DISTINTOS TIPOS DE FIBRAS.

Las membranas de placa plana con respecto a las membranas de hueca son mejores cuando es necesaria una inyección de aire (caso de los MBR). Una comparativa de ambas muestra un mejor funcionamiento hidráulico de la membrana de placa plana.

Las explicaciones posibles a esto son una mejor distribución de la burbuja en los canales planos bien definidos y la pérdida de la fuerza impulsora producido en el sistema de fibra hueca, ya que la torta que se forma no es uniforme a lo largo de la fibra.

Una ventaja de las membranas de placa plana se encuentra en la colocación exacta de las membranas, cosa que no ocurre en las de fibra hueca donde éstas se lían, y con ello es más accesible a las burbujas bien dirigidas.

Las desventajas de las membranas de placa plana con respecto a las fibra hueca se encuentra en la densidad de empaquetamiento que es en torno a un 25 % menor, así como un retrolavado vigoroso, que en el caso de placa plana no es posible.

Las membranas de fibra hueca pueden colocarse vertical u horizontalmente. La desventaja que presenta la colocación horizontal de las mismas radica a la hora de realizar el retrolavado, ya que las burbujas de aire pueden quedarse entre las fibras, mientras que la configuración vertical favorece el levantamiento de las burbujas según se ve en la siguiente figura. Por ello, en las industrias está comenzando a imponerse la colocación vertical de las mismas.

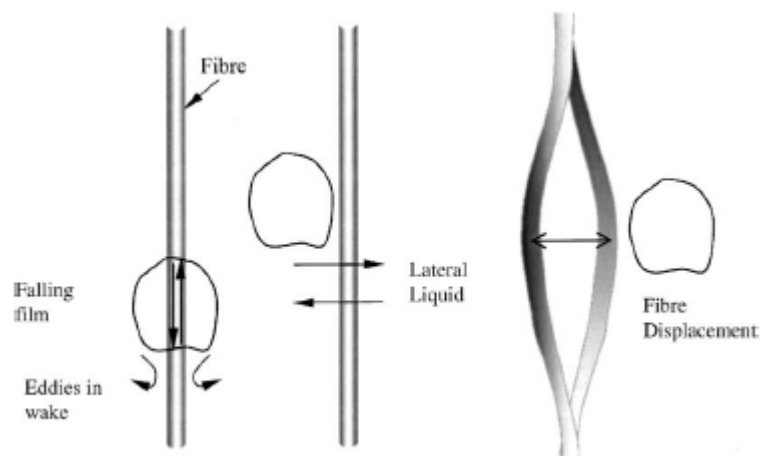


FIGURA 5.6: MOVIMIENTO DEL AIRE POR LA FIBRA.

Las membranas usadas para este Tratamiento son membranas de fibra hueca filtrante desde el exterior hacia el interior bajo una ligera succión y colocadas verticalmente.

Los módulos son “sin cubierta” y éstos se encuentran sumergidos directamente en el agua a filtrar. Las membranas rechazan todos los sólidos en suspensión y coloidales, incluyendo los virus. Las membranas están hechas de un polímero hidrofílico tolerante al cloro.



FIGURA 5.7: MÓDULO DE MEMBRANA SUMERGIDA.

La configuración de filtración desde el exterior hacia el interior (membrana sumergida) con respecto a la configuración desde el interior hacia el exterior (membrana presurizada) presenta las siguientes ventajas:

- Necesita un menor pretamizado.
- Necesita una menor frecuencia de limpieza.
- Estas limpiezas son más suaves para mantener el exterior de la membrana limpio.

Las ventajas que tiene el tener que aplicar una succión frente a una impulsión son:

- Menores necesidades de energía.
- Menores atascos en las membranas.
- Una vida más larga de la membrana.
- Una mayor tolerancia a los picos de sólidos y turbidez.
- Una operación y mantenimiento fácil.

Los módulos son estructuras rectangulares que contienen delgados haces de fibras huecas. Estas fibras se montan verticalmente entre los colectores permitiendo el movimiento y la renovación de agua dentro del haz.

Los módulos son ensamblados lado por lado en casetes, dejando espacio para la circulación del agua. Los casetes tienen integrados colectores, para recoger el permeado. En la siguiente figura se puede ver un tren dotado de 10 casetes y cada uno formado por una serie de módulos, donde se puede ver el colector de permeado.

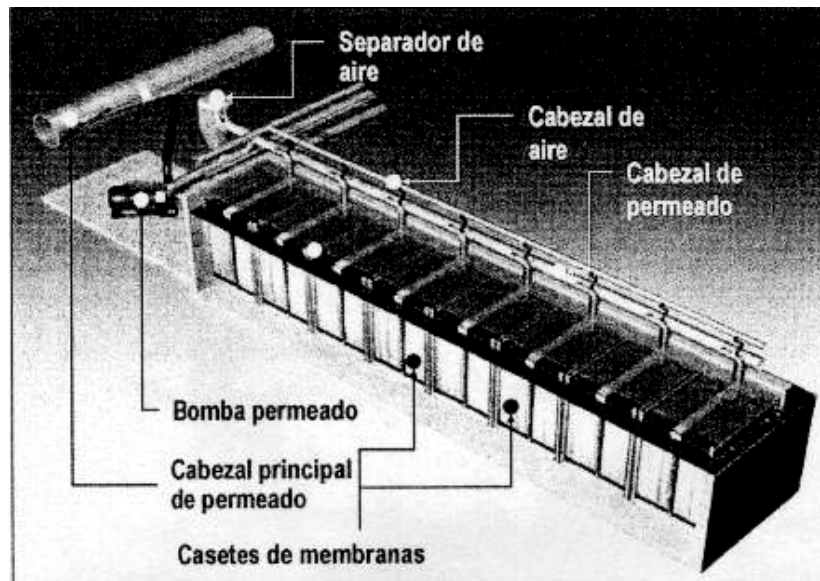


FIGURA 5.8: TREN DE MEMBRANAS SUMERGIDAS.

En esta figura se la disposición típica en planta de un sistema de membranas sumergidas, en esta se aprecia que cada casete esta formado por 10 módulos.

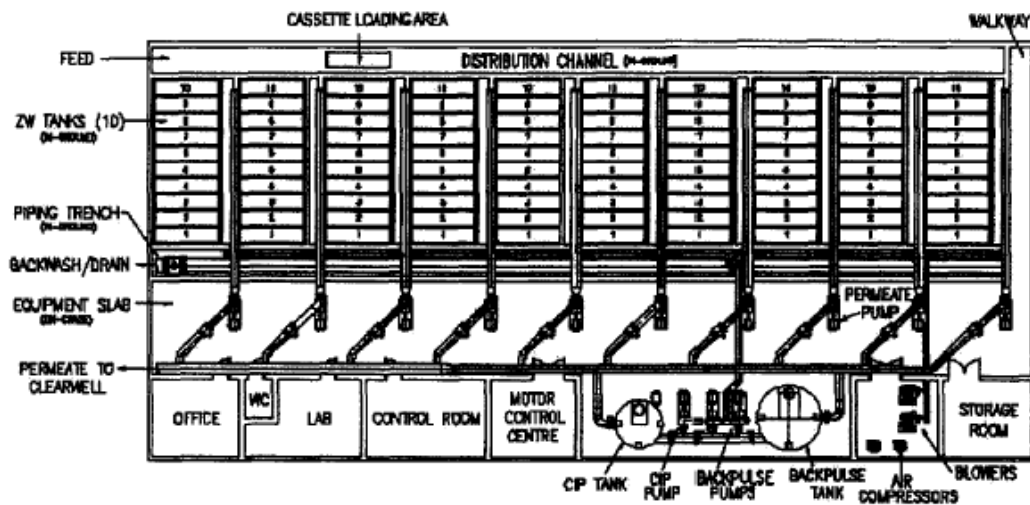


FIGURA 5.9: PLANTA DEL SISTEMA COMPLETO.

En las tablas siguientes se pueden ver los valores a los que se llegan usando las membranas sumergidas, tanto para MBR como para Pretratamiento para la Ósmosis Inversa:

PARÁMETROS DEL EFLUENTE	CONVENCIONAL	VALORES TÍPICOS MBR
DBO ₅ (mg / l)	30 - 50	< 5
SS (mg / l)	30 - 50	< 5
NH ₃ -N (mg / l)	5	< 1
NT (mg / l)	25 - 30	< 10
PT (mg / l)	4 – 6	< 1
COLIFORMES (nc / 100 ml)	2500 – 8000	< 2.5
TURBIDEZ (NTU)	50	< 1

TABLA 5.1: VALORES OBTENIBLES COLOCADAS EN EL REACTOR.

PARÁMETROS DEL EFLUENTE	PRETRATAMIENTO OI
SDI (mg / l)	< 3
SS(mg / l)	< 2
COT	> 90 % reducción
COLOR	> 99 % reducción
Fe, Mn	< 0.1 mg / l

TABLA 5.2: VALORES OBTENIBLES COLOCADAS ANTES DE OI.

6. ANÁLISIS ECONÓMICO DE LAS ALTERNATIVAS.

6. ANÁLISIS ECONÓMICO DE LAS ALTERNATIVAS.

6.1. INTRODUCCIÓN.

La metodología usada, busca disminuir la incertidumbre y los riesgos de invertir en un tratamiento terciario de aguas. El análisis técnico-económico tiene por objetivo maximizar la diferencia entre los beneficios y los costes asociados con la producción de agua regenerada. Esta maximización considera en principio todos los impactos externos.

La Figura 6.1 describe esquemáticamente los pasos que se van a seguir para el estudio técnico - económico del Tratamiento Avanzado de Aguas en general.

6.2. INFORMACIÓN

Los datos utilizados para esta evaluación ha sido obtenida a partir de varias fuentes de información:

- Información aportada por la Refinería.
- Consulta con empresas relacionadas en el sector de Tratamiento de Aguas.
- Consulta bibliográfica.

La Refinería proporcionó los datos de su EDAR y parte de la base presupuestaria utilizada en el estudio económico, a partir de los cuales se han diseñado dos alternativas del tratamiento terciario de las aguas residuales, así como las calidades del agua necesaria para que esta pudiese ser utilizada dentro de la misma Refinería.

Mediante la consulta con empresas relacionadas en el tratamiento de aguas se ha obtenido una valoración económica de la implantación del tratamiento terciario de aguas, así como los costes de explotación.

Con la consulta bibliográfica, se ha realizado el estudio del diseño de los equipos, así como la técnica económica usada en el proyecto.

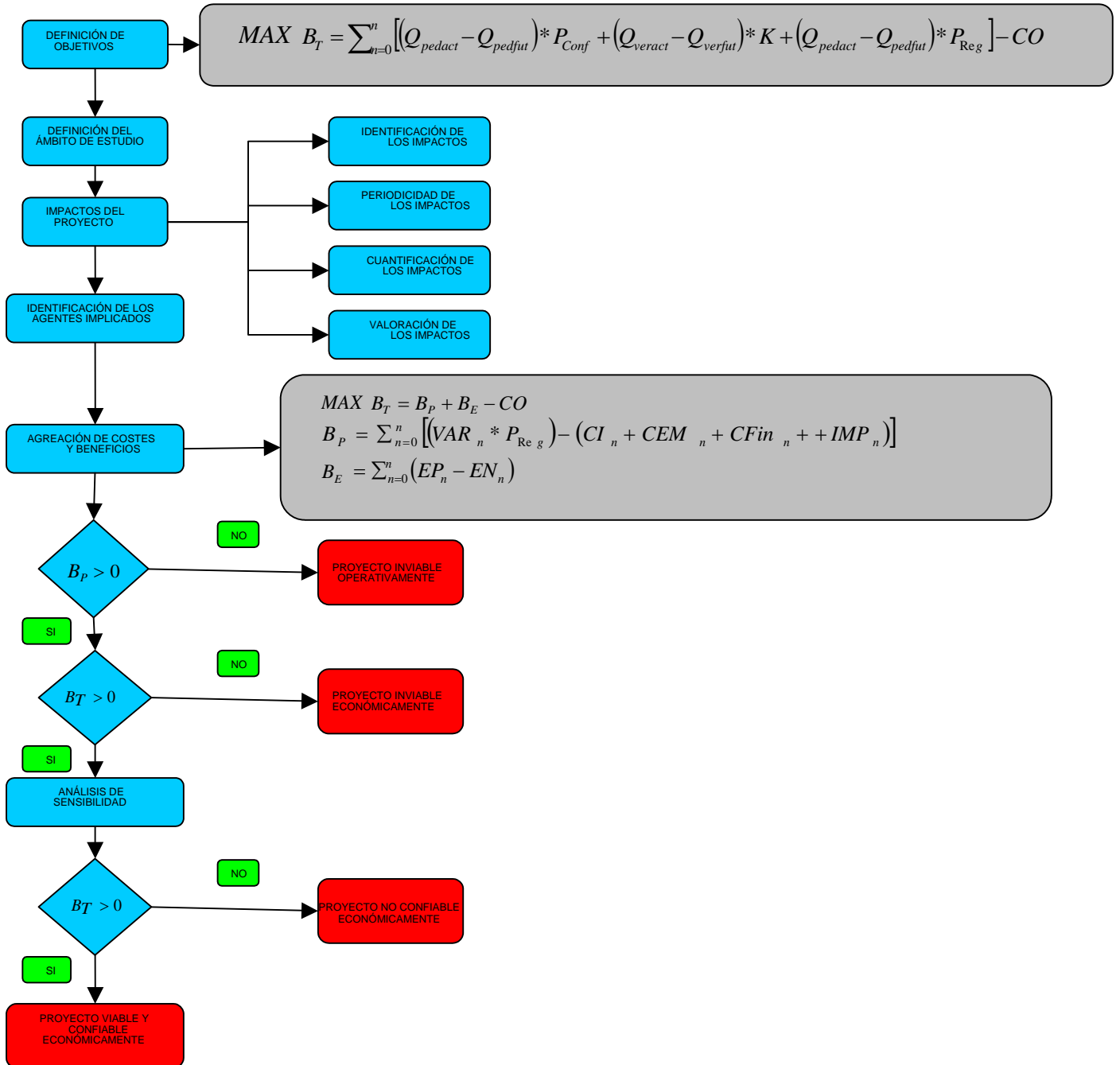


FIGURA 6.1: ETAPAS PARA EL ANÁLISIS ECONÓMICO.

De donde:

B_T = Beneficio Total.

B_p = Beneficio Privado.

B_E = Beneficio de las Externalidades.

VAR = Volumen anual de Agua Regenerada.

CI = Costes de Inversión.

CEM = Costes de Explotación y Mantenimiento.

CFin = Costes Financieros.

IMP = Impuestos.

EP = Externalidades Positivas del impacto ep_j .

EN = Externalidades Negativas del impacto en_j .

CO = Coste de Oportunidad.

n = Año.

5.3. MÉTODOS.

El método consiste en la identificación, periodicidad, cuantificación y valoración de los impactos del proyecto. Estos impactos son agregados a una evaluación que combina el análisis Coste-Beneficio (ACB) y la técnica del Valor Actual Neto (VAN) con el fin de establecer la viabilidad económica y disminuir la incertidumbre de las alternativas propuestas técnicamente, así como maximizar los beneficios.

6.3.1. DEFINICIÓN DE OBJETIVOS.

El objetivo del presente análisis económico es evaluar el Tratamiento Terciario de Aguas a implantar en la Refinería, mediante la maximización de los beneficios totales asociados con la producción de agua regenerada, particularizada a la situación en estudio y de acuerdo con la ecuación mostrada a continuación:

$$MAX B_T = \sum_{n=0}^n [(Q_{pedact} - Q_{pedfut}) * P_{Conf} + (Q_{veract} - Q_{verfut}) * K + (Q_{pedact} - Q_{pedfut}) * P_{Reg}] - CO$$

De donde:

B_T = Beneficio Total.

Q_{pedact} = Caudal pedido anual a Confederación en la situación actual de funcionamiento.

Q_{pedfut} = Caudal pedido anual a Confederación en la situación futura de funcionamiento.

Q_{veract} = Caudal vertido anual al mar en la situación actual de funcionamiento.

Q_{verfut} = Caudal vertido anual al mar en la situación futura de funcionamiento.

P_{Conf} = Precio del agua de Confederación.

K = Constante del canon de vertido.

P_{Reg} = Coste del agua regenerada.

CO = Coste de Oportunidad.

n = Año.

6.3.2. DEFINICIÓN DEL ÁMBITO DE ESTUDIO.

El ámbito de estudio pretende poder delimitar la influencia del proyecto y así poder determinar los impactos que se producen con la implantación del SRRAR.

6.3.2.1. LOS IMPACTOS DEL PROYECTO.

Se define como impacto a cualquier consecuencia producto de la implantación del sistema avanzado de tratamiento de aguas residuales, deseada o no, promovida o causal, generalmente susceptible de medición, en un área concreta de la unidad de gestión hidráulica.

Se puede distinguir entre impactos internos (ligados al proceso de producción del agua regenerada y su posterior reutilización), e impactos externos (por ejemplo, afectación a terceros, control de la contaminación, garantía de suministro, etc.).

Los impactos que se pueden dar en la implantación de un SRRAR, ya sean positivos o negativos, pueden agruparse en los siguientes grupos:

- Infraestructura hidráulica, costes de inversión, explotación y mantenimiento, relacionados con las instalaciones hidráulicas involucradas en la gestión del agua, como los que se derivan de:
 - La captación y almacenamiento de agua.
 - La potabilización de agua de abastecimiento.
 - La conducción y transporte de agua potable.
 - La rehabilitación y ampliación de las redes de alcantarillado.
 - El tratamiento y/ o vertido del agua residual.
 - Regeneración y reutilización del agua residual.

- Acondicionamiento y reutilización de contaminantes, para que el agua regenerada cumpla unas condiciones de calidad que permitan que esta pueda ser nuevamente reutilizada:
 - El nitrógeno.
 - El fósforo.
 - Los fangos.
 - La energía.

- Uso del recurso, ligado con las necesidades a satisfacer con la utilización del agua regenerada:
 - La cantidad de agua.
 - Las garantías de suministro.
 - La calidad del agua.

- La salud pública, como prevención y para evitar enfermedades de origen hídrico:
 - Los riesgos biológicos.
 - Los riesgos Físico-químicos.
 - Los riesgos en las plantas de Tratamiento Terciario.

- Medio Ambiente, como consecuencia de que el uso de agua regenerada puede afectar el entorno ecológico:
 - El agua superficial.
 - El agua subterránea.
 - La contaminación de las masas de agua.
 - El hábitat de humedales y ríos.

- Educación, ligado a considerar los cambios de conducta de los operadores de plantas depuradoras al proveer una materia prima como es el agua regenerada:
 - Técnica.
 - Cultura del agua.

De todas las externalidades, se consideran que intervienen en este proyecto las que se han subrayado. De ellas las que se encuentran sólo subrayadas serán de aplicación en este estudio como externalidades positivas, mientras las que se encuentran subrayadas y en cursiva serán las negativas.

La valoración de estas externalidades está sujeta a un estudio profundo multidisciplinar, el cual se sale del alcance de este proyecto. Para poder incluir estas externalidades positivas en valores monetarios, se ha supuesto que todas ellas quedan dentro del ahorro en el canon de vertido que se produciría por la implantación del Tratamiento Terciario (ya que así se reduce la carga contaminante enviada al mar) y también en el ahorro de agua que se pide a Confederación (disminuyendo así posibles problemas de abastecimiento).

En cuanto a las externalidades negativas, decir que al encontrarse el SRRAR dentro de un gran complejo industrial, se pueden considerar de un valor pequeño y por tanto despreciables frente al resto de valores a tener en cuenta en el análisis económico (por ejemplo, externalidades negativas serían la producción de fangos en este Tratamiento, pero la cantidad producida de los mismos es mínima comparada con las que se producen en la Refinería;, el ruido creado en la planta puede despreciarse respecto al existente en la Refinería; la existencia de más equipos que no incrementa significativamente los riesgos existentes en la Refinería, etc).

6.3.2.2. IDENTIFICACIÓN DE LOS AGENTES IMPLICADOS.

Una vez identificados los impactos del sistema se podrá conocer los agentes implicados. De manera general, existen dos tipos de agentes, involucrados en los SRRAR:

- Instituciones del agua o entidades gubernamentales.
- Usuarios del agua.

Del análisis de los impactos, se desprende que el único agente implicado en el ámbito de estudio es la Refinería y su entorno, ya que los impactos positivos son beneficiosos para el medio ambiente colindante, y los impactos negativos que pudieran afectar a poblaciones colindantes son despreciables (como se ha indicado en el apartado anterior).

6.3.2.3. ESTUDIO DE LAS NECESIDADES FINANCIERAS.

A la hora de realizar un estudio económico es necesario considerar los costes financieros que implica la implantación y ejecución del proyecto, de lo contrario un excelente sistema avanzado de tratamiento de aguas residuales desde el punto de vista técnico, sin tener en cuenta su financiación, puede que sea inviable económicamente al incorporar los costes financieros.

Para este estudio, al no disponer del estado económico de la empresa que desea implantar este Tratamiento Terciario de Aguas, se considera que se financia al 100 % con el capital social de la empresa, con una tasa para el coste del capital real del 12 %, la cual puede considerarse adecuada para la evaluación de proyectos relacionados con Tratamientos de Agua.

6.3.2.4. COSTES E INGRESOS.

La agregación de los costes e ingresos nos permitirá llegar a una decisión sobre invertir o no en el Tratamiento Terciario de Aguas.

6.3.2.4.1. COSTES PRIVADOS.

Los costes privados para la regeneración de las Aguas residuales procedentes de la EDAR de la Refinería incluyen, los costes de inversión (CI), así como los costes de explotación y mantenimiento (CEM).

Para el cálculo de estos costes se han utilizado datos de ofertas reales manejadas para este tipo de Proyectos por empresas especializadas, de los cuales se han contrastado sus valores en alguno de sus apartados, fundamentalmente respecto a las necesidades de los distintos tipos y superficie necesaria de membranas a utilizar, y en cuanto a las necesidades energéticas de los distintos equipos mecánicos a instalar en las distintas alternativas (Anexos C, D, E, F, G.).

A 1) COSTES DE INVERSIÓN DE LA ALTERNATIVA CONVENCIONAL.

Se desglosan a continuación los distintos costes que se originan para la construcción del Tratamiento Terciario de aguas empleando el Tratamiento Convencional.

En los costes de inversión también se han incluido los costes que derivan de las interconexiones entre el Tratamiento Secundario y el Terciario.

INGENIERÍA, COMPRAS Y SUPERVISIÓN CONSTRUCCIÓN

CONCEPTO	ESTIMACIÓN	TOTAL
Ingeniería Básica	18.000 €	
Ingeniería Detalle	195.000 €	
Compras y Subcontratación	19.000 €	
Supervisión de Construcción	120.000 €	
Tramites y Licencias	40.000 €	
INGENIERÍA , COMPRAS Y SUPERVISIÓN CONSTRUCCIÓN		392.000 €

EQUIPOS Y MATERIALES MECÁNICOS

EQUIPOS MECÁNICOS ESTÁTICOS

CONCEPTO	ESTIMACIÓN	TOTAL
Tanques	20.000 €	
Filtros de Arena y Filtros de cartucho	330.000 €	
Tubos a presión y membranas	500.000 €	
EQUIPOS MECÁNICOS ESTÁTICOS		850.000 €

EQUIPOS MECÁNICOS DINÁMICOS

CONCEPTO	ESTIMACIÓN	TOTAL
Bombas	350.000 €	
Compresores	15.000 €	
Otros (Soplantes y agitadores)	30.000 €	
EQUIPOS MECÁNICOS DINÁMICOS		395.000 €

MATERIALES MECÁNICOS

CONCEPTO	ESTIMACIÓN	TOTAL
Tuberías	150.000 €	
Válvulas	40.000 €	
Accesorios	23.000 €	
Bastidores Filtros de Cartucho y O.I.	75.000 €	
MATERIALES MECÁNICOS		288.000 €
EQUIPOS Y MATERIALES MECÁNICOS		1.533.000 €

EQUIPOS Y MATERIALES ELÉCTRICOS Y DE INSTRUMENTOS

EQUIPOS ELÉCTRICOS E INSTRUMENTOS

CONCEPTO	ESTIMACIÓN	TOTAL
Cuadros eléctricos de B.T. Y M.T.	190.000 €	
EQUIPOS ELÉCTRICOS E INSTRUMENTOS		190.000 €

MATERIALES ELÉCTRICOS E INSTRUMENTOS

CONCEPTO	ESTIMACIÓN	TOTAL
Cables eléctricos	235.000 €	
Luminarias	60.000 €	
Cables instrumentación	45.000 €	
Instrumentos de campo	55.000 €	
Instrumentos de control	50.000 €	
Bandejas	130.000 €	
MATERIALES ELÉCTRICOS E INSTRUMENTOS		575.000 €
EQUIPOS Y MATERIALES ELÉCTRICOS Y DE INSTRUMENTOS		765.000 €

MATERIALES ESPECÍFICOS

CONCEPTO	ESTIMACIÓN	TOTAL
Sistemas de comunicación (SCADA y PC)	6.000 €	
MATERIALES ESPECÍFICOS		6.000 €

OBRA CIVIL Y MONTAJES

OBRA CIVIL

CONCEPTO	ESTIMACIÓN	TOTAL
Preparación del terreno	70.000 €	
Pavimentación	60.000 €	
Estructura de hormigón	200.000 €	
Cimentaciones	65.000 €	
Edificios	80.000 €	
Estructuras metálicas	10.000 €	
Otros	20.000 €	
OBRA CIVIL		505.000 €

MONTAJES

CONCEPTO	ESTIMACIÓN	TOTAL
Equipos	40.000 €	
Tuberías/ Soportes	130.000 €	
Eléctrico	280.000 €	
Instrumentación	90.000 €	
Pintura	2.000 €	
MONTAJES		542.000 €
OBRA CIVIL Y MONTAJES		1.047.000 €

MISCELANEAS

CONCEPTO	ESTIMACIÓN	TOTAL
Gastos de puesta en marcha (sólo mano de obra)	20.000 €	
Otros (Imprevistos)	180.000 €	
MISCELANEAS		200.000 €
TRATAMIENTO TERCIARIO		3.943.000 €

A 2) COSTES DE INVERSIÓN DE LA ALTERNATIVA MEMBRANA SUMERGIDA.

A continuación se describen los distintos costes que se originan para la construcción del Tratamiento Terciario de aguas empleando el Tratamiento de Membranas Sumergidas.

En los costes de inversión también se han incluido los costes que derivan de las interconexiones entre el Tratamiento Secundario y el Terciario.

INGENIERÍA, COMPRAS Y SUPERVISIÓN CONSTRUCCIÓN

CONCEPTO	ESTIMACIÓN	TOTAL
Ingeniería Básica	18.100 €	
Ingeniería Detalle	205.000 €	
Compras y Subcontratación	20.000 €	
Supervisión de Construcción	125.000 €	
Tramites y Licencias	40.000 €	
INGENIERÍA , COMPRAS Y SUPERVISIÓN CONSTRUCCIÓN		408.100 €

EQUIPOS Y MATERIALES MECÁNICOS

EQUIPOS MECÁNICOS ESTÁTICOS

CONCEPTO	ESTIMACIÓN	TOTAL
Tanques	25.000 €	
Filtros de Arena y Filtros de cartucho	250.000 €	
Tubos a presión y membranas	500.000 €	
Membrana Sumergida	900.000 €	
EQUIPOS MECÁNICOS DINÁMICOS		1.675.000 €

EQUIPOS MECÁNICOS DINÁMICOS

CONCEPTO	ESTIMACIÓN	TOTAL
Bombas	340.000 €	
Compresores	25.000 €	
Otros (Soplantes y agitadores)	20.000 €	
MATERIALES MECÁNICOS		385.000 €

MATERIALES MECÁNICOS

CONCEPTO	ESTIMACIÓN	TOTAL
Tuberías	215.000 €	
Válvulas	42.000 €	
Accesorios	20.000 €	
Bastidores Filtros de Cartucho y O.I.	75.000 €	
MATERIALES MECÁNICOS		352.000 €
EQUIPOS Y MATERIALES MECÁNICOS		2.412.000 €

EQUIPOS Y MATERIALES ELÉCTRICOS Y DE INSTRUMENTOS

EQUIPOS ELÉCTRICOS E INSTRUMENTOS

CONCEPTO	ESTIMACIÓN	TOTAL
Cuadros eléctricos de B.T. Y M.T.	190.000 €	
EQUIPOS ELÉCTRICOS E INSTRUMENTOS		190.000 €

MATERIALES ELÉCTRICOS E INSTRUMENTOS

CONCEPTO	ESTIMACIÓN	TOTAL
Cables eléctricos	235.000 €	
Luminarias	60.000 €	
Cables instrumentación	45.000 €	
Instrumentos de campo	55.000 €	
Instrumentos de control	50.000 €	
Bandejas	130.000 €	
MATERIALES ELÉCTRICOS E INSTRUMENTOS		575.000 €
EQUIPOS Y MATERIALES ELÉCTRICOS Y DE INSTRUMENTOS		765.000 €

MATERIALES ESPECÍFICOS

CONCEPTO	ESTIMACIÓN	TOTAL
Sistemas de comunicación (SCADA y PC)	6.000 €	
MATERIALES ESPECÍFICOS		6.000 €

OBRA CIVIL Y MONTAJES

OBRA CIVIL

CONCEPTO	ESTIMACIÓN	TOTAL
Preparación del terreno	56.000 €	
Pavimentación	48.000 €	
Estructura de hormigón	160.000 €	
Cimentaciones	55.000 €	
Edificios	80.000 €	
Estructuras metálicas	10.000 €	
Otros	20.000 €	
OBRA CIVIL		429.000 €

MONTAJES

CONCEPTO	ESTIMACIÓN	TOTAL
Equipos	40.000 €	
Tuberías/ Soportes	130.000 €	
Eléctrico	280.000 €	
Instrumentación	90.000 €	
Pintura	2.000 €	
MONTAJES		542.000 €
OBRA CIVIL Y MONTAJES		971.000 €

MISCELANEAS

CONCEPTO	ESTIMACIÓN	TOTAL
Gastos de puesta en marcha (sólo mano de obra)	20.000 €	
Otros (Imprevistos)	180.000 €	
MISCELANEAS		200.000 €

TRATAMIENTO TERCIARIO	4.762.100 €
------------------------------	--------------------

B 1) COSTES DE EXPLOTACIÓN DE LA ALTERNATIVA CONVENCIONAL.

A continuación se presenta una evaluación de los costos de explotación del Tratamiento Convencional. Para ello se tendrá en cuenta las siguientes consideraciones:

- Dada la automatización y las características de la planta, se asume que no hace falta personal adicional al actual, por lo que no se considera coste alguno asociado a este concepto.
- En términos de horas operativas de las membranas, se han hecho suposiciones conservadoras, estimándose un 20 % de reposición anual tanto para los filtros de cartucho como para las membranas de Osmosis inversa.

BASES DE PARTIDA PARA AGUA DE OTROS SERVICIOS

CONCEPTO	ESTIMACIÓN
Factor de utilización	350 días/ año
Caudal a reutilizar	160 m ³ / h
Recuperación del pretratamiento	100%
Caudal de alimentación a la filtración primaria	160 m ³ / h
Recuperación de la filtración primaria	80%
Caudal de producto de la filtración primaria	128 m ³ / h
Caudal de producto anual	1075200 m ³ / año
Conductividad estimada	3000-5000 μS / cm

BASES DE PARTIDA PARA AGUA DE TORRES DE REFRIGERACIÓN

CONCEPTO	ESTIMACIÓN
Factor de utilización	350 días/ año
Caudal a reutilizar	300 m ³ / h
Recuperación del pretratamiento	100%
Caudal de alimentación a la filtración primaria	300 m ³ / h
Recuperación de la filtración primaria	80%
Caudal de producto de los filtros de cartuchos	240 m ³ / h
Recuperación de Osmosis Inversa	75%
Caudal de producto de los filtros de cartuchos	180 m ³ / h
Caudal de producto anual	1512000 m ³ / año
Conductividad estimada	200 µS / cm

GASTOS FIJOS.

GASTOS FIJOS

MANTENIMIENTO

CONCEPTO	Euros / año
Equipos electromecánicos	60.000
MANTENIMIENTO	60.000

GASTOS VARIABLES.

GASTOS VARIABLES			
TÉRMINO DE ENERGÍA			
CONCEPTO	Euros / kWh	kWh / día	Euros / año
Consumo diario de energía	0,03	8.303	87.181,5
TÉRMINO DE ENERGÍA			87.181,5
REACTIVOS			
CONCEPTO	Euros / kg	kg / año	Euros / año
Cloruro férrico (40 %)	0,2	123.000	24.600
Hipoclorito sódico (15 %)	0,15	188.000	28.200
Sosa cáustica (50 %)	0,11	100.000	11.000
Ácido clorhídrico (33 %)	0,1	107.500	10.750
Ácido cítrico	0,1	13.500	13.500
Antiincrustante	5,72	10.080	57.657
Detergente	0,1	34.000	3.400
Biocida	0,15	14.000	2.100
COSTE ANUAL DE REACTIVOS			151.207
REPOSICIÓN DE ELEMENTOS			
CONCEPTO	Instaladas	Euros / año	
Cartuchos de filtro	20	9.000	
Membranas	35	8.750	
COSTE ANUAL DE REPOSICIÓN DE ELEMENTOS			17.750
COSTE VARIABLE ANUAL			256.138,5
COSTE VARIABLE ANUAL POR METRO CÚBICO DE PRODUCTO			
COSTE ANUAL EN EUROS			316.138,5

B 2) COSTES DE EXPLOTACIÓN DE LA ALTERNATIVA MEMBRANA SUMERGIDA

A continuación se presenta una evaluación de los costos de explotación del Tratamiento de Membranas Sumergidas. Para ello se tendrá en cuenta las siguientes consideraciones:

- Por las mismas razones que en la alternativa anterior se asume que no hace falta personal adicional para la operación de la planta.
- En términos de horas operativas de las membranas, se han hecho suposiciones conservadoras, estimándose un 10 % de reposición anual tanto para las membranas sumergidas, filtros de cartucho y membranas de Osmosis Inversa.

BASES DE PARTIDA PARA AGUA DE OTROS SERVICIOS

CONCEPTO	ESTIMACIÓN
Factor de utilización	350 días/ año
Caudal a reutilizar	160 m ³ / h
Recuperación del pretratamiento	100%
Caudal de alimentación a la filtración primaria	160 m ³ / h
Recuperación de la filtración primaria	80%
Caudal de producto de la filtración primaria	128 m ³ / h
Caudal de producto anual	1075200 m ³ / año
Conductividad estimada	3000-5000 μS / cm

BASES DE PARTIDA PARA AGUA DE TORRES DE REFRIGERACIÓN

CONCEPTO	ESTIMACIÓN
Factor de utilización	350 días/ año
Caudal a reutilizar	300 m ³ / h
Recuperación del pretratamiento	100%
Caudal de alimentación a la filtración primaria	300 m ³ / h
Recuperación de la filtración primaria	80%
Caudal de producto de los filtros de cartuchos	240 m ³ / h
Recuperación de Osmosis Inversa	75%
Caudal de producto de los filtros de cartuchos	180 m ³ / h
Caudal de producto anual	1512000 m ³ / año
Conductividad estimada	200 µS / cm

GASTOS FIJOS.

GASTOS FIJOS

MANTENIMIENTO

CONCEPTO	Euros / año
Equipos electromecánicos	60.000
MANTENIMIENTO	60.000

GASTOS VARIABLES.

GASTOS VARIABLES			
TÉRMINO DE ENERGÍA			
CONCEPTO	Euros / kWh	kWh / día	Euros / año
Consumo diario de energía	0,03	7.489	78.634,5
TÉRMINO DE ENERGÍA			78.634,5
REACTIVOS			
CONCEPTO	Euros / kg	kg / año	Euros / año
Cloruro férrico (40 %)	0,2	123.000	24.600
Hipoclorito sódico (15 %)	0,15	188.000	28.200
Sosa cáustica (50 %)	0,11	100.000	11.000
Ácido clorhídrico (33 %)	0,1	107.500	10.750
Ácido cítrico	0,1	13.500	13.500
Antiincrustante	5,72	10.080	57.657
Detergente	0,1	34.000	3.400
Biocida	0,15	14.000	2.100
COSTE ANUAL DE REACTIVOS			151.207
REPOSICIÓN DE ELEMENTOS			
CONCEPTO	Instaladas	Euros / año	
Cartuchos de filtro	10	4.500	
Membranas	18	4.375	
Membranas sumergidas	32	48.000	
COSTE ANUAL DE REPOSICIÓN DE ELEMENTOS			56.875
COSTE VARIABLE ANUAL			286.716,5
COSTE VARIABLE ANUAL POR METRO CÚBICO DE PRODUCTO			
COSTE ANUAL EN EUROS			346.716,5

6.3.2.4.2. BENEFICIO PRIVADO.

En general en los SRRAR el beneficio privado se obtiene de restar los costes privados al ingreso privado. Este ingreso es resultado a su vez del producto entre el precio del agua regenerada y el volumen del agua regenerada.

Como se ha visto anteriormente, los costes privados están formados por la suma de los costes de inversión, conjunto de asignaciones que es necesario realizar para conformar la infraestructura física del Tratamiento Terciario (CI), los costes de explotación y mantenimiento, que son aquellos costes producto del funcionamiento de la planta, siendo los más importantes la energía, los reactivos químicos y los materiales fungibles (CEM), los costes financieros (CFin) e impuestos (IMP).

Estos costes consideran tanto los costes de producción, como los que se generan por poner el producto (agua regenerada) en el punto de uso (reutilización).

El problema principal en el estudio técnico-económico radica en calcular el coste del agua regenerada.

Para resolver este problema se determina el coste por metro cúbico, el cual se considera igual al Coste Mínimo del Agua Regenerada (CMAG) que garantice la recuperación de los costes.

El CMAG se define como el coste mínimo del agua regenerada para garantizar la recuperación de los costes y el beneficio esperado, de tal forma que la inversión realizada no sea desaconsejable. Para obtener este coste mínimo se ha recurrido a la técnica de valoración de proyectos del Valor Actual Neto (VAN).

Bajo este criterio el objetivo es obtener que el CMAG satisfaga la condición de un VAN igual a cero, que equivale a determinar el precio que tendría el agua regenerada para que la inversión fuese indiferente desde el punto de vista económico. En la Figura 6.2 se detalla el algoritmo utilizado para la determinación del CMAG.

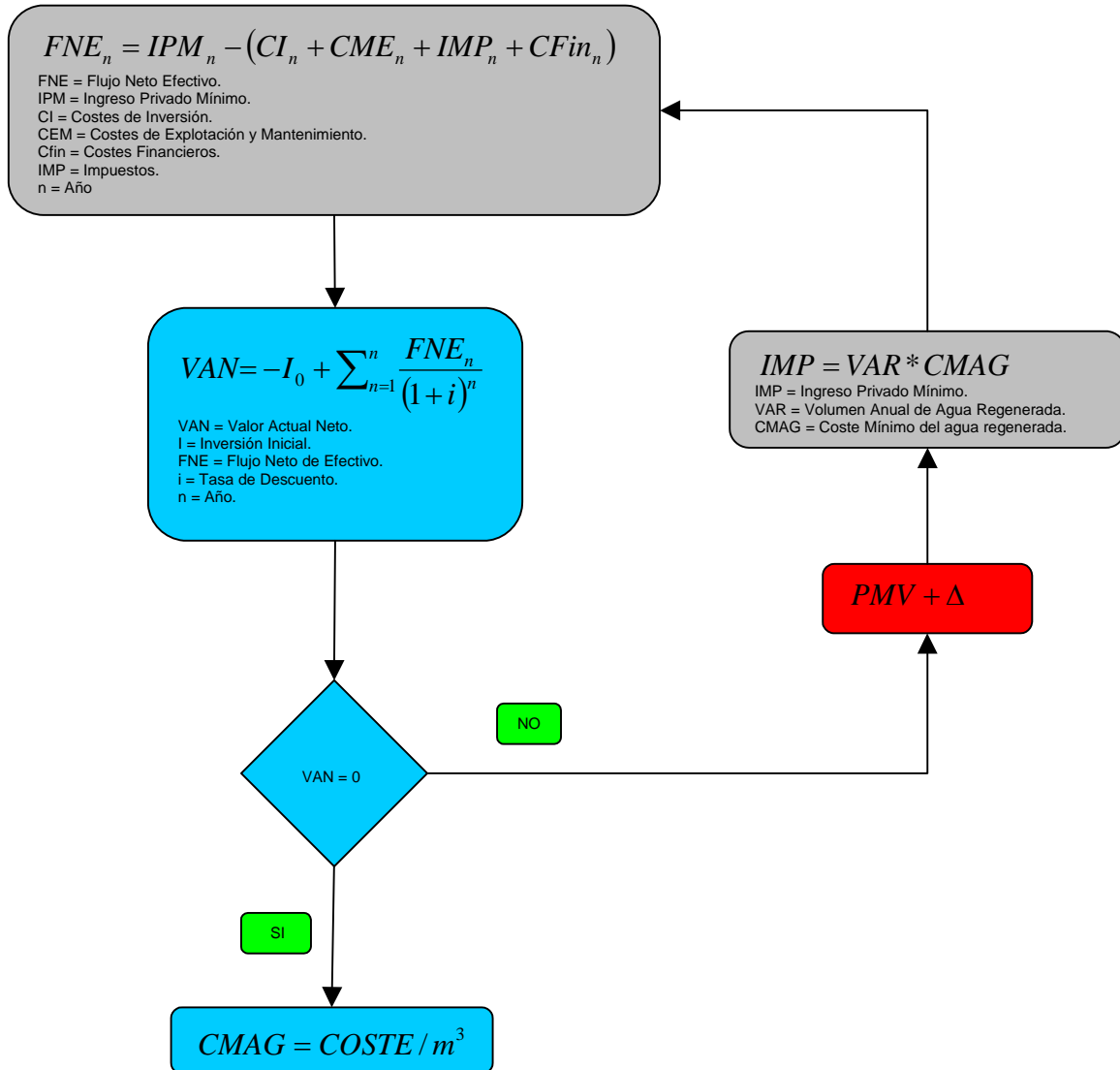


FIGURA 6.2: ALGORITMO PARA LA DETERMINACIÓN DEL COSTE POR METRO CÚBICO.

El resultado de los cálculos da un coste por metro cúbico para el agua regenerada usando el Tratamiento Convencional de 0,367 €/ m³, mientras que usando el Tratamiento de Membranas Sumergidas da 0,409 €/ m³.

6.3.2.4.3. COSTE DE OPORTUNIDAD.

Los costes reflejados hasta el momento corresponden a los costes privados. A estos costes hay que incluir el coste de oportunidad del proyecto. El coste de oportunidad (CO) se define como aquel coste en el que incurre el agente inversor por dejar de utilizar el agua regenerada en una actividad más rentable.

Para este proyecto no se ha contemplado este coste de oportunidad, ya que el Tratamiento ha sido pensado para el uso del Agua en la propia Refinería, y en las proximidades de la Refinería actualmente se ha considerado que no se presenta una situación en la que los recursos disponibles de agua sean limitados y, por lo tanto, pueda existir una situación que proporcione mayor rendimiento económico por la renta del agua regenerada.

Asimismo, no se considera el coste de oportunidad asociado al rendimiento que pueda proporcionar algún instrumento financiero al invertir los costes de inversión, explotación y mantenimiento en este, o por utilización del terreno donde se ubica el SRRAR para otras actividades industriales.

6.3.2.4.4. BENEFICIO DE EXTERNALIDADES.

En general los costes ambientales para los SRRAR vienen dados por:

- El nulo o inadecuado tratamiento y disposición de los fangos.
- La afectación ambiental de la zona por la implantación y explotación del SRRAR.
- Los riesgos de salud pública por el contacto con el agua regenerada.
- Los riesgos de salud para los trabajadores de los SRRAR.
- La afectación a terceros por la disminución de caudales aguas abajo del vertido.
- La utilización de tecnologías con un alto consumo energético.

Pero por las razones que se comentaron en el apartado 6.3.2.1., únicamente se consideran en unidades monetarias las externalidades positivas a partir del ahorro en el canon de vertido y también en el ahorro de agua que hay que pedir a Confederación.

Con los datos aportados por la Refinería el ahorro económico que se obtendría para ambas alternativas por el concepto de canon de vertido sería de 91.980 €/ año, mientras que el ahorro que se obtendría por ahorro de agua proporcionada por Confederación sería de 604.800 €/ año.

6.3.2.5. BENEFICIO TOTAL.

Una vez determinados los beneficios privados, los beneficios de las externalidades y el coste de oportunidad, estos deben ser conjugados para determinar el Beneficio Total del proyecto (B_T).

El objetivo fundamental del análisis económico del Tratamiento Terciario de Aguas es la maximización del Beneficio Total. Esta maximización se obtiene de los beneficios privados, los beneficios de las externalidades y el coste de oportunidad, de tal forma que la función objetivo a maximizar es:

$$MAX B_T = \sum_{n=0}^n [(Q_{pedact} - Q_{pedfut}) * P_{Conf} + (Q_{veract} - Q_{verfut}) * K + (Q_{pedact} - Q_{pedfut}) * P_{Reg}] - CO$$

Considerando un plazo de amortización de la planta de $n = 20$ años y una tasa de descuento del 12 % y sustituyendo los valores (calculados en apartados anteriores y habiendo determinado el coeficiente K del canon de vertido y el precio de coste del agua de Confederación a partir de los datos aportados por la Refinería):

$$Q_{pedact} = 600 \text{ m}^3 / \text{h}.$$

$$Q_{pedfut} = 300 \text{ m}^3 / \text{h}.$$

$$P_{Conf} = 0,24 \text{ €/ m}^3.$$

$$Q_{veract} = 600 \text{ m}^3 / \text{h}.$$

$$Q_{verfut} = 300 \text{ m}^3 / \text{h}.$$

$$K = 0,0365.$$

$$P_{Reg} = 0,367 \text{ €/ m}^3 \text{ (tratamiento convencional).}$$

$$P_{Reg} = 0,409 \text{ €/ m}^3 \text{ (tratamiento membranas sumergidas).}$$

$$CO = 0.$$

Se obtienen unos beneficios totales para cada uno de los tratamientos de:

BENEFICIO TOTAL	
TRATAMIENTO CONVENCIONAL	-228.060 €
TRATAMIENTO MEMBRANAS SUMERGIDAS	-333.900 €

El resultado que se obtiene para el tratamiento convencional es de -228.060 €, mientras que para el tratamiento con membranas sumergidas es de -333.900 € en los veinte años de explotación de la planta.

Para el estudio de las membranas sumergidas, se ha supuesto una reducción de los costes de reposición de las mismas del 50 % del valor actual durante los próximos 20 años. Esto es de esperar, ya que es una tecnología que esta en alza y cuando entren a producirlas empresas relacionadas en el sector del agua se reducirá el coste de las mismas.

Es significativo destacar, que la exactitud de los resultados es cuestionable en la realidad debido a que algunas de las variables tienen valores aproximados. Para reforzar la validez del estudio económico se considera que un análisis de la sensibilidad es el mejor método para disminuir el riesgo en la inversión.

6.3.2.6. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD.

Finalmente es necesario evaluar la robustez de las alternativas propuestas ante los posibles cambios en las variables económicas más importantes. El análisis de sensibilidad tiene como objetivo el observar como se modifica el resultado al variar marginalmente y por separado, el valor de alguno de los parámetros que intervienen en el cálculo.

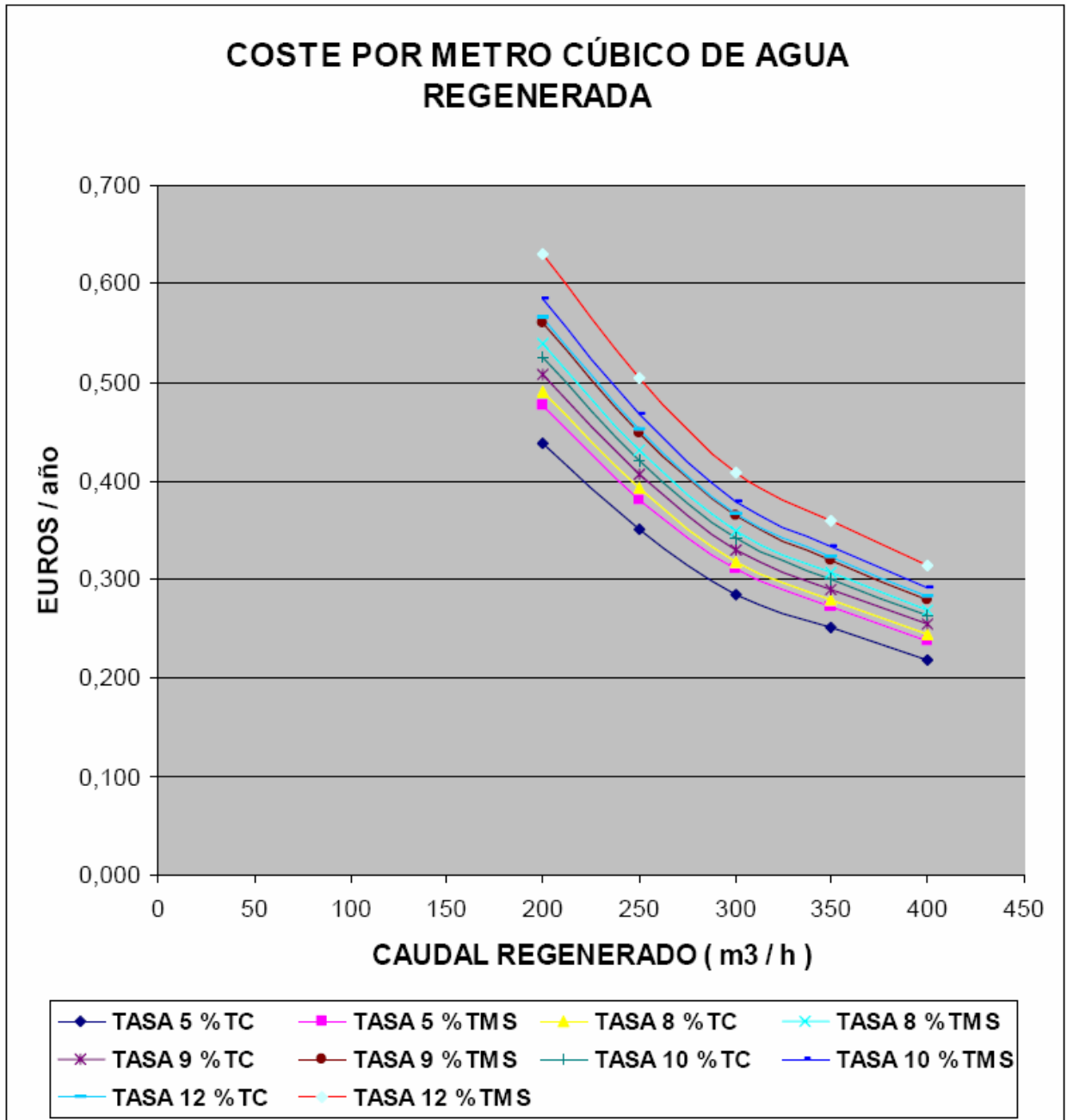
Así, los resultados obtenidos se han sometido a un análisis que permita evaluar la sensibilidad a los cambios en algunos de las principales variables que intervienen en la producción del agua regenerada.

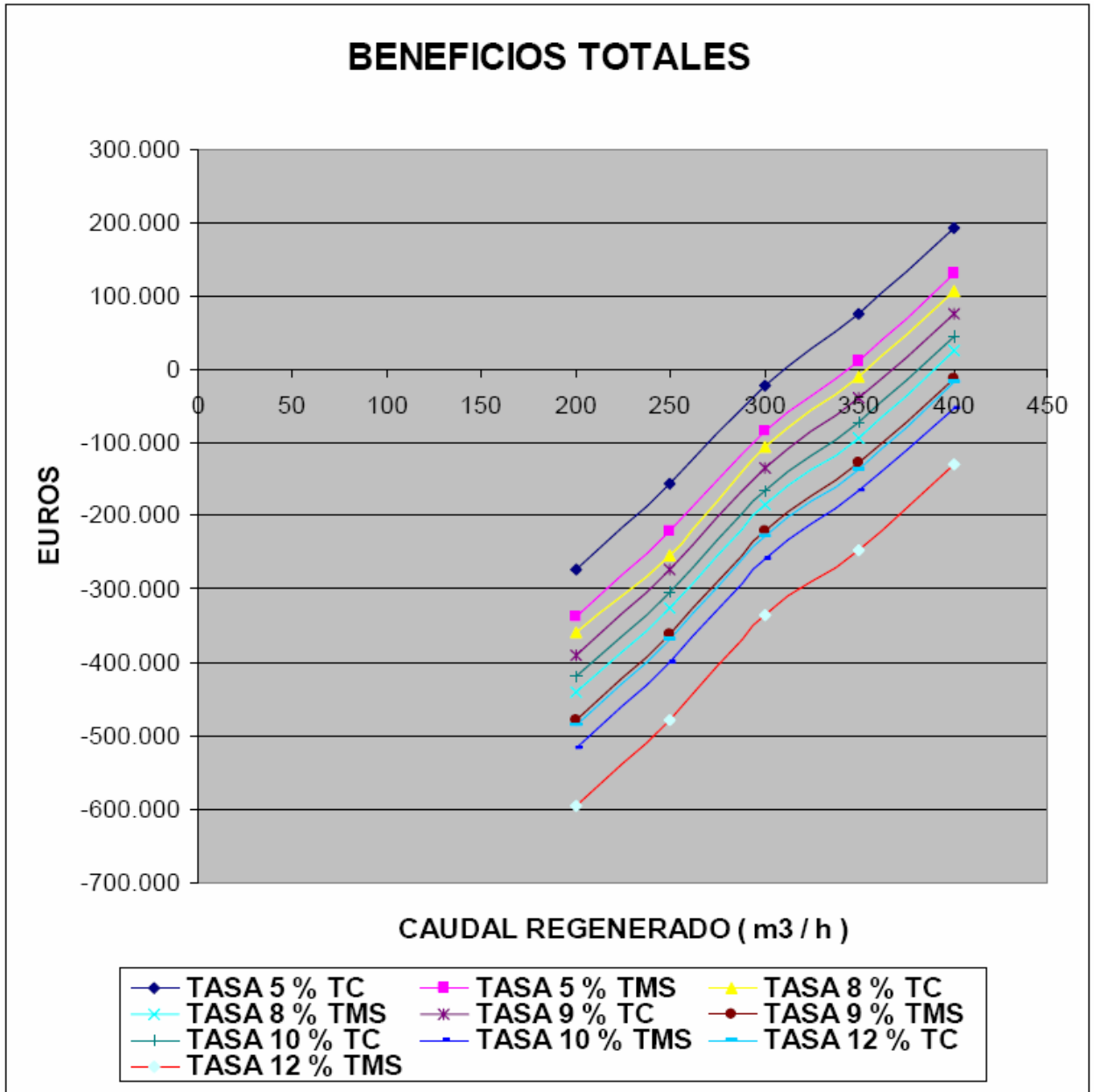
Las variables seleccionadas para realizar el análisis de sensibilidad a las alternativas propuestas son:

- Tasa de descuento.
- Vida útil del proyecto.
- Coste de oportunidad.

Tasa de descuento.

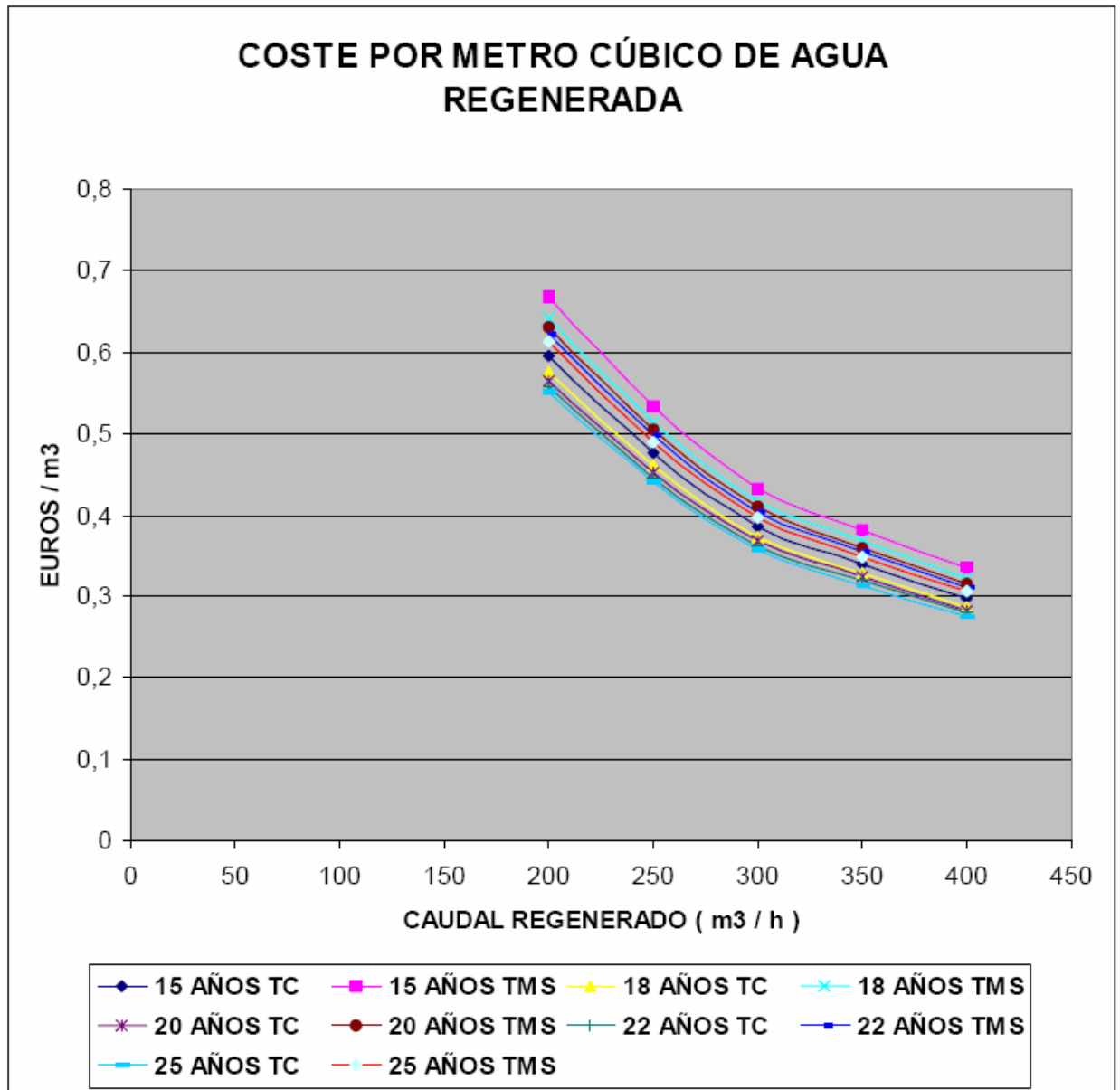
Q_{Regenerado} (m³/h)	TASA (%)	CMAG (T.CONVENCIONAL) €/m³	CMAG (T.MEMBRANAS SUMERGIDAS) €/m³	BENEFICIOS TOTALES (T.CONVENCIONAL) €	BENEFICIOS TOTALES (T.MEMBRANAS SUMERGIDAS) €
200	5%	0.439	0.477	-273.000	-336.840
	8%	0.490	0.539	-358.680	-441.000
	9%	0.508	0.561	-388.920	-477.960
	10%	0.526	0.584	-419.160	-516.600
	12%	0.565	0.630	-484.680	-593.880
250	5%	0.351	0.381	-156.450	-219.450
	8%	0.392	0.431	-252.550	-324.450
	9%	0.406	0.449	-271.950	-362.250
	10%	0.421	0.467	-303.450	-400.050
	12%	0.452	0.504	-368.550	-477.750
300	5%	0,285	0,310	-21.420	-84.420
	8%	0,318	0,350	-104.580	-185.220
	9%	0,330	0,364	-134.820	-220.500
	10%	0,342	0,379	-165.060	-258.300
	12%	0,367	0,409	-228.060	-333.900
350	5%	0.251	0.273	74.970	10.290
	8%	0.280	0.308	-10.290	-92.610
	9%	0.290	0.320	-39.690	-127.890
	10%	0.301	0.333	-72.030	-166.110
	12%	0.323	0.360	-136.710	-245.490
400	5%	0.219	0.238	193.200	129.360
	8%	0.245	0.269	105.840	25.200
	9%	0.254	0.280	75.600	-11.760
	10%	0.263	0.292	45.360	-52.080
	12%	0.282	0.315	-18.480	-129.360

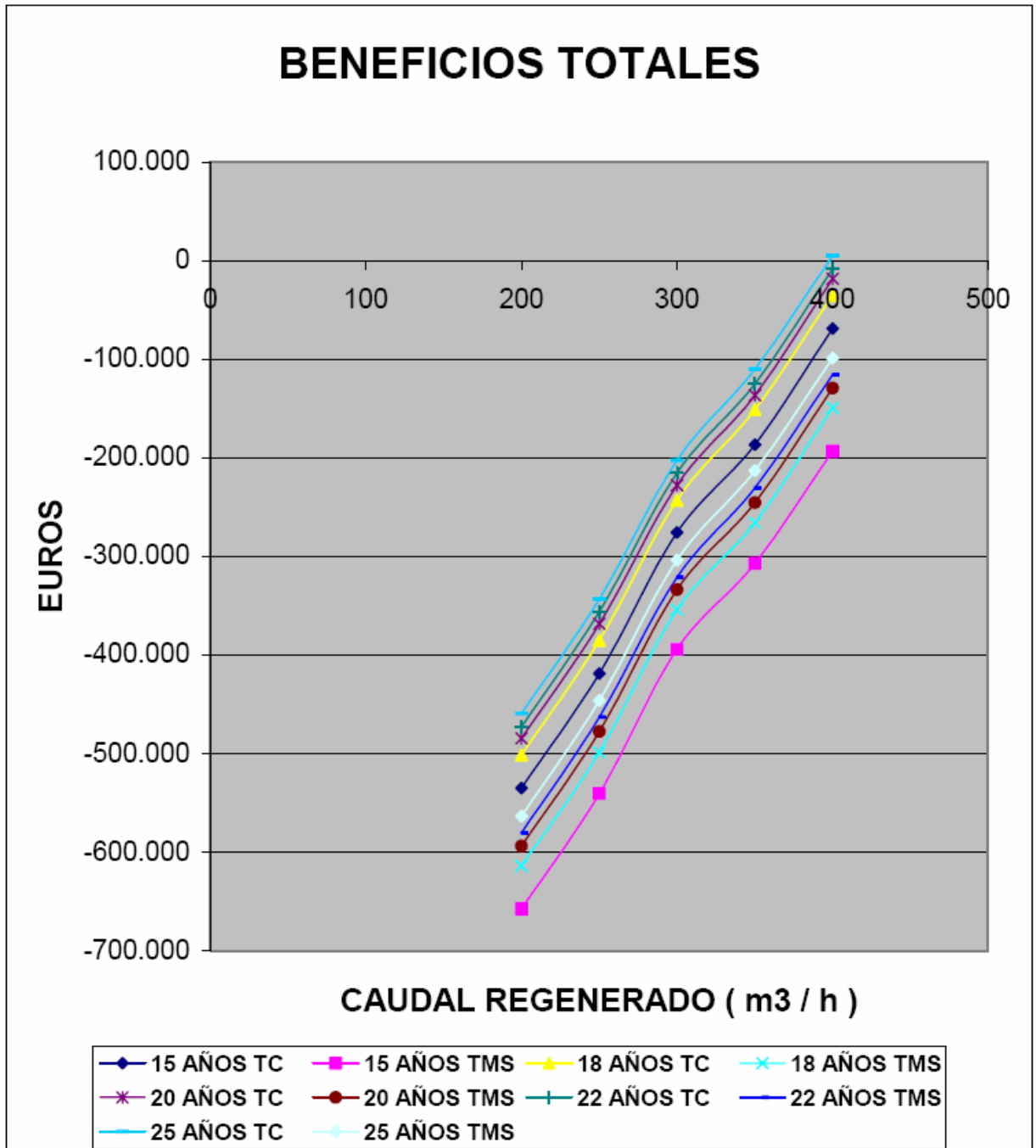




Vida útil del proyecto.

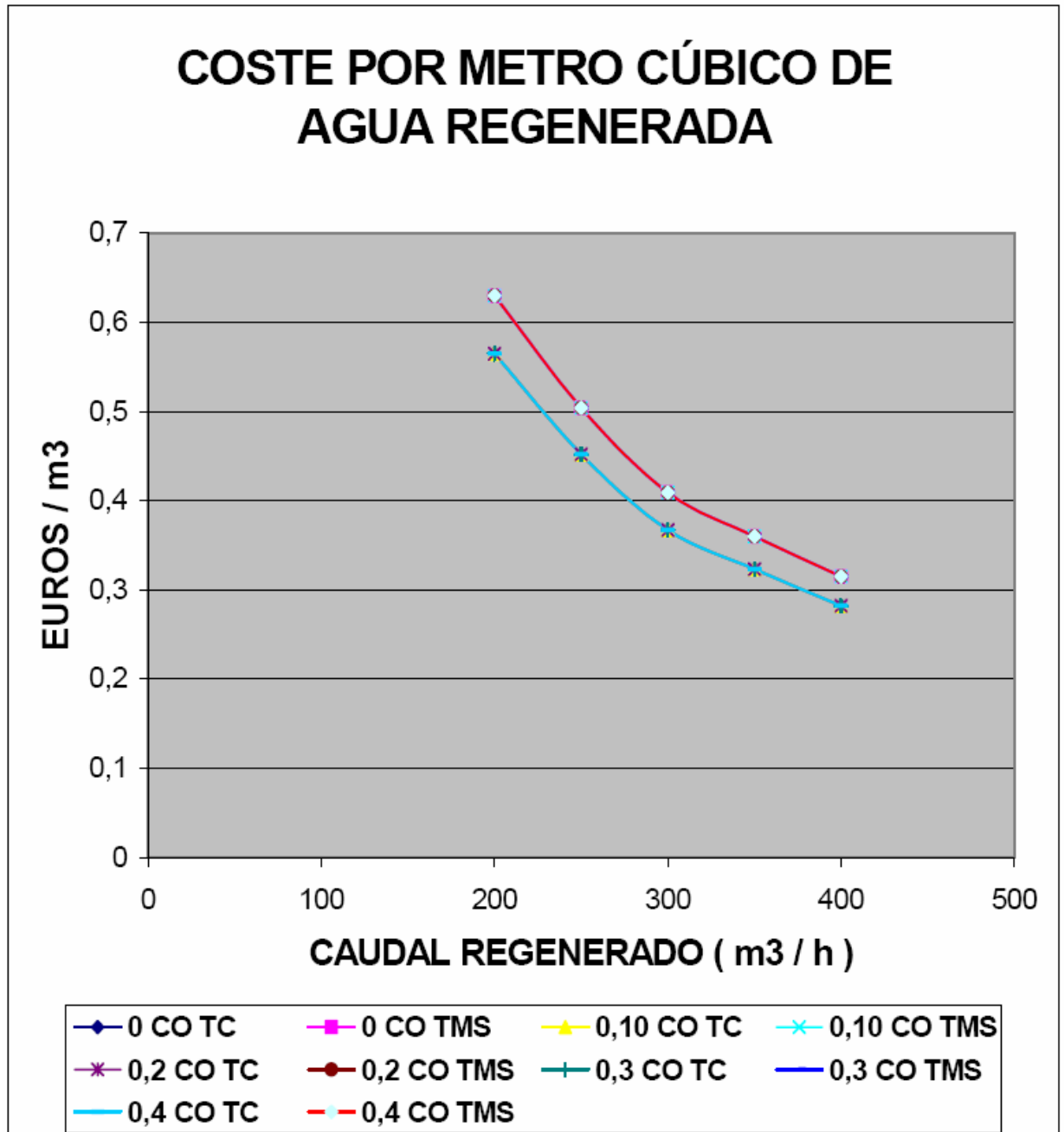
Q_{Regenerado} (m³ / h)	VIDA ÚTIL (Años)	CMAG (T.CONVENCIONAL) € / m³	CMAG (T.MEMBRANAS SUMERGIDAS) € / m³	BENEFICIOS TOTALES (T.CONVENCIONAL) €	BENEFICIOS TOTALES (T.MEMBRANAS SUMERGIDAS) €
200	15	0,595	0,668	-535.080	-657.720
	18	0,575	0,642	-501.480	-614.040
	20	0,565	0,630	-484.680	-593.880
	22	0,558	0,622	-472.920	-580.440
	25	0,550	0,612	-459.480	-563.640
250	15	0,476	0,534	-418.950	-540.750
	18	0,460	0,514	-385.350	-498.750
	20	0,452	0,504	-368.550	-477.750
	22	0,446	0,497	-355.950	-463.050
	25	0,440	0,489	-343.350	-446.250
300	15	0,386	0,433	-275.940	-394.380
	18	0,373	0,417	-243.180	-354.060
	20	0,367	0,409	-228.060	-333.900
	22	0,362	0,404	-215.460	-321.300
	25	0,357	0,397	-202.860	-303.660
350	15	0,340	0,381	-186.690	-307.230
	18	0,328	0,367	-151.410	-266.070
	20	0,323	0,360	-136.710	-245.490
	22	0,319	0,355	-124.950	-230.790
	25	0,314	0,349	-110.250	-213.150
400	15	0,297	0,334	-68.880	-193.200
	18	0,287	0,321	-35.280	-149.520
	20	0,282	0,315	-18.480	-129.360
	22	0,279	0,311	-8.400	-115.920
	25	0,275	0,306	5.040	-99.120

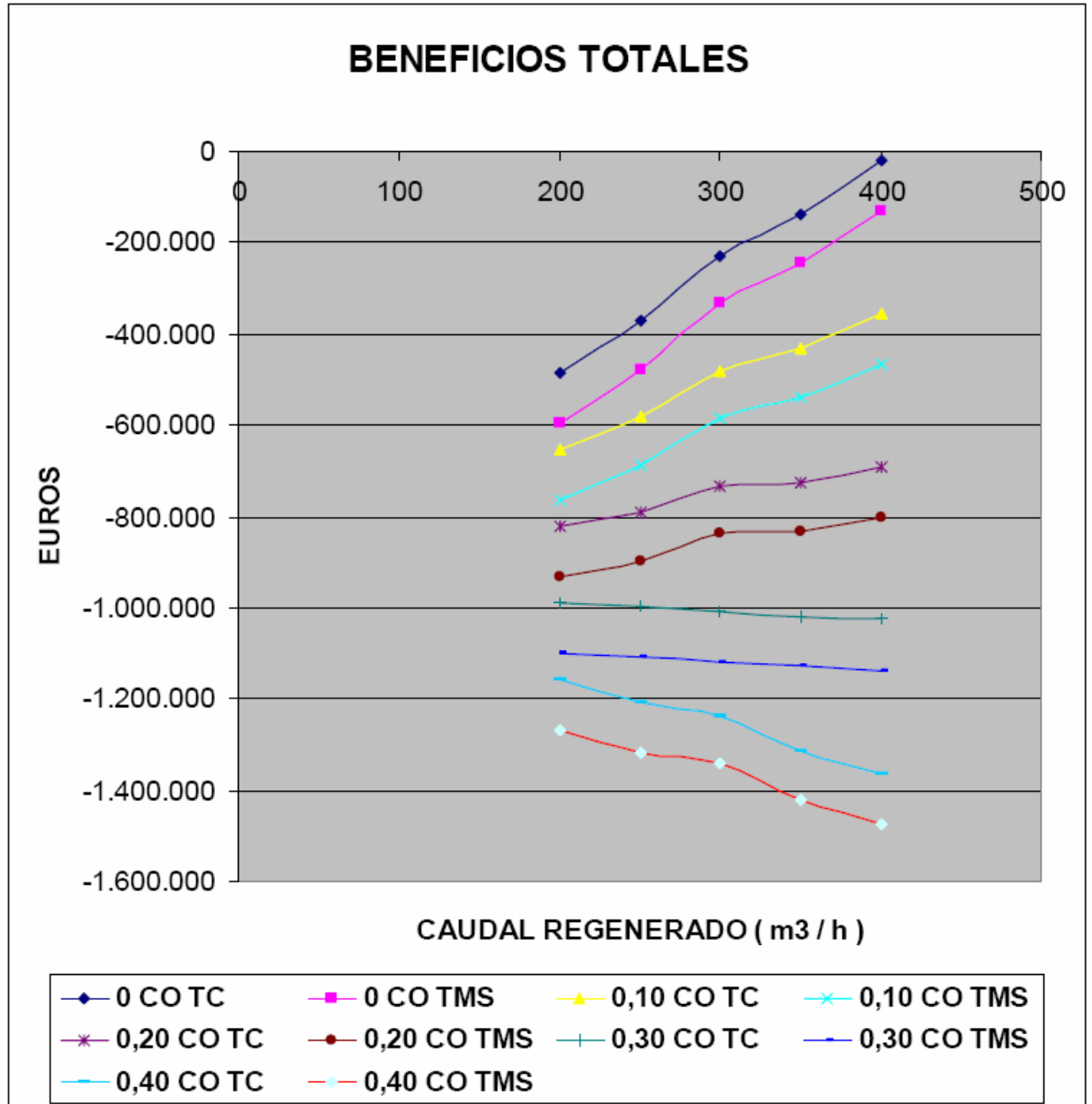




Coste de oportunidad.

$Q_{\text{Regenerado}}$ (m ³ /h)	COSTE DE OPORTUNIDAD (€/m ³)	CMAG (T.CONVENCIONAL) €/m ³	CMAG (T.MEMBRANAS SUMERGIDAS) €/m ³	BENEFICIOS TOTALES (T.CONVENCIONAL) €	BENEFICIOS TOTALES (T.MEMBRANAS SUMERGIDAS) €
200	0	0,565	0,630	-484.680	-593.880
	0,10	0,565	0,630	-652.680	-761.880
	0,20	0,565	0,630	-820.680	-929.880
	0,30	0,565	0,630	-988.680	-1.097.880
	0,40	0,565	0,630	-1.156.680	-1.265.880
250	0	0,452	0,504	-368.550	-477.750
	0,10	0,452	0,504	-578.550	-687.750
	0,20	0,452	0,504	-788.550	-897.750
	0,30	0,452	0,504	-998.550	-1.107.750
	0,40	0,452	0,504	-1.208.550	-1.317.750
300	0	0,367	0,409	-228.060	-333.900
	0,10	0,367	0,409	-480.060	-585.900
	0,20	0,367	0,409	-732.060	-837.900
	0,30	0,367	0,409	-1.008.060	-1.035.900
	0,40	0,367	0,409	-1.236.060	-1.341.900
350	0	0,323	0,360	-136.710	-245.490
	0,10	0,323	0,360	-430.710	-539.490
	0,20	0,323	0,360	-724.710	-833.490
	0,30	0,323	0,360	-1.018.710	-1.127.490
	0,40	0,323	0,360	-1.312.710	-1.421.490
400	0	0,282	0,315	-18.480	-129.360
	0,10	0,282	0,315	-354.480	-465.360
	0,20	0,282	0,315	-690.480	-801.360
	0,30	0,282	0,315	-1.024.170	-1.137.360
	0,40	0,282	0,315	-1.362.480	-1.473.360





6.3.3. RESULTADOS Y CONCLUSIONES.

Respecto al análisis de sensibilidad se observa que:

- Capacidad de producción de agua regenerada. Del apartado anterior puede apreciarse que a medida que la cantidad de agua regenerada es mayor, el coste por metro cúbico y los beneficios totales (que en la mayoría de los casos es negativo) van disminuyendo.
- Tasa de descuento. A medida que la tasa de descuento se va incrementando, el coste por metro cúbico aumenta y los beneficios totales disminuyen, como era de esperar intuitivamente.
- Vida útil del proyecto. Al incrementarse la vida útil del proyecto aumentan los beneficios totales.
- Coste de oportunidad. Del apartado anterior se observa que a medida que el coste de oportunidad es mayor, la influencia que tiene el caudal de agua regenerada en los beneficios totales es menor llegando a tener rectas con pendiente despreciable.

Es significativo destacar, que la exactitud de los resultados es cuestionable en la realidad debido a que algunas de las variables tienen valores aproximados.

Un aspecto a tener en cuenta, radica en que a la hora de realizar los cálculos se han supuesto los mismos costes de inversión y explotación y mantenimiento para los distintos caudales regenerados, cosa que no es cierta, ya que a mayor capacidad de regeneración de aguas, mayor son dichos costes.

También decir que se ha supuesto que la empresa dispone de la financiación al 100 % para la instalación de la planta, y por tanto se tiene un coste en este apartado nulo. Lo normal es que la instalación tenga algún tipo de subvención, y por tanto este coste tenga un valor positivo.

Aunque en este estudio no se ha tenido en cuenta el coste de oportunidad, en otras condiciones habría que tenerlo en cuenta, por ejemplo teniendo el dinero de la inversión en el banco o usando el terreno necesario para la planta en un uso alternativo, y ver los beneficios que nos quedaría en cada caso.

Teniendo en cuenta que el coste de financiación tendría un valor positivo y el coste de oportunidad negativo, uno anularía prácticamente al otro, por lo cual los resultados obtenidos en este estudio no varían en demasía del resultado real que tendría por tener en cuenta estos costes.

Con todo esto del estudio podemos extraer las siguientes conclusiones:

- Ambas alternativas son viables técnicamente y la calidad del agua producida cumple con los criterios para los usos a los que se destina.
- Ambas alternativas no son rentables económicamente, aunque tienen un coste asumible por la empresa dado los beneficios indirectos (cumplir futuros aumentos en las restricciones de vertido, marketing de la empresa, fiabilidad de funcionamiento...) que tiene la implantación de este tratamiento.

Desde el punto de vista del marketing empresarial, la alternativa de membranas sumergidas es mejor, debido a que es la tecnología más innovadora que existe en el mercado actual y de cara a la sociedad esto puede beneficiar la imagen medioambiental de la empresa, así como que presenta una mayor fiabilidad de funcionamiento que la alternativa del tratamiento convencional.

Otro aspecto positivo de la segunda opción radica en futuras ampliaciones, ya que en los tanques donde se encuentran las membranas sumergidas se han diseñado para dejar un espacio necesario para colocar más módulos y poder tratar más agua. Por tanto una ampliación de este tratamiento sería más económica que ampliar la primera opción.

Con todo ello, de las dos alternativas propuestas, la segunda opción será más rentable que la primera en un plazo de 20 años, aunque en la comparativa que se ha realizado entre ambas opciones da mejor la primera (-228.060 € de la alternativa de tratamiento convencional frente a -333.900 € del tratamiento con membranas sumergidas, en cuanto a beneficios totales anuales), por no tener en cuenta la visión global, descrita en los apartados anteriores.

7. ANEXOS.

7.1. ANEXO A: CARACTERIZACIÓN DEL AGUA A REGENERAR.

Los parámetros de partida para la realización del diseño del Tratamiento Terciario están tomados a partir de los valores medios tomados en los tres primeros meses del 2005 a la salida del Tratamiento Secundario:

	CAUDAL (m ³ / h)	T.O.C. (mg/l)	S.S. (mg/l)	N- amoniaca (mg/l)	Sulfuros (mg/l)	Fenoles (mg/l)	pH
01-ene	430,60	17	130	1	1	1	7,7
02-ene	422,10	18	112	1		1	7
05-ene	386,50	25	86	1		1	6,3
07-ene	395,60	23	52	1		0,8	6,7
08-ene-	402,30	21	52		1		5,1
09-ene	460,10	18	184	1		1	8
12-ene	395,20	26	58	1	1	0,7	7,1
13-ene	390,60	20	94				7,9
14-ene	385,00	27	38	1		1	6,5
15-ene	360,80	29	50		1		6,7
16-ene	396,70	20	86	1		1	6,1
19-ene	407,30	39	54	1		1	6,9
20-ene	404,00	33	60		1		5,9
21-ene	382,30	23	50	1		1	7,3
22-ene	389,70	23	48		1		7,5
23-ene	397,50	23	50	1		1	7,1
26-ene	410,80	30	38	1		1	6,9
27-ene	404,30	28	50		1		6,9
28-ene	398,30	24	50	1		1	6,7
29-ene	395,80	21	66		1		6,8
30-ene	396,40	21	36	1		1	7,3
02-feb	396,20	47	88	21		1,2	8,1
03-feb	394,20	27	38		1		7,9
04-feb	390,70	21	26	10		1	7,5
05-feb	394,80	17	20		1		7,3

	CAUDAL (m³ / h)	T.O.C. (mg/l)	S.S. (mg/l)	N- amoniacal (mg/l)	Sulfuros (mg/l)	Fenoles (mg/l)	pH
06-feb	369,50	14	62	9		1	5,9
09-feb	395,60	20	33	8		0,7	7,7
10-feb	440,20	29	60		1		6,8
11-feb	430,10	28	38	3		0,7	6,9
12-feb	415,20	24	34		1		6,8
13-feb	398,30	20	24	1		1	6,4
16-feb	397,80	14	37	14		0,6	5,9
17-feb	396,20	13	29		1		5,6
18-feb	398,50	13	41	8		1	5,7
19-feb	394,80	16	30		1		6,2
20-feb	396,50	32	19	1		1	7,1
23-feb	389,20	19	20	3		1	7,5
24-feb	399,50	18	36		1		7,2
25-feb	400,90	16	91	22		0,6	8,9
26-feb	401,30	23	85		1		8,3
27-feb	444,50	15	106	2		1	8,7
01-mar	395,60	34	27	5		1	6,9
02-mar	380,90	25	44		1		6,7
03-mar	386,40	21	34	33		1	8,2
04-mar	383,50	18	38		1		8
05-mar	401,60	18	56	42		0,6	7,9
08-mar	408,70	30	88	22		0,8	8,3
09-mar	450,80	30	106		1		8,6
10-mar	380,60	26	80	47		0,5	8,1
11-mar	394,50	22	45		1		7,5
12-mar	380,50	20	40	49		0,7	7,5
15-mar	390,80	24	42	3		1	7,6
16-mar	401,30	23	64		1		7,4
17-mar	394,50	24	48	1		1	7,7
18-mar	380,50	25	43		1	0,9	7,6
19-mar	430,20	29	102	1			7,9
22-mar	397,20	28	60	6		0,6	7,5
23-mar	398,20	24	220		1		6,9
24-mar	370,20	24	45	69		0,7	7,1
25-mar	382,30	19	55		1		7,3
26-mar	405,50	31	91	15		0,9	7,5
29-mar	466,80	28	166	78		1	7,8
30-mar	450,90	19	106		1		7,4
31-mar	396,80	15	46	2		0,4	6,3
01-abr	397,40	15	30		1		6,2
02-abr	395,80	20	47	1		1	7,2

CAUDAL (m³ / h)	T.O.C. (mg/l)	S.S. (mg/l)	N- amoniacal (mg/l)	Sulfuros (mg/l)	Fenoles (mg/l)	pH
400,66	23,33	59,87	13,14	1,00	0,88	7,23

7.2. ANEXO B: DISEÑO DE EQUIPOS.

7.2.1. DISEÑO DE EQUIPOS DEL TRATAMIENTO CONVENCIONAL.

7.2.1.1. CARGA DEL AGUA RESIDUAL.

El agua residual procedente del Tratamiento secundario, es impulsada mediante bombas a la balsa de coagulación. Se instalarán tres bombas colocadas en paralelo, dos de ellas en funcionamiento y la otra se mantiene en situación de reserva.

Cada una de las bombas que se instalarán cumple las siguientes características:

- Caudal de diseño: 230 m³/h.
- Presión diferencial: 2 kg/cm².
- Potencia motor: 22 kW.
- Temperatura de operación: 30 °C.

Para ello, se tomarán unas bombas verticales y el material del que están realizadas es acero AISI-316.

7.2.1.2. CLARIFICACIÓN, DECANTACIÓN, DESCARBONATACIÓN.

7.2.1.2.1. Balsa de coagulación.

Los parámetros de diseño de la balsa de coagulación son:

- Caudal diseño: 460 m³/h.
- Tiempo de residencia: 30 min.

Con ello las dimensiones de la balsa de coagulación son 8000 mm de diámetro y 4000 mm de profundidad, estando realizada en hormigón con recubrimiento.

Como sistema de agitación se ha seleccionado un agitador sumergible cuyas características son:

- Potencia motor: 1,1 kW.
- Diámetro de hélice: 1050 mm.
- Velocidad de giro: 900 rpm.
- Material: Acero inoxidable.

7.2.1.2.2. DOSIFICACIÓN DE CAL.

La lechada de cal se prepara a partir de cal comercial la cual se tiene almacenada en un silo y se suministra un caudal de 4 m³/h. El recipiente para la preparación de la lechada tiene las siguientes características:

- Tanque de tipo vertical.
- Diámetro: 2200 mm.
- Altura: 2200 mm.
- Volumen: 7,5 m³.
- Tiempo de reposición: 90 min.
- Temperatura de operación: 40 °C.
- Material: Acero AISI-304.

El consumo de cal comercial es de 600 ppm. Por tanto el caudal de reactivo que se ha de suministrar viene dado por la expresión:

$$\text{Aporte de cal} = \text{ppm} \times Q$$

donde:

- ppm: dosis de cal comercial a emplear.
- Q: caudal a tratar.

Sustituyendo valores se tiene:

$$\text{Aporte de cal} = 0,6 \times 460 = 276 \text{ kg/h.}$$

Este recipiente dispone de un agitador para la realización de la mezcla. Como sistema de agitación se ha seleccionado un agitador sumergible cuyas características son:

- Potencia motor: 1,5 kW.
- Diámetro de hélice: 700 mm.
- Velocidad de giro: 1200 rpm.
- Material: Acero inoxidable.

El silo donde se encuentra almacena la cal tiene las siguientes características:

- Silo de tipo vertical.
- Diámetro: 4000 mm.
- Altura: 11000 mm.
- Volumen: 135 m³.
- Tiempo de reposición: 40 días.
- Temperatura de operación: 30 °C.
- Material: Acero AISI-304.

La cal comercial se transporta al recipiente de preparación de lechada de cal, se realiza mediante un tornillo sin fin con las siguientes características:

- Tornillo de tipo horizontal.
- Longitud: 4000 mm.
- Potencia motor: 1,1kW.
- Velocidad de giro: 1500 rpm.

La lechada de cal es enviada a la balsa de coagulación mediante bombas. Se instalarán dos bombas colocadas en paralelo, una de ellas en funcionamiento y la otra se mantiene en situación de reserva.

Cada una de las bombas que se instalarán cumple las siguientes características:

- Caudal de diseño: 4 m³/h.
- Presión diferencial: 1 kg/cm².
- Potencia motor: 1,5 kW.
- Temperatura de operación: 30 °C.

Para ello, se tomarán unas bombas centrífugas y el material del que están realizadas es acero inoxidable.

7.2.1.2.3. DOSIFICACIÓN DE SULFATO FÉRRICO.

Primeramente hay que decir que los cálculos realizados a continuación sobre la dosificación sulfato férrico, se han realizado teniendo en cuenta que este se inyecta en dos puntos distintos que son: la balsa de coagulación y la entrada a la filtración secundaria.

El recipiente para la preparación del coagulante primario tiene las siguientes características:

- Tanque de tipo vertical.
- Longitud: 2500 mm.
- Ancho: 2500 mm.
- Altura: 5000 mm.
- Volumen: 25 m³.
- Tiempo de reposición: 20 días.
- Temperatura de operación: 30 °C.
- Material: Plástico reforzado con fibra de vidrio.

El consumo de sulfato férrico es de 130 ppm en ambos casos. Por tanto el caudal de reactivo que se ha de suministrar viene dado por la expresión:

$$\text{Aporte de sulfato férrico} = \text{ppm} \times Q$$

donde:

- ppm: dosis de sulfato férrico a emplear.
- Q: caudal a tratar.

Sustituyendo valores se tiene:

$$\text{Aporte de sulfato férrico a la balsa a la coagulación} = 0,13 \times 460 = 60 \text{ kg/h.}$$

$$\text{Aporte de sulfato férrico a la filtración secundaria} = 0,13 \times 280 = 36 \text{ kg/h.}$$

El tanque de sulfato férrico es repuesto mediante un camión-cisterna mediante una bomba de carga.

La bomba que se instalará cumple las siguientes características:

- Caudal de diseño: 20 m³/h.
- Presión diferencial: 1 kg/cm².
- Potencia motor: 3,7 kW.
- Temperatura de operación: 30 °C.

Para ello, se tomaran una bomba centrífuga y el material del que está realizada es acero y polipropileno.

El coagulante primario preparado en el tanque es enviado mediante bombas. Para ello se instalaran tres bombas colocadas en paralelo, dos de ellas en funcionamiento y la otra se mantiene en situación de reserva.

Cada una de las bombas que se instalaran cumple las siguientes características:

- Caudal de diseño: 0,05 m³/h.
- Presión diferencial: 1,5 kg/cm².
- Potencia motor: 0,2 kW.
- Temperatura de operación: 30 °C.

Para ello, se tomarán unas bombas de membrana y el material del que están realizadas es polipropileno.

7.2.1.2.4. Balsa de Floculación.

Los parámetros de diseño de la balsa de floculación son:

- Caudal diseño: 460 m³/h.
- Tiempo de residencia: 30 min.

Con ello las dimensiones de la balsa de floculación son de 7500 mm de diámetro y 5000 mm de profundidad, estando realizada en hormigón con recubrimiento.

Como sistema de agitación se ha seleccionado un agitador sumergible cuyas características son:

- Potencia motor: 3 kW.
- Diámetro de hélice: 800 mm.
- Velocidad de giro: 900 rpm.
- Material: Acero inoxidable.

La balsa de decantación envía un caudal medio de 6,5 m³/h de lodos para la recirculación hacia la balsa de floculación y purga. Para ello se emplean tres bombas en paralelo, dos de ellas funcionando y otra en situación de reserva.

Cada una de las bombas que se instalaran cumple las siguientes características:

- Caudal de diseño: 25 m³/h.
- Presión diferencial: 3,5 kg/cm².
- Potencia motor: 15 kW.
- Temperatura de operación: 30 °C.

Para ello, se tomarán unas bombas de tornillo y el material del que están realizadas es acero inoxidable.

7.2.1.2.5. DOSIFICACIÓN DE POLIELECTROLITO.

La solución de polielectrolito se prepara a partir de polielectrolito puro en estado líquido, el cual se encuentra almacenado en un recipiente con un agitador mandando un caudal de 3,8 L/h. El recipiente de almacenamiento del polielectrolito puro tiene las siguientes características:

- Tanque de tipo vertical.
- Longitud: 1000 mm.
- Ancho: 1000 mm.
- Altura: 1000 mm.
- Volumen: 1 m³.
- Tiempo de reposición: 7 días.
- Temperatura de operación: 30 °C.
- Material: Polietileno.

Este recipiente dispone de un agitador para la realización de la mezcla. Como sistema de agitación se ha seleccionado un agitador sumergible cuyas características son:

- Potencia motor: 1 kW.
- Diámetro de hélice: 700 mm.
- Velocidad de giro: 900 rpm.
- Material: Acero inoxidable.

Este polielectrolito puro es enviado mediante una bomba al recipiente de preparación de polielectrolito. La bomba que se instalara cumple las siguientes características:

- Caudal de diseño: 0,004 m³/h.
- Presión diferencial: 1,5 kg/cm².
- Potencia motor: 0,09 kW.
- Temperatura de operación: 30 °C.

Para ello, se tomarán unas bombas de membrana y el material del que están realizadas es acero AISI-316.

El recipiente de preparación del polielectrolito tiene las siguientes características:

- Tanque de tipo vertical.
- Longitud: 1000 mm.
- Ancho: 1000 mm.
- Altura: 1000 mm.
- Volumen: 1 m³.
- Tiempo de reposición: 4 días.
- Temperatura de operación: 30 °C.
- Material: Polietileno.

El consumo de polielectrolito puro es de 6 ppm. Por tanto el caudal de reactivo que se ha de suministrar viene dado por la expresión:

$$\text{Aporte de polielectrolito} = \text{ppm} \times Q$$

donde:

- ppm: dosis de polielectrolito a emplear.
- Q: caudal a tratar.

Sustituyendo valores se tiene:

$$\text{Aporte de polielectrolito} = 0,006 \times 480 = 3 \text{ kg/h.}$$

Este recipiente dispone de un agitador para la realización de la mezcla. Como sistema de agitación se ha seleccionado un agitador sumergible cuyas características son:

- Potencia motor: 1 kW.
- Diámetro de hélice: 700 mm.
- Velocidad de giro: 900 rpm.
- Material: Acero inoxidable.

El polielectrolito preparado es enviado a la balsa de floculación mediante dos bombas, de las cuales una se encuentra funcionando mientras la otra se encuentra en situación de reserva.

Las bombas que se instalaran cumplen las siguientes características:

- Caudal de diseño: 0,25 m³/h.
- Presión diferencial: 1,5 kg/cm².
- Potencia motor: 0,12 kW.
- Temperatura de operación: 30 °C.

Para ello, se tomarán unas bombas de membrana y el material del que están realizadas es polipropileno.

7.2.1.2.6. DOSIFICACIÓN DE HIPOCLORITO SÓDICO.

El hipoclorito sódico de solución comercial se encuentra almacenado en un tanque. El recipiente para la preparación tiene las siguientes características:

- Tanque de tipo vertical.
- Longitud: 2500 mm.
- Ancho: 2500 mm.

- Altura: 5000 mm.
- Volumen: 25 m³.
- Tiempo de reposición: 14 días.
- Temperatura de operación: 30 °C.
- Material: Plástico reforzado con fibra de vidrio.

El consumo de hipoclorito sódico es de 15 ppm. Por tanto el caudal de reactivo que se ha de suministrar viene dado por la expresión:

$$\text{Aporte de hipoclorito sódico} = \text{ppm} \times Q$$

donde:

- ppm: dosis de hipoclorito sódico comercial a emplear.
- Q: caudal a tratar.

Sustituyendo valores se tiene:

$$\text{Aporte de hipoclorito sódico} = 0,015 \times 460 = 7 \text{ kg/h.}$$

El tanque de hipoclorito sódico es repuesto mediante un camión-cisterna mediante una bomba de carga.

La bomba que se instalará cumple las siguientes características:

- Caudal de diseño: 20 m³/h.
- Presión diferencial: 1 kg/cm².
- Potencia motor: 3,7 kW.
- Temperatura de operación: 30 °C.

Para ello, se tomarán una bomba centrífuga y el material del que está realizada es acero y polipropileno

La solución de hipoclorito sódico preparada en el tanque, envía mediante bombas un caudal de 60 L/h. Para ello se instalarán dos bombas colocadas en paralelo, una de ellas en funcionamiento y la otra se mantiene en situación de reserva.

Cada una de las bombas que se instalarán cumple las siguientes características:

- Caudal de diseño: 0,1 m³/h.
- Presión diferencial: 2,5 kg/cm².
- Potencia motor: 0,25 kW.
- Temperatura de operación: 30 °C.

Para ello, se tomarán unas bombas de membrana y el material del que están realizadas es polipropileno.

7.2.1.3. TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA.

El agua que sale de la balsa de decantación es almacenada por gravedad en un tanque, para de ahí ser enviadas a la filtración primaria. Los parámetros de diseño son:

- Caudal diseño: 480 m³/h.
- Tiempo de residencia: 15 min.

Con ello las dimensiones del tanque son 7000 mm de diámetro y 6000 mm de profundidad, estando realizada en acero AISI-304.

El agua contenida en este tanque es enviada a la filtración primaria mediante bombas. Para ello se instalarán tres bombas colocadas en paralelo, dos de ellas en funcionamiento y la otra se mantiene en situación de reserva.

Cada una de las bombas que se instalaran cumple las siguientes características:

- Caudal de diseño: 236 m³/h.
- Presión diferencial: 3 kg/cm².
- Potencia motor: 37 kW.
- Temperatura de operación: 30 °C.

Para ello, se tomarán unas bombas de centrífugas y el material del que están realizadas es acero inoxidable.

7.2.4. FILTRACIÓN PRIMARIA.

Para la filtración primaria se colocan tres filtros en paralelo, dos de los cuales se encuentran en funcionamiento mientras que el otro se encuentra en reserva. Cuando uno de los dos filtros se limpia, el filtro de arena en reserva entra en funcionamiento.

Los parámetros de diseño de cada filtro de arena son:

- Caudal diseño: 236 m³/h.
- Presión de diseño: 5 kg/ cm².
- Tiempo de residencia: 6 h.
- Lavado: 1 lavado cada 24 h.

Con ello las dimensiones de los filtros son 5000 mm de diámetro y 2500 mm de profundidad, estando realizada en acero inoxidable con pintura antiácida.

7.2.1.4.1. TANQUE FORMACIÓN DE CLORAMINAS.

Hay que tener en cuenta que la Ósmosis Inversa ha sido diseñada para tratar un caudal de 280 m³/h, y a la salida de la filtración primaria tenemos un caudal de punta (diseño) de 460 m³/h. Con ello, una parte de este agua es enviada hacia la balsa de almacenamiento, donde se tiene el agua destinada a Otros Servicios.

Por ello, hacia el tanque de formación de cloraminas se desvía un caudal menor. El agua que sale de los filtros es almacenada por gravedad en un tanque, para de ahí ser enviadas a la filtración secundaria. Los parámetros de diseño son:

- Caudal diseño: 280 m³/h.
- Tiempo de residencia: 1 h.

Con ello las dimensiones del tanque de formación de cloraminas son 8000 mm de diámetro y 12000 mm de profundidad, estando realizada en acero AISI-304.

7.2.1.4.2. DOSIFICACIÓN DE SULFATO AMÓNICO.

El recipiente de preparación del sulfato amónico tiene las siguientes características:

- Tanque de tipo vertical.
- Longitud: 1000 mm.
- Ancho: 1000 mm.
- Altura: 1000 mm.
- Volumen: 1 m³.
- Tiempo de reposición: 4 días.
- Temperatura de operación: 30 °C.
- Material: Plástico reforzado con fibra de vidrio.

El consumo de sulfato amónico puro es de 1,5 ppm. Por tanto el caudal de reactivo que se ha de suministrar viene dado por la expresión:

$$\text{Aporte de sulfato amónico} = \text{ppm} \times Q$$

donde:

- ppm: dosis de sulfato amónico a emplear.
- Q: caudal a tratar.

Sustituyendo valores se tiene:

$$\text{Aporte de sulfato amónico} = 0,0015 \times 280 = 0,5 \text{ kg/h.}$$

Este recipiente dispone de un agitador para la realización de la mezcla. Como sistema de agitación se ha seleccionado un agitador sumergible cuyas características son:

- Potencia motor: 0,37 kW.
- Diámetro de hélice: 185 mm.
- Velocidad de giro: 900 rpm.
- Material: Acero inoxidable.

El sulfato amónico preparado es inyectado en la tubería de entrada del tanque de preparación de cloraminas mediante dos bombas, de las cuales una se encuentra funcionando mientras la otra se encuentra en situación de reserva.

Las bombas que se instalaran cumplen las siguientes características:

- Caudal de diseño: 0,007 m³/h.
- Presión diferencial: 1 kg/cm².
- Potencia motor: 0,25 kW.
- Temperatura de operación: 30 °C.

Para ello, se tomarán unas bombas de membrana y el material del que están realizadas es polipropileno.

7.2.1.4.3. Balsa de Almacenamiento.

Los parámetros de diseño de la balsa de almacenamiento son:

- Caudal diseño: 180 m³/h.
- Tiempo de residencia: 1 h.

Con ello las dimensiones de la balsa de almacenamiento son 8000 mm de largo, 6000 mm de ancho y 4000 mm de profundidad, estando realizada en hormigón.

El agua es enviada de la filtración primaria a la balsa de almacenamiento mediante el empleo de bombas. Para ello se instalarán dos bombas colocadas en paralelo, una de ellas en funcionamiento y la otra se mantiene en situación de reserva.

Cada una de las bombas que se instalarán cumple las siguientes características:

- Caudal de diseño: 180 m³/h.
- Presión diferencial: 2,5 kg/cm².
- Potencia motor: 30 kW.
- Temperatura de operación: 30 °C.

Para ello, se tomarán unas bombas de centrífugas y el material del que están realizadas es acero inoxidable.

7.2.1.4.4. Dosificación de Ácido Sulfúrico.

Primeramente hay que decir que los cálculos que se han realizado a continuación sobre la dosificación ácido sulfúrico, se han realizado teniendo en cuenta que este se inyecta en dos puntos distintos que son: la tubería de entrada a la balsa de almacenamiento, y el otro que es la entrada a la filtración secundaria.

El recipiente donde se encuentra almacenado el ácido sulfúrico del 98 % tiene las siguientes características:

- Tanque de tipo vertical.
- Longitud: 2500 mm.
- Ancho: 2500 mm.
- Altura: 5000 mm.
- Volumen: 25 m³.
- Tiempo de reposición: 5 días.
- Temperatura de operación: 30 °C.
- Material: Acero pintado.

El consumo de ácido sulfúrico para la balsa de almacenamiento es de 250 ppm, mientras que para la entrada a la filtración secundaria es de 450 ppm. Por tanto el caudal de reactivo que se ha de suministrar viene dado por la expresión:

$$\text{Aporte de ácido sulfúrico} = \text{ppm} \times Q$$

donde:

- ppm: dosis de ácido sulfúrico a emplear.
- Q: caudal a tratar.

Sustituyendo valores se tiene:

$$\text{Aporte de ácido sulfúrico a la balsa de almacenamiento} = 0,25 \times 180 = 45 \text{ kg/h.}$$

$$\text{Aporte de ácido sulfúrico a la filtración secundaria} = 0,45 \times 280 = 125 \text{ kg/h.}$$

El tanque de ácido sulfúrico es repuesto mediante un camión-cisterna mediante una bomba de carga.

La bomba que se instalará cumple las siguientes características:

- Caudal de diseño: 20 m³/h.
- Presión diferencial: 1,8 kg/cm².
- Potencia motor: 3,7 kW.
- Temperatura de operación: 30 °C.

Para ello, se tomarán una bomba centrífuga y el material del que está realizada es acero AISI-316.

El ácido sulfúrico almacenado en el tanque es enviado mediante bombas. Para ello se instalarán tres bombas colocadas en paralelo, dos de ellas en funcionamiento y la otra se mantiene en situación de reserva.

Cada una de las bombas que se instalarán cumple las siguientes características:

- Caudal de diseño: 0,215 m³/h.
- Presión diferencial: 4,5 kg/cm².
- Potencia motor: 0,25 kW.
- Temperatura de operación: 30 °C.

Para ello, se tomarán unas bombas de membrana y el material del que están realizadas es polipropileno.

7.2.1.5. FILTRACIÓN SECUNDARIA.

El agua procedente del tanque de formación de cloraminas es enviado a la filtración secundaria por medio de bombas. Para ello se instalarán dos bombas colocadas en paralelo, una de ellas en funcionamiento y la otra se mantiene en situación de reserva.

Cada una de las bombas que se instalaran cumple las siguientes características:

- Caudal de diseño: 140 m³/h.
 - Presión diferencial: 4,4 kg/cm².
 - Potencia motor: 30 kW.
- Temperatura de operación: 30 °C.

Para ello, se tomarán unas bombas de centrífugas y el material del que están realizadas es acero inoxidable.

Para la filtración secundaria se colocan tres filtros en paralelo, dos de los cuales se encuentran en funcionamiento mientras que el otro se encuentra en reserva. Cuando uno de los dos filtros se limpia, el filtro de arena en reserva entra en funcionamiento.

Los parámetros de diseño de cada filtro de arena son:

- Caudal diseño: 140 m³/h.
- Presión de diseño: 6,5 kg/ cm².
- Tiempo de residencia: 6 h.
- Lavado: 1 lavado cada 24 h.

Con ello las dimensiones de los filtros son 3500 mm de diámetro y 2500 mm de profundidad, estando realizada en acero inoxidable con pintura antiácida.

7.2.1.5.1. DOSIFICACIÓN DE DISPERSANTE.

El recipiente de preparación del dispersante tiene las siguientes características:

- Tanque de tipo vertical.
- Longitud: 1000 mm.
- Ancho: 1000 mm.
- Altura: 1000 mm.
- Volumen: 1 m³.

- Tiempo de reposición: 4 días.
- Temperatura de operación: 30 °C.
- Material: Polietileno.

El consumo de dispersante es de 2 ppm. Por tanto el caudal de reactivo que se ha de suministrar viene dado por la expresión:

$$\text{Aporte de dispersante} = \text{ppm} \times Q$$

donde:

- ppm: dosis de dispersante a emplear.
- Q: caudal a tratar.

Sustituyendo valores se tiene:

$$\text{Aporte de dispersante} = 0,002 \times 280 = 0,5 \text{ kg/h.}$$

El dispersante preparado es inyectado mediante dos bombas, de las cuales una se encuentra funcionando mientras la otra se encuentra en situación de reserva.

Las bombas que se instalaran cumplen las siguientes características:

- Caudal de diseño: 0,004 m³/h.
- Presión diferencial: 4 kg/cm².
- Potencia motor: 0,25 kW.
- Temperatura de operación: 30 °C.

Para ello, se tomarán unas bombas de membrana y el material del que están realizadas es polipropileno.

7.2.1.6. FILTRACIÓN CON CARTUCHOS.

Para la filtración con cartuchos se colocan dos filtros en paralelo, uno de los cuales se encuentra en funcionamiento mientras que el otro se encuentra en reserva. Cuando un filtro se limpia, el filtro de arena en reserva entra en funcionamiento.

Los parámetros de diseño de cada filtro de arena son:

- Caudal diseño: 280 m³/h.
- Presión de diseño: 6,5 kg/ cm².
- Selectividad: 5 μm.
- Lavado: 1 lavado cada 24 h.

Con ello las dimensiones de los filtros son 500 mm de diámetro y 2000 mm de profundidad, estando realizada en acero inoxidable.

7.2.1.7. EQUIPOS DE LAVADO DE FILTROS.

El agua de lavado de los filtros se encuentra almacenada en un tanque, el cual se encarga de suministrar el agua a la filtración primaria o a la secundaria indistintamente.

Los parámetros de diseño del tanque son:

- Caudal diseño: 280 m³/h.
- Tiempo de residencia: 1 h.

Con ello las dimensiones del tanque son 8000 mm de largo, 8000 mm de ancho y 5000 mm de profundidad, estando realizada en acero AISI-304.

El agua de lavado es enviada a los filtros mediante bombas. Para ello se tienen dos bombas colocadas en paralelo, una de ellas en funcionamiento mientras la otra permanece en situación de reserva.

Las bombas que se instalaran cumplen las siguientes características:

- Caudal de diseño: 320 m³/h.
- Presión diferencial: 2 kg/cm².
- Potencia motor: 30 kW.
- Temperatura de operación: 30 °C.

Para ello, se tomarán unas bombas centrífugas y el material del que están realizadas es acero inoxidable.

Después del agua de lavado se introduce aire en los filtros para su total limpieza. Para ello van colocados dos soplantes que inyectan aire al mismo cuyas características son:

- Caudal de diseño: 875 Nm³/h.
- Presión diferencial: 0,4 kW.
- Potencia motor: 15 kW
- Velocidad de giro: 1500 rpm.
- Material: Acero AISI-316.

7.2.1.7.1. TANQUE DE RECUPERACIÓN DEL AGUA DE LAVADO.

El agua procedente de la limpieza de los filtros se manda a un tanque de recuperación del agua de lavado.

Los parámetros de diseño del tanque son:

- Caudal diseño: 280 m³/h.
- Tiempo de residencia: 1 h.

Con ello las dimensiones del tanque son 8000 mm de largo, 8000 mm de ancho y 5000 mm de profundidad, estando realizada en acero AISI-304.

El agua contenida en este tanque es enviada mediante bombas a la balsa de coagulación. Para ello se tienen dos bombas colocadas en paralelo, una de ellas en funcionamiento mientras la otra permanece en situación de reserva.

Las bombas que se instalaran cumplen las siguientes características:

- Caudal de diseño: 14 m³/h.
- Presión diferencial: 1,5 kg/cm².
- Potencia motor: 2,2 kW.
- Temperatura de operación: 30 °C.

Para ello, se tomarán unas bombas centrífugas y el material del que están realizadas es acero inoxidable.

7.2.1.8. BOMBEO A ÓSMOSIS INVERSA.

El agua procedente de los filtros de cartucho es enviada a los racks de Ósmosis Inversa por medio de bombas. Para ello se instalaran tres bombas colocadas en paralelo, dos de ellas en funcionamiento alimentando cada una a cada rack por separado y la otra se mantiene en situación de reserva.

Cada una de las bombas que se instalaran cumple las siguientes características:

- Caudal de diseño: 140 m³/h.
- Presión diferencial: 20 kg/cm².
- Potencia motor: 132 kW.
- Temperatura de operación: 30 °C.

Para ello, se tomarán unas bombas centrífugas horizontales multifásicas gobernadas por variadores de frecuencia, y el material del que están realizadas es acero inoxidable.

7.2.1.9. RACKS DE ÓSMOSIS INVERSA.

El agua procedente de las bombas de alta presión llega a los racks de Ósmosis Inversa. Para ello se ha dispuesto el rack en dos etapas. Con ello el rechazo que sale de los módulos de la primera etapa será la alimentación de los módulos de la segunda etapa, y el rechazo de esta segunda etapa es el rechazo general del Rack.

Los datos de diseño para cada rack de Ósmosis Inversa son los siguientes:

- Producción: 90 m³/h.
- Número de etapas: 2.
- Módulos en la 1ª etapa: 18.
- Módulos en la 2ª etapa: 10.
- Largo de cada módulo: 8000 mm.
- Ancho de cada módulo: 2000 mm.
- Volumen de cada Rack: 9 m³.
- Temperatura de operación: 30 °C.
- Membranas/ módulo: 6.
- Módulos totales por Rack: 28.
- Membranas totales por Rack: 168.
- Conversión: 80 %.
- Material: Acero pintado.

7.2.1.10. EQUIPOS PARA LAVADO DE ÓSMOSIS INVERSA.

Para el lavado de los racks se tiene un recipiente donde se produce la mezcla del agua con los aditivos (biodetergentes más un ácido cítrico o bien sosa) introducidos para realizar dicha misión.

Los parámetros de diseño del recipiente son:

- Caudal diseño: 50 m³/h.
- Tiempo de residencia: 15 min.

Con ello las dimensiones del recipiente son 1600 mm de diámetro y 2500 mm de altura, estando realizado en polipropileno.

Como sistema de agitación se ha seleccionado un agitador sumergible cuyas características son:

- Potencia motor: 0,5 Kw.
- Diámetro de hélice: 600 mm.
- Velocidad de giro: 900 rpm.
- Material: Acero inoxidable.

El agua de lavado es impulsada a los racks de Ósmosis mediante bombas. Para ello instalarán dos bombas colocadas en paralelo, una de ellas en funcionamiento y la otra se mantiene en situación de reserva. Previamente a la entrada de las bombas el agua es pasada por un filtro de cartuchos, el cual tiene las mismas características que los filtros de cartuchos de la filtración secundaria.

Cada una de las bombas que se instalarán cumple las siguientes características:

- Caudal de diseño: 140 m³/h.
- Presión diferencial: 4 kg/cm².
- Potencia motor: 22 kW.
- Temperatura de operación: 30 °C.

Para ello, se tomarán unas bombas centrífugas y el material del que están realizadas es acero inoxidable.

7.2.1.11. DESGASIFICADOR.

Los parámetros de diseño del desgasificador son:

- Caudal diseño: 180 m³/h.
- Tiempo de residencia: 10 min.

Con ello las dimensiones de la balsa del desgasificador son 2000 mm de diámetro y 4500 mm de altura, estando realizado en plástico reforzado con fibra de vidrio.

En el desgasificador van colocados dos soplantes que inyectan aire al mismo cuyas características son:

- Caudal de diseño: 3560 Nm³/h.
- Presión diferencial: 0,2 kW.
- Potencia motor: 30 kW.
- Velocidad de giro: 1500 rpm.
- Material: Polipropileno.

7.2.1.12. RECIPIENTE DE AGUA PARA FLUSHING.

El agua que sale por el desgasificador pasa continuamente por el recipiente cuya función es la de almacenar el agua para el flushing. Por la línea de rebose de este, el agua es enviada a la balsa de almacenamiento de agua osmotizada.

Los parámetros de diseño del recipiente son:

- Caudal diseño: 180 m³/h.
- Tiempo de residencia: 15 min.

Con ello las dimensiones del recipiente son 3000 mm de diámetro y 6000 mm de altura, estando realizado en plástico reforzado con fibra de vidrio.

7.2.1.13. Balsa de Almacenamiento de Agua Osmotizada.

El agua que sale del recipiente de agua para flushing es enviada a la balsa de almacenamiento. De aquí se tomará el agua para los distintos usos que se requieran dentro de la Refinería.

Los parámetros de diseño de la balsa son:

- Caudal diseño: 180 m³/h.
- Tiempo de residencia: 30 min.

Con ello las dimensiones del recipiente son 8000 mm de longitud, 4000 mm de ancho y 3000 mm de altura, estando realizado en hormigón.

7.2.2. DISEÑO DE EQUIPOS DEL TRATAMIENTO DE MEMBRANAS SUMERGIDAS.

7.2.2.1. CARGA DEL AGUA RESIDUAL.

La carga de agua residual se realizará con las mismas bombas que las usadas en el Tratamiento convencional, por ello para ver sus características ver el diseño de equipos del Tratamiento Convencional.

7.2.2.2. COAGULADOR-DECANTADOR.

7.2.2.2.1. COAGULADOR-DECANTADOR.

Los parámetros de diseño del coagulador-decantador son:

- Caudal diseño: 460 m³/h.
- Tiempo de residencia: 30 min.

Con ello las dimensiones de la balsa de coagulación son 10000 mm de diámetro y 3000 mm de profundidad, estando realizada en hormigón con recubrimiento.

7.2.2.2.2. DOSIFICACIÓN DE CAL Y SULFATO FÉRRICO.

Estas dos dosificaciones se realizan de la misma manera que en el Tratamiento Convencional, por ello para ver sus características ver el diseño de equipos del Tratamiento Convencional.

7.2.2.3. FILTROS DE ARENA.

Los filtros de arena que se utilizaran en esta etapa son los mismos que los usados en la filtración primaria del Tratamiento convencional, por ello para ver sus características ver el diseño de equipos del Tratamiento convencional.

7.2.2.4. MEMBRANAS SUMERGIDAS.

7.2.2.4.1. CARACTERÍSTICAS DEL AGUA DE ENTRADA.

Las características que tenemos en el agua de entrada al tanque donde se encuentran introducidas las membranas sumergidas son las siguientes:

CONTAMINANTES	CANTIDAD
CAUDAL (m / h)	460
SÓLIDOS EN SUSPENSIÓN (mg / l)	30
TURBIEDAD (NTU)	20
DBO ₅ (mg / l)	27
COT (mg / l)	104
CONDUCTIVIDAD (μ S / cm)	1690
pH	7,96

TABLA 7.1: CARACTERÍSTICAS DEL AGUA A LA ENTRADA.

7.2.2.4.2. DOSIFICACIÓN DE HIPOCLORITO SÓDICO.

La dosificación se realiza de la misma manera que en el Tratamiento Convencional, por ello para ver sus características ver el diseño de equipos del Tratamiento Convencional.

7.2.2.4.3. DOSIFICACIÓN DE POLIELECTROLITO.

Según pruebas realizadas en planta piloto, se obtiene que la dosis óptima de coagulante es de 0,1 g cloruro férrico /g de sólidos en suspensión, consiguiendo con ello llegar a factores de eliminación de la turbiedad entre un 95 -98 % (Porntip Choksuchart, Marc Héran, Alain Grasmick, 2002).

Sabemos que la concentración de sólidos en suspensión es de 30 mg / l, y con ello tenemos que la dosis necesaria es de 3 mg / l.

$$\text{Aporte de cloruro férrico} = 3 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \cdot \frac{10^3 \text{ l}}{1 \text{ m}^3} \cdot 460 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} = 1.380 \frac{\text{mg}}{\text{h}}$$

7.2.2.4.4. MEMBRANAS SUMERGIDAS.

Para el estudio de este equipo, ya que es el más novedoso dentro de este proyecto, lo vamos a separar su diseño en tres partes:

- Cálculo del área de membrana necesaria.
- Cálculo del tiempo de limpieza.
- Equipos necesarios.

7.2.2.4.4.1. CÁLCULO DEL ÁREA DE MEMBRANA.

Lo primero que hay que decir que para esta alternativa se han usado membranas ZENON serie 500b, con las siguientes características geométricas:

- Diámetro exterior = 1,9 mm.
- Diámetro interior = 1 mm.
- Longitud = 1,6 m.

Realizando un corte transversal de un módulo de membranas sumergidas, lo primero que se hace es asumir que estas se encuentran regularmente espaciadas las unas de las otras, tal y como puede verse en la figura.

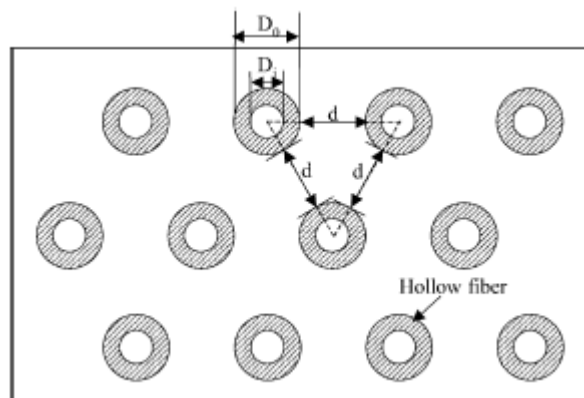


FIGURA 6.1: CORTE TRANSVERSAL DE UN MÓDULO.

donde:

D_0 = Diámetro exterior de la membrana.

D_i = Diámetro interior de la membrana.

d = Separación entre membranas. ($d = 1,9$ mm)

El primer cálculo consiste en calcular el número de densidad de membranas de un módulo en una sección transversal, $\frac{N}{A_m}$, la cual es obtenida por simples relaciones trigonométricas (Seong-Hoon Yoon, Hyung-Soo Kim, Ik-Tae Yeom, 2004):

$$\frac{N}{A_m} = \frac{2}{\sqrt{3}(D_0 + d)^2}$$

donde :

N = Número de membranas en un módulo.

A_m = Área seccional de un módulo.

Para el caso de estudio su valor es:

$$\frac{N}{A_m} = \frac{2}{\sqrt{3}(D_0 + d)^2} = 80.000m^{-2}$$

A continuación, se calcula la densidad de empaquetamiento, $\frac{aN}{A_m}$, que no es más que multiplicar el resultado anterior por el área superficial de una membrana (Seong-Hoon Yoon, Hyung-Soo Kim, Ik-Tae Yeom, 2004):

$$a = \pi \cdot D_0 \cdot L$$

$$\frac{aN}{A_m} = \frac{2\pi D_0 L}{\sqrt{3}(D_0 + d)^2}$$

donde:

a = Área superficial de una membrana.

L = Longitud de una membrana.

Para el caso de estudio su valor es:

$$a = \pi \cdot D_0 \cdot L = 9,55 \cdot 10^{-3} m.$$

$$\frac{aN}{A_m} = \frac{2\pi D_0 L}{\sqrt{3}(D_0 + d)^2} = 764$$

Para el diseño de este tipo de membranas se tiene en cuenta que existe un espacio libre en la sección transversal, para que así pueda circular el flujo entre las membranas. Para el diseño se suele tomar que este espacio libre ($\varepsilon = 0,5$) es la mitad de la sección transversal.

Teniendo en cuenta todo esto se tiene la siguiente ecuación (Seong-Hoon Yoon, Hyung-Soo Kim, Ik-Tae Yeom, 2004):

$$\frac{Q}{A} = \frac{2J\pi D_0 L \varepsilon}{\sqrt{3}(D_0 + d)^2}$$

donde :

Q = flujo total (m³ / h).

A = Área total de membrana (m²).

J = Flujo (m / h).

ε = Espacio libre.

El flujo se toma a partir de la siguiente gráfica (Seong-Hoon Yoon, Hyung-Soo Kim, Ik-Tae Yeom, 2004):

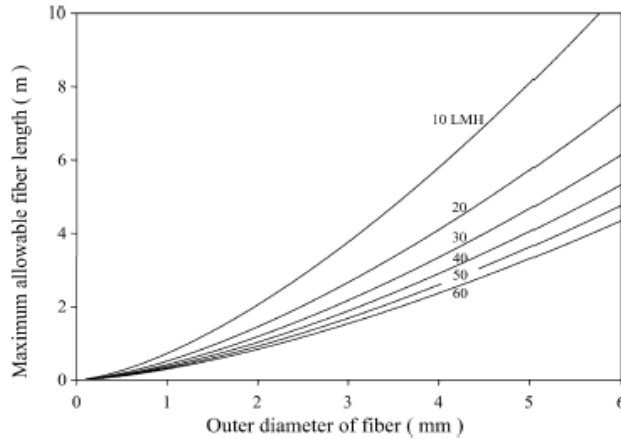


FIGURA 7.2: GRÁFICA PARA EL CÁLCULO DEL FLUJO.

Entrando en esta tabla con nuestros valores ($L = 1,6$ m, $D_0 = 1,9$ mm), tenemos que el flujo óptimo es de $J = 30$ LMH ($l / m^2 h$).

Por tanto sustituyendo valores se tiene:

$$\frac{Q}{A} = \frac{2 \cdot 0,03 \cdot \pi \cdot 0,0019 \cdot 1,6 \cdot 0,5}{\sqrt{3}(0,0019 + 0,0019)^2} = \frac{2,86 \cdot 10^{-4}}{2,50 \cdot 10^{-5}} = 11,44$$

Se sabe que $Q = 460 \text{ m}^3 / h$, por tanto:

$$A = \frac{460}{11,44} = 40,2 \text{ m}^2$$

Tomando las membranas ZENON, se tiene que cada módulo tiene un área superficial de membrana de 0,2 m². Por ello para esta alternativa se toma la siguiente disposición:

- Tres trenes en paralelo más uno en situación de reserva.
- Cada tren esta compuesto por diez casetes.
- Cada casete esta compuesto por ocho módulos.

Con todo ello se tiene un área de superficie de membrana total de 48 m², teniendo así un margen de seguridad en torno al 30 %. En cada tren se deja un espacio para la colocación de cuatro casetes más por tren, para posibles ampliaciones.

El número total de membranas lo podemos obtener de la siguiente fórmula (Seong-Hoon Yoon, Hyung-Soo Kim, Ik-Tae Yeom, 2004):

$$Q = N \cdot \pi \cdot D_0 \cdot L \cdot J$$

$$N = \frac{460}{\pi \cdot 0,0019 \cdot 1,6 \cdot 0,03} = 1.605.510$$

En este tipo de equipos el valor de la presión en la transmembrana oscila entre 20-30 kPa, ya que valores superiores a este implicarían que no pudiera obtenerse un flujo de permeado constante.

A continuación vamos a calcular el caudal de aire necesario a la hora de realizar la limpieza. Para ello, a partir de experiencias realizadas en plantas piloto, se toma un valor de 5 m³ aire / min m² (Seong-Hoon Yoon, Hyung-Soo Kim, Ik-Tae Yeom, 2004).

$$Q_{AIRE} = 5 \cdot A = 5 \cdot 40,2 = 201 \frac{m^3}{min} = 12.060 \frac{m^3}{h}$$

Por último vamos a calcular la energía necesaria para este proceso, la cual se toma de la altura que debe dar el compresor. Para este cálculo se desprecia la energía necesaria para la succión, porque esta es al igual que para el aire de experiencias realizadas en plantas piloto, se sabe que debe estar entre 0,3 y 0,8 bar.

En este proyecto se ha tomado un valor de 0,5 bar la presión necesaria de succión, siendo la potencia necesaria de 0,2 kW / h por m³ de agua tratada (Roy Arviv, Diana Mourato, John Coburn, 2001). La potencia necesaria para las soplates de aire se calcula a partir de la siguiente fórmula:

$$P = 0.306 \cdot Q_{AIRE} \cdot H^{0.8}$$

P = Potencia consumida (kW).

H = Presión en la cabeza (m).

$$P = 0.306 \cdot Q_{AIRE} \cdot H^{0.8} = 0.306 \cdot 210 \cdot 11,67^{0.8} = 459kW$$

7.2.2.4.4.2. CÁLCULO DEL TIEMPO DE LIMPIEZA.

Para el cálculo del tiempo de funcionamiento del sistema se va a usar la siguiente expresión, la cual relaciona el flujo unitario con el tiempo de filtración (Jungmin Lee, Won- Young Ahn and Chung- Hak Leek, 2000):

$$\frac{1}{J^2} = \left(\frac{R_m \mu}{\Delta P} \right)^2 + \frac{2\mu C_b \alpha}{\Delta P} t$$

donde :

J = Flujo (m / s).

R_m = Resistencia de la membrana (m⁻¹).

μ = Viscosidad (kg / m s).

ΔP = Presión en la transmembrana (Pa).

C_b = Concentración de sólidos (kg / m³).

α = Resistencia específica de la torta (m / kg).

t = Tiempo de filtración (s).

T = Turbiedad (NTU).

w = Concentración de sólidos en la torta por unidad de volumen filtrado (kg / m³).

Para el cálculo de R_m se hace una filtración con agua pura, por ello este valor es el mismo que el que se obtiene en una planta piloto siendo de $0,74 \cdot 10^{12}$ / m de membrana (Jungmin Lee, Won-Young Ahn, Chung-Hak Lee, 2000). Las membranas tienen un diámetro exterior de 1,9 mm y un diámetro interior de 1 mm. Con estos valores el espesor de la membrana es de 0,45 mm, lo cual da un valor de la resistencia de $3,33 \cdot 10^8$ (S. Delgado, F. Díaz, L. Vera, R. Díaz, S. Elmaleh, 2003).

De la tabla mostrada al principio se conoce que la cantidad de sólidos en suspensión es de 30 mg / l = 0,03 kg / m³, así como que el valor de la turbiedad es de 20 NTU. Con estos valores, junto con el del flujo que es de 30 l / m² h = $0,83 \cdot 10^{-6}$ m / s, se entra en la siguiente tabla que muestra los valores obtenidos para una planta piloto usando membranas ZENON (S. Delgado, F. Díaz, L. Vera, R. Díaz, S. Elmaleh, 2003):

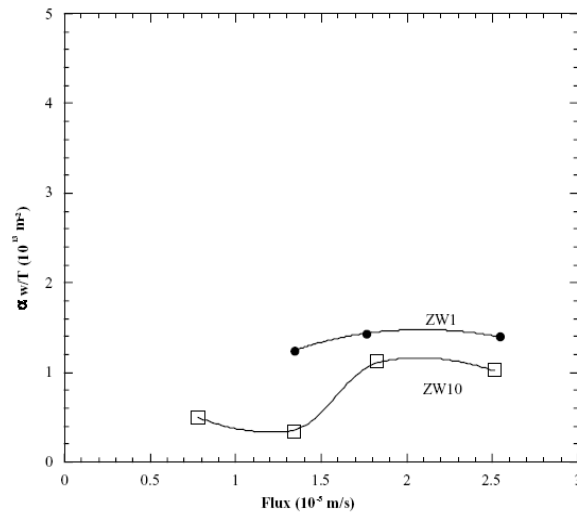


FIGURA 7.3: α_w / T FRENTE AL FLUJO.

Entrando en la tabla para ZW10 se tiene un valor de $\frac{\alpha \omega}{T}$ de 0,65. Sustituyendo valores tenemos que α tiene un valor de $4,33 \cdot 10^{15}$ m / kg.

Como valor de presión en la membrana se toma un valor intermedio de 25 kPa para el cálculo del tiempo de limpieza.

Con todos estos valores ya se puede obtener el tiempo de filtración, y con ello saber cada cuánto tiempo hay que realizar un retrolavado:

$$\frac{1}{J^2} = \left(\frac{R_m \mu}{\Delta P} \right)^2 + \frac{2 \mu C_b \alpha}{\Delta P} t$$

$$\frac{1}{(8,33 \cdot 10^{-6})^2} = \left(\frac{3,33 \cdot 10^8 \cdot 10^{-3}}{25 \cdot 10^3} \right)^2 + \frac{2 \cdot 10^{-3} \cdot 0,03 \cdot 4,33 \cdot 10^{15}}{25 \cdot 10^3} t$$

$$1,44 \cdot 10^{10} = 177,42 + 10,39 \cdot 10^6 t$$

$$t = 1380s = 23 \text{ min}$$

Por cuestiones de seguridad, para el proyecto se ha decidido tomar un tiempo de retrolavado de 20 min.

Con este tiempo de lavado, se puede calcular con la fórmula anterior la presión óptima en la transmembrana, para así tener un flujo constante de permeado y realizar de manera óptima la limpieza de las membranas.

$$\frac{1}{J^2} = \left(\frac{R_m \mu}{\Delta P} \right)^2 + \frac{2\mu C_b \alpha}{\Delta P} t$$

$$1,44 \cdot 10^{10} = \left(\frac{3,33 \cdot 10^8 \cdot 10^{-3}}{\Delta P} \right)^2 + \frac{2 \cdot 10^{-3} \cdot 0,03 \cdot 4,33 \cdot 10^{15}}{\Delta P} \cdot 1380$$

$$1,44 \cdot 10^{10} = \frac{1,10 \cdot 10^{11}}{\Delta P^2} + \frac{3,58 \cdot 10^{14}}{\Delta P}$$

$$1,44 \cdot 10^{10} \Delta P^2 = 1,10 \cdot 10^{11} + 3,58 \cdot 10^{14} \Delta P$$

$$\Delta P = 248611 Pa \cong 25 kPa$$

Por tanto, el valor en la transmembrana es de 25 kPa, para obtener un tiempo de lavado de 20 minutos.

7.2.2.4.4.3. EQUIPOS NECESARIOS.

Vamos a hacer primero un recordatorio de la disposición de los trenes de membranas sumergidas:

- Tres trenes en paralelo más uno en situación de reserva.
- Cada tren esta compuesto por diez casetes.
- Cada casete esta compuesto por ocho módulos.

Con ello los equipos que se necesitan son:

- 320 módulos de membrana sumergida ZENON serie 500b.
- 4 compresores de aire.
- 4 bombas de succión.
- Tuberías y válvulas necesarias.
- Presostatos para calcular la TMP.
- Caudalímetro al final del proceso.

7.2.2.5. Balsa de Almacenamiento.

La balsa de almacenamiento usada es la misma que en el Tratamiento convencional, por ello para ver sus características ver el diseño de equipos del Tratamiento convencional.

7.2.2.6. TANQUE DE FORMACIÓN DE CLORAMINAS.

7.2.2.6.1. DOSIFICACIÓN DE ÁCIDO SULFÚRICO Y SULFATO AMÓNICO.

Estas dos dosificaciones se realizan de la misma manera que en el Tratamiento convencional, por ello para ver sus características ver el diseño de equipos del Tratamiento convencional.

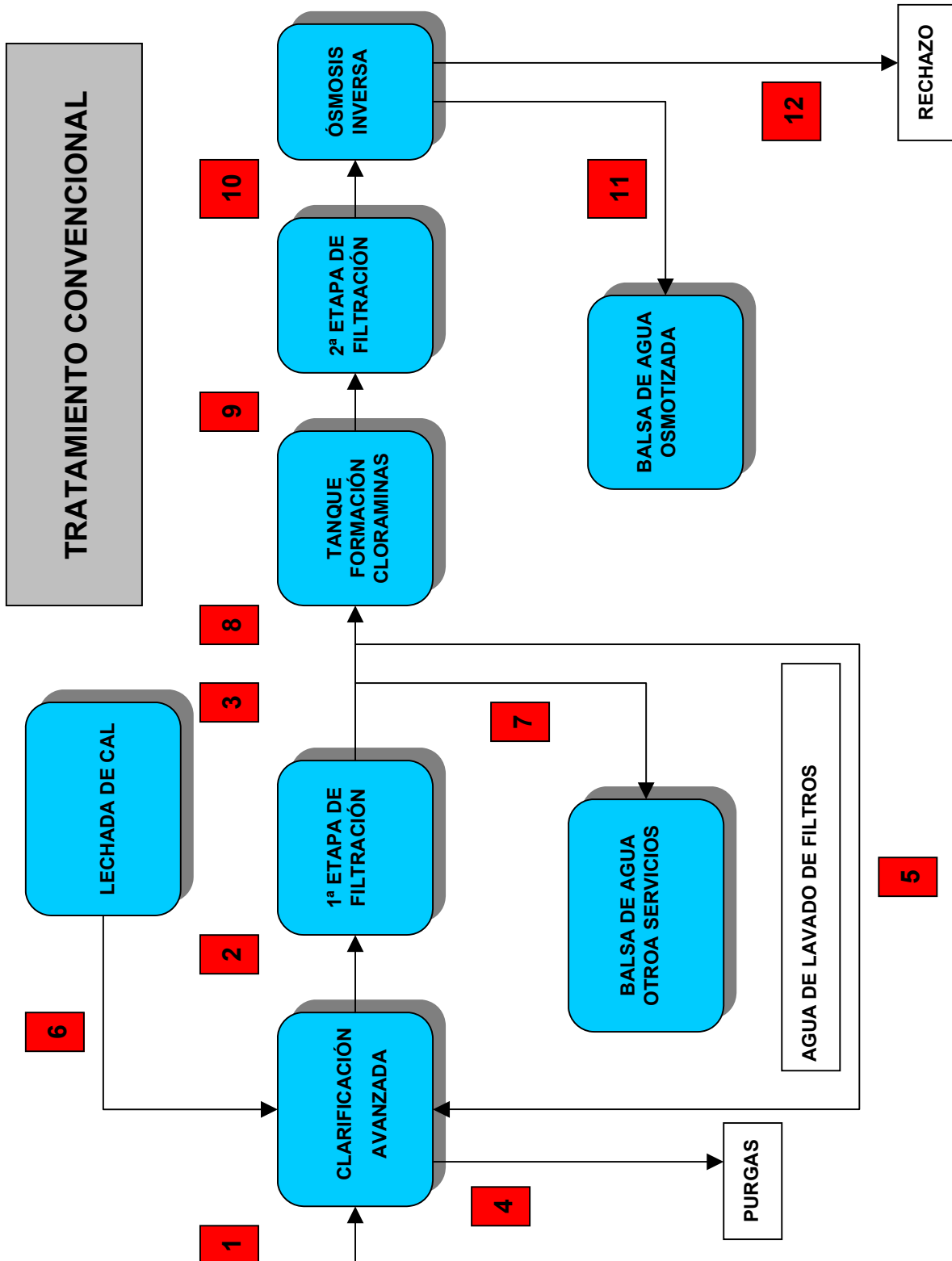
7.2.2.6.2. TANQUE DE FORMACIÓN DE CLORAMINAS.

El tanque de formación de cloraminas usado es el mismo que en el Tratamiento convencional, por ello para ver sus características ver el diseño de equipos del Tratamiento convencional.

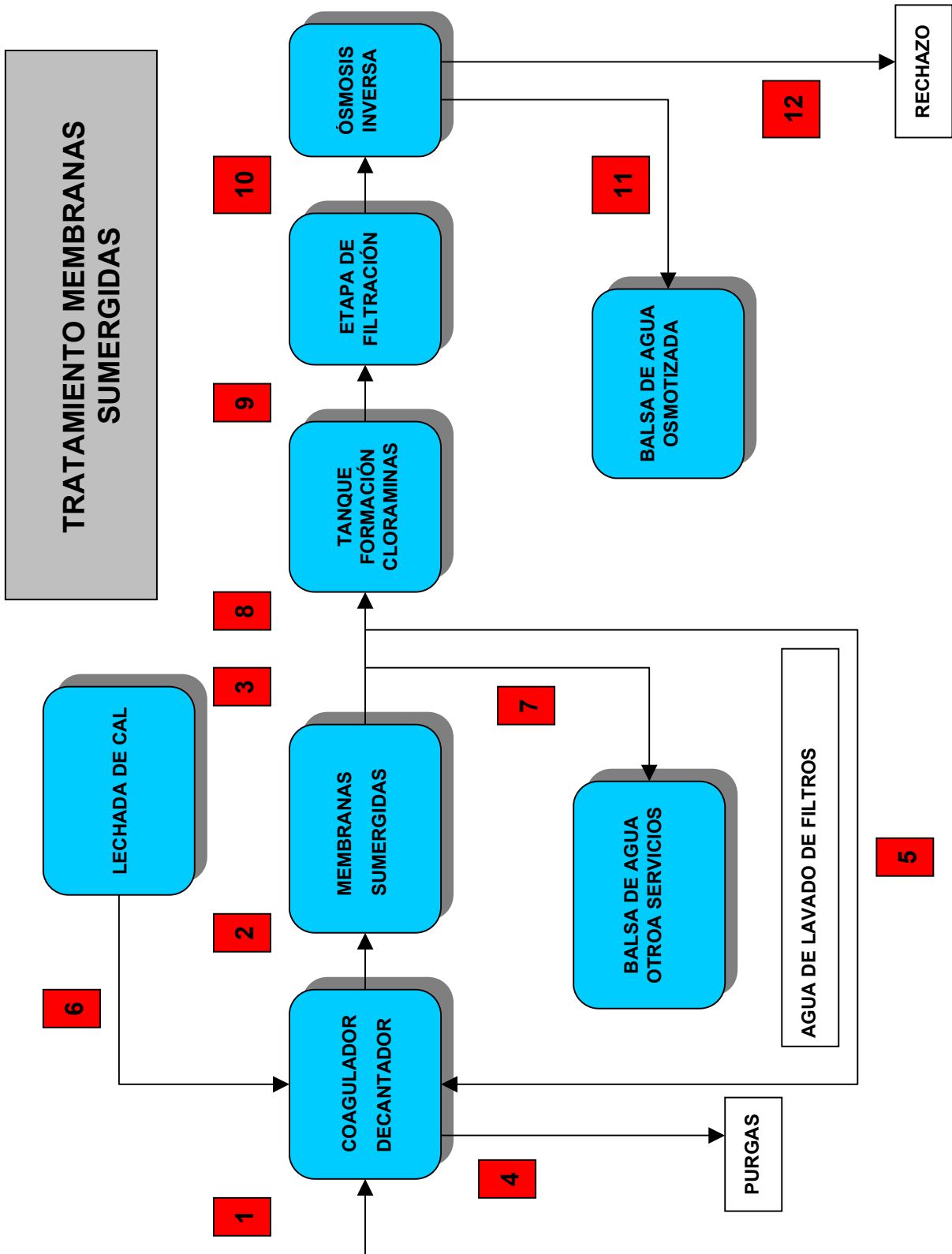
7.2.2.7. ÓSMOSIS INVERSA.

Todos los equipos que van desde los filtros de cartuchos hasta la balsa de almacenamiento de agua osmotizada, incluyendo los racks de Ósmosis Inversa, son los mismos que los usados en el Tratamiento convencional, por ello para ver sus características ver el diseño de equipos del Tratamiento convencional.

7.5. ANEXO C: BALANCE DE MASAS.



Nº CORRIENTE	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CAUDAL												
MEDIO (m³/h)	400	414	414	4	14	4	120	280	280	280	180	100
PUNTA (m³/h)	460	474	474	4	14	4	180	280	280	280	180	100
CONTAMINANTES	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
DQO (mg / L)	84						<30				<10	
DBO₅ (mg / L)	50						20				<5	
A&G (mg / L)	5						2				0	
S. S. (mg / L)	50						10				<1	
FENOLES (mg / L)	0,5						0				0	
N-NTK (mg / L)	4,2						1				0	
N-NH₄ (mg / L)	2						0				0	
CONDUCTIVIDAD (μS/cm)	3000-5000	2000-4000	2000-4000				2000-4000	2000-4000	2000-4000	2000-4000	<750	7000-9000



Nº CORRIENTE	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CAUDAL												
MEDIO (m³/h)	400	414	414	4	14	4	120	280	280	280	180	100
PUNTA (m³/h)	460	474	474	4	14	4	180	280	280	280	180	100
CONTAMINANTES	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
DQO (mg / L)	84						<5				<2	
DBO ₅ (mg / L)	50						<3				<0,5	
A&G (mg / L)	5						0				0	
S. S. (mg / L)	50						<0,5				0	
FENOLES (mg / L)	0,5						0				0	
N-NTK (mg / L)	4,2						0				0	
N-NH ₄ (mg / L)	2						0				0	
CONDUCTIVIDAD (μS/cm)	3000- 5000	2000- 4000	2000- 4000				2000- 4000	2000- 4000	2000- 4000	2000- 4000	<750	7000- 9000

7.6. ANEXO D: ESPECIFICACIONES TÉCNICAS DE LAS MEMBRANAS DE ÓSMOSIS.

Las membranas usadas para el funcionamiento normal son de acetato de celulosa, mientras que para el funcionamiento de emergencia se sustituirán por membranas de poliamida.

Las características de las membranas de acetato de celulosa son:

- Biodegradables.
- Moderada tolerancia a oxidantes, incluyendo cloro libre.
- Superficie lisa, menos propensa a ensuciamiento.
- Carga superficial neutra.
- Mediana presión, rechazo de sales máximo de 99.0%.
- Rápido incremento del paso de sales.
- Tendencia a compactación y pérdida de flujo de permeado.
- Sensibles a hidrólisis por pH.
- Límite de temperatura 35 °C.

Las características de las membranas de poliamida son:

- Material plástico, no biodegradable.
- Muy sensibles a oxidantes.
- Superficie relativamente áspera, más propensa al ensuciamiento.
- Carga superficial negativa.
- Incremento del paso de sales progresivo y limitado con el tiempo.
- Muy baja o ausente compactación.
- Amplio espectro de pH.
- Límite de temperatura hasta 45 °C (40 °C contínuos).

Los módulos de Ósmosis Inversa consisten en un tubo a presión, construido a base de resina epoxi reforzado con fibra de vidrio, en cuyo interior van colocadas las membranas de Ósmosis Inversa, en forma de cartuchos, conectadas en serie.

Los datos de los racks son los siguientes:

- Presión típica de operación: 15 – 30 bar.
- Presión máxima de operación: 41 bar.
- Máxima temperatura de operación: 45 °C.
- Máxima temperatura de limpieza: 45 °C.
- Máxima diferencia de presión por elemento: 0,69-1,14 bar.
- Máxima diferencia de presión por módulo: 4,14 bar.
- Rango de pH: 4-11.
- Producción: 90 m³/h.
- Número de etapas: 2.
- Módulos en la 1ª etapa: 18.
- Módulos en la 2ª etapa: 10.
- Largo de cada módulo: 8000 mm.
- Ancho de cada módulo: 2000 mm.
- Largo de cada membrana: 1016 mm.
- Diámetro de cada membrana: 203,2 mm.
- Diámetro del cubo permeado: 28,6 mm.
- Peso de cada membrana: 29 kg.
- Volumen de cada Rack: 9 m³.
- Temperatura de operación: 30 °C.
- Membranas/ módulo: 6.
- Módulos totales por Rack: 28.
- Membranas totales por Rack: 168.
- Conversión: 80 %.
- Material: Acero pintado.

7.7. ANEXO E: ESPECIFICACIONES TÉCNICAS DE LAS MEMBRANAS SUMERGIDAS.

Las membranas usadas son de fibra hueca y el material del cual se encuentran realizadas es de polietileno. La principal novedad radica en el empleo de succión para realizar la filtración, siendo esta de fuera a dentro.

Las principales ventajas que todo esto conlleva son las siguientes:

- Necesitan un menor pretamizado.
- Necesitan una menor frecuencia de limpieza.
- Estas limpiezas son más suaves para mantener el exterior de la membrana limpio.
- Menores necesidades de energía.
- Menores atascos en las membranas.
- Una vida más larga de la membrana.
- Una mayor tolerancia a los picos de sólidos y turbidez.
- Una operación y mantenimiento fácil.

Los datos más importantes son los siguientes:

- Presión de succión típica de operación: 0,3-0,8 bar.
- Presión de succión máxima: 1,4 bar.
- Máxima temperatura de operación: 45 °C.
- Máxima temperatura de limpieza: 45 °C.
- Máxima diferencia de presión en la transmembrana: 35 bar.
- Rango de pH: 4-11.
- Producción: 280 m³/h.
- Número de trenes: 3.
- Número de casetes por tren: 10.
- Número de módulos por casete: 8.
- Largo de cada módulo: 700 mm.
- Ancho de cada módulo: 256,56 mm.
- Largo de cada membrana: 1600 mm.

- Diámetro de poro: 0,1 μm .
- Diámetro exterior cada membrana: 1,9 mm.
- Diámetro interior cada membrana: 1 mm.
- Área total de membrana: 48 m².
- Área de una membrana: 0,2 m².
- Temperatura de operación: 30 °C.
- Módulos totales por Rack: 240.
- Conversión: 95 %.
- Material: Acero pintado.

7.8. ANEXO F: CÁLCULOS ENERGÉTICOS DEL TRATAMIENTO CONVENCIONAL.

Bombas de alimentación a Filtración	
Caudal de alimentación total	460 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	68,5%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	41,31 kWh
Unidades en servicio	2
Energía total consumida	82,61 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	1982,66 Kwh/ día

Bombas de alimentación a Ósmosis	
Caudal de alimentación total	280 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	68,5%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	81,38 kWh
Unidades en servicio	2
Energía total consumida	162,76 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	3906,14 Kwh/ día

Bombas de Lavado de filtros	
Caudal de alimentación total	280 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	68,5%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	18,50 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	162,76 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	443,88 Kwh/ día

Bombas de recirculación y extracción de lodos

Caudal de alimentación total	25 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	68,5%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	7,71 kWh
Unidades en servicio	2
Energía total consumida	15,41 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	369,9 Kwh/ día

Bombas de carga a la unidad

Caudal de alimentación total	460 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	68,5%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	13,56 kWh
Unidades en servicio	2
Energía total consumida	27,13 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	443,88 Kwh / día

Bombas de recuperación lavado de filtros

Caudal de alimentación total	28 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	68,5%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	1,36 kWh
Unidades en servicio	2
Energía total consumida	2,71 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	65,1 Kwh / día

Bombas de carga de hipoclorito sódico

Caudal de alimentación total	20 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	68,5%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	2,28 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	2,28 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	54,75 Kwh / día

Bombas de hipoclorito sódico a tanque

Caudal de alimentación total	0,1 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	68,5%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	0,15 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	0,15 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	3,7 Kwh / día

Bombas de lechada de cal a tanque

Caudal de alimentación total	4 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	68,5%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	0,92 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	0,92 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	22,19 Kwh / día

Bombas de polielectrolito concentrado

Caudal de alimentación total	0,004 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	68,5%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	0,055 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	0,055 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	1,33 Kwh / día

Bombas de polielectrolito a tanque

Caudal de alimentación total	0,25 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	68,5%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	0,074 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	0,074 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	1,775 Kwh / día

Bombas de carga de sulfato férrico

Caudal de alimentación total	20 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	68,5%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	2,28 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	2,28 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	54,75 Kwh / día

Bombas de sulfato férrico a tanque

Caudal de alimentación total	0,1 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	68,5%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	0,11 kWh
Unidades en servicio	2
Energía total consumida	0,22 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	5,33 Kwh / día

Bombas de sulfato amónico

Caudal de alimentación total	0,007 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	68,5%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	0,15 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	0,15 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	3,70 Kwh / día

Bombas de carga de ácido sulfúrico

Caudal de alimentación total	20 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	68,5%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	2,28 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	2,28 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	54,75 Kwh / día

Bombas de dosificación de ácido sulfúrico

Caudal de alimentación total	0,430 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	68,5%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	0,15 kWh
Unidades en servicio	2
Energía total consumida	0,31 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	7,4 Kwh / día

Bombas de dispersante a Ósmosis Inversa

Caudal de alimentación total	0,004 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	68,5%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	0,15 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	0,15 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	3,7 Kwh / día

Bombas de limpieza de membranas

Caudal de alimentación total	140 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	68,5%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	13,56 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	13,56 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	325,51 Kwh / día

Soplantes para lavado de filtros

Caudal de alimentación total	875 Nm ³ / h
Rendimiento de la bomba	65,0%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	8,78 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	8,78kWh
Horas en servicio	3 h
Energía consumida diaria	26,325 Kwh / día

Soplantes del desgasificador

Caudal de alimentación total	3560 Nm ³ / h
Rendimiento de la bomba	65,0%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	17,55 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	17,55 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	421,2 Kwh / día

Agitador balsa de coagulación

Caudal de alimentación total	460 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	50,0%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	0,5 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	0,5 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	11,88 Kwh / día

Agitador preparación de cal

Caudal de alimentación total	4 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	50,0%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	0,68 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	0,68 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	16,2 Kwh / día

Tornillo dosificador de cal

Caudal de alimentación total	4 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	60,0%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	0,59 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	0,59 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	14,26 Kwh / día

Agitador balsa de floculación

Caudal de alimentación total	460 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	50,0%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	1,35 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	1,35 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	32,4 Kwh / día

Agitador de polieléctrolito concentrado

Caudal de alimentación total	0,0038 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	50,0%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	0,45 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	0,45 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	10,8 Kwh / día

Agitador preparación de polieléctrolito

Caudal de alimentación total	0,25 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	50,0%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	0,45 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	0,45 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	10,8 Kwh / día

Agitador preparación de sulfato amónico

Caudal de alimentación total	0,014 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	50,0%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	0,17 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	0,17 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	4 Kwh / día

Agitador agua de limpieza de membranas

Caudal de alimentación total	50 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	50,0%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	0,23 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	0,23 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	5,4 Kwh / día

7.9. ANEXO G: CÁLCULOS ENERGÉTICOS DEL TRATAMIENTO CON MEMBRANAS SUMERGIDAS.

Bombas de succión membranas sumergidas

Caudal de alimentación total	460 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	68,5%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	13,56 kWh
Unidades en servicio	3
Energía total consumida	40,69 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	976,05 Kwh / día

Bombas de alimentación a Ósmosis

Caudal de alimentación total	280 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	68,5%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	81,38 kWh
Unidades en servicio	2
Energía total consumida	162,76 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	3906,14 Kwh / día

Bombas de Lavado de filtros

Caudal de alimentación total	280 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	68,5%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	18,50 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	162,76 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	443,88 Kwh / día

Bombas de recirculación y extracción de lodos

Caudal de alimentación total	25 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	68,5%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	7,71 kWh
Unidades en servicio	2
Energía total consumida	15,41 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	369,9 Kwh / día

Bombas de carga a la unidad

Caudal de alimentación total	460 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	68,5%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	13,56 kWh
Unidades en servicio	2
Energía total consumida	27,13 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	443,88 Kwh / día

Bombas de recuperación lavado de filtros

Caudal de alimentación total	28 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	68,5%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	1,36 kWh
Unidades en servicio	2
Energía total consumida	2,71 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	65,1 Kwh / día

Bombas de carga de hipoclorito sódico

Caudal de alimentación total	20 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	68,5%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	2,28 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	2,28 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	54,75 Kwh / día

Bombas de hipoclorito sódico a tanque

Caudal de alimentación total	0,1 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	68,5%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	0,15 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	0,15 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	3,7 Kwh / día

Bombas de lechada de cal a tanque

Caudal de alimentación total	4 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	68,5%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	0,92 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	0,92 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	22,19 Kwh / día

Bombas de polielectrolito concentrado

Caudal de alimentación total	0,004 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	68,5%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	0,055 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	0,055 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	1,33 Kwh / día

Bombas de polielectrolito a tanque

Caudal de alimentación total	0,25 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	68,5%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	0,074 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	0,074 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	1,775 Kwh / día

Bombas de carga de sulfato férrico

Caudal de alimentación total	20 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	68,5%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	2,28 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	2,28 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	54,75 Kwh / día

Bombas de sulfato férrico a tanque

Caudal de alimentación total	0,1 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	68,5%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	0,11 kWh
Unidades en servicio	2
Energía total consumida	0,22 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	5,33 Kwh / día

Bombas de sulfato amónico

Caudal de alimentación total	0,007 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	68,5%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	0,15 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	0,15 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	3,70 Kwh / día

Bombas de carga de ácido sulfúrico

Caudal de alimentación total	20 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	68,5%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	2,28 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	2,28 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	54,75 Kwh / día

Bombas de dosificación de ácido sulfúrico

Caudal de alimentación total	0,430 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	68,5%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	0,15 kWh
Unidades en servicio	2
Energía total consumida	0,31 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	7,4 Kwh / día

Bombas de dispersante a Ósmosis Inversa

Caudal de alimentación total	0,004 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	68,5%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	0,15 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	0,15 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	3,7 Kwh / día

Bombas de limpieza de membranas

Caudal de alimentación total	140 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	68,5%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	13,56 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	13,56 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	325,51 Kwh / día

Soplantes para lavado de filtros

Caudal de alimentación total	875 Nm ³ / h
Rendimiento de la bomba	65,0%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	8,78 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	8,78 kWh
Horas en servicio	2
Energía consumida diaria	17,55 Kwh / día

Soplantes para membranas sumergidas

Caudal de alimentación total	12060 Nm ³ / h
Rendimiento de la bomba	65,0%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	23,40 kWh
Unidades en servicio	3
Energía total consumida	70,20 kWh
Horas en servicio	3,2
Energía consumida diaria	224,64 Kwh / día

Soplantes del desgasificador

Caudal de alimentación total	3560 Nm ³ / h
Rendimiento de la bomba	65,0%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	17,55 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	17,55 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	421,2 Kwh / día

Agitador balsa de decantación

Caudal de alimentación total	460 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	50,0%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	0,5 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	0,5 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	11,88 Kwh / día

Agitador preparación de cal

Caudal de alimentación total	4 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	50,0%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	0,68 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	0,68 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	16,2 Kwh / día

Tornillo dosificador de cal

Caudal de alimentación total	4 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	60,0%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	0,59 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	0,59 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	14,26 Kwh / día

Agitador de polieléctrolito concentrado

Caudal de alimentación total	0,0038 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	50,0%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	0,45 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	0,45 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	10,8 Kwh / día

Agitador preparación de polieléctrolito

Caudal de alimentación total	0,25 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	50,0%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	0,45 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	0,45 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	10,8 Kwh / día

Agitador preparación de sulfato amónico

Caudal de alimentación total	0,014 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	50,0%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	0,17 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	0,17 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	4 Kwh / día

Agitador agua de limpieza de membranas

Caudal de alimentación total	50 m ³ / h
Rendimiento de la bomba	50,0%
Rendimiento de motor	90%
Energía consumida	0,23 kWh
Unidades en servicio	1
Energía total consumida	0,23 kWh
Horas en servicio	24 h
Energía consumida diaria	5,4 Kwh / día

8. BIBLIOGRAFÍA.

8. BIBLIOGRAFÍA.

- **Pierre Côté, Jasón Cadera, John Coburn, Alistair Munro**, A new immersed membrane for pretreatment to reverse Ósmosis. Desalination 139 (2001), 229-236.
- **Luís Alberto Seguí**, Sistemas de Regeneración y Reutilización de Aguas Residuales (2004).
- **Seong-Hoon Yoon, Hyung-Soo Kim, Ik-Tae Yeom**, Optimization model of submerged hollow fiber membrane modules. Journal of Membranes Science 234 (2004) , 147-156.
- **Jungmin Lee, Won- Young Ahn and Chung- Hak Leek**, Comparison of the filtration characteristics between attached and suspended growth microorganisms in submerged membrane bioreactors. Water Resources 2001 Vol 35 No 10 2435-2445.
- **Roy Arviv, Diana Mourato, John Coburn**, ZeeWeed membranes for water reuse and desalination applications, Membrane Technology 2202 December 6-12.
- **S. Delgado, F. Díaz, L. Vera, R. Díaz, S. Elmaleh**, Modelling hollow-fibre ultrafiltration of biologically treated wastewater with and without gas sparging. Journal of Membranes Science 228 (2004) , 55-63.

- **Chang, G. Fane, E. Chardon**, Submerged hollow fibre membrane module – desing options and operational considerations. Desalination 146 (2002), 231-236.
- **Porntip Choksuchart, Marc Héran, Alain Grasmick**, Ultrafiltration enhanced by coagulation in a immersed membrane system. Desalination 145 (2002) 265-272.
- **S.Ripperger**, Applicability of membrane processes for conditioning liquids in production and environmental technology. F&S International No 4 Edition 2004.
- **Matias Amor, Cristina Cornet**, Membranas sumergidas para el agua residual y aplicaciones en reutilización de agua. Retema Mayo-Junio 2004.
- **S. Chang, G. Fane, S. Vigneswaran**, Modeling and optimizing submerged hollow fiber membrane modules. Aiche journal Vol. 48 No 10 (2002) 2203-2212.
- **Durham, M. bourbigot, T. Pankratz**, Membranes as pretreatment to desalination in wastewater reuse: operating experience en the municipal and industrial sectors. Desalination 138 (2001), 83-90.
- **A. McCarthy, H. Conroy, P.K. Walsh, G. Foley**, The effect of pressure on the specific resistance of yeast filter cakes during dead-end filtration in the range 30 – 500 kPa. Biotechnology Techniques Vol 12 No 12 (1998) 909-912.

- **Gagliardo, S. Adham, A. Olivieri, R. Trussell**, Evaluation of an integrated membrane system for water repurification. Water Science Technology 43 (10) (2001) 219.
- **Sistemas de membrana para tratamiento de aguas residuales**, TFB-Flygt, S. A.
- **Case study PEMEX Minatitlan wastewater treatment plant.**

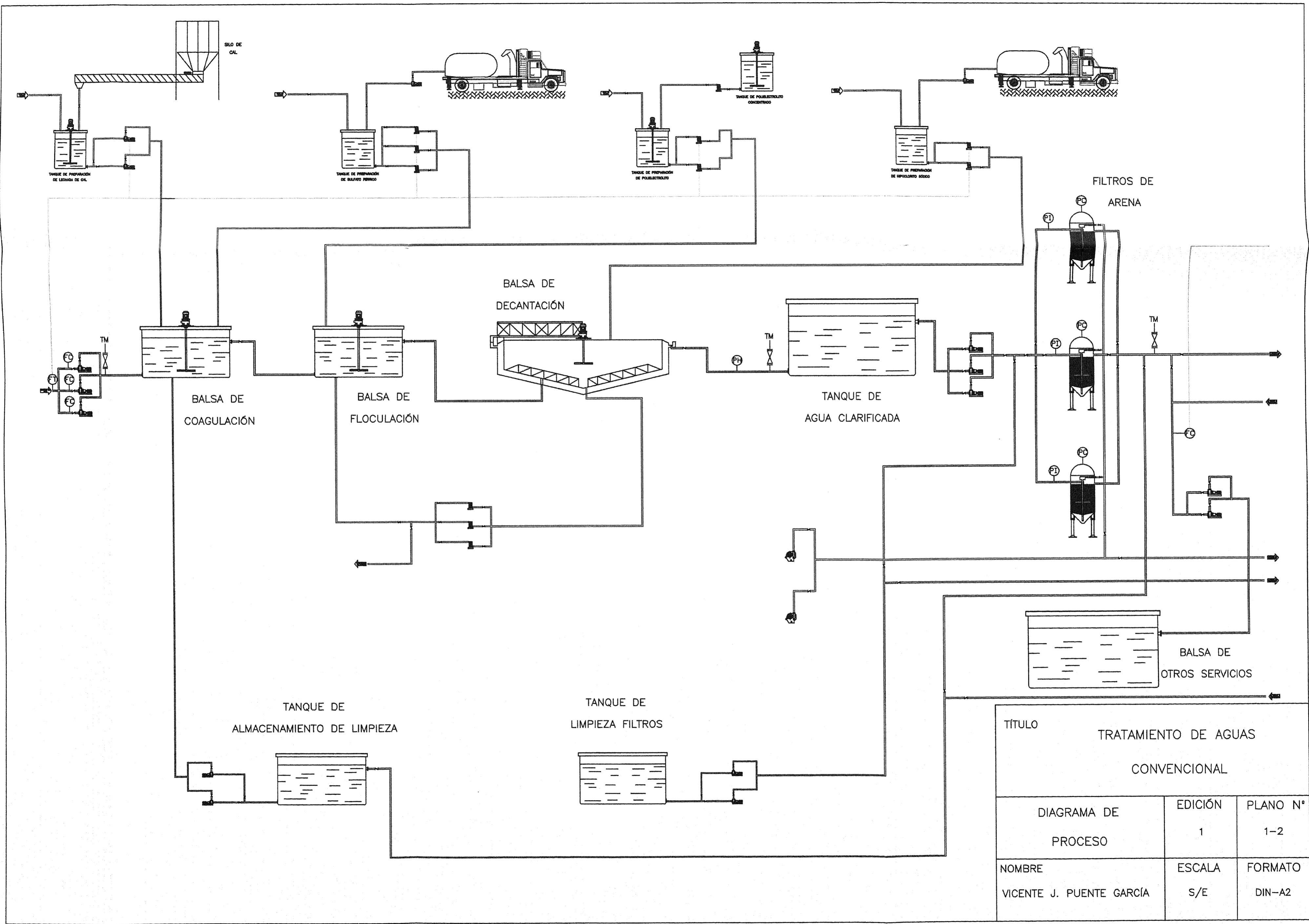
www.zenonevn.com

www.milliarium.com

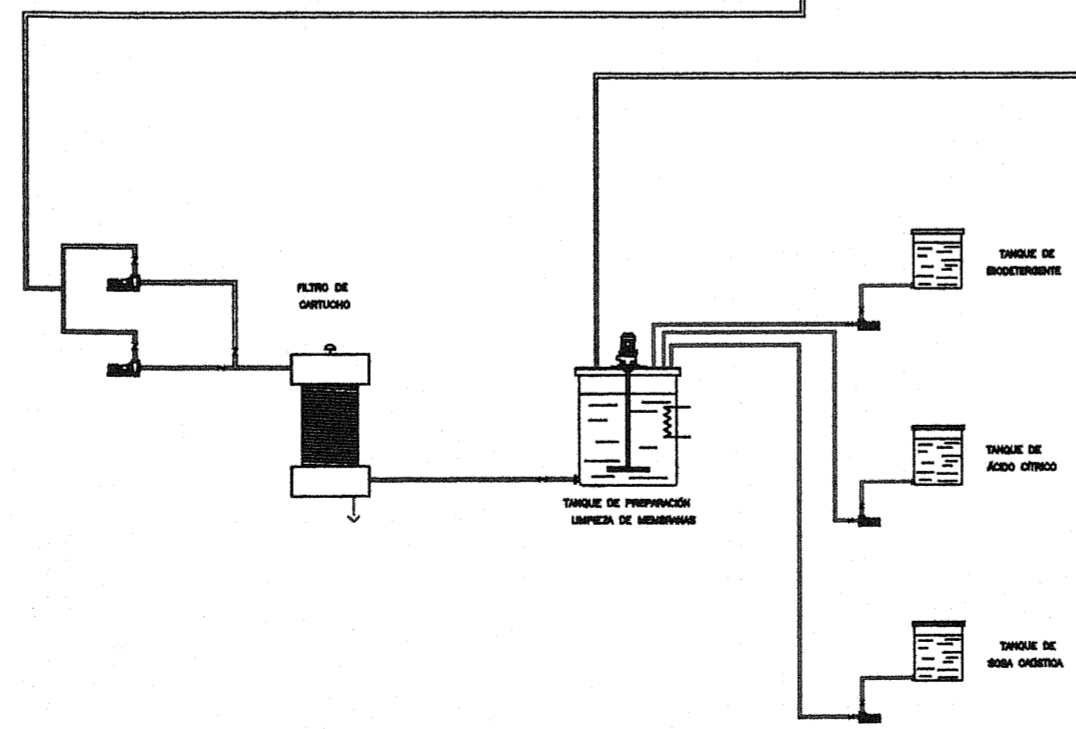
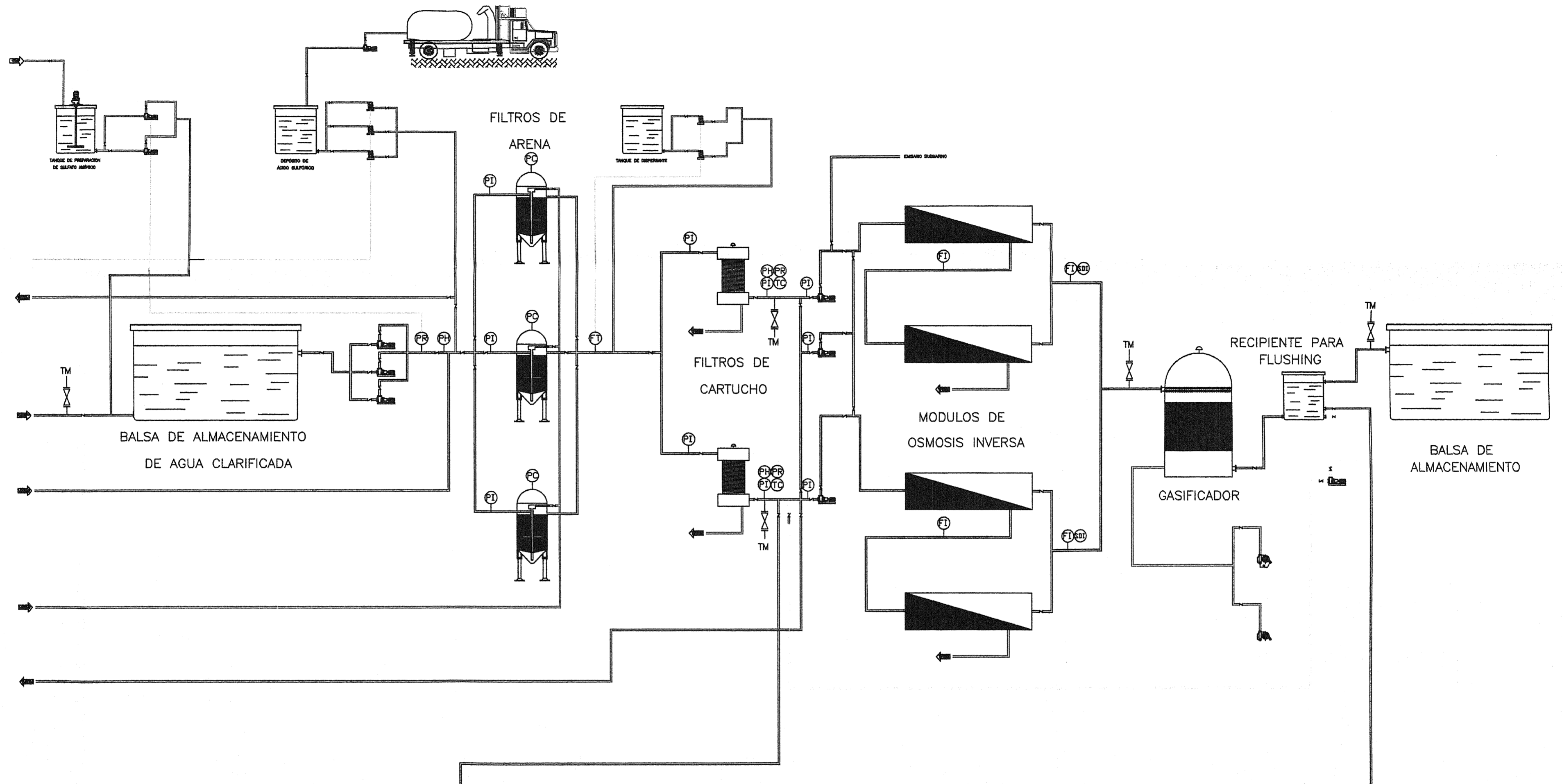
www.sciencedirect.com

www.boe.es

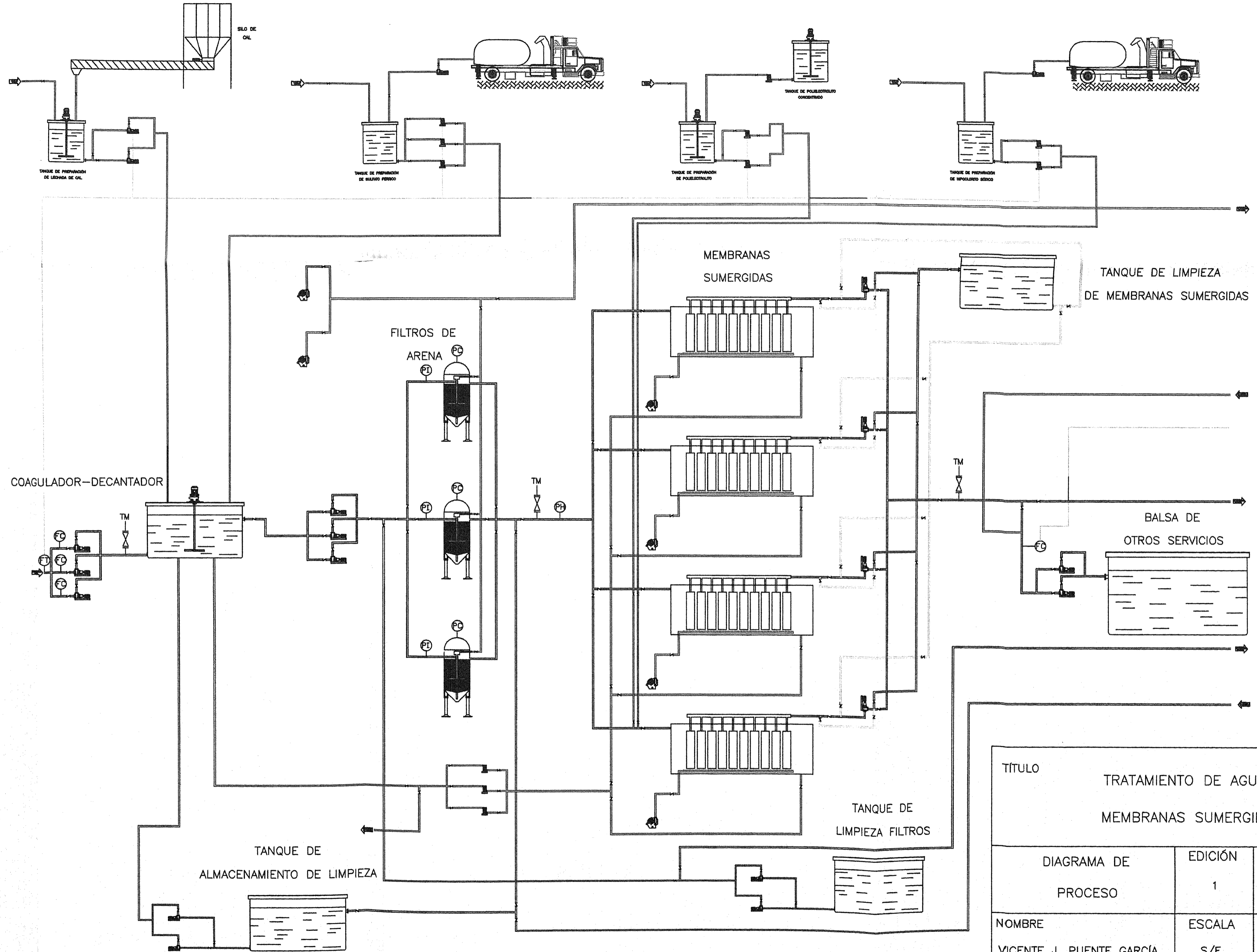
PLANOS



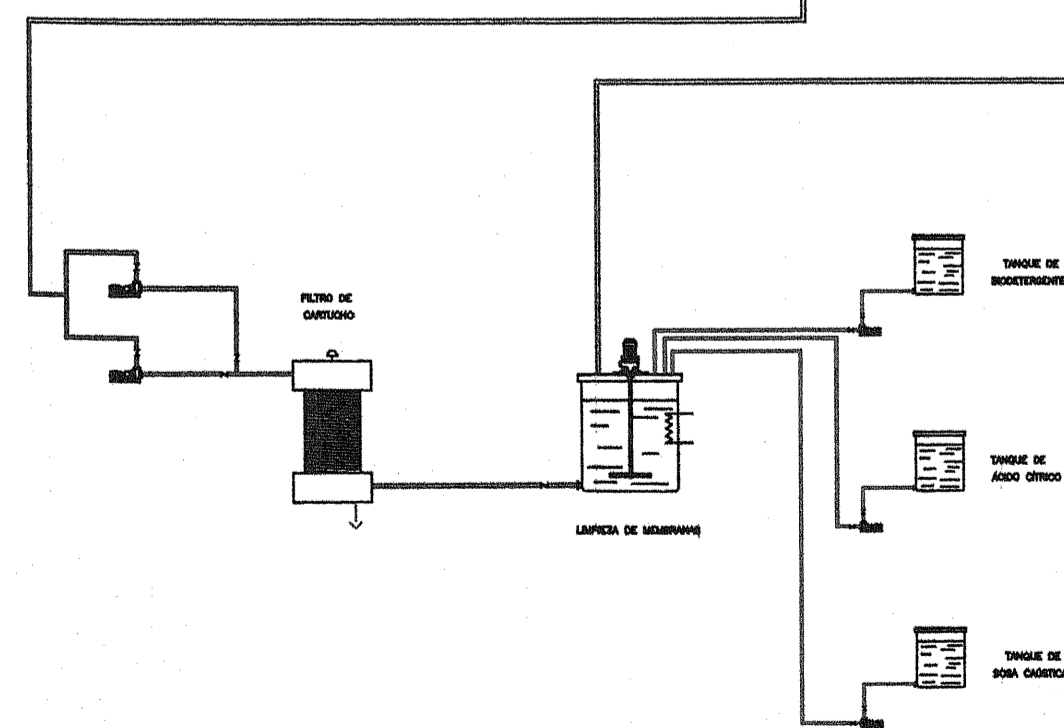
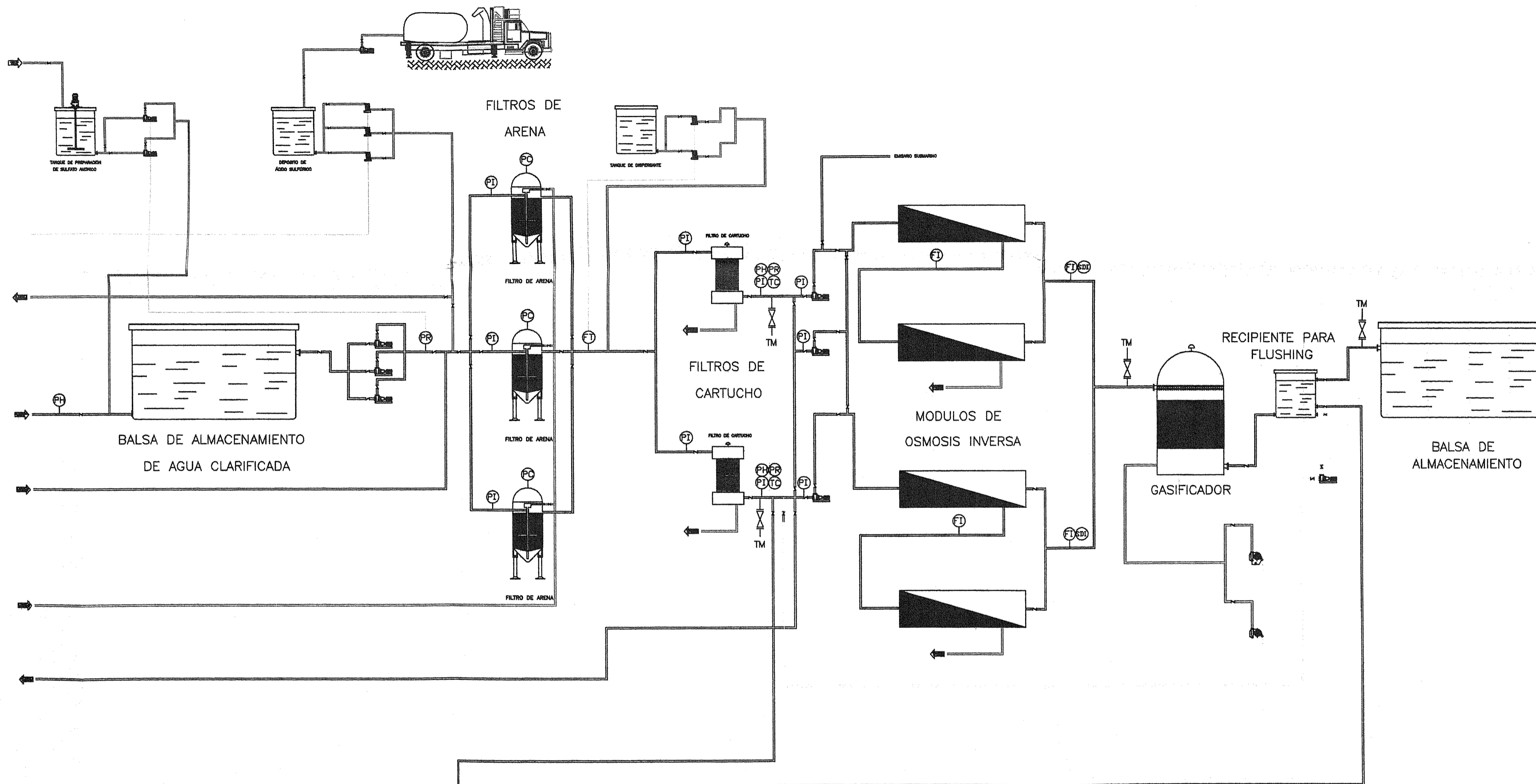
TÍTULO		
TRATAMIENTO DE AGUAS CONVENCIONAL		
DIAGRAMA DE PROCESO	EDICIÓN 1	PLANO N° 1-2
NOMBRE VICENTE J. PUENTE GARCÍA	ESCALA S/E	FORMATO DIN-A2



TÍTULO		
TRATAMIENTO DE AGUAS CONVENCIONAL		
DIAGRAMA DE PROCESO	EDICIÓN 1	PLANO N° 2-2
NOMBRE VICENTE J. PUENTE GARCÍA	ESCALA S/E	FORMATO DIN-A2



TÍTULO	TRATAMIENTO DE AGUAS MEMBRANAS SUMERGIDAS	
DIAGRAMA DE PROCESO	EDICIÓN 1	PLANO N° 1-2
NOMBRE VICENTE J. PUENTE GARCÍA	ESCALA S/E	FORMATO DIN-A2



TÍTULO		
TRATAMIENTO DE AGUAS		
MEMBRANAS SUMERGIDAS		
DIAGRAMA DE PROCESO	EDICIÓN 1	PLANO N° 2-2
NOMBRE VICENTE J. PUENTE GARCÍA	ESCALA S/E	FORMATO DIN-A2

