

Trabajo Fin de Grado

Ingeniería Química

Optimización de las limpiezas de membranas de una planta desaladora de 282 MLD por ósmosis inversa en Oriente Medio

Autor: Cristóbal Antonio Entrena Díaz

Tutor: José Morillo Aguado

Dpto. Ingeniería Química Ambiental
Escuela Técnica Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla

Sevilla, 2020



Proyecto Fin de Grado
Ingeniería Química

Optimización de las limpiezas de membranas de una planta desaladora de 282 MLD por ósmosis inversa en Oriente Medio

Autor:

Cristóbal Antonio Entrena Díaz

Tutor:

José Morillo Aguado

Profesor titular

Dpto. de Ingeniería Química Ambiental
Escuela Técnica Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla

Sevilla, 2019

Proyecto Fin de Grado: Optimización de las limpiezas de membranas de una planta desaladora de 282 MLD por ósmosis inversa en Oriente Medio

Autor: Cristóbal Antonio Entrena Díaz

Tutor: José Morillo Aguado

El tribunal nombrado para juzgar el Proyecto arriba indicado, compuesto por los siguientes miembros:

Presidente:

Vocales:

Secretario:

Acuerdan otorgarle la calificación de:

El Secretario del Tribunal

Fecha:

*“A mi familia, por su apoyo
incondicional”*

Resumen

Parece impensable que algo tan necesario para la vida como el agua sea un bien escaso en muchas partes del planeta tierra. No en todos los rincones del mundo el acceso a ésta es fácil y menos si hablamos de países aún en vías de desarrollo. En este caso la situación se encuentra en un marco diferente pero también donde la demanda de agua potable es cada vez mayor, con la diferencia de que aquí hay potencial económico más que suficiente para apostar por tecnología puntera en el mundo para conseguir agua potable de cualquier forma. Hablamos de Oriente Medio, concretamente de Qatar, un país que ha experimentado un cambio radical en muy poco tiempo debido al hallazgo de yacimientos de gas natural y crudo y que ha supuesto que las dunas del desierto se transformasen en altos y lujosos edificios repletos de oficinas en cuestión de varios años.

Esto ha conllevado un trabajo logístico enorme, teniendo que abastecer a la cada vez mayor población, de recursos indispensables para la vida, como electricidad, agua y comida. Desplazamientos en barco y avión de cosas impensables como granjas de animales completas con el fin de empezar a desarrollar un modelo sostenible de autoabastecimiento nacional de frutas, verduras y animales. En el caso del agua, la escasez de lluvias y el tipo de clima cálido y desértico, hacen que la única forma de conseguir agua potable sea tomándola del mar y tratándola para tal fin, es aquí donde nos encontramos nosotros.

Las tecnologías usadas a principios de la industrialización fueron tecnologías de evaporación, sencillamente se basan en evaporar el agua procedente del mar, dejando atrás las sales y obteniendo un agua ultrapura que posteriormente será remineralizada propiamente para su uso. De esta forma se ha estado trabajando durante años hasta que cada vez más la preocupación por el medio ambiente y las nuevas tecnologías de desalación de agua de mar han hecho posible la construcción de nuevas plantas con tecnología de membranas de ósmosis inversa, con un consumo de energía muchísimo menor que el de las plantas de evaporación.

En las plantas de ósmosis inversa, el objetivo general es hacer pasar agua de alta concentración en sales por una membrana semipermeable, con el fin de retener las partículas solubles y dejar pasar exclusivamente las moléculas de agua. Esto se consigue principalmente con alta presión y es ésta la energía con la que trabaja este tipo de plantas, a diferencia de las de evaporación que trabajan con energía térmica.

Existen una serie de etapas desde que se toma el agua del mar hasta que se almacena en los tanques de almacenamiento antes de ser distribuida a las redes de abastecimiento. Estas etapas tratan de eliminar cualquier tipo de suciedad en suspensión del agua procedente del mar para evitar el ensuciamiento de las membranas de la etapa principal del proceso, la ósmosis inversa. A lo largo del camino hasta llegar a la ósmosis se va haciendo pasar el agua por una serie de equipos donde cada vez el filtrado va siendo más fino, eliminando las partículas de mayor tamaño en las primeras etapas y las de menor después. Además de esto, se inyectan químicos con el fin de agilizar este proceso de eliminación de partículas y de mejorar la operación y el mantenimiento de los equipos en todo momento.

Finalmente se obtiene un agua apta para el consumo humano en un lugar donde parecía imposible y donde la población va aumentando a pasos agigantados, todo ello gracias a la innovación de la ciencia.

Abstract

It seems unimaginable that something as necessary for life as water is a scarce commodity in many parts of the Earth. Access to this asset it is not easy in few areas of the world, let alone countries still in development pathways. In the case under examination the situation has different framework, but the demand of drinking water is increasing as well. The primary difference being that in this case there is more than enough economic potential to invest on high technology to produce drinking water from any way. We are talking about the Middle East, specifically Qatar, a country that has undergone a radical change in a very short time due to the discovery of natural and crude gas deposits and which has meant that the desert dunes were transformed into tall and luxurious buildings full of offices in a matter of several years.

This has involved a huge logistical work, having to supply the growing population with essential resources for life, such as electricity, water and food. Boat and plane trips of unthinkable things like animals' farms in order to start developing a sustainable model of national self-sufficiency of fruits, vegetables and animals. In the case of water, the lack of rains and the desert climate, make the only way to get drinking water is by taking it from the sea and treating it for that purpose.

The technologies used at the beginning of industrialization were evaporation technologies, they are simply based on evaporating water from the sea, leaving behind the salts and obtaining ultrapure water that will later be remineralized properly for use. In this way, it have been working until increasing the concern for the environment and new seawater desalination technologies have made it possible to build new plants with reverse osmosis membrane technology, with a energy consumption much lower than that of evaporation plants.

In reverse osmosis plants (RO), the general goal is to pass high-concentration water into salts through a semi-permeable membrane, in order to retain soluble particles and allow only water molecules to pass through. This is mainly achieved with high pressure and this is the energy used by this type of plants, unlike those of evaporation that work with thermal energy.

There are few stages from taking seawater to storing it in reservoir tanks before being distributed to supply networks. These stages try to remove any type of suspended solid from the sea water to prevent the fouling of the membranes of the main stage of the process, reverse osmosis. First water is passed through a series of equipment where filtration is becoming thinner, eliminating larger particles in the early stages and smaller ones afterwards. In addition to this, chemicals are injected in order to help the process of particle removal and to improve the operation and maintenance of equipment at all times.

Finally, water suitable for human consumption is obtained in a place where it seemed impossible and where the population is increasing fast, all thanks to the innovation of science.

Contenido

Resumen	viii
Abstract	ix
Índice de Tablas	xii
Índice de Gráficas	xiv
Índice de Figuras	xv
Notación	xvii
1 Introducción y objetivos	19
1.1 <i>Distribución mundial del agua</i>	19
1.2 <i>Recursos hídricos en Qatar</i>	20
1.3 <i>Características del agua mar</i>	21
1.4 <i>Situación global de la desalinización</i>	21
1.5 <i>Desalinización en Qatar</i>	22
2 Antecedentes	23
2.1 <i>Técnicas de desalación</i>	24
2.1.1 <i>Evaporación súbita flash (MSF)</i>	24
2.1.2 <i>Destilación multiefecto (MED)</i>	24
2.1.3 <i>Termocompresión de vapor y compresión mecánica</i>	25
2.1.4 <i>Osmosis inversa</i>	25
2.1.5 <i>Electrodiálisis</i>	26
2.1.6 <i>Intercambio iónico</i>	27
2.1.7 <i>Comparativa</i>	27
2.2 <i>Proceso general de la planta de Ósmosis inversa</i>	28
2.3 <i>Datos de partida</i>	30
2.3.1 <i>Calidad del agua de mar</i>	30
2.3.2 <i>Calidad del agua producto</i>	31
2.4 <i>Captación</i>	32
2.4.1 <i>Fundamentos</i>	32
2.4.2 <i>Bar screen</i>	33
2.4.3 <i>TBS</i>	34
2.5 <i>Químicos</i>	39
2.5.1 <i>Ácido sulfúrico</i>	39
2.5.2 <i>Antiincrustante</i>	39
2.5.3 <i>Hipoclorito sódico</i>	39
2.5.4 <i>Cloruro férrico</i>	40
2.5.5 <i>Hidróxido sódico</i>	40
2.5.6 <i>Bisulfito sódico</i>	41
2.5.7 <i>Biocida (DBNPA)</i>	41
2.6 <i>DAF</i>	42
2.6.1 <i>Fundamentos</i>	42
2.6.2 <i>Diseño de planta</i>	43
2.7 <i>Bombas intermedias</i>	49
2.7.1 <i>Fundamentos</i>	49
2.7.2 <i>Diseño de planta</i>	49
2.8 <i>Filtro de discos</i>	51
2.8.1 <i>Fundamentos</i>	51
2.8.2 <i>Diseño de planta</i>	52

2.9	<i>Ultrafiltración</i>	55
2.9.1	Fundamentos	55
2.9.2	Tipos de membranas	57
2.9.3	Parámetros de operación	60
2.9.4	Modos de operación	62
2.9.5	Diseño de planta	64
2.10	<i>Ósmosis inversa</i>	66
2.10.1	Fundamentos básicos	66
2.10.2	Tipos de membranas	67
2.10.3	Parámetros	75
2.10.4	Bastidores de ósmosis inversa	77
2.10.5	Configuraciones	79
2.10.6	Recuperadores de energía (PX)	84
2.10.7	Ensuciamiento de las membranas	87
3	Materiales y métodos	91
3.1	<i>Equipos de medida</i>	91
3.1.1	Fotómetro	91
3.1.2	DPD reactivo	92
3.1.3	Analizador de pH	92
3.2	<i>Metodología de ajuste de tiempos de CEB</i>	93
3.2.1	Análisis de cloro libre	93
3.2.2	Análisis de pH	93
3.3	<i>Metodología de realización de CIP en UF</i>	93
3.4	<i>Metodología de realización de CIP en RO</i>	95
3.4.1	Recirculación en el tanque	95
3.4.2	Lavado	95
3.4.3	Circulación	96
3.4.4	Enjuague	96
4	Resultados y discusión	97
4.1	<i>Optimización de tiempos de contralavado químico (CEB) en membranas de ultrafiltración</i>	97
4.2	<i>Optimización de limpiezas intensivas (CIP) en membranas de ultrafiltración</i>	108
4.3	<i>Optimización de limpiezas intensivas (CIP) en membranas de ósmosis inversa</i>	115
5	Conclusiones	120
5.1	<i>Optimización de las limpiezas CEB en UF</i>	120
5.2	<i>Optimización de las limpiezas CIP en UF</i>	121
5.3	<i>Optimización de las limpiezas CIP en RO</i>	121
6	Bibliografía	122
7	Anexos	123
7.1	<i>Anexo 1: Ajuste de tiempos de CEB en bastidores de UF</i>	123
7.1.1	Edificio 1	123
7.1.2	Edificio 2	131
7.2	<i>Anexo 2: Resultado de limpiezas CIP en bastidores de UF</i>	139

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1 Número de plantas de saladoras en Qatar, (Zaidi, 2018)	23
Tabla 2 Comparativa procesos de desalación, (Ros A. , 2011)	28
Tabla 3 Parámetros del agua de mar, (Process desing report, 2017)	31
Tabla 4 Propiedades medias del agua de mar, (Process desing report, 2017)	31
Tabla 5 Parámetros límites de calidad de agua producto, (Process desing report, 2017)	32
Tabla 6 Diseño de DAF, (Process desing report, 2017)	44
Tabla 7 Diseño de bombas intermedias, (Process desing report, 2017)	49
Tabla 8 Características de los discos de filtro, (Process desing report, 2017)	53
Tabla 9 Parámetros de operación de los discos de filtro, (Process desing report, 2017)	55
Tabla 10 Condiciones a mantener en caso de alta turbidez, (Filisofía de control de la planta)	60
Tabla 11 Características bombas de UF, (Process desing report, 2017)	65
Tabla 12 Características y configuración de los edificios, (Process desing report, 2017)	65
Tabla 13 Características de las membranas, (Filisofía de control de la planta)	66
Tabla 14 Características de los tubos, (Filisofía de control de la planta)	66
Tabla 15 Membranas de acetato de celulosa, (Iglesias, 1999)	71
Tabla 16 Características de tubos de presión para primer y segundo paso, (Process desing report, 2017)	83
Tabla 17 Tubos y membranas por bastidor, (Process desing report, 2017)	84
Tabla 18 Membranas del primer paso, (Process desing report, 2017)	84
Tabla 19 Membranas del segundo paso, (Process desing report, 2017)	84
Tabla 20 Características de los ERIs, (Process desing report, 2017)	86
Tabla 21 Valores de SDI en salida de UF, (Filisofía de control de la planta)	90
Tabla 22 Especificaciones del fotómetro, (hach.com, s.f.)	92
Tabla 23 Especificaciones reactivo DPD, (hach.com, s.f.)	92
Tabla 24 Analizador de pH, (hach.com, s.f.)	92
Tabla 25 Ajuste del CEB en el edificio 1	100
Tabla 26 Ejemplo ajuste bastidor 1 (Edificio 1)	108
Tabla 27 Tiempos de CIP según procedimiento	108
Tabla 28 Químico usado por procedimiento, coste y recuperación	109
Tabla 29 Resultados de ambos grupos	113
Tabla 30 Procedimientos de limpieza en membranas de ósmosis	115
Tabla 31 Tiempos de cada procedimiento	115
Tabla 32 Producción tras limpieza con procedimiento A	115
Tabla 33 Conductividad del permeado tras limpieza con procedimiento A	116
Tabla 34 DP tras limpieza con procedimiento A	116

Tabla 35 Produccion tras limpieza con procedimiento B	117
Tabla 36 Conductividad del permeado tras limpieza con procedimiento B	117
Tabla 37 DP tras limpieza con procedimiento B	118

ÍNDICE DE GRÁFICAS

Gráfica 1 Capacidad de desalinización de agua por región, (Martins)	22
Gráfica 2 Porcentajes de tecnologías de desalación en Qatar	22
Gráfica 3 Ajuste de cloro libre a la entrada (Edificio 1)	101
Gráfica 4 Ajuste de cloro libre a la salida (Edificio 1)	102
Gráfica 5 Ajuste de cloro libre a la entrada (Edificio 2)	102
Gráfica 6 Ajuste de cloro libre a la salida (Edificio 2)	103
Gráfica 7 Ajuste del pH de la sosa a la entrada (Edificio 1)	103
Gráfica 8 Ajuste del pH de la sosa a la salida (Edificio 1)	104
Gráfica 9 Ajuste del pH de la sosa a la entrada (Edificio 2)	104
Gráfica 10 Ajuste del pH de la sosa a la salida (Edificio 2)	105
Gráfica 11 Ajuste del pH del ácido a la entrada (Edificio 1)	105
Gráfica 12 Ajuste del pH del ácido a la salida (Edificio 1)	106
Gráfica 13 Ajuste del pH del ácido a la entrada (Edificio 2)	106
Gráfica 14 Ajuste del pH del ácido a la salida (Edificio 2)	107
Gráfica 20 Comparativa de recuperación de TMP	109
Gráfica 21 Comparativa de recuperación de permeabilidad	110
Gráfica 22 Recuperación de TMP de procedimientos C y D	111
Gráfica 23 Recuperación de permeabilidad de procedimientos C y D	111
Gráfica 24 Coste de recuperación en función del químico usado	112
Gráfica 25 Sumatorio de recuperaciones según químico usado	113
Gráfica 26 Recuperación promedio de TMP	114
Gráfica 27 Recuperación acumulada de TMP	114
Gráfica 28 Aumento de producción tras limpieza	118
Gráfica 29 Reducción de conductividad tras limpieza	118
Gráfica 30 Reducción de DP tras limpieza	119
Gráfica 31 Recuperación media tras las limpiezas	119
Gráfica 32 Coste en % de recuperación	120

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1 Agua dulce mundial, (ambiente, 2012)	19
Figura 2 Escasez de agua en el mundo, (Foro Económico mundial, 2017)	20
Figura 3 Proceso de evaporación súbita flash, (Roa, 2014)	24
Figura 4 Proceso de destilación multiefecto, (Moreno, Destlacion por múltipleefecto, 2011)	25
Figura 5 Presión Osmótica, (nuevasmembranas.blogspot.com, s.f.)	26
Figura 6 Esquema proceso de osmosis inversa, (purelife.mex.tl, s.f.)	26
Figura 7 Proceso de electrodiálisis, (Moreno, Electrodiálisis, 2011)	27
Figura 8 Visión general de la planta, (SCADA)	29
Figura 9 Toma abierta, (cap.cl, s.f.)	33
Figura 10 Bar screen, (seftgroup.com, s.f.)	34
Figura 11 Bar screen con grúa, (Instantánea de planta)	34
Figura 12 Tipos de limpieza de las TBS (Voutchkov, Desalination Engineering Planning and design, 2013)	35
Figura 13 TBS, (Instantánea de planta)	36
Figura 14 Cestas de recogida de escombros, (Instantánea de planta)	37
Figura 15 Bombeo de la zona de captación, (SCADA)	38
Figura 16 Zonas del DAF	43
Figura 17 Bombas de recirculación de los DAF, (Instantánea de planta)	45
Figura 18 Tanque de saturación de los DAF, (Instantánea de planta)	46
Figura 19 Superficie de una celda DAF, (Instantánea de planta)	47
Figura 20 Celda DAF, (Instantánea de planta)	48
Figura 21 Bombas intermedias, (Instantánea de planta)	50
Figura 22 Conjunto de 5 elementos de filtro de discos, (Filisofía de control de la planta)	51
Figura 23 Discos de filtro durante inspección de espinas, (Instantánea de planta)	52
Figura 24 Superficie filtrante entre discos, (Junta de Extremadura, Consejería de Medio Ambiente y Rural , s.f.)	53
Figura 25 Espinas con restos de "biofouling" y hierro, (Instantánea de planta)	54
Figura 26 Tipo de eliminación según tecnología, (Tuset, s.f.)	56
Figura 27 Sistema de filtrado sumergido, (Voutchkov, Desalination Engineering Planning and design, 2013)	57
Figura 28 Membrana de fibra hueca, (Instantánea de planta)	58
Figura 29 Configuraciones Dentro-Fuera y Fuera-Dentro, (DOW)	59
Figura 30 Inspección de membranas de ultrafiltración sucias, (Instantánea de planta)	62
Figura 31 Vista de la UF en el SCADA, (SCADA)	64
Figura 32 Fenómeno de ósmosis, (Voutchkov, Desalination Engineering Planning and design, 2013)	67
Figura 33 Microfotografía de una membrana asimétrica	68
Figura 34 Membrana compuesta de capa fina, (auxiaqua.es, s.f.)	69

Figura 35 Tubo de membranas tubulares, (osmosisinversafiltroagua.com, s.f.)	70
Figura 36 Elemento de membrana enrollada en espiral, (Voutchkov, Desalination Engineering Planning and design, 2013)	78
Figura 37 Bastidor de tubos de ósmosis inversa, (Instantánea de planta)	79
Figura 38 Diseño con un primer paso y un segundo en planta caso estudio, (SCADA)	81
Figura 39 Segundo paso en dos etapas en planta caso estudio, (SCADA)	82
Figura 40 Sistema de ósmosis con intercambiadores de presión, (Energy Recovery, 2008)	85
Figura 41 ERI, (Energy Recovery, 2008)	86
Figura 42 Doble capa de partículas coloidales	88
Figura 43 Fotómetro portable, (hach.com, s.f.)	91
Figura 44 Zona de CIP de UF, (SCADA)	95
Figura 45 Zona de CIP en RO, (SCADA)	97
Figura 46 Líneas de CIP de ida y vuelta a bastidores, (SCADA)	97
Figura 47 Bastidor de UF, (Filisofía de control de la planta)	98
Figura 48 Ajustes del CEB en el edificio 2	100

NOTACIÓN

BW	Backwash (Contralavado)
CEB	Clean enhance backwash (Contralavado químico)
CIP	Cleaning in place (Limpieza intensiva)
DBO	Demanda bioquímica de oxígeno
DF	Discos de filtro
PERM	Permeabilidad
TDS	Total dissolved solids (Sólidos totales disueltos)
TSS	Total suspension solids (sólidos totales en suspensión)
NTU	Nephelometric turbidity unit (unidades nefelométricas de turbidez)
SDI ₁₅	Silt density index (índice de ensuciamiento)
PVPP	Polivinilo de polipirrolidona
PES	Polietersulfona
OI	Ósmosis inversa
NF	Nanofiltración
TCU	Unidades de color
ORP	Potencial de oxidación-reducción
SHMP	Hexametáfosfato de sodio
DAF	Tecnología de flotación por aire disuelto
TMP	Trans membrane pressure
UF	Ultrafiltración

1 INTRODUCCIÓN Y OBJETIVOS

Este proyecto trata sobre el análisis y la optimización de las limpiezas químicas que se realizan a los equipos con membranas en una planta desaladora por ósmosis inversa.

Esta planta se localiza en Qatar y consigue suministrar agua procedente del Golfo Pérsico a gran parte de la población. La única forma de conseguir agua potable en esta zona es mediante la desalación.

El Estado de Qatar es un Estado árabe independiente situado en la costa occidental del Golfo Pérsico. Es una península que cubre un área de 11.437 kilómetros cuadrados que se extiende hacia el norte del Golfo por unos 160 km y tiene un ancho máximo de 88 km. Unas pocas islas en alta mar también comprenden el territorio de Qatar. En el cuello oeste de la península, Arabia Saudita y, al este, se encuentran los Emiratos Árabes Unidos.

En el país se encuentran varias plantas que emplean tecnologías de evaporación flash y otras varias que usan la tecnología de membranas por ósmosis inversa, apostando por una forma de producir agua mucho más económica y sostenible para el planeta.

El ensuciamiento es uno de los principales problemas con el que lidiar en plantas de ósmosis inversa, en ésta en concreto, el pretratamiento consta de bastidores de ultrafiltración, donde también se emplea el uso de membranas. El objetivo del proyecto ha sido estudiar y comparar los resultados obtenidos al someter a limpiezas con diferentes químicos tanto a las membranas de ultrafiltración como a las de ósmosis, consiguiendo sacar en claro relaciones entre los resultados y optimizar el consumo de químico en cada limpieza. El consumo de químicos y el consumo energético son los principales costes de operación de una planta desaladora por ósmosis inversa. El químico usado se puede dividir entre el químico dosificado y el empleado en limpiezas de membranas, por lo que es una tarea necesaria estudiar los diferentes tipos de limpiezas, sus tiempos y resultados para conseguir tener una idea concisa de las variables de las que se disponen para mantener el correcto funcionamiento de la planta.

1.1 Distribución mundial del agua

Se calcula que en la Tierra hay unos 1.400 millones de km³ de agua. Sin embargo, solo una pequeña parte es dulce. El resto es salada y se encuentra en forma de hielo o vapor o situada en lugares inaccesibles.



Figura 1 Agua dulce mundial, (ambiente, 2012)

Los países del Norte de Europa disponen una media de agua en todos sus estados de 70.000 m³ por persona y año. Sin embargo, en algunos países de la península de Arabia no pueden satisfacer las

- Aguas superficiales: 2 %
- Aguas subterráneas: 94 %

Así pues, ¿cómo se abastece Qatar? La respuesta es sería mediante plantas desalinizadoras. La desalinización en ese país se ha convertido en una necesidad, a pesar del coste energético que este proceso conlleva.

1.3 Características del agua mar

Las características del agua que se va a tratar mediante desalación determinan en buena parte el proceso más adecuado a utilizar. Estas características se refieren al contenido de sales disueltas principalmente, pero abarcan además mucho más componentes.

Entre las características físicas a tener en cuenta destaca los sólidos en suspensión y la temperatura. El agua de mar puede contener sólidos disueltos o sólidos en suspensión. La cantidad de sólidos presentes está muy relacionada con el tipo de captación o toma de agua de mar. La temperatura del agua de mar es un factor de cierta relevancia, que afecta especialmente al crecimiento biológico de los microorganismos, por lo que tiene un efecto indirecto en el funcionamiento de la planta.

Para todos estos tipos de agua existen en la actualidad tecnologías para desalarlar y ejemplos a nivel mundial de su aplicación industrial. El tipo de sales en cada una de estas aguas es diferente en función de su procedencia, Así pues, se puede encontrar agua de mar con una concentración próxima a los 35.000 mg/l en las Islas Canarias, hasta agua de mar con concentraciones del orden de los 47.000 mg/l en el Golfo Pérsico. La temperatura es también un factor determinante a la hora de diseñar una planta de desalación de agua. Este factor también es muy variable en función de su procedencia, variando desde temperaturas de 10°C hasta temperaturas próximas a los 43°C en las aguas del Golfo Pérsico.

1.4 Situación global de la desalinización

Hay cerca de 18.000 plantas desaladoras en el mundo, según la Asociación Internacional de Desalinización, IDA. Sin embargo, esas plantas satisfacen sólo entre el 1 y 3% de la necesidad de agua potable a nivel mundial.

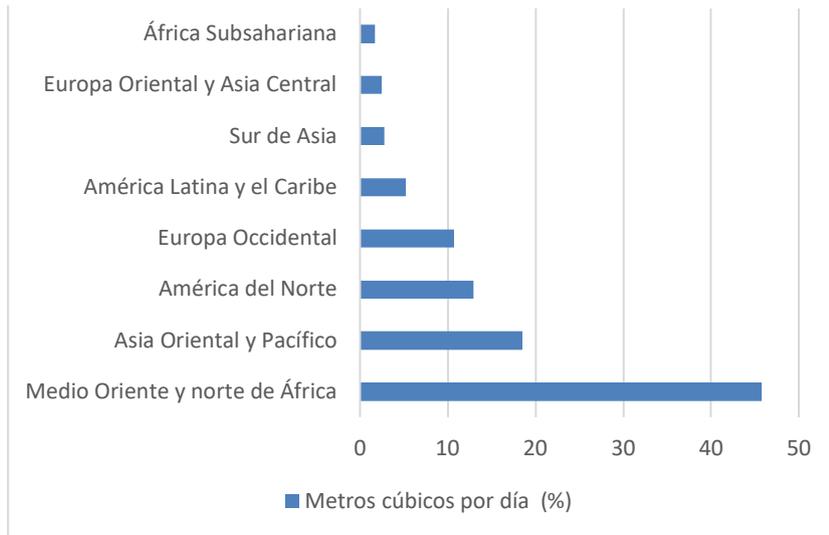
Los costos energéticos (y por tanto económicos) de desalar agua de mar se han reducido de un modo significativo en los últimos 30 años, lo que ha provocado su expansión en todas las zonas costeras del mundo con problemas de suministro. La producción de agua salada está por debajo de un dólar el metro cúbico, 0,1 céntimo de dólar el litro.

La mayor planta desalinizadora del mundo, la de Ras Al-Khair, en Arabia Saudita, usa el mecanismo, denominado método de evaporación térmica. Pero el 70% de las desaladoras del mundo, incluyendo las de Chile, usan el otro mecanismo, descubierto en la década del 60 y perfeccionado desde entonces, ósmosis inversa.

La mayor planta de Europa se encuentra en Torrevieja, en Alicante, y tiene una capacidad de 240.000 metros cúbicos por día. La mayor del mundo, la de Ras Al-Khair, en Arabia Saudita, tiene una capacidad superior a un millón de metros cúbicos por día.

España cuenta con cerca de 900 desaladoras, aunque muchas son de tamaño reducido. El suministro de agua potable de la isla de Lanzarote y de la Fuerteventura se realiza totalmente a través de agua desalada.

Chile es el país de América Latina con mayor capacidad de desalinización, una tecnología ligada a la expansión de la minería que necesita agua en el desierto del norte del país.



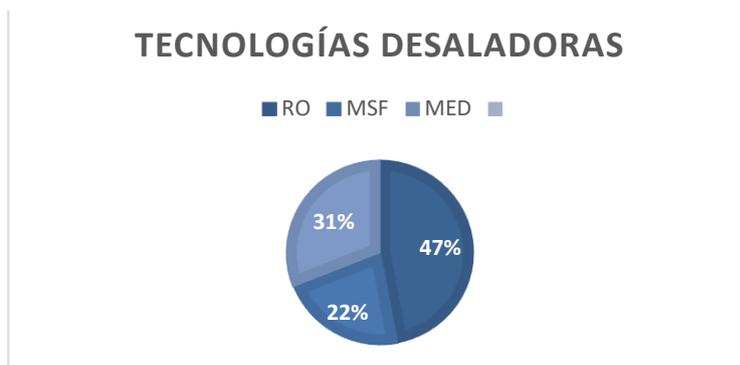
Gráfica 1 Capacidad de desalinización de agua por región, (Martins)

1.5 Desalinización en Qatar

Qatar es un país árido con agua subterránea limitada o nula, con una grave falta de lluvia de solo 82 mm/año y tasa de evaporación de 2000 mm/año. Como resultado, Qatar cae por debajo de la línea internacional de la pobreza de agua de 1000 m3 per cápita por año.

El objetivo principal de Qatar para 2030 es tener un desarrollo sostenible en el presente para proveer un mejor mañana a las generaciones futuras. Uno de los principales grandes desafíos de Qatar en su visión para 2030 es producir y proporcionar agua potable para el total de su población de manera segura.

La población de Qatar está aumentando exponencialmente y se espera que aumente hasta 4,4 millones para 2030. Esto aumenta la demanda de agua y energía y ejerce presión sobre los recursos hídricos y energéticos del país, por lo que la producción no convencional de agua desalinizada será ampliada para apoyar la demanda del desarrollo actual. Se establecen dos nuevas plantas. Una en "Ras Abu Fantas 3" con una capacidad de 36 MIGD y la otra en "Umm Al Houll" con una capacidad total de 136 MIGD, de los cuales 60 MIGD se basa en la desalinización de agua de mar por ósmosis inversa y otro 73 MIGD se basa en una planta térmica integrada con tecnología de generación de energía. Con la nueva planta de RO puesta en marcha, la participación general de RO ha aumentado drásticamente, como se muestra en la Gráfica 2. Ambas plantas son rentables ya que usan mucha menos energía, tienen cero emisiones de CO₂, con mantenimientos fáciles, lo que se alinea con las pautas para lograr de visión 2030 con éxito.



Gráfica 2 Porcentajes de tecnologías de desalación en Qatar

La situación actual en Qatar respecto a número de plantas desaladoras es la siguiente:

Planta	Capacidad (MIGD)	Tecnología	Año
Ras Abu Fantas b	33	MSF	1977-1998
Qaeedat al Shamal	0.2	MSF	1993
Ras Abus Fantas	55	MSF	1994
Dukan	2	MED	1997
Ras Laffana	40	MSF	2003-2004
Ras Laffan-b Qatar power	60	MSF	2006-2008
Ras Abu Fantas B2	30	MSF	2008
Ras Abu Fantas A1	45	MSF	2010
Ras Qertas	63	MED	2010-2011
Ras Abu Fantas A3	36	RO	2016
Umm al houf	60/76	RO/MSF	2016/2017
Total	500		

Tabla 1 Número de plantas de saladoras en Qatar, (Zaidi, 2018)

Las perspectivas futuras de los países del golfo pérsico son desalorar procesos para modificar las plantas existentes o reemplazarla completamente por plantas de procesos de ósmosis inversa. Cada vez se asignan más fondos para la investigación y el desarrollo de la tecnología de desalinización de agua de mar, ya que toda la región depende de este recurso. Como resultado de lo cual, la tecnología de desalinización de agua de mar está mejorando gracias a nuevas tecnologías emergentes que pueden complementar, mejorar el proceso actual de MSF y RO.

2 ANTECEDENTES

A continuación se describirá la estructura de la planta de ósmosis inversa que se va a estudiar, desde la toma del agua de mar hasta el almacenamiento del agua ya tratada, pasando por la explicación teórica y funcional de los equipos que intervienen en todo el proceso y sus características. Es importante conocer el enclave donde se encuentran las membranas, cuya limpieza es objeto de estudio, para entender los posibles motivos de su ensuciamiento, la forma de limpiarlas o los químicos usados para tal fin.

2.1 Técnicas de desalación

2.1.1 Evaporación súbita flash (MSF)

El proceso consiste en la destilación de agua de mar y la condensación posterior del vapor obtenido, recuperando el calor latente para calentar más agua de mar y repetir el proceso.

Este es el sistema más utilizado globalmente porque los resultados son buenos independientemente de la calidad del agua bruta y que, debido a la gran facilidad para encadenar varios de estos procesos en cascada, la capacidad de producción es muy alta.

El gran inconveniente de la destilación súbita es el gran consumo de energía que necesita para producir un metro cúbico de agua producto.

Esto normalmente se logra introduciendo el agua de mar, previamente calentada a temperatura de ebullición con vapor de una fuente externa, en una cámara flash a través de un orificio de forma tal que se provoca una caída de presión suficiente para que sea menor a la de saturación a esa temperatura, evaporando parte del agua salada. Este vapor es condensado luego sobre la superficie de tubos que alimentan el agua de mar a la planta. El agua de mar alimentada a la planta es precalentada también de esta forma con el calor cedido por el vapor durante la condensación del agua desalada producto. Solo un pequeño porcentaje del agua se evapora, de forma que la producción de la planta se logra mediante la operación de sucesivas etapas que funcionan a presiones que se van reduciendo progresivamente. (Figura 3).

Así pues, la salmuera sobrante de esta primera etapa pasa a la parte inferior de la segunda etapa, encontrándose de nuevo con una presión inferior al de saturación con la temperatura que lleva, repitiéndose el ciclo ya explicado de evaporación y condensación sucesivamente hasta llegar a la última etapa.



Figura 3 Proceso de evaporación súbita flash, (Roa, 2014)

2.1.2 Destilación multiefecto (MED)

La destilación de múltiple efecto (MED) utiliza el mismo principio que el proceso MSF. La diferencia principal entre el proceso MED y MSF radica en la forma en que se lleva a cabo la evaporación. En las plantas de MED se utiliza varios evaporadores del tipo de película delgada en el que la evaporación se produce de forma natural en una cara de los tubos de un intercambiador aprovechando el calor latente desprendido por la condensación del vapor en la otra cara del mismo. Las configuraciones disponibles para los evaporadores utilizados son: las de tubo vertical con película ascendente, las de tubo horizontal y vertical con película descendente y las de tipo plato.

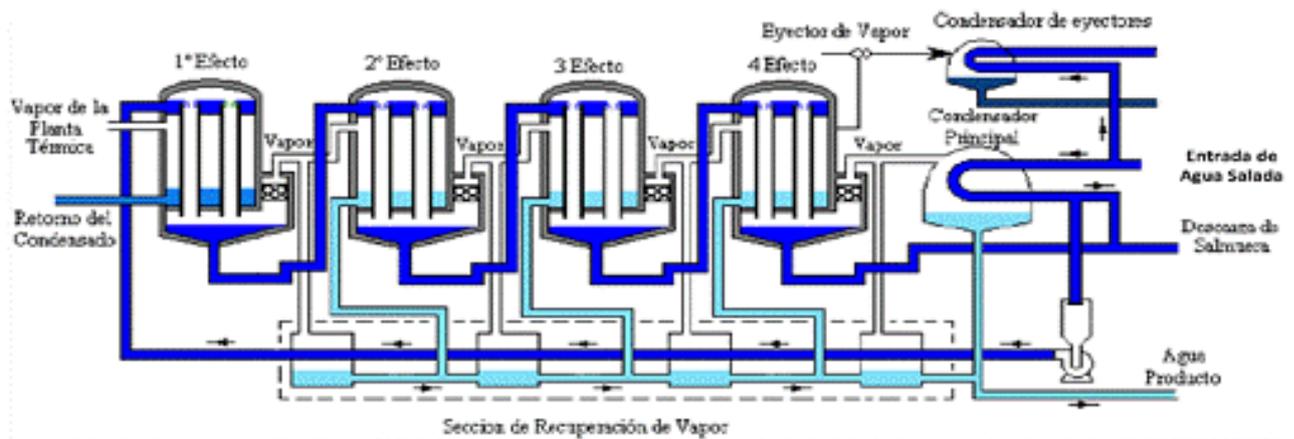


Figura 4 Proceso de destilación multiefecto, (Moreno, Destilación por múltiple efecto, 2011)

En el proceso MED (Figura 4) el agua de mar, precalentada en la etapa de condensación del vapor generado en el último efecto, ingresa al primer efecto en donde se eleva su temperatura al punto de ebullición con vapor de calefacción. El agua de mar se rocía sobre la superficie de los tubos del evaporador donde se forma inmediatamente una película delgada la cual favorece su rápida ebullición y evaporación. El vapor producido es colectado en este efecto y enviado al interior de los tubos evaporadores del efecto siguiente, el cual opera a una temperatura y presión inferiores a las del anterior. La salmuera proveniente del primer efecto es también enviada al efecto siguiente donde se rocía formando una película delgada sobre la superficie de los tubos por los que circula el citado vapor repitiendo el proceso de evaporación. El vapor de cada uno de los efectos se convierte así en agua desalada al ser condensado en el evaporador del efecto siguiente. El proceso se repite varias veces, dependiendo del número de efectos en el sistema.

2.1.3 Termocompresión de vapor y compresión mecánica

Se aplica sólo en casos de aplicaciones a pequeña y mediana escala. La energía necesaria para evaporar el agua proviene de la compresión suministrada al vapor.

En el proceso de compresión mecánica de vapor, el agua de mar se hace pasar por el intercambiador donde se calienta. Esta agua de mar calentada se mezcla con una parte de la salmuera y forma la alimentación, que es bombeada al interior del evaporador y es rociada sobre los tubos del condensador. Esta alimentación se calienta hasta alcanzar la temperatura de saturación, correspondiente a la presión en el interior del evaporador, donde una parte se evapora.

El vapor formado entra en la aspiración del compresor que lo comprime hasta alcanzar la presión que lo convierte en vapor recalentado. Este vapor es introducido en el interior de los tubos del evaporador, donde primero pierde su calor sensible y después se condensa, cediendo el calor a la alimentación. El producto es extraído con una bomba y dado que aun lleva calor es enfriado en el intercambiador de placas, calentando el agua de mar que se incorpora al ciclo. La salmuera que no se ha evaporado se extrae.

El sistema de compresión térmica (TVC) crea un chorro de vapor a través de un orificio tipo Venturi y extrae el vapor de agua del recipiente creando un vacío en él. El vapor extraído es comprimido por el eyector. Esta mezcla se condensa en la pared de los tubos, suministrando energía térmica para evaporar el agua de mar al aplicarla en la otra cara de la pared de los tubos del recipiente.

2.1.4 Osmosis inversa

En el caso de la Osmosis, el solvente pasa espontáneamente de una solución menos concentrada a otra más concentrada, a través de una membrana semi-permeable. Entre ambas soluciones existe una diferencia de energía, originada en la diferencia de concentraciones. El solvente pasará en el sentido indicado hasta alcanzar el equilibrio. Si se agrega a la solución más concentrada, energía en forma de presión, el flujo de solvente se detendrá cuando la presión aplicada sea igual a la presión Osmótica entre las dos soluciones (Figura 5). Esta

presión Osmótica es una medida de la diferencia de energía potencial entre ambas soluciones. Si se aplica una presión mayor a la solución más concentrada, el solvente comenzará a fluir en el sentido inverso. Se trata de la Osmosis Inversa. El flujo de solvente es una función de la presión aplicada, de la presión osmótica y del área de la membrana presurizada.

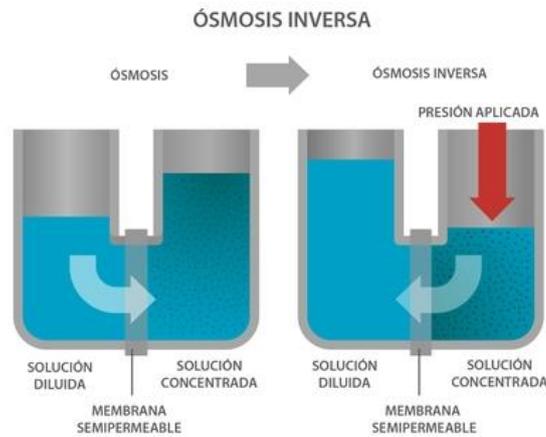


Figura 5 Presión Osmótica, (nuevasmembranas.blogspot.com, s.f.)

Los componentes básicos de una instalación típica de osmosis inversa consisten varios de estos tubos de presión, ordenados en serie o paralelo, conteniendo las membranas. Una bomba suministra en forma continua el fluido a tratar a los tubos de presión, y, además, es la encargada de suministrar la presión necesaria para producir el proceso. Se genera una corriente de agua permeada y otra que es la salmuera denominada corriente de rechazo o concentrado.

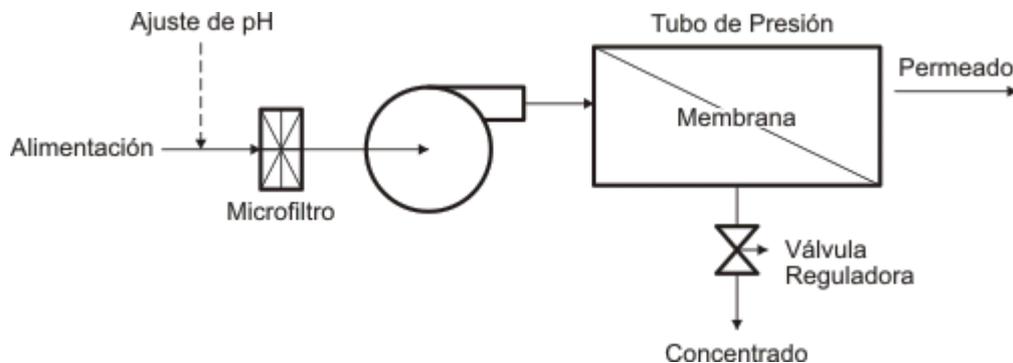


Figura 6 Esquema proceso de osmosis inversa, (purelife.mex.tl, s.f.)

Este proceso de desalinización es uno de los más utilizados ya que el consumo eléctrico es menor que el de los procesos de destilación. Además, la energía utilizada depende de la concentración del agua bruta. Se adapta fácilmente a las necesidades de agua producto de la zona y los costes de inversión son significativamente menores que en los procesos de destilación.

2.1.5 Electrodiálisis

La electrodiálisis (ED) es una técnica de separación basada en hacer pasar una corriente eléctrica continua a través de una solución iónica. Los iones positivos (cationes) migrarán hacia el electrodo negativo (cátodo), mientras que los iones negativos (aniones) lo harán hacia el electrodo positivo (ánodo). Si entre ambos electrodos se colocan dos membranas semipermeables que permiten selectivamente solo el paso del Na^+ o del Cl^- , el agua contenida en el centro de la celda electrolítica se desaliniza progresivamente, obteniéndose agua dulce.

El agua producida por estos tratamientos debe recibir tratamiento para eliminar compuestos orgánicos y

microbios. Debido a que el agua fuente no pasa físicamente a través de las membranas en estos sistemas, la mayoría de los contaminantes orgánicos no son eliminados. Es un proceso que sólo puede separar sustancias que están ionizadas.

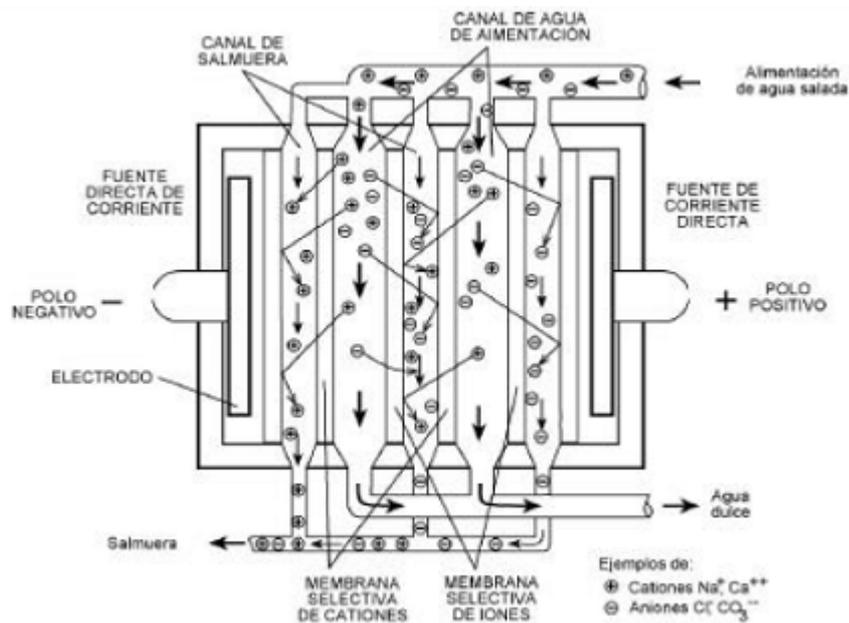


Figura 7 Proceso de electrodiálisis, (Moreno, Electrodiálisis, 2011)

Los sistemas de electrodiálisis requieren grandes cantidades de energía para producir la corriente constante que impulsa la purificación y bombea el agua a través del sistema por ello se utilizan para tratamiento de aguas salobres de baja salinidad.

2.1.6 Intercambio iónico

El intercambio iónico se basa en las propiedades que presentan ciertas sustancias sólidas insolubles que son capaces de intercambiar aniones o cationes cuando se ponen en contacto con un electrolito. Las resinas liberarán iones H⁺ y OH⁻ y fijarán los iones de electrolito. Las resinas normalmente necesitan regeneración con agentes químicos para sustituir los iones originales y los fijados en la resina, y terminan por agotarse. Su cambio implica un coste difícilmente asumible para aguas de mar y aguas salobres.

La desmineralización por intercambio iónico proporciona agua de gran calidad si la concentración de sal es menor de 1 gr/l. Por lo tanto, se utiliza para acondicionar agua para calderas a partir de vapores recogidos o acuíferos, o en procesos industriales con tratamiento de afino.

En este proceso el agua a tratar pasa por una columna, donde hay una resina sintética cambiadora de cationes, y luego por otra torre donde se encuentra una resina cambiadora de aniones. Se puede tener un lecho mixto que realice ambos procesos de intercambio iónico en forma simultánea. (Ros A.)

2.1.7 Comparativa

Una vez expuestas las principales técnicas de desalación utilizadas a nivel industrial, se puede resumir que: la técnica de intercambio iónico no es de gran utilidad para el tratamiento de agua de mar para consumo humano por lo que se desecha esta técnica. De igual modo, la electrodiálisis tampoco es una técnica adecuada para el tratamiento de agua de mar como agua de consumo. Luego las técnicas que comparamos para la elección de la técnica más adecuada serán: evaporación súbita flush (MSF) Proceso de destilación multiefecto (MED) Proceso de compresión mecánica/térmica de vapor (VC) y (VCT) y Ósmosis Inversa (OI).

Para ello se expone en una tabla comparativa, las características más importantes de cada una de ellas:

Características	MSF	MED	CV	OI		ED
				1 PASO	2 PASOS	
Tecnología	Evaporación	Evaporación	Evaporación	Membranas		Membranas
Tipo energía	Térmica	Térmica	Eléctrica	Eléctrica		Eléctrica
Consumo energético	Alto	Alto/medio	Medio	Bajo	Bajo	Bajo
Calorífica (Kcal/m ³)	50.000-60.000	30.000-50.000	-	-	-	-
Eléctrica (KWh/m ³)	3-6	1,5-2,5	8-12	3-5	4-6	1,6-1,9
Total (KWh/m ³)	61-76	36-60	8-12	3-5	4-6	1,6-1,9
Coste instalaciones	Alto	Alto/medio	Alto	Medio		Medio
Plazos instalación (meses)	24	18-24	12	18		15
Fabricantes	Numerosos	Escasos	Escasos	Numerosos		Numerosos
Capacidad producción	Alta	Media	Baja	Alta		Media
Producción por unidad (m ³ /día)	5.000-60.000	100-20.000	10-2.500	1-10.000		
Capacidad máxima instalada (m ³ /día)	45.000	10.000-18.000	(< 5.000)	(> 50.000)		(< 30.000)
Temperatura máxima proceso	90-120° C	70-75° C	70-75° C	< 45° C		< 45° C
Posibilidad ampliación	Difícil	Difícil	Difícil	Fácil		Fácil
Fiabilidad de operación	Alta	Media	Baja	Alta		Alta
Desalación agua de mar	si	si	si	si		no
Calidad agua bruta (ppm)	30.000-100.000	30.000-100.000	30.000-50.000	1.000-45.000		1.000-15.000
Producto/Agua de mar bombeada	10-25 %	15-30 %	40-50 %	35-45 %		15-30 %
Calidad agua desalada (ppm)	Alta (< 40)	Alta (< 40)	Alta (< 40)	Media (400-espiral) (200-Shell tuerca)	Alta (< 40)	Media (< 300)
Flexibilidad planta	60-100 %	30-100 %	-	Por módulos		Por módulos
Limpiezas de mantenimiento	2-4 veces/año	0,5-2 veces/año	0,5-2 veces/año	1-4 veces/año		0,5-2 veces/año
Sensibilidad a condiciones agua de mar	Media	Reducida	Reducida	Alta		-
Pretratamiento	Moderado	Simple	Simple	Exigente		Exigente
Influencia condiciones operación	Media-alta	Baja-media	Baja	Muy alta		Muy alta
Superficie terreno requerida de instalación	Mucha	Media	Poca	Poca		Poca

Tabla 2 Comparativa procesos de desalación, (Ros A. , 2011)

Una vez analizadas las distintas técnicas de desalación de agua, llegamos a la conclusión que las mejores técnicas para desalar agua de mar son la MSF como técnica de destilación, y la ósmosis inversa como técnica de desalación por membranas.

Aunque la calidad del agua destilada por destilación súbita por efecto flash sea mejor que la tratada por ósmosis inversa en cuanto a su calidad, la osmosis inversa opera dentro de unos valores de consumo de energía y calidad de agua desalada que son aceptables para nuestro fin.

La ósmosis inversa presenta una mayor versatilidad a la hora de construir la planta, pudiendo construirse plantas de menor tamaño y posteriormente ir ampliándolas con un coste aceptable. También es posible implantar sistemas de recuperación de energía que reducirían este gasto energético.

2.2 Proceso general de la planta de Ósmosis inversa

La configuración y elección de los equipos utilizados en las plantas de ósmosis inversa dependen en gran parte de variables como la condiciones de entrada del agua, el espacio disponible, el tiempo de construcción y los costes de inversión. Existen configuraciones bastante robustas a día de hoy y que se usan en la nueva construcción de plantas de desalación en todo el mundo.

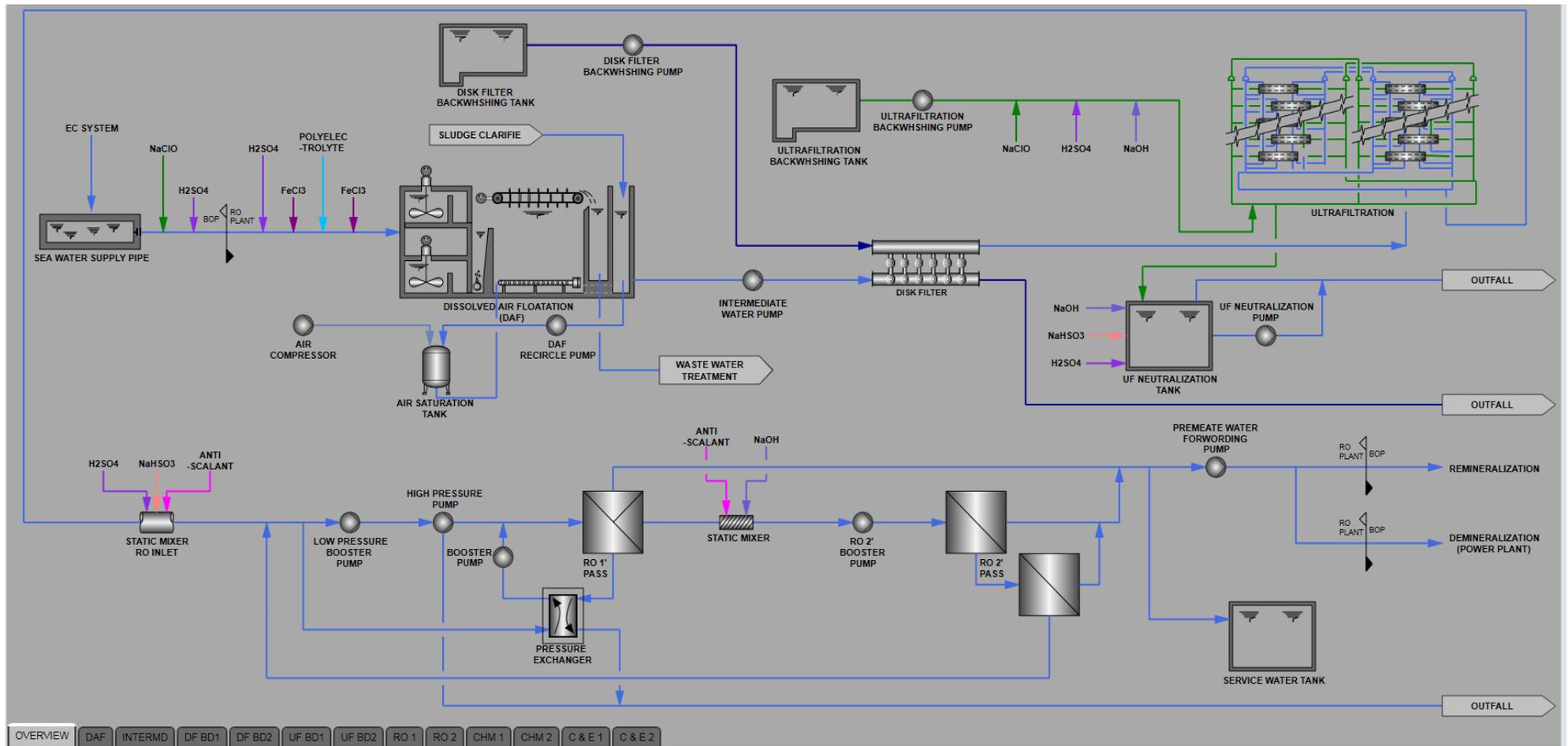


Figura 8 Visión general de la planta, (SCADA)

En la anterior imagen se puede apreciar la disposición del pretratamiento y de la ósmosis en la planta del caso de estudio. El punto de partida se encuentra lógicamente en la captación, se muestran los diferentes niveles a los que está almacenada el agua y por donde va siendo filtrada por gravedad para eliminar todo tipo de plásticos de gran tamaño, bolsas, etc. A la toma por la que viene el agua a planta se le inyecta hipoclorito sódico semanalmente, con el fin de realizar una desinfección de la línea y eliminar todo tipo de materia biológica, evitando así un bloqueo progresivo a lo largo del tiempo. Esta agua con cloro libre entrará a la planta durante el tiempo que se esté dosificando y mediante agentes reductores se deberá contrarrestar el efecto oxidante del cloro, evitando así la oxidación de las membranas de ósmosis.

Antes de la entrada a las cámaras de flotación, existen inyecciones de cloruro férrico y ácido sulfúrico, éstas sirven para facilitar la floculación-coagulación de las partículas en suspensión y para adaptar el pH óptimo en las cámaras. Una vez pasan las cámaras de flotación, el agua es almacenada en un canal de salida de las mismas y el agua es impulsada por las bombas intermedias, las encargadas de mantener la presión hasta el colector de entrada a los bastidores de ósmosis inversa.

Tras salir de las bombas intermedias, el agua pasa una prefiltración en los discos de filtros, que sirven primer filtro a la ultrafiltración, evitando así que partículas de más de 100 µm pasen a dañar las membranas. En la zona de discos de filtro y ultrafiltración se aprecian los tanques de almacenamiento de agua de lavado y las bombas correspondientes, además de sistemas auxiliares para el lavado de las membranas de ultrafiltración (CIP).

Tras ser filtrada, el agua es entregada a las bombas de alimentación a la ósmosis de cada bastidor, pero antes pasan por un mezclador situado en la salida de ambos edificios, donde se inyectan un agente reductor (SBS) para evitar el paso de cloro libre hacia las membranas de ósmosis.

El agua es tomada por las bombas de apoyo, que regularán el caudal de alimentación necesario a cada bomba de alta presión de cada bastidor. Tras pasar por las membranas de ósmosis, el agua ya permeada y con baja conductividad pasa a un segundo paso formado por dos etapas, cuyo objetivo es reducir aún más el contenido en sales y en otros elementos como por ejemplo boro. Hay estaciones donde este paso es más vital que en otras, por ejemplo en verano cuando las temperaturas son muy elevadas, el control de boro es difícil de conseguir ya que los poros de las membranas aumentan de tamaño y las moléculas son retenidas con más dificultad, es ahí donde el segundo paso tiene un papel fundamental, ayudando en un ajuste más fino a la eliminación de esas moléculas. Antes de entrar al segundo paso, es necesario inyectar sosa y antiincrustante, con el objetivo de optimizar la operación.

Finalmente, el agua permeada que sale del segundo paso es impulsada por una bomba a la siguiente etapa, la remineralización, que se encuentra bajo la operación del cliente. Parte del agua del segundo paso, es almacenada en un tanque de 1000 m³ y se usa para realizar los lavados de los bastidores y para el resto de necesidades de la planta.

2.3 Datos de partida

2.3.1 Calidad del agua de mar

Parámetro	Unidades	Diseño
Temperatura	°C	15 – 35
TDS	mg/l	45.900
Ca ⁺²	mg/l	532,91
Mg ⁺²	mg/l	1.695,61
Na ⁺	mg/l	14.068,81
K ⁺	mg/l	506,13
Ba ⁺²	mg/l	0,01

Sr^{+2}	mg/l	13,9
CO_3^{-2}	mg/l	5
HCO_3^-	mg/l	146
SO_4^{-2}	mg/l	3.530,18
Cl^-	mg/l	25.295,18
NO_3^-	mg/l	0
F^-	mg/l	1,4
Br^-	mg/l	94
B	mg/l	5,3
pH	-	8,21
TSS	mg/l	>30

Tabla 3 Parámetros del agua de mar, (Process desing report, 2017)

	pH	Salinidad (ppt)	Conductividad (mS/cm)	Oxígeno disuelto (mg/L)	Turbidez (NTU)
Máxima	8,23	44,51	65,55	6,17	8,70
Mínima	8,16	44,10	65,03	5,94	1,20
Media	8,21	44,40	65,41	6,03	2,10

Tabla 4 Propiedades medias del agua de mar, (Process desing report, 2017)

2.3.2 Calidad del agua producto

Parámetro	Unidades	Diseño
Color	TCU	15
TDS	mg/l	110-250
Calcio	mg/l	80
Magnesio	mg/l	10
Sodio	mg/l	50
Potasio	mg/l	2

Cloro	mg/l	>80
Bromuro	mg/l	>0,1
Fluoruro	mg/l	1,5
Hierro	mg/l	0,1
Cobre	mg/l	0,05
Manganeso	mg/l	0,05
Zinc	mg/l	0,05
Aluminio	mg/l	0,1
Mercurio total	mg/l	0,001
Níquel	mg/l	0,02
Cadmio	mg/l	0,001
Bario	mg/l	0,7
Boro	mg/l	0,5
Cloro residual	mg/l	0,8-1,0
Nitrato (NO ₃)	mg/l	10
Nitrato (NO ₂)	mg/l	0,1

Tabla 5 Parámetros límites de calidad de agua producto, (Process desing report, 2017)

2.4 Captación

2.4.1 Fundamentos

La captación es un componente clave de cada planta de desalinización. Su tipo y ubicación tienen un impacto medible en la fuente y la calidad del agua del producto, el costo de la producción de agua y los posibles impactos ambientales de las operaciones de la planta. El objetivo de la planta desaladora es recolectar agua de mar de cantidad y calidad adecuadas de manera confiable y sostenible para producir agua desalada de manera rentable y con un impacto mínimo en el medio ambiente.

Actualmente, existen dos categorías de instalaciones de recolección de agua que se utilizan ampliamente en plantas de desalinización: toma abierta y entradas subterráneas (pozos y galerías de infiltración).

- Las tomas abiertas recogen el agua directamente del agua superficial (río salobre o lago, océano, etc.) a través de una estructura de entrada en tierra o en alta mar y una tubería que interconecta esta estructura con la planta de desalinización. Las partes más importantes que constituyen una toma por emisario submarino son las siguientes: torre de toma, tubería de conducción y cántara de bombeo.

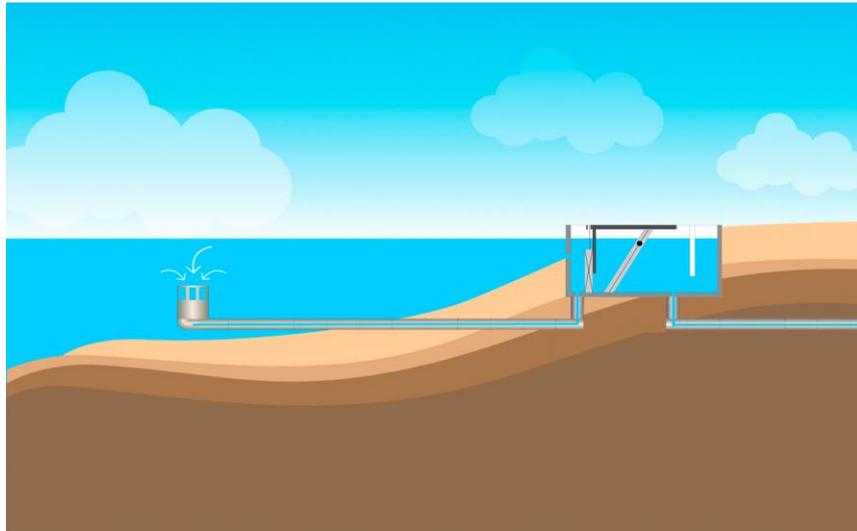


Figura 9 Toma abierta, (cap.cl, s.f.)

- Las tomas cerradas, como pozos verticales, pozos horizontales, pozos inclinados y galerías de infiltración se usan generalmente para recolectar agua salina de acuíferos salobres para la desalinización de osmosis inversa de agua salobre (BWRO) y de acuíferos costeros cercanos o en alta mar para la ósmosis inversa de agua de mar (SWRO).

En la actualidad, las tomas en mar abierto son el tipo de tecnología de admisión más utilizado en todo el mundo, ya que se pueden instalar en prácticamente cualquier lugar y construirse en cualquier tamaño. Si bien las tomas abiertas son adecuadas para todos los tamaños de plantas de desalinización, su rentabilidad depende de varios factores relacionados con la ubicación, como el tamaño de la planta, la profundidad y la geología del fondo del océano.

Principalmente debido al hecho de que las condiciones hidrogeológicas favorables para la ingesta subterránea son a menudo imposibles de encontrar en las proximidades del sitio de la planta, la aplicación de este tipo de tecnología de admisión hasta la fecha se ha limitado a plantas de capacidad relativamente pequeña. Además, las zonas costeras densamente pobladas, donde se necesitan grandes plantas de desalinización, tienen una disponibilidad de tierra muy limitada para la instalación de numerosos pozos de playa, que a menudo es un factor importante y potencialmente un defecto fatal para la construcción de toma subterránea en ciertas comunidades costeras. (Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente, 2002)

En este caso la instalación dispone de una captación abierta y profunda mediante una torre de toma. Esta estructura funciona de soporte de las rejillas de captación y su misión es mantenerlas a cierta altura respecto al fondo marino para minimizar la entrada de sustancias sedimentables. Se dispone en un fondo rocoso y se diseña de forma que las líneas de corriente del agua captada sean horizontales. Para evitar la inmovilización y el arrastre de los peces se fija además una velocidad de aproximación a las rejillas inferior a 0,15 m/s. La evacuación hacia la costa del agua captada se lleva a cabo mediante un inmisario fondeado de polietileno que conduce el agua hasta una cántara desde la que se bombea a los la planta. En esta cántara de captación se dispone de cuatro bombas verticales que se encargarán de impulsar el agua hasta el canal de entrada a las celdas DAF.

2.4.2 Bar screen

Procedente del mar, primero el agua pasa por las barras fijas con el fin de retener aquellos plásticos flotantes, y grandes gruesos y evitar que entren a la cántara. Éstas poseen una grúa con una pala mecánica que servirá para atrapar los elementos que se encuentren retenidos en las barras y depositarlos en un contenedor en la superficie. En casos de vientos fuertes puede que botellas de plástico o bolsas se encuentren en la piscina de recogida de agua de mar, por lo que se activa manualmente el uso de grúa de recogida de materiales flotantes.

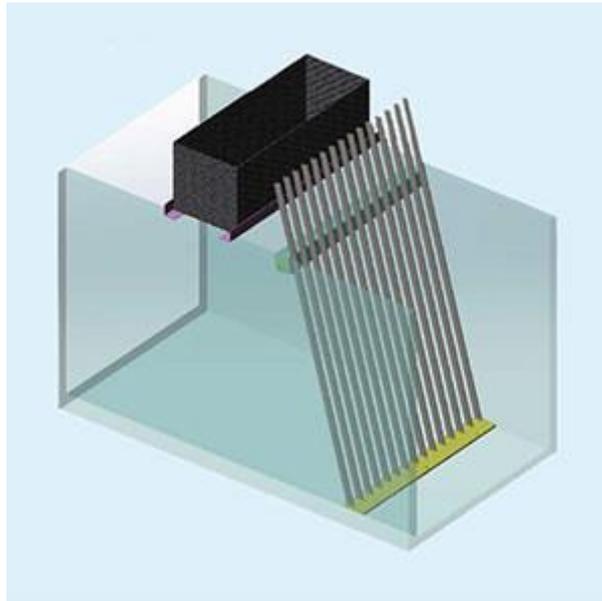


Figura 10 Bar screen, (seftgroup.com, s.f.)



Figura 11 Bar screen con grúa, (Instantánea de planta)

2.4.3 TBS

Estas mallas de desplazamiento vertical consisten en paneles de cribado individuales con aberturas de malla fina

que están unidas a cadenas de rodillos de soporte, que a su vez son instalados en guías metálicas.

A medida que el agua de la fuente de admisión viaja a través de las pantallas, los escombros contenidos en el agua se eliminan y se acumula en los paneles de la pantalla. La malla está típicamente hecha de poliamida, poliéster y acero inoxidable super duplex para aplicaciones de agua de mar, o acero inoxidable dúplex para tomas de agua salobre. La acumulación de escombros provoca un aumento gradual de la pérdida de carga de la malla. Una vez que la pérdida de cabeza alcanza un valor predeterminado (o después de un tiempo establecido), los paneles de detección se giran hacia arriba y los escombros recolectados en los paneles se mueven al nivel de cubierta, donde se retiran de los paneles en canales de recolección mediante rociadores de agua a baja presión. Los escombros son transportados a unas cestas donde se recolectan y se limpian manualmente, pasando a almacenar en contenedores y desecharlos como sólidos. Normalmente, las pantallas están diseñadas para entrar en un ciclo de limpieza a una altura del agua diferencial de 0.1 a 0.2 m, que generalmente corresponde a aproximadamente el 30 por ciento reducción del área de detección. La mayoría de las pantallas de banda disponibles comercialmente viajan en velocidades de 2 a 10 m / min. Estas pantallas están típicamente diseñadas para la operación de dos velocidades o velocidad variable. El factor de eficiencia del área de la pantalla de diseño para las pantallas de banda son generalmente de 0.5 a 0.6 (es decir, 50 a 60 por ciento del área de detección está activa área de filtración utilizada para determinar la velocidad a través de la pantalla). (Voutchkov, Desalination Engineering Planning and design, 2013)

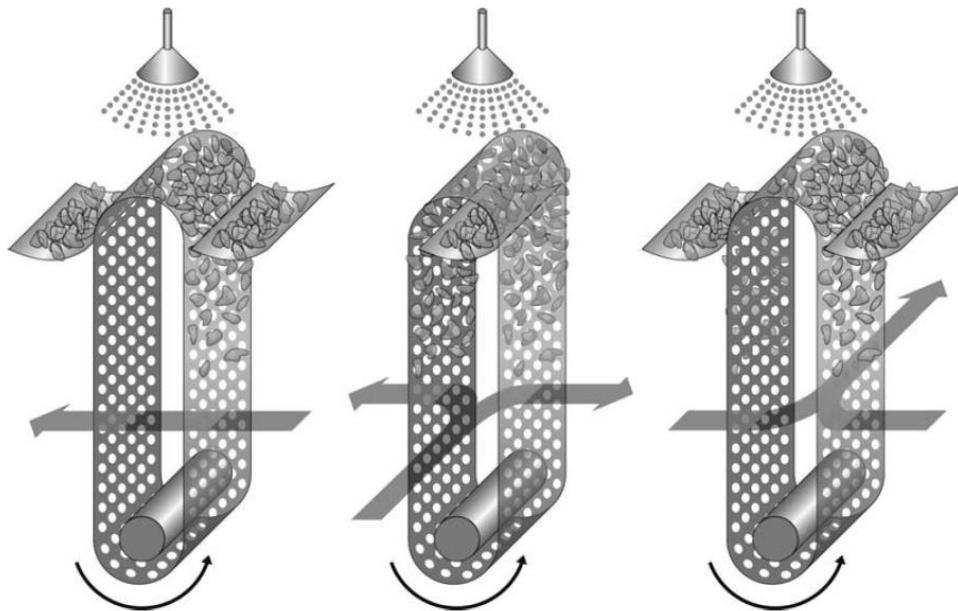


Figura 12 Limpieza de las TBS (Voutchkov, Desalination Engineering Planning and design, 2013)



Figura 13 TBS, (Instantánea de planta)



Figura 14 Cestas de recogida de escombros, (Instantánea de planta)

Los escombros rechazados por las mallas son mayoritariamente conchas y plásticos de tamaño medio, además de algas de gran tamaño. En ocasiones se dan eventos de medusas y éstas son rechazadas por las mallas, el ritmo de limpieza de las cestas debe ser frecuente en estas ocasiones ya que hay mucho que rechazo.

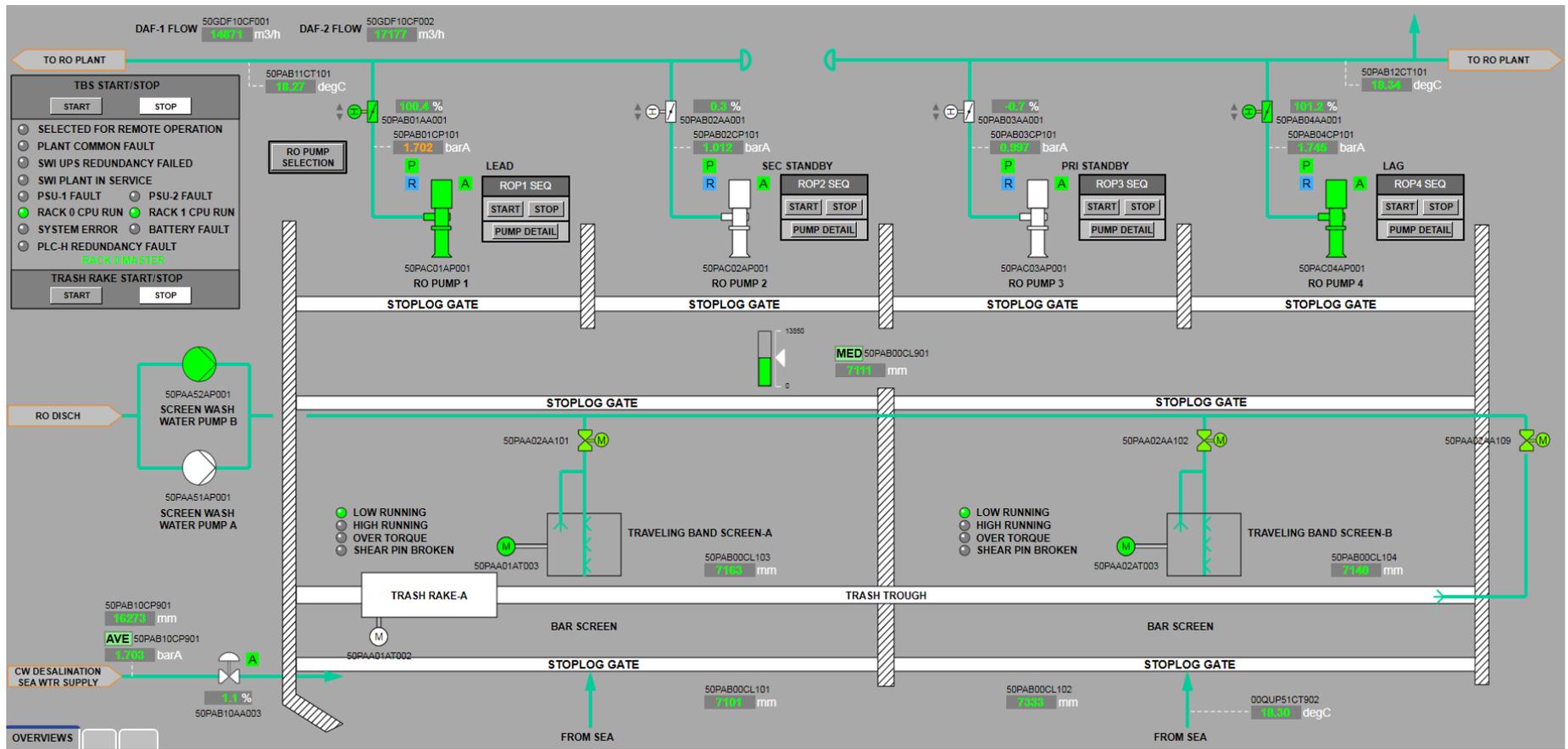


Figura 15 Bombeo de la zona de captación, (SCADA)

2.5 Químicos

2.5.1 Ácido sulfúrico

2.5.1.1 Ajuste de pH en DAF

Existe un punto de dosificación de ácido sulfúrico junto con el de cloruro férrico a la entrada de las celdas DAF. Trabajar a bajo pH en las celdas mejora la formación de los flóculos y optimiza el funcionamiento del sistema.

2.5.1.2 Ajuste de pH en choque

Una vez por semana se realiza un choque con hipoclorito sódico y ácido sulfúrico a las líneas de entrada a planta desde el mar. El objetivo es limpiar de agentes biológicos las líneas del inmisario y evitar la obstrucción de los orificios. El objetivo de usar ácido es el de potenciar el efecto limpiante y desinfectante del hipoclorito a bajo pH.

2.5.1.3 CEB

El uso de ácido sulfúrico como parte del contralavado químico ayuda a la eliminación de bacterias y evita la precipitación de sales en las membranas tras el uso de la sosa en el primer paso del lavado.

2.5.2 Antiincrustante

Los inhibidores de incrustaciones (antiincrustantes) se pueden usar para controlar la incrustación de carbonato, la incrustación de sulfato y la incrustación de fluoruro de calcio. Generalmente hay tres tipos diferentes de inhibidores de incrustaciones: hexametáfosfato de sodio (SHMP), organofosfonatos y poliacrilatos.

El SHMP es económico pero inestable en comparación con los inhibidores de escala orgánicos poliméricos. Cantidades menores se adsorben a la superficie de los microcristales, evitando el crecimiento y la precipitación de los cristales. Se debe utilizar SHMP de calidad alimentaria. Se debe tener cuidado para evitar la hidrólisis de SHMP en el tanque de alimentación de dosificación. La hidrólisis no solo disminuirá la eficacia de inhibición de incrustaciones, sino que también creará un riesgo de incrustación de fosfato de calcio. Por lo tanto, SHMP generalmente no se recomienda.

Los organofosfonatos son más efectivos y estables que el SHMP. Actúan como antiincrustantes para el aluminio y el hierro insolubles, manteniéndolos en solución. Los poliacrilatos (alto peso molecular) son generalmente conocidos por reducir la formación de escamas de sílice a través de un mecanismo de dispersión.

Los inhibidores de la escala orgánica polimérica también son más efectivos que el SHMP. Sin embargo, pueden ocurrir reacciones de precipitación con inhibidores de incrustación cargados negativamente y polielectrolitos catiónicos o cationes multivalentes (por ejemplo, aluminio o hierro). Los productos similares a las gomas resultantes son muy difíciles de eliminar de los elementos de la membrana.

La inyección de antiincrustante tendrá lugar en la entrada al segundo paso, donde al estar trabajando a alto pH, el riesgo de precipitaciones es alto, aunque el agua ya esté permeada y su contenido en sales sea bajo. (Iglesias, 1999)

2.5.3 Hipoclorito sódico

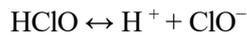
El hipoclorito de sodio se usa para limpiar las membranas de UF. Cada conjunto de membranas necesitará para ser limpiado periódicamente de acuerdo con el fabricante de la membrana UF para realizar este tipo de limpieza.

Los efluentes generados por las actividades de limpieza se descargarán en tanques de neutralización, donde serán tratados antes de ser eliminados a través del sistema de eliminación de salmuera.

El hipoclorito de sodio (NaClO) es el oxidante más utilizado en la actualidad. Cuando se agrega al agua, el hipoclorito de sodio genera ácido hipocloroso (HClO) e hidróxido de sodio (NaOH):



El ácido hipocloroso a su vez se disocia en iones de hidrógeno (H⁺) e hipoclorito (ClO⁻):



La suma de hipoclorito de sodio, ácido hipocloroso e iones de hipoclorito es denominada cloro residual libre. El cloro en todas sus formas es tóxico y ataca a todos los organismos acuáticos y generalmente los destruye por oxidación de sus tejidos y células. Cabe señalar, sin embargo, que el uso de cloro tiene varios inconvenientes. La cloración no puede destruir todas las formas de organismos de bioincrustación y, por lo tanto, no es una barrera absoluta para la bioincrustación de las membranas de ósmosis. Cloro u otros oxidantes se agregará a la fuente de agua antes de que lleguen a las membranas, porque causarán daños permanentes a la estructura polimérica de las membranas. Además, el cloro y otros oxidantes se descomponen de otro modo no biodegradable, materia orgánica natural en compuestos orgánicos biodegradables y destruyen el exterior paredes de células bacterianas. De este modo, provocan la liberación de material intracelular en la fuente de agua. Desde el material intracelular liberado de algas y células bacterianas como resultado de la oxidación es rico en compuestos orgánicos fácilmente biodegradables, sirve como alimento para las bacterias que ya colonizaron las membranas de RO o sobrevivieron al proceso de cloración. La exposición a largo plazo al cloro desencadena la producción de polisacáridos extracelulares de algunos de los microorganismos en la fuente de agua como mecanismo de defensa, que a su vez protege las bacterias formadoras de biopelículas. (Voutchkov, Desalination Engineering Planning and design, 2013)

2.5.4 Cloruro férrico

La utilización de cloruro férrico se ha convertido en una opción interesante para lograr el objetivo de coagulación necesaria en el pretratamiento de plantas de ósmosis inversa. Los precios actuales del mercado posicionan al cloruro férrico como la alternativa más efectiva y económica para el tratamiento de efluentes y la potabilización de agua.

Entre las ventajas técnicas del cloruro férrico se destaca su capacidad para trabajar en un amplio rango de pH, que va desde 4.5 hasta 12. Es muy eficaz en la eliminación de sólidos suspendidos, rastros de metales y DBO. Remueve fosfatos con una eficiencia superior al 95% permitiendo alcanzar los valores requeridos por la legislación. También actúa sobre los sulfuros evitando la formación del oloroso y corrosivo ácido sulfhídrico.

El agregado de sales de hierro en tratamientos secundarios mejorara la estructura del floc, y su sedimentabilidad.

Comparado con el tradicional sulfato de aluminio, se requiere la mitad de cloruro férrico para lograr la coagulación. Esta importante diferencia en la efectividad se traduce en una importante diferencia en el costo.

El sulfato de aluminio produce sedimentos menos densos que el cloruro férrico, con menor capacidad de arrastre, requiere ajustes de pH más precisos y es poco efectivo en la remoción de partículas coloidales, metales, sulfuros y fosfatos.

Por último con las sales de hierro sería posible minimizar los residuos de aluminio en el agua tratada. La toxicidad del aluminio en el agua ha sido por muchos años tema de interés para la comunidad médica de investigación. (Cloruro férrico, un coagulante a tener en cuenta, 2011)

Por otro lado, un exceso en la dosificación de este coagulante provocará problemas en los equipos situados aguas abajo. Tanto en discos de filtros, membranas de ultrafiltración e incluso membranas de ósmosis (si el pretratamiento no actúa como debe) se pueden encontrar restos de cloruro férrico que complican mucho la operación de la planta.

2.5.5 Hidróxido sódico

2.5.5.1 CEB

La dosificación de sosa en la primera parte del contralavado químico ayuda a mantener el poder de desinfección del hipoclorito sódico y evitar que se dañen las membranas. Trabajar a bajo pH con el hipoclorito, dañaría seriamente las fibras que componen los módulos.

2.5.5.2 Segundo paso

La dosificación de sosa a la entrada del segundo paso es fundamental para la eliminación del boro en las membranas. Por el hecho de dosificar sosa, se necesita de la ayuda de un antiincrustante que reduzca la

precipitación de sales en las membranas del segundo paso.

2.5.6 Bisulfito sódico

2.5.6.1 Como agente reductor

Cuando se utilizan las membranas de ósmosis inversa, la alimentación debe declorarse para evitar la oxidación de la membrana. Las membranas tienen cierta tolerancia al cloro antes de que se observe una notable pérdida de rechazo de sal. El primer signo de ataque de cloro en la membrana es la pérdida del flujo de membrana seguido de un aumento en el flujo de membrana y el paso de sal. La degradación eventual puede ocurrir después de aproximadamente 200 - 1,000 horas de exposición a 1 mg/l de cloro libre (tolerancia de 200 - 1,000 ppm/h). La tasa de ataque de cloro depende de varias características del agua de alimentación. En condiciones de pH alcalino, el ataque de cloro es más rápido que a pH neutro o ácido. El ataque de cloro también es más rápido a temperaturas más altas y concentraciones más altas de metales pesados (por ejemplo, hierro), que puede catalizar la degradación de la membrana. Dado que el daño por oxidación no está cubierto por la garantía, se debe eliminar el cloro libre residual mediante un tratamiento previo antes de la exposición del agua de alimentación a la membrana.

El cloro libre residual puede reducirse a cloruros inofensivos mediante carbón activado o agentes reductores químicos. El metabisulfito de sodio (SMBS) se usa comúnmente para la eliminación de cloro libre y como bioestático. Existen otros agentes reductores químicos (por ejemplo, dióxido de azufre), pero no son tan rentables como el SMBS. Cuando se disuelve en agua, se forma bisulfito de sodio (SBS) a partir de SMBS:



SBS luego reduce el ácido hipocloroso de acuerdo con:



En teoría, 1.34 mg de metabisulfito de sodio eliminarán 1.0 mg de cloro libre. En la práctica, sin embargo, normalmente se usan 3,0 mg de metabisulfito de sodio para eliminar 1,0 mg de cloro.

El metabisulfito de sodio sólido tiene una vida útil típica de 4 a 6 meses en condiciones de almacenamiento fresco y seco. Sin embargo, en soluciones acuosas, el bisulfito de sodio puede oxidarse fácilmente cuando se expone al aire. (Voutchkov, Desalination Engineering Planning and design, 2013)

2.5.6.2 Como agente biocida

El bisulfito de sodio se puede agregar a la corriente de alimentación (durante un período de tiempo limitado) durante la operación normal de la planta. Esta aplicación intermitente a menudo se denomina tratamiento de choque. En una aplicación típica, se dosifican 500 - 1,000 mg/l de NaHSO_3 durante 30 minutos.

Es conveniente usar solo metabisulfito de sodio (grado alimenticio) que esté libre de impurezas y que no esté activado por cobalto. El tratamiento puede llevarse a cabo cada 24 horas o solo cuando se sospeche biocrecimiento. El permeado producido durante la dosificación contendrá algo de bisulfito, dependiendo de la concentración de alimentación, el tipo de membrana y las condiciones de funcionamiento. Dependiendo de los requisitos de calidad del permeado, el permeado se puede usar o desechar durante el tratamiento de choque.

El bisulfito es efectivo contra bacterias aerobias pero no contra microorganismos anaerobios. Por lo tanto, la eficacia del tratamiento de choque debe evaluarse cuidadosamente. (DOW)

2.5.7 Biocida (DBNPA)

DBNPA (2,2, dibromo-3-nitrilo-propionamida) tiene las siguientes características:

Compatible con la membrana

Actuación rápida

Económico

Características aceptables de transporte, almacenamiento, estabilidad y manejo

Control de amplio espectro (por ejemplo, organismos planctónicos y sensibles), el control de algas es estacional y situacional

Biodegradable

En los sistemas de ósmosis inversa que funcionan con agua de alimentación biológicamente activa, una biopelícula puede aparecer dentro de 3 a 5 días después de la inoculación con organismos viables. En consecuencia, la frecuencia más común de desinfección es cada 3 a 5 días durante la actividad biológica máxima (verano) y aproximadamente cada 7 días durante la actividad biológica baja (invierno). La frecuencia óptima para la desinfección será específica para el sitio y debe estar determinada por las características operativas del sistema.

La cantidad de DBNPA utilizada depende de la gravedad del ensuciamiento biológico. Con un agua menos propensa a las incrustaciones biológicas, puede ser efectivo usar 10-30 mg /l del ingrediente activo durante 30 minutos a 3 horas cada 5 días. Debido a que DBNPA se desactiva mediante agentes reductores (como el bisulfito de sodio utilizado para la eliminación del cloro), se requerirá una mayor concentración de DBNPA si hay un agente reductor residual en el agua de alimentación. La concentración de DBNPA debe aumentarse en 1 ppm de ingrediente activo por cada ppm de agente reductor residual en el agua de alimentación a las membranas de ósmosis. Para eliminar la biopelícula muerta, también se recomienda una limpieza alcalina. Los biocidas, sus productos de degradación y otros ingredientes en sus formulaciones no siempre son completamente rechazados por las membranas de ósmosis, por esta razón puede ser necesario descargar el permeado durante la inyección de biocida porque el permeado puede contener niveles ligeramente elevados de compuestos orgánicos.

Aunque DBNPA no es oxidante, sí da una respuesta del potencial de oxidación-reducción en aproximadamente el rango de 400 mV a concentraciones entre 0.5 y 3 mg /l. A modo de comparación, el cloro y el bromo dan una respuesta en el rango de 700 mV a 1 mg /l, que aumenta con el aumento de la concentración. Este aumento en ORP es normal al agregar DBNPA y se recomienda que el punto de ajuste de ORP se omita durante la adición de DBNPA. (DOW).

2.6 DAF

2.6.1 Fundamentos

La tecnología de flotación por aire disuelto (DAF) es muy adecuada para la eliminación de contaminantes particulados flotantes como células de algas, aceite, grasa u otros contaminantes sólidos ligeros que no se puede eliminar de manera efectiva por sedimentación o filtración. Los sistemas DAF pueden típicamente producir una turbidez del efluente de <0.5 NTU.

El proceso DAF utiliza burbujas de aire muy pequeñas para flotar partículas ligeras y sustancias orgánicas (aceites, grasas) contenidas en la fuente de agua. Los sólidos flotantes se recogen en la parte superior del tanque DAF para su eliminación, mientras que la fuente de agua de baja turbidez sale cerca del fondo del tanque. La velocidad de carga superficial para la eliminación de partículas ligeras y sustancias flotantes es aproximadamente una décima parte de la necesaria para la sedimentación convencional.

Otro beneficio del sistema DAF en comparación con la sedimentación convencional es la mayor densidad de los residuos formados (lodo). Mientras que los residuos recogidos en la parte inferior de las cuencas de sedimentación típicamente tienen una concentración de solo 0.3 a 0.5 por ciento de sólidos, los residuos de DAF (que se eliminan de la superficie del tanque) contienen sólidos en una concentración del 1 al 3 por ciento. En algunas aplicaciones a gran escala, el proceso se combina con filtros de arena para proporcionar un pretratamiento compacto y robusto del agua de origen con alto contenido de algas y / o contenido de aceite y grasa.

El aire inyectado por las boquillas proviene de un tanque de saturación de cada celda individual. El proceso de saturación se logra tomando una fracción del agua flotada, dando un rendimiento de entre el 8 y el 12% en el flujo de diseño, y reciclándolo nuevamente al saturador. Es necesario que el aire esté saturado para conseguir unas burbujas pequeñas y evitar la formación de grandes burbujas que no posean gran superficie de adherencia a las partículas. La superficie de las celdas debe presentar un aspecto blanquecino y no burbujeante, el burbujeo

crearía turbulencia en una zona donde sería perjudicial para la formación de flóculos. El aire se inyecta al tanque de saturación a través de unos compresores.

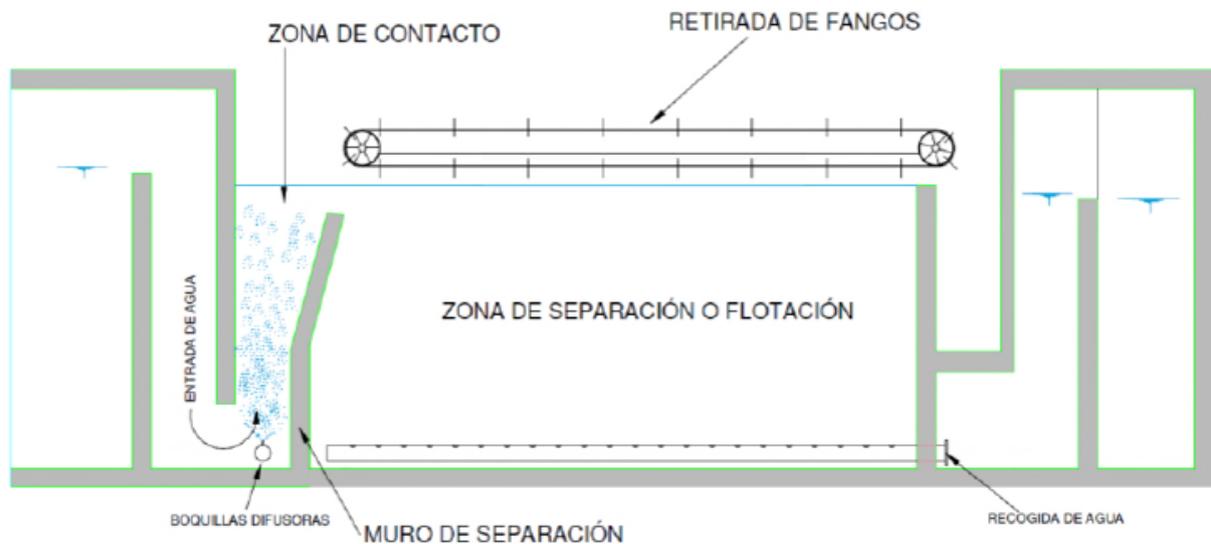


Figura 16 Zonas del DAF

Antes de entrar en la celda, el agua atraviesa una zona con mezcladores y paredes a modo de deflectores con el fin de crear un régimen turbulento que optimice el mezclado del cloruro férrico con el agua de entrada.

En la zona de contacto el agua procedente de la coagulación-floculación se introduce en el DAF y se encuentra con la mezcla saturada de aire-agua a través de las boquillas instaladas a tal efecto. Al entrar en la zona de separación se produce la flotación de las microburbujas en que se han adherido a los flóculos procedentes de la coagulación y éstas son retiradas por las palas que van arrastrándose por la superficie a baja velocidad para evitar la rotura de los flóculos.

El tamaño habitual de las burbujas encontradas en la zona de contacto en DAF es de 10 a 150 μm . La mayor parte de las burbujas en la zona de contacto presentan un tamaño de 40-80 μm . Se da algo de crecimiento durante el ascenso y circulación hasta la zona de separación. Las burbujas en la zona de separación, son algo mayores en tamaño que en la zona de contacto.

Hay 4 fuerzas o interacciones burbuja-burbuja, que afectan a su fusión o coalescencia:

- London-van der Waals
- Electrostáticas
- Interacción hidrofóbica atractiva de largo alcance
- Repulsión hidrodinámica

La dosis de mezcla de coagulante estará en la tubería, y hay suficiente tiempo para completar la mezcla del cloruro férrico y ácido sulfúrico dosificado antes del DAF. (Voutchkov, Desalination Engineering Planning and design, 2013)

2.6.2 Diseño de planta

En planta se dispone de 18 celdas DAF y dos de ellas dedicadas exclusivamente para el tratamiento del agua procedente de los contralavados del pretratamiento (DF y UF). El agua procedente del mar e impulsado por las bombas verticales se conduce hacia un canal central donde pasa a dividirse a cada celda según la apertura de la válvula de compuerta de cada celda.

Parámetro	Valor
-----------	-------

Caudal efluente	29.887 m ³ /h
Caudal de diseño	1.992 m ³ /h
Máxima carga	< 30 m ³ /h m ²
Tiempo de residencia	10 min
Caudal de recirculación	12 %
Número de mezcladores	4
Presión	7,5 bar

Tabla 6 Diseño de DAF, (Process desing report, 2017)

El agua flotada se dispone en dos canales de salida y pasan a la zona de succión de las bombas intermedias que bombean esta agua al resto de la planta. Se disponen de dos transmisores de nivel muy importantes en el canal de salida, que velarán por la seguridad en la zona de aspiración de las bombas intermedias, en caso de que el nivel sea bajo se alertará al controlador de proceso.



Figura 17 Bombas de recirculación de los DAF, (Instantánea de planta)



Figura 18 Tanque de saturación de los DAF, (Instantánea de planta)



Figura 19 Superficie de una celda DAF, (Instantánea de planta)



Figura 20 Celda DAF, (Instantánea de planta)

2.7 Bombas intermedias

2.7.1 Fundamentos

Las bombas intermedia son las encargadas de suministrar el agua con la presión suficiente a lo largo de todo el circuito hasta la succión de las bombas de alta presión de los bastidores de ósmosis. Su velocidad será regulada en este caso por la presión del colector de entrada a los bastidores de ósmosis, donde se debe mantener una presión de unos 2 bar. A lo largo del pretratamiento existen pérdidas de carga que hacen que las bombas deban regular su velocidad constantemente. Dependiendo del número de filtro de discos en servicio o de bastidores de ultrafiltración, las pérdidas de carga serán mayores o menores para una misma producción y es entonces donde las bombas debe mantener la presión del colector constante. Una pérdida de presión en el colector de entrada a la ósmosis provocaría daños en las bombas y para ello existe un sistema de parada automática que evita tal fatalidad, las bombas intermedias podríamos decir que son el corazón de la planta.

2.7.2 Diseño de planta

Se disponen de un total de 12 bombas en paralelo que abastecen de agua a un colector común a la entrada de los filtro de discos. Según la producción demandada, será necesario tener en funcionamiento un mayor o menor número de bombas al mismo tiempo.

Parámetro	Valor
Proveedor	Sulzer
Número de bombas	12
Caudal	2.667 m ³ /h
Caída de presión	4,86 bar
Variador de velocidad	Sí
Presión mínima de succión	0,3 bar
Eficiencia media	86%

Tabla 7 Diseño de bombas intermedias, (Process desing report, 2017)



Figura 21 Bombas intermedias, (Instantánea de planta)

2.8 Filtro de discos

2.8.1 Fundamentos

Los filtros de anillas se utilizan como pretratamiento a la ultrafiltración. Están especialmente indicados para la retención de partículas de origen mineral, pero no eliminan prácticamente turbidez y no realizan una filtración en profundidad. Estos filtros están constituidos por una serie de anillas planas y ranuradas de material plástico que se colocan unas sobre las otras, dejando pasar el agua del exterior hacia el interior y reteniendo aquellas partículas cuyo tamaño sea mayor al de paso de las ranuras.

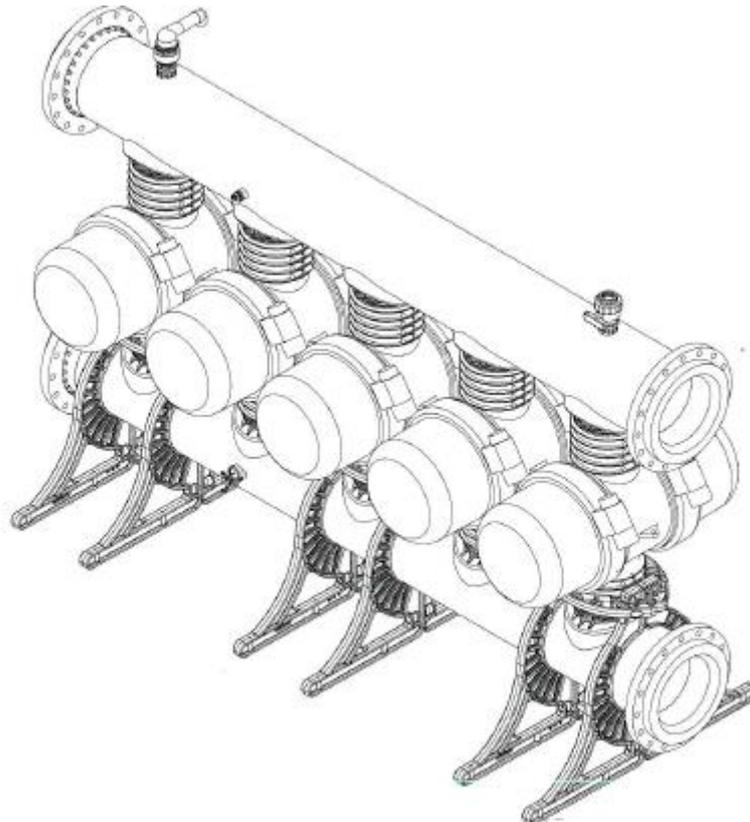


Figura 22 Conjunto de 5 elementos de filtro de discos, (Filisofia de control de la planta)



Figura 23 Discos de filtro durante inspección de espinas, (Instantánea de planta)

Al igual que el resto de los elementos de filtrado, no deben generar grandes pérdidas de carga, las pérdidas de carga con un filtro limpio serán del orden de 3 mca. Cuando la suciedad retenida en las anillas produzca una pérdida de carga en el filtro de 6 mca se iniciara el proceso de contralavado automático o bien después de un periodo estipulado.

Durante el contralavado, mediante un juego de válvulas, se invierte el sentido de flujo, permitiendo que el agua de salida filtrada entre desde la dirección opuesta. Esta contrapresión provoca que suba el pistón y libere así las anillas, la fuerza del agua provoca un rápido giro de las anillas separadas y elimina los sólidos retenidos, que se desalojan por el drenaje de vertido, al tiempo que se dirigen sobre los mismos chorros tangenciales de agua filtrada. Este proceso se realiza de forma secuencial filtro por filtro.

A modo de prevención se dosificará periódicamente hipoclorito sódico en el agua de lavado para evitar la formación de "biofouling" sobre las anillas. En caso de ser necesaria la dosificación de hipoclorito se adicionarán dosis puntuales de 10 ppm sobre el agua de lavado.

2.8.2 Diseño de planta

Proveedor	Hidroglobal S.A
Modelo	SKS10
Dimensiones (LxWxH)	3700mm*1400mm*2432mm
Peso	1330 kg
Diámetro de tuberías de entrada y salida	16 pulgadas

Tipos de válvulas	4 válvulas de mariposa
Material de los discos	Polipropileno (PP)
Material de las espinas y coberturas	Polipropileno (PP)

Tabla 8 Características de los discos de filtro, (Process desing report, 2017)

El apriete se realiza en la tapa que posee la espina en el tramo final. Este apriete comprimirá el muelle interior de la espina y con ello a los discos que la rodean. A mayor apriete, mayor calidad de filtrado y mayor pérdida de carga. Durante el lavado en contracorriente, también es importante considerar que el apriete de las espinas es el correcto, en caso de un apriete mayor del necesario el contralavado perdería eficiencia, encontrando dificultades a la hora de abrir hueco entre los discos y remover las partículas de su interior.



Figura 24 Superficie filtrante entre discos, (Junta de Extremadura, Consejería de Medio Ambiente y Rural , s.f.)



Figura 25 Espinas con restos de "biofouling" y hierro, (Instantánea de planta)

Parámetro	Unidades	Valor
Caudal neto diario	m ³ /d	744000
Caudal neto por hora	m ³ /h	31000
Número total de módulos	-	28
Número de elementos por módulo	-	5
Número de elementos totales	-	140
Número de espinas por elemento	-	16
Velocidad de filtración por espina	m ³ /espina	14,9
Grado de filtración	µm	100

Caída de presión, limpio/sucio	Bar	0.2/0.6
Máxima presión de trabajo	Bar	4,86
Mínima presión de trabajo	Bar	1.8
Máxima temperatura	°C	52
Rango de pH	-	4-13

Tabla 9 Parámetros de operación de los discos de filtro, (Process desing report, 2017)

2.9 Ultrafiltración

2.9.1 Fundamentos

Las membranas de ultrafiltración (UF) han experimentado un uso creciente en las últimas décadas en diferentes procesos de tratamientos de aguas. La UF representa una técnica efectiva para la eliminación de pequeñas partículas, materia en suspensión, microorganismos y materia no disuelta en general. Otras sustancias presentes en forma de coloides o macromoléculas también pueden eliminarse o reducirse significativamente según el tipo de membrana y técnica empleada de UF.

La UF presenta la ventaja de requerir una presión de operación relativamente baja lo que ha propiciado su amplia utilización en la depuración de aguas continentales superficiales y subterráneas así como en la obtención de agua potable, siendo ésta una de sus principales aplicaciones. Igualmente, también comienza a contemplarse con interés el uso de la UF como fase de pretratamiento en nanofiltración (NF) y en ósmosis inversa (OI) por su capacidad de eliminar o reducir en gran medida la materia y sustancias, principalmente en forma de partículas en suspensión y coloides, que contribuyen al ensuciamiento de dichas membranas.

El gran interés que presenta el uso eficiente de los procesos de tratamientos de aguas con membranas queda reflejado por los cuantiosos estudios e investigaciones tanto a nivel teórico como experimental que se han desarrollado y se siguen realizando en este ámbito. El tratamiento de diferentes tipos de aguas mediante diferentes tipos de membranas da lugar a diferentes situaciones y contextos de investigación específicos dentro de este campo. Igualmente, en estos procesos existe un problema que se identifica como el principal y limitante para su uso y aplicación eficiente: el ensuciamiento de las membranas, denominado también genéricamente como "fouling".

Tanto la ultrafiltración como la microfiltración son técnicas de separación mediante membranas porosas basadas en el mecanismo de Exclusión por Tamaño (Cribado), siendo capaces de retener partículas, materia en suspensión (incluyendo virus y bacterias), materia coloidal y en general especies de alto peso molecular. Sin embargo, la UF y MF no retienen sales disueltas, iones, ni en general materia orgánica disuelta ni solutos de bajo peso molecular.

Las ventajas de la UF frente a la filtración convencional serían:

- Más compacta

- Mayor calidad del filtrado

- Elimina patógenos resistentes al cloro

- Mayor estabilidad de operación y consistencia de la calidad del filtrado, independientemente de las fluctuaciones en la calidad del agua bruta

- Menor consumo de reactivos químicos (coagulante, ajuste de pH,...)

- Mantenimiento/Operación más sencillos y automatizados

- Más fácilmente ampliable

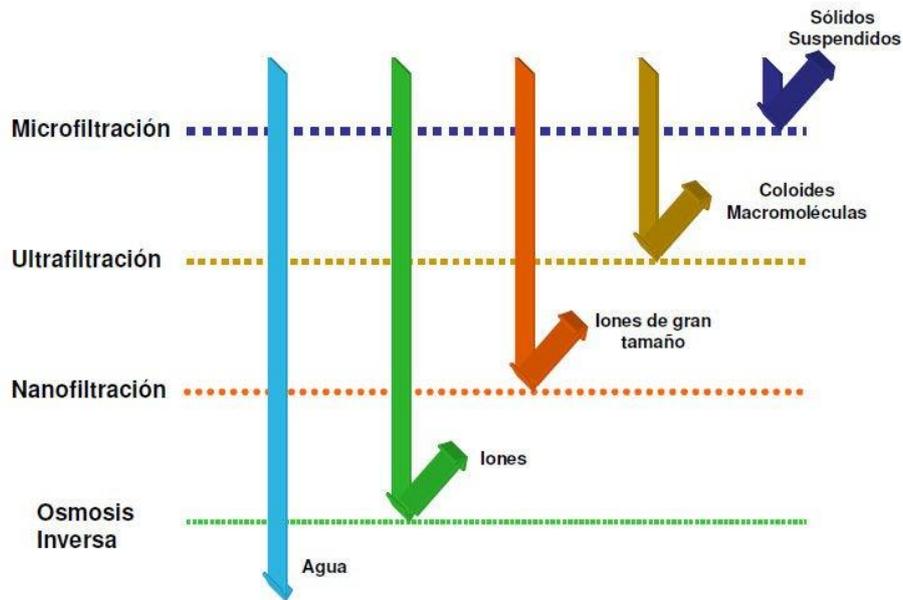


Figura 26 Tipo de eliminación según tecnología, (Tuset, s.f.)

En cuanto a las membranas de ósmosis, éstas se beneficiarán de un menor ensuciamiento coloidal, posibilidad de operar a mayor flux y una reducción de la frecuencia de limpieza importante al disponer la configuración de UF en vez de la filtración convencional.

En cuanto a los sistemas de ultrafiltración y microfiltración, se pueden distinguir entre:

Presurizados: Los módulos de UF/MF se encuentran de forma externa en donde la alimentación es impulsada a presión bien por dentro o por fuera de las fibras.

Sumergido: El módulo se encuentra sumergido en el volumen de alimentación y el filtrado se extrae por vacío.

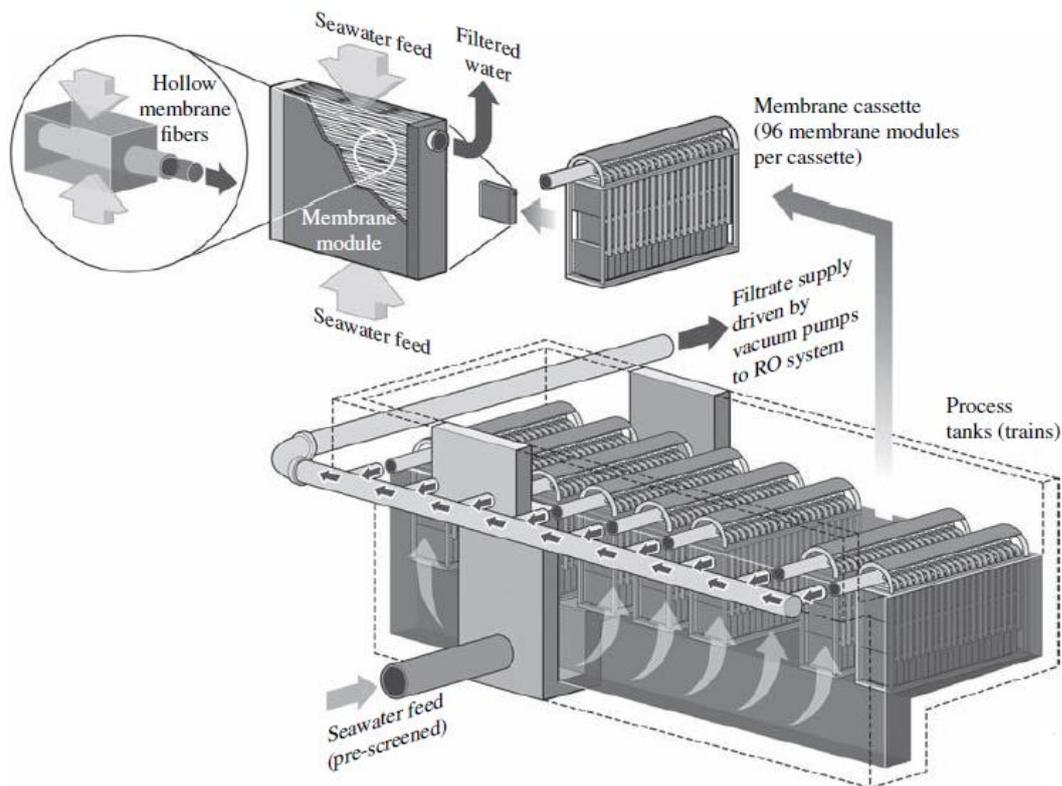


Figura 27 Sistema de filtrado sumergido, (Voutchkov, Desalination Engineering Planning and design, 2013)

2.9.2 Tipos de membranas

Existen cuatro tipos de configuraciones de membranas, tubulares, planas, arrolladas en espiral y de fibra hueca.

2.9.2.1 Arrolladas en espiral

Un conjunto de láminas de membrana, separadas entre sí por un soporte poroso, se enrolla alrededor de un tubo que actúa como colector de permeado. Es un diseño muy compacto, presenta una buena relación coste-eficiencia y es apropiado para aplicaciones de gran volumen. Generalmente se utiliza con membranas de nanofiltración y de ósmosis inversa.

2.9.2.2 Lámina plana

Se asemeja físicamente a un filtro prensa. Las membranas se colocan sobre los marcos separadas por placas y la alimentación discurre por el espacio entre las placas y las membranas. A un lado de la membrana se concentran los sólidos y en el otro se evacúa el permeado.

Esta disposición sólo se utiliza cuando el alimento tiene una elevada viscosidad, generalmente en aplicaciones de las industrias farmacéutica y alimentaria.

2.9.2.3 Membrana tubular

Las membranas, de forma tubular, están colocadas en el interior de una carcasa rígida. La alimentación entra por el interior de las membranas y el flujo es en dirección al exterior. Debido al diámetro del tubo de la membrana, de 5 a 10 mm, no es probable que existan problemas de colmatación. Es apropiada para efluentes con una concentración elevada de sólidos en suspensión. Se suele utilizar para aplicaciones de ultrafiltración.

2.9.2.4 Fibra hueca

Con forma de espagueti, los módulos están formados por múltiples fibras desde un extremo al otro. Se forman

en fibras huecas, configurándose en módulos que contienen múltiples fibras. Funcionan comúnmente en modo de extremo muerto. El flujo puede ser desde el ducto de la fibra hasta el exterior o desde el exterior de la fibra hasta el ducto, la solución a filtrar fluye a través de los núcleos abiertos de fibras y el líquido percolado es recogido por un cartucho que rodea tales fibras. Los módulos contienen varios tubos o fibras de pequeño diámetro (de 0.6 a 2.2 mm)



Figura 28 Membrana de fibra hueca, (Instantánea de planta)

2.9.2.5 Fibra hueca con múltiples conductos

Aunque posee similitudes con la membrana de fibra hueca, se diferencia por sus fibras debido a que son más grandes y cada una de estas, contienen múltiples ductos, siendo normalmente entre 4 a 7 ductos.

Existen dos configuraciones en las membranas de ultrafiltración de fibra hueca:

Dentro-fuera: En esta configuración en agua a filtrar se mete por el interior de las fibras cilíndricas de las membranas y el filtrado pasa al exterior, quedando las partículas retenidas en las paredes interiores de las fibras.

Fuera-dentro: En esta configuración ocurre lo contrario, el agua a filtrar está por fuera de las fibras cilíndricas y para ser filtrada debe pasar al interior de ellas, quedando así las partículas retenidas en la superficie exterior.

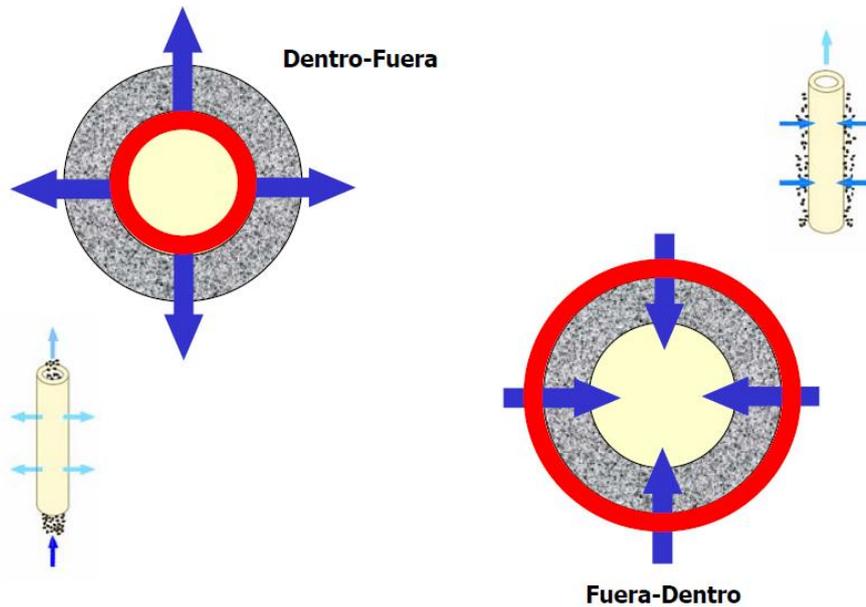


Figura 29 Configuraciones Dentro-Fuera y Fuera-Dentro, (DOW)

La configuración fuera-dentro presenta una serie de ventajas frente a la configuración dentro-fuera:

- Puede operar con peores condiciones en alimentación sin bloqueo de fibra
- Proporciona mayor área filtrante (aproximadamente el doble)
- Puede emplear la técnica de limpieza de barrido por aire con mayor eficiencia
- Requiere menor caudal de contralavado (en torno a un 50-60% menos de volumen)
- Proporciona menor TMP a través del módulo
- Fácil reparación de la fibra

La principal ventaja de la configuración dentro-fuera es que permite trabajar con flujos específicos superiores a la disposición fuera-dentro. En general las membranas con configuración fuera-dentro la eliminación de partículas tras el contralavado es menor que en la configuración dentro-fuera, requieren contralavado con aire para alcanzar el mismo grado de recuperación tras el contralavado. La disposición fuera-dentro opera bien a mayor presión de entrada o a menor TMP para un mismo flux que la configuración dentro-fuera.

En cuanto a la configuración de las membranas de ultrafiltración, se pueden disponer en vertical o en horizontal. La principal ventaja de la disposición horizontal es la optimización del espacio, mientras que una disposición vertical se beneficia de otros aspectos como:

- Mayor eficacia de contralavado
- Mejor expulsión del aire por los venteos
- Permiten el uso de aire para limpieza y test de integridad

Los materiales comúnmente empleados para la fabricación de membranas son la polyethersulfona (PES) y el fluoruro de polivinilideno (PVDF) por sus propiedades altamente permeables en mojado y por su alta resistencia. (Olabbarría, 2012)

2.9.3 Parámetros de operación

2.9.3.1 Volumen filtrado

Hace referencia al volumen filtrado del bastidor desde el último BW. Por diseño, el bastidor debe ser lavado cada 651 m³ filtrados por lo que una vez alcance esta cifra, entrará en cola de lavado. Este límite variará según las condiciones del agua de entrada, en caso de alta turbidez debemos aumentar la frecuencia de lavado de las membranas para ayudar a la eliminación de partículas más fácilmente y evitar un aumento de velocidad de ensuciamiento.

Turbidez (NTU) de entrada	Máximo número de bastidores de RO en servicio	Máximo Flux en los bastidores (lmh/bar)	Volumen de filtración (m ³)	Dosis de cloruro férrico (ppm)
<5	11	82,6	651	2,5
5-10	11	75,0	534	3,0
10-15	10	70,1	499	3,5
15-20	9	60,3	432	3,5
20-25	8	55,3	396	4,0
25-30	7	50,3	360	4,5

Tabla 10 Condiciones a mantener en caso de alta turbidez, (Filosofía de control de la planta)

En esta tabla se presentan las directrices a seguir en caso de aumento de turbidez de entrada a la zona de UF, por ejemplo en caso de mareas rojas. El objetivo es ayudar a las membranas de UF a ser forzadas, en este tipo de eventos la cantidad de TSS aumenta y si las condiciones se mantuviesen iguales la velocidad de ensuciamiento aumentaría bruscamente. Entre las medidas a tomar se encuentran:

Ajustar el flux máximo de los bastidores a un valor menor cuanto mayor sea la turbidez, con ello se evitará un ensuciamiento masivo durante este evento. Para ello es necesario ajustar producción mediante los bastidores de RO aguas abajo en concordancia con las lecturas de turbidez. Existe un máximo de 30 NTU, en caso de que la turbidez exceda esta cifra, será necesario parar la planta.

Ajustar la dosis de cloruro férrico, en eventos de turbidez aumentan los TSS y esto se debe equilibrar aumentando la dosis de coagulante, ayudando así a la formación de flóculos y a que los bastidores de UF puedan eliminarlos con mayor facilidad.

Disminuir el volumen de filtración, con ello se aumenta la frecuencia con la que los bastidores entran en secuencia de BW, ayudando también a una mejor eliminación de partículas.

2.9.3.2 Flux

Hace referencia al volumen que está siendo filtrado por unidad de tiempo y de área de membrana, en definitiva, el flujo de agua filtrado. La acumulación de sólidos en la superficie de las membranas aumenta directamente con el flux. Con el fin de mantener un ciclo de filtración razonable (30 minutos o más) el flux de operación debe ser seleccionado para que el ratio de ensuciamiento sea razonablemente bajo y durante el tiempo de filtración no se sobrepasen los valores máximos de TMP a los cuales las bombas intermedias están diseñadas para operar. A mayor contenido de sólidos en el agua de entrada a la planta, menor flux deberá ser configurado.

$$Flux (lmh) = \frac{Caudal de entrada (m^3/h) \times 1000}{A \times B (m^2)} \quad (1)$$

Siendo:

A: Número de membranas por bastidor:

$$A = 48 \text{ tubos} \times 4 \frac{\text{membranas}}{\text{tubo}} = 192 \text{ membranas} \quad (2)$$

B: Área de cada membrana: 55 m² por membrana

El caudal de entrada a los bastidores y con ello el flux, es ajustado según la producción demandada en la parte de RO aguas abajo. Con el fin de realizar una distribución uniforme entre todos los bastidores, el caudal de entrada por bastidor es calculado como el caudal demandado entre el número de bastidores UF en servicio. Este control de caudal se lleva a cabo gracias a una válvula reguladora de entrada al bastidor, ligada a un controlador PID en cascada. Este control ajustará la posición de la válvula de entrada según el caudal deseado y haciendo así que el flux sea constante para un mismo número de bastidores en operación. El flux cambiaría cuando cambie el número de bastidores en línea, por ejemplo cuando algún bastidor entra en secuencia de lavado, en CEB, en CIP, se va a fallo, etc.

2.9.3.3 TMP (Presión trans-membrana)

Hace referencia a la caída de presión entre la línea de agua de entrada y la de agua filtrada. Los bastidores disponen de dos transmisores de presión, uno en cada línea. Esta caída de presión refleja la suciedad de las membranas, a mayor diferencia, más sucias se encuentran. Los valores típicos de TMP se encuentran entre 0,2 y 1 bar aunque varían con el proveedor de membranas. Cuando mayor durabilidad y flexibilidad poseen las fibras, mayor será la presión que éstas pueden soportar.

$$TMP (bar) = Presión filtrado - Presión entrada \quad (3)$$

2.9.3.4 Permeabilidad

También llamado flujo específico, hace referencia al caudal filtrado por unidad de tiempo y de presión. La mayoría de las membranas de ultrafiltración suelen operar con rangos de permeabilidad entre 75 y 500 lmh/bar.

$$PERM = \frac{Flux (lmh)}{TMP (bar) \times Factor corrector de temperatura} \quad (4)$$

$$Factor corrector de temperatura = 2,024 \times 10^{-3} \times (42,5 + T)^{1,5} \quad (5)$$

En definitiva, se considerará un bastidor más limpio cuanto menor sea su TMP y mayor su permeabilidad para un mismo valor de flux.

2.9.4 Modos de operación

2.9.4.1 Filtración

En este modo permanecen los bastidores la mayoría del tiempo, el agua entra proveniente de los DF y pasa a atravesar las membranas de ultrafiltración, el agua filtrada es recolectada y continua siendo impulsada aguas abajo por la presión que ejercen las bombas intermedias.

Retención de sólidos: Las membranas de ultrafiltración son diseñadas para ser bastante efectivas en la eliminación de turbidez y en la reducción de agentes orgánicos no solubles. La turbidez de salida puede mantenerse de forma constante en valores cercanos a 0,1 NTU y tener un valor de SDI₁₅ menor de 3 durante el 90 por ciento del tiempo.

Retención de agentes orgánicos: El pretratamiento por membranas no retiene una cantidad muy significativa de materia orgánica disuelta o bacterias, las cuales producen "biofouling" en las membranas de ósmosis, en comparación, los filtros multimedia pueden retener entre un 20 y un 40% de los agentes orgánicos solubles, dependiendo de el factor de carga y otras configuraciones.

Retención de algas: Las membranas de ultrafiltración pueden eliminar prácticamente todas las algas provenientes del mar y que no hayan sido eliminadas aguas arriba.

Bacterias, virus y protozoos: Las membranas de ultrafiltración pueden eliminar hasta cuatro o más tipos de patógenos como la bacteria Giardia o el "Cryptosporidium".



Figura 30 Inspección de membranas de ultrafiltración sucias, (Instantánea de planta)

2.9.4.2 Secuencia de contralavado

La secuencia de BW tiene como objetivo remover las partículas depositadas en la fibra filtrante de modo periódico, ayudando así a reducir la TMP y aumentar la permeabilidad tras un periodo de filtración dado. Para ello se dispone de una secuencia de control que envía a BW a los bastidores dependiendo del volumen filtrado.

Al entrar en secuencia, las válvulas de filtración se cerrarán y se abrirán las válvulas de entrada y salida de BW. Éstas válvulas se sitúan de tal forma que se crea un flujo en sentido contrario al que se suele tener en modo filtración, consiguiendo así desprender con mayor facilidad la torta filtrante acumulada.

Una vez abiertas las válvulas, las bombas de BW arrancarán y tendrán como objetivo alcanzar un flux de contralavado determinado previamente.

$$BW \text{ Flux (lmh)} = \frac{\text{Caudal de contralavado } \left(\frac{m^3}{h}\right) \times 1000}{A \times B \text{ m}^2} \quad (6)$$

En este caso el BW flux será de 250 lmh, por lo que las bombas deben de dar un caudal de 2640 m³/h. Se disponen de tres bombas, de las cuales dos estarán en funcionamiento y la tercera en modo espera, se van alternando.

El bastidor puede entrar en cola para ser lavado bien por exceso de tiempo en modo filtración, o bien por condiciones críticas como alta TMP y baja permeabilidad. El caudal demandado por los bastidores de ósmosis y dividido por el número de bastidores en servicio es el que marca el caudal filtrado por cada bastidor, para nuestras necesidades se necesita un caudal de 651 m³/h por bastidor. Teniendo en cuenta este dato, se configura el volumen máximo filtrado necesario para entrar en secuencia de lavado a los 651 m³, consiguiendo una frecuencia de lavado de una vez cada hora.

El periódico lavado de las membranas es de vital importancia para su correcto funcionamiento debido al pequeño volumen de retención de sólidos que las membranas poseen, haciendo que con poca retención de partículas, las condiciones de operación se vean significativamente alteradas.

La duración suele ser de entre 30 y 60 segundos, en nuestro caso la duración es de 35 segundos.

2.9.4.3 CEB

El objetivo de esta limpieza es el de eliminar agentes biológicos y orgánicos que se puedan acumular en la superficie de las membranas. Para ello se emplean químicos como el hipoclorito sódico, un agente oxidante que ayuda a regular las bacterias y los agentes orgánicos. Para ello, se disponen de conexiones de químicos como el hipoclorito sódico, la sosa y el ácido sulfúrico a la línea de contralavado de los bastidores de ultrafiltración. El objetivo es el de realizar un contralavado químico al día de forma continua a cada bastidor. Para ello se realizarán los siguientes pasos:

1. El bastidor a limpiar se pone en modo espera, o sea se deja de filtrar a través de él
2. Se realiza un contralavado sin químico de unos 10 segundos de duración para eliminar partículas
3. Se inyecta hipoclorito sódico + sosa durante un tiempo suficiente como para que el bastidor quede relleno con una concentración suficiente de ambos químicos
4. Se deja en remojo durante 10 minutos para que el químico reaccione con las partículas de las membranas
5. Se realiza un enjuague con agua filtrada para eliminar el químico del interior de las membranas
6. Se dosifica ácido sulfúrico durante un tiempo suficiente como para mantener un pH bajo en el bastidor durante el remojo
7. Se deja 10 minutos en remojo para que el químico tenga efecto
8. Se realiza el último enjuague con agua filtrada para dejar al bastidor listo para el modo filtración

El objetivo es que el químico inyectado en los difusores de la línea de contralavado viaje desde el edificio de químicos (impulsado por las bombas de dosificación correspondiente a cada químico) hasta el interior del bastidor a la vez que se realiza un contralavado convencional, cargándolo con químico y dándole al agua del contralavado de propiedades desinfectantes. Para ello existen dos parámetros a controlar, el tiempo de dosificación y el tiempo de postdosificación.

El tiempo de dosificación controlará el tiempo que la bomba dosificadora de químico estará funcionando, a mayor tiempo mayor cantidad de químico se dosifica a la línea.

El tiempo de postdosificación se ajusta para que una vez se haya acabado el tiempo de dosificación y la bomba dosificadora se haya apagado, el químico viaje correctamente hasta el lugar donde se encuentra el bastidor. Existe una distancia considerablemente grande desde el punto donde se dosifica el químico hasta el bastidor (dependiendo del bastidor elegido esta distancia será mayor o menor y por lo tanto el tiempo de postdosificación deberá ser ajustado acordemente).

Como se aprecia en la Figura 31, existen dos puntos de dosificación de químicos, uno entre los bastidores 4 y 5 y otro cerca del bastidor 21. El primero dosificará a los bastidores del 1 al 10 y el segundo a los bastidores del 11 al 21. Cuando el CEB comience, las bombas de BW arrancarán y tras cumplirse los 10 segundos de contralavado normal, las válvulas del químico correspondiente se abrirán y las bombas arrancarán durante el tiempo fijado en el tiempo de dosificación. Tras ello las bombas dosificadoras se apagan pero las bombas de BW seguirán funcionando, con el fin de transportar el químico hasta el bastidor correspondiente, durante el tiempo de postdosing fijado por el operario. Tras ello, las bombas de BW se apagarán y las válvulas de contralavado del bastidor se cerrarán dejando dentro el agua con químico durante un tiempo determinado.

2.9.4.4 CIP

Los lavados periódicos del CEB no eliminan completamente el "fouling" de las membranas, y con ello la TMP va aumentando paulatinamente a lo largo del tiempo. Cuando se alcanzan valores altos de TMP es momento de pasar a hacer una limpieza más intensiva, dejando al bastidor fuera de servicio por un tiempo prolongado de varias horas. La frecuencia de esta limpieza es de una a tres veces al mes. El químico es recirculado en períodos de entre 4 y 8 horas y posteriormente se lavan las membranas para dejarlas listas para filtrar. Agentes inorgánicos como hierro o manganeso se eliminan usando químicos de bajo pH como ácido cítrico, clorhídrico o sulfúrico. La materia orgánica es tratada con químicos como hidróxido sódico y las algas con desinfectantes como el hipoclorito sódico.

2.9.5 Diseño de planta

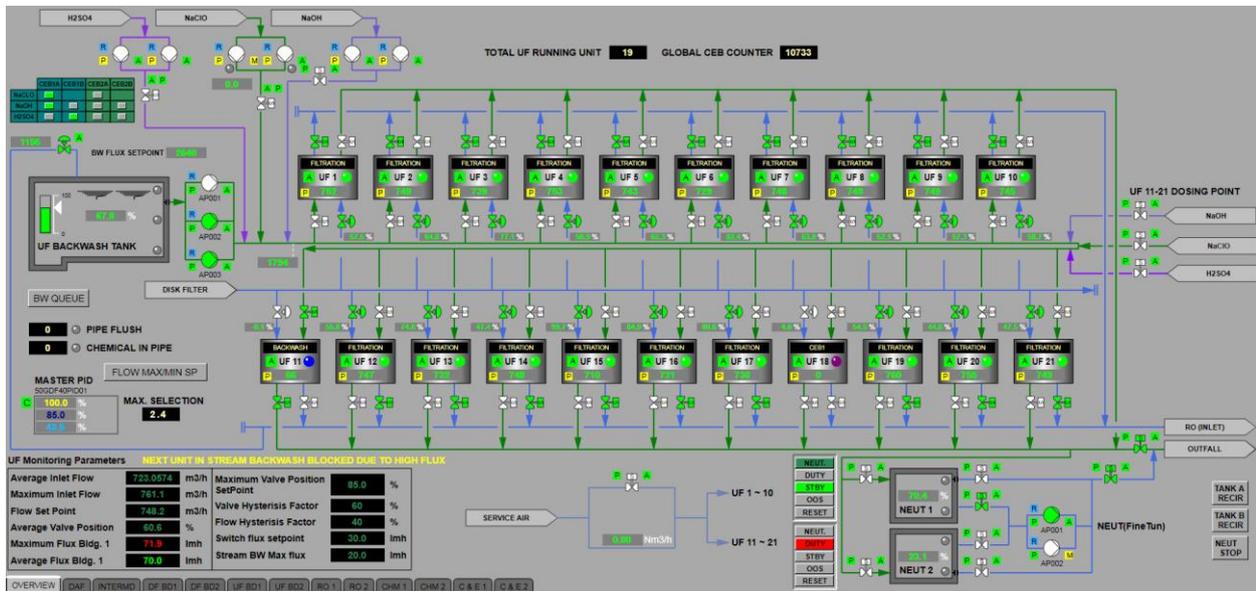


Figura 31 Vista de la UF en el SCADA, (SCADA)

En este caso, el tipo de ultrafiltración es presurizado, de fibra hueca, modulos en horizontal, filtración dentro-fuera.

La parte de UF de la planta se compone de:

- 42 Bastidores
- 2 Tanques de BW (700 m³ por tanque)
- 4 Tanques de neutralización (225m³ por tanque)
- 2 Tanques CIP (19 m³ por tanque)
- 6 Bombas de BW (250 kW por bomba)
- 4 Bombas de recirculación para los tanques de neutralización (37 kW por bomba)
- 4 Bombas de CIP (28 kW por bomba)
- 2 Filtros de cartuchos

Localización	Caudal (m ³ /h)	Presión (bar)	Potencia (kW/h)
BW	1325	4,5	250
Neutralización	500	1,5	37
CIP	315	2	28

Tabla 11 Características bombas de UF, (Process desing report, 2017)

Se dispone de un total de dos edificios exactamente iguales. Por edificio se tienen 21 bastidores de membranas de UF, un tanque de BW con tres bombas de 250 kW, dos tanques de neutralización con dos bombas de 37 kW y un tanque CIP con dos bombas de 28 kW.

UF Edificios 1 Y 2	Unidades	Valor
Caudal diario	m ³ /d	671.178
Caudal por hora	m ³ /h	27.966
Número de bastidores	-	40+2
Caudal por bastidor	m ³ /h	699
Tubos por bastidor	-	48
Membranas por tubo	-	4
Membranas por bastidor	-	192
Membranas totales	-	7680
Presión máxima de operación	bar (g)	8,2
Superficie por membrana	m ²	55
Superficie total del bastidor	m ²	10.560
Superficie total	m ²	211.200

Tabla 12 Características y configuración de los edificios, (Process desing report, 2017)

Parámetro	Unidades	Valor
Modelo de membrana	-	X-FLOW Seaguard 55
Área de membrana	m ²	55
Material	-	Mezcla de PVPP y PES
Tamaño del poro	nm	20 (Nominal)
Peso (seco/mojado)	kg	34/66
Dimensiones	mm	1537,5 x 220

Tabla 13 Características de las membranas, (Filisofía de control de la planta)

Parámetro	Unidades	Valor
Modelo	-	90L12-6
Presión de diseño	psi	120
Material	-	Filamento enrollado epoxy/Compuestos de vidrio
Puerto de entrada	pulgadas	2,5
Peso	kg	61 aprox
Dimensiones (L x Ø)	mm	6563 x 244
Peso total mojado (tubo + membranas)	kg	330 por tubo cargado

Tabla 14 Características de los tubos, (Filisofía de control de la planta)

2.10 Ósmosis inversa

2.10.1 Fundamentos básicos

Si el agua de alta salinidad se separa del agua de baja salinidad a través de una membrana semipermeable, se producirá un proceso natural de transferencia de agua desde el lado de baja salinidad hasta el lado de alta salinidad de la membrana hasta que la salinidad en ambos lados alcance la misma concentración. Este proceso natural de transferencia de masa a través de una membrana impulsada por un gradiente de salinidad ocurre en cada célula viva, se conoce como ósmosis. La presión hidráulica aplicada sobre la membrana por el agua durante su transferencia (desde el lado de baja salinidad de la membrana hasta el lado de alta salinidad) se denomina presión osmótica. La presión osmótica es una fuerza natural similar a la gravedad y es proporcional a la diferencia en la concentración de sólidos disueltos totales (TDS) en ambos lados de la membrana, la temperatura del agua de origen y los tipos de iones que forman el contenido de TDS. Esta presión es independiente del tipo de membrana en sí. Para obtener agua permeada (baja salinidad) de una fuente de agua de alta salinidad utilizando la separación por membrana, el movimiento natural del agua impulsado por ósmosis debe ser invertido, es decir, el agua dulce debe transferirse desde el lado de alta salinidad de la membrana al lado de baja salinidad. Para que esta inversión de la dirección natural del agua dulce ocurra, la fuente de agua de alta salinidad

debe ser presurizada a un nivel superior a la presión osmótica natural. Si la fuente de agua de alta salinidad está continuamente presurizada a un nivel más alto que la presión osmótica más la presión por pérdidas de transferencia a través de la membrana, un flujo de agua dulce en estado estable pasará desde el lado de alta salinidad de la membrana hacia el lado de baja salinidad, dando como resultado un proceso de rechazo y acumulación de sal en un lado de la membrana y agua dulce producto por el otro. Este proceso de movimiento forzado del agua a través de una membrana en la dirección opuesta a la fuerza osmótica impulsada por el gradiente de salinidad es conocido como ósmosis inversa (RO). La velocidad de transporte del agua a través de la membrana es de varios órdenes de magnitud mayor que la tasa de paso de sales. Esta diferencia significativa entre agua y las tasas de paso de sal permiten que los sistemas de membrana produzcan agua dulce de muy bajo contenido mineral.

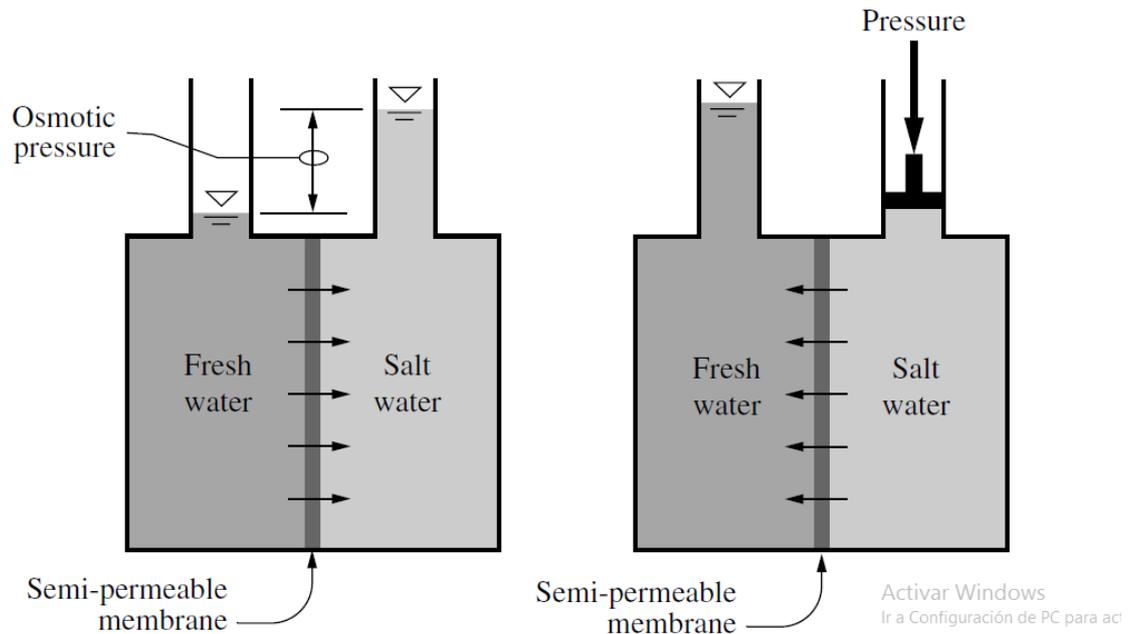


Figura 32 Fenómeno de ósmosis, (Voutchkov, Desalination Engineering Planning and design, 2013)

La presión del agua de alimentación aplicada contrarresta la presión osmótica y supera las pérdidas de presión que ocurren cuando el agua viaja a través de la membrana, manteniendo así el agua dulce en el lado de baja salinidad (permeado) de la membrana hasta que esta sale de la membrana. Las sales contenidas en el lado de rechazo de la membrana se retienen y se concentran, y finalmente son evacuadas. Como resultado, el proceso de RO resulta en dos flujos, uno de agua dulce de baja salinidad (permeado) y una de agua de alimentación de salinidad elevada (concentrado, salmuera o rechazo). Si bien las membranas RO semipermeables rechazan todos los sólidos suspendidos, no son barrera absoluta a los sólidos disueltos (minerales y orgánicos por igual). Algún paso de disueltos acompañarán el paso del agua dulce a través de las membranas. (Iglesias, 1999)

2.10.2 Tipos de membranas

2.10.2.1 Clasificación según su estructura

Atendiendo a la estructura que presenten en un corte transversal a la superficie en contacto con la solución a tratar, las membranas pueden ser:

2.10.2.1.1 Simétricas

Se llaman membranas simétricas u homogéneas a aquellas cuya sección transversal ofrece una estructura porosa uniforme a lo largo de todo su espesor, no existiendo zonas de mayor densidad en una o ambas caras de la membrana. Presentan una elevada permeabilidad al solvente y un bajo rechazo de sales, por lo que se utilizan en otras técnicas pero no son aptas para ósmosis inversa

2.10.2.1.2 Asimétricas

Cortando transversalmente una membrana de este tipo y observando dicho corte al microscopio electrónico se

obtienen imágenes como la mostrada en la siguiente figura:

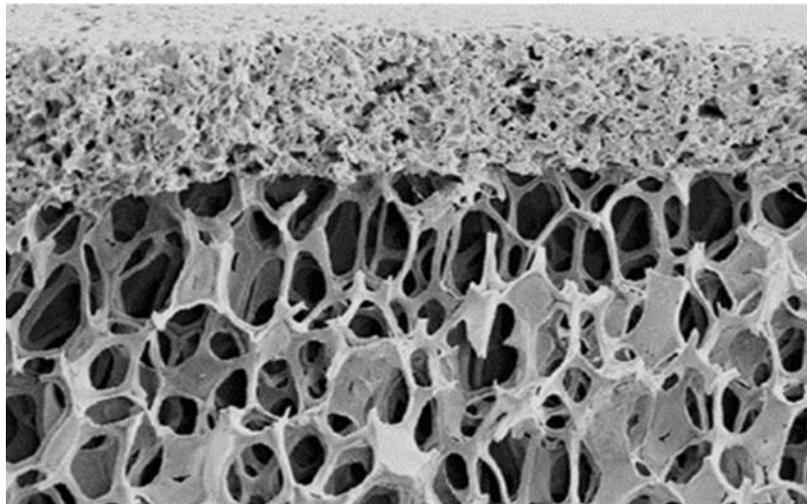


Figura 33 Microfotografía de una membrana asimétrica

Como se puede comprobar, la membrana presenta en su parte exterior, en la cara en contacto con la solución aporte, una capa extremadamente densa y delgada bajo la cual aparece un lecho poroso.

A la capa densa y delgada se le llama "capa activa" y es la barrera que permite el paso del solvente e impide el paso del soluto. El resto de la membrana solo sirve de soporte a la capa activa, debiendo al mismo tiempo ofrecer la mínima resistencia posible al paso del solvente. Todas las membranas de ósmosis inversa tienen capa activa y son por tanto asimétricas.

2.10.2.2 Clasificación según su naturaleza

Atendiendo a su naturaleza, las membranas asimétricas de ósmosis inversa pueden ser:

2.10.2.2.1 Integrales

En las membranas integrales existe continuidad entre la capa activa y el lecho poroso soporte siendo ambos del mismo polímero. Los dos tienen la misma composición química y entre ellos no hay una clara separación, sino un aumento progresivo de la porosidad.

Las membranas de esta naturaleza se obtienen haciendo coagular el polímero que las forma a partir de una solución del mismo, tras lo cual se introduce la película en una serie de baños de agua a distintas temperaturas para darle la estructura porosa, formar la capa activa y eliminar los distintos disolventes residuales que hayan quedado en la membrana, procedentes de la fase de fabricación de la película.

El espesor de la capa activa es del orden de 0,25 micras y el lecho poroso situado bajo ella y que le sirve de soporte es de unas 99,75 micras, lo que hace un total de 100 micras aproximadamente.

El principal inconveniente de este tipo de membranas es que toda mejora de las características de la capa activa viene acompañada de un peor comportamiento del lecho poroso y viceversa, al ser ambos del mismo polímero y tener misiones contrapuestas.

2.10.2.2.2 Compuestas de capa fina

En las membranas compuestas de capa fina la capa activa y el sustrato microporoso que le sirve de soporte son de materiales diferentes.

Consta de tres capas de distintos materiales que en orden descendente son:

Capa superior: Capa activa

Capa intermedia: Lecho poroso soporte de la capa activa

Capa inferior: Tejido reforzado responsable de la resistencia mecánica de la membrana

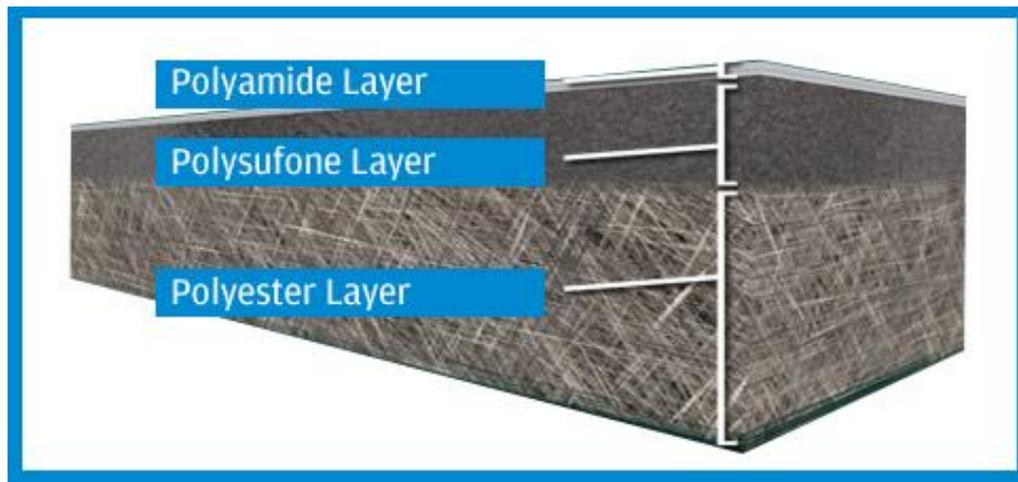


Figura 34 Membrana compuesta de capa fina, (auxiaqua.es, s.f.)

A diferencia de las membranas integrales, las compuestas de capa fina se fabrican en dos etapas. En la primera etapa se deposita la capa intermedia sobre una tela de refuerzo que constituye la capa inferior. El espesor del lecho poroso ronda las 40 micras.

En la segunda etapa se deposita sobre la cara intermedia la capa superior o capa activa cuyo espesor es de 0,2 a 0,5 micras. Variando el tipo de polímero utilizado y los parámetros de fabricación se obtienen membranas con distintas características tanto de rechazo de sales como de flujos de permeado por unidad de superficie. Las membranas compuestas de capa fina son la evolución tecnológica de las integrales. Presentan, frente a estas últimas, las siguientes ventajas:

- Cada capa puede desarrollarse y optimizarse separada e independientemente, adecuando cada una a su trabajo específico.

- Se puede variar a voluntad el espesor de la capa activa adecuándolo a las necesidades específicas de cada aplicación.

- Puede alterarse la porosidad de la capa activa y, por tanto su porcentaje de rechazo de sales así como el flujo de permeado, en función de las necesidades.

2.10.2.3 Clasificación según su forma

Atendiendo a la forma que presenta la membrana, una vez fabricada, se pueden distinguir los siguientes tipos:

2.10.2.3.1 Planas

Este tipo de membranas, como indica su nombre, presenta una capa activa plana. Se fabrican en forma de lámina de papel continuo, cortándose posteriormente para adoptar distintas formas geométricas en función de la técnica empleada para su posterior ensamblaje: rectangular, disco, circular, elíptica, oval, etc.

2.10.2.3.2 Tubulares

Las membranas tubulares se construyen en forma de tubo hueco, de distintas longitudes, Su diámetro interior oscila entre 6 y 25 mm.



Figura 35 Tubo de membranas tubulares, (osmosisinversafiltroagua.com, s.f.)

La capa activa en este tipo de membranas suele encontrarse en la superficie interior del tubo. El resto del espesor presenta, como ya se ha dicho, una estructura porosa y sirve de soporte a la capa activa.

La solución a tratar circula por el interior, el permeado fluye radialmente del interior hacia el exterior y el rechazo se obtiene en el otro extremo del tubo. Las membranas fabricadas con esta forma son mayoritariamente integrales aunque unos pocos fabricantes también suministran membranas compuestas de capa fina tubulares.

2.10.2.3.3 Fibra hueca

A estas membranas también se les llama "capilares ya que su aspecto es el de una fibra de tejer hueca o el de un tubo capilar hueco del tamaño de un cabello humano. Como todas las membranas de ósmosis inversa dispone de una película muy densa en su parte exterior que constituye la capa activa. Bajo esta fina película y hacia el centro del tubo se encuentra la estructura porosa que le sirve de soporte.

El diámetro interior de la fibra varía según el fabricante y el tipo de aplicación entre 42 y 120 micras y los diámetros exteriores correspondientes entre 85 y 250 micras.

La solución a tratar circula por el exterior de la fibra. El permeado fluye radialmente desde el exterior hacia el interior, recogándose en el extremo de la fibra.

Las membranas de fibra hueca que se fabrican son, por el momento, exclusivamente integrales, dada la dificultad técnica que entaña hacer membranas compuestas de capa fina de esta forma. Presentan una gran superficie por unidad de volumen, por lo que se utilizan polímeros cuyo caudal de permeado por unidad de superficie sea bajo.

2.10.2.4 Clasificación según la composición química

Atendiendo a la composición química de la capa activa, las membranas puede clasificarse en dos grandes grupos:

2.10.2.4.1 Orgánicas

Reciben este nombre todas aquellas membranas cuya capa activa está fabricada a partir de un polímero o copolímero orgánicos.

Aunque existe un gran número de polímeros, copolímeros y mezclas, tanto naturales como sintéticos con los que se pueden fabricar membranas, muy pocas de éstas son aptas para la ósmosis inversa.

De todos los compuestos orgánicos, los que han tenido éxito en la fabricación de membranas de la ósmosis inversa son:

2.10.2.4.2 Acetato de celulosa

Acetilando la celulosa procedente de la madera o del algodón se obtiene un producto llamado acetato de celulosa. Tratándolo con agentes saponificantes se hidroliza una pequeña parte de los grupos acetato, mejorando así su solubilidad y dando lugar al acetato de celulosa modificado.

Es un polímero muy experimentado, la mayoría de los fabricantes de membranas siguen contando con este

material entre sus fabricados.

Los tratamientos complementarios o "curados" a los que se someten las membranas de acetato de celulosa tras su formación, cuyo objeto es modificar las características de permeabilidad y de rechazo de sales de la capa activa así como las distintas concentraciones y mezclas utilizadas, han originado una gran diversidad de membranas. La esperanza de vida de las membranas de acetato de celulosa va muy ligada al pH de trabajo, este tipo de membrana trabaja de forma idónea a un pH de 5, estando aquí su valor máximo de esperanza de vida, a pHs mayores o menores este disminuye. En la siguiente tabla se muestran las ventajas y los inconvenientes de las membranas de acetato de celulosa.

Ventajas	Inconvenientes
Alta permeabilidad	Alta sensibilidad a la hidrólisis
Elevado porcentaje de rechazo de sales	Posibilidad de degradación
Tolerancia al cloro libre	Alto riesgo de disolución de la membrana
Bajo coste	Aumento del paso de sales con el tiempo
	Elevadas presiones de trabajo

Tabla 15 Membranas de acetato de celulosa, (Iglesias, 1999)

2.10.2.4.3 Triacetato de celulosa (CTA)

El triacetato de celulosa tiene un mejor comportamiento que el acetato de celulosa frente a la hidrólisis, lo que se traduce en la posibilidad de trabajar en una gama de pH algo más amplia.

Este polímero, además de los inconvenientes señalados para el acetato de celulosa, presenta el añadido de tener un caudal de permeado por unidad de superficie más bajo. Esta circunstancia hace que los fabricantes que lo utilizan elaboren con él membranas de fibra hueca ya que la superficie por unidad de volumen que se consigue con esta forma es más elevada.

2.10.2.4.4 Poliamidas aromáticas (AP)

Dentro de este apartado existen dos polímeros básicos muy similares entre sí desde el punto de vista químico y, por tanto, con características de resistencia química parecidas. Dichos polímeros son:

Poliamida aromática lineal (LAP): Este tipo de polímero se utiliza para fabricar membranas integrales tanto planas como de fibra hueca.

Poliamida aromática con entrecruzamientos (CAP): Este polímero se utiliza para fabricar membranas compuestas de capa fina.

Comparando los dos tipos de poliamidas, se puede decir que la poliamida entrecruzada, debido precisamente a ello, presenta una menor compactación y un ligero mejor comportamiento frente a oxidantes que la lineal.

2.10.2.4.5 Poliéter-urea

Las membranas con esta configuración son siempre compuestas de capa fina. Este tipo de membranas contiene un exceso de grupos amina, lo que les confiere una naturaleza fuertemente catiónica.

2.10.2.4.6 Poliacrilonitrilo

Las membranas fabricadas con este polímero se comportan muy bien ante los disolventes orgánicos. El rechazo de sustancias orgánicas que presentan es también muy bueno. Sin embargo, desde el punto de vista del rechazo de sales minerales o de flujo de permeado, son mucho menos interesantes que las fabricadas con poliamidas aromáticas.

2.10.2.4.7 Polibencimidazola

Las membranas fabricadas con este polímero presentan una excelente resistencia tanto a pH extremos como a diferentes productos químicos, lo que permite aplicarlas en galvanoplastia y otros procesos industriales.

La pérdida de caudal y de rechazo de sales que se produce durante su almacenamiento han limitad, sin embargo, considerablemente su desarrollo.

2.10.2.4.8 Polipiperacidamidas

Estas membranas son mucho más resistentes al cloro y otros oxidantes que las de poliamida y poliurea. Aunque presentan un elevado rechazo de iones divalentes, el rechazo de iones monovalentes es mucho menor, por lo que sólo pueden utilizarse para casos especiales.

Con este polímero puede fabricarse tanto membranas integrales como compuestas de capa fina.

2.10.2.4.9 Polifurano sulfonado

Aunque éstas membranas producen los máximos rechazos conocidos tanto en sales como de solventes orgánicos de entre todas las membranas de ósmosis inversa disponibles en el mercado, son extraordinariamente sensibles a la oxidación, hasta tal punto que el propio oxígeno del aire que pueda disolver la solución de aporte las destruye, lo que limita considerablemente su utilización. Son siempre compuestas de capa fina.

2.10.2.4.10 Polisulfona sulfonada

En estos momentos, las membranas compuestas de capa fina de poliamida aromáticas poseen un conjunto de características de flujo, rechazo de sales y resistencia químicas excelentes. Si además fuesen resistentes al cloro libre y a otros oxidantes fuertes, tendríamos las membranas soñadas.

Se ha pensado que la polisulfona sulfonada podría ser el polímero ideal que aglutinase las ventajas de las membranas de poliamida con la resistencia al cloro libre.

Para conseguir que las membranas de este polímero presenten flujos de permeado adecuados y rechazo de sales correctos, es necesario alcanzar un determinado contenido de grupos sulfónicos, lo que por el momento, está resultando difícil de lograr.

2.10.2.5 Membranas inorgánicas

Las membranas orgánicas presentan dos limitaciones importantes que reducen su campo de aplicación: su estabilidad química y la resistencia a la temperatura. La búsqueda de soluciones a estos dos problemas ha desembocado en la utilización de materiales inorgánicos para su fabricación.

Los cuatro grandes grupos en que se puede clasificar las membranas inorgánicas son:

2.10.2.5.1 Cerámicas

Las membranas cerámicas han sido, hasta estos momentos, las más investigadas. De entre los distintos productos cerámicos, el más utilizado para la fabricación de membranas ha sido la alúmina (Al_2O_3) en sus distintas variedades (Alfa, Beta y Gamma).

Partiendo de un compuesto orgánico de aluminio, controlando la formación del gel y variando tanto las condiciones de precipitación como las de calcinación, se puede modificar el tamaño de los poros de una membrana de esta naturaleza.

2.10.2.5.2 Vidrios

Utilizando como materias primas, en proporciones adecuadas, cuarzo, ácido bórico y carbonato sódico, a los que se suele añadir óxido potásico, cálcico y alúmina para aumentar su resistencia a los álcalis, y controlando durante la fusión tanto el régimen de temperaturas como su duración, se obtiene una mezcla de dos fases: una de vidrio de silicio casi pura y otra de ácido bórico rica en borato sódico.

Tratando dicho vidrio con ácido se disuelve la fase rica en borato, quedando un vidrio con una estructura porosa. Con esta técnica pueden fabricarse membranas planas, tubulares o capilares. Como inconvenientes, las membranas cerámicas y de vidrio presentan una alta fragilidad y escasa resistencia a las vibraciones.

2.10.2.5.3 Fosfacenos

Las membranas fabricadas con este polímero pueden soportar temperaturas de hasta 250 C en presencia de disolventes o ácidos y bases fuertes.

2.10.2.5.4 Carbonos

Las membranas de esta naturaleza presentan habitualmente una estructura compuesta. El lecho soporte suele ser de carbono sintetizado y la capa filtrante de óxidos metálicos a base de zirconio.

Las membranas de este tipo pueden soportar valores extremos de pH de 0 a 14 y temperaturas de hasta 300 C. Como características comunes a las membranas inorgánicas cabe señalar que su desarrollo acaba de comenzar, disponiéndose solamente de membranas de microfiltración y ultrafiltración, no existiendo todavía mercado para la ósmosis.

Su costo es elevado (entre 5 y 10 veces una membrana orgánica) y la dificultad que presentan para elaborar módulos.

2.10.2.6 Clasificación según la carga superficial

A veces los polímeros orgánicos con que se fabrican las membranas de ósmosis inversa tienen, en su estructura molecular, un exceso de grupos químicos (aminas, sulfónicos, carboxílicos, etc.), lo que confiere a la superficie activa de éstas una cierta naturaleza eléctrica que suele medirse determinando su "potencial Z". Éste parámetro da una idea de la carga eléctrica existente por unidad de superficie.

Atendiendo a esta naturaleza, las membranas pueden ser:

2.10.2.6.1 Neutras

Aquellas que no presentan ninguna carga eléctrica. En estas estructuras su potencial Z sería nulo.

2.10.2.6.2 Catiónicas

Son aquellas en las que la carga eléctrica sobre su superficie es positiva. Atendiendo al mayor o menor valor de la carga eléctrica y, por tanto, del potencial Z, las membranas pueden ser fuerte o débilmente catiónicas.

2.10.2.6.3 Aniónicas

Son aquellas en las que la carga eléctrica sobre su superficie es negativa. Pueden igualmente ser fuertes o débilmente aniónicas.

Los distintos grupos químicos pueden hidrolizarse o no, dependiendo del pH del medio, lo que altera la carga eléctrica resultante sobre la superficie de la membrana. Consecuentemente, dicha carga dependerá, en general, no sólo de la naturaleza del polímero sino también del pH de la solución de aporte.

La naturaleza y magnitud de la carga eléctrica existente sobre la superficie de una membrana tiene mucho que ver tanto con su ensuciamiento como con la aparición y crecimiento de desarrollos biológicos sobre la misma.

Como es fácilmente comprensible, una membrana catiónica tendrá gran afinidad por los coloides, tanto orgánicos como minerales, de signo opuesto que tenderán a depositarse sobre la superficie. Lo mismo sucederá con las membranas aniónicas y los coloides catiónicos.

El mecanismo a través del cual se adhieren las bacterias a la superficie de las membranas de ósmosis inversa está siendo objeto de estudio por parte de varios investigadores, no existiendo todavía una teoría fundada que lo explique.

2.10.2.7 Clasificación según la morfología de su superficie

Atendiendo al aspecto que presenta la cara exterior de la capa activa, las membranas pueden ser:

2.10.2.7.1 Lisas

Son aquellas cuya cara exterior de la capa activa es lisa.

2.10.2.7.2 Rugosas

Son aquellas cuya cara exterior de la superficie activa es rugosa. La morfología de la superficie tiene importancia tanto desde el punto de vista del ensuciamiento como de la limpieza de membranas. Una superficie rugosa, además de ensuciarse más fácilmente, es más difícil de limpiar.

2.10.2.8 Clasificación según la presión de trabajo

El parámetro fundamental que define las condiciones de operación de una planta de ósmosis inversa es la presión de trabajo. Como dicha presión debe ser varias veces superior a la presión osmótica de la solución de aporte, debido por un lado a los fenómenos de polarización de la membrana, y por otro, al aumento de la concentración que se produce a medida que se va generando permeado, su valor vendrá condicionado por la salinidad de la solución a tratar.

En la actualidad, las membranas de ósmosis inversa disponibles en el mercado pueden encuadrarse en una de las cuatro categorías siguientes:

2.10.2.8.1 Membranas de muy baja presión

Son las que trabajan con presiones comprendidas entre 5 y 10 bares. Se utilizan para desalar aguas de baja salinidad (entre 500 y 1500 mg/L) y fabricar agua ultra pura.

Estas membranas, de recién aparición en el mercado, han sido concebidas igualmente para competir contra el proceso de desmineralización de agua con resinas intercambiadores de iones.

2.10.2.8.2 Membranas de baja presión

Este tipo de membranas trabajan a una presión comprendida entre 10 y 20 bares. Se utilizan para desalar aguas de salinidad media (entre 1500 y 4000 mg/L), así como para reducir o eliminar ciertos compuestos como nitratos, sustancias orgánicas, pirógenos, etc. Suelen formar parte de los segundos pasos de las plantas de ósmosis inversa convencionales.

2.10.2.8.3 Membranas de media presión

La presión de trabajo de estas membranas está comprendida entre 20 y 40 bares. Desde el punto de vista histórico, éstas fueron las primeras membranas que se comercializaron. Aunque se han venido empleando para desalar aguas de elevada salinidad (entre 4000 y 10000 mg/L), en la actualidad sus aplicaciones se han generalizado utilizándose en múltiples procesos de separación y concentración.

2.10.2.8.4 Membranas de alta presión

Estas membranas se han desarrollado para poder obtener agua potable a partir del agua de mar- Su presión de trabajo, debido a la elevada presión osmótica del agua de mar (20-27 bares, llegando en el Mar Rojo a 35 bares), está comprendida entre 50 y 80 bares.

La meta de los distintos fabricantes de este tipo de membranas no fue sólo obtener agua potable a partir de agua de mar, sino hacerlo en un solo paso. Como las recomendaciones de la O.M.S para el agua potable indicaban que su contenido máximo en sales disueltas no debía superar los 500mg/L, el porcentaje mínimo de rechazo de sales debía ser del 99%.

Aunque inicialmente muy pocos fabricantes ofrecían esta posibilidad, en la actualidad todos los importantes disponen de membranas con rechazos de sales comprendidos entre 99,2 y el 99,5%.

2.10.2.9 Clasificación según la técnica de fabricación

Atendiendo a la técnica utilizada para su fabricación, las membranas de ósmosis inversa pueden ser:

2.10.2.9.1 De máquina

Son aquellas en las que las reacciones entre distintos compuestos que intervienen en su formación y la consiguiente fabricación de la membrana tienen lugar en una máquina diseñada para tal fin.

2.10.2.9.2 Dinámicas

A diferencia de las membranas de máquina, las membranas dinámicas se fabrican in situ, esto es, en la instalación donde va utilizarse. Para ello se filtra a través de un soporte poroso una solución que contiene determinadas sustancias coloidales o disueltas (óxido de zirconio, ácidos poliacrílicos y poliestirensulfónico, etc.).

Si el tamaño de los poros del sustrato es adecuado, estas moléculas quedan retenidas en la superficie formando una pequeña película o capa activa, que puede presentar una alta permeabilidad y un cierto rechazo de sales, en función de las condiciones de formación.

La utilidad de estas membranas en el campo de la ósmosis inversa es, por el momento, escasa. Se utilizan solamente para aumentar el rechazo de sales de una membrana convencional. Así por ejemplo, recirculando una solución de ácido tánico a través de una membrana de ósmosis inversa de poliamida lineal, se consigue reducir su paso de sales a un tercio o un quinto de su valor inicial.

Este tipo de membranas presenta dos problemas importantes. El primero es que se van destruyendo con el tiempo, por lo que deben ser formadas de nuevo periódicamente. El segundo es la no reproducibilidad de los distintos parámetros ya que los valores que se obtienen suelen ser con frecuencia aleatorios. (Iglesias, 1999)

2.10.3 Parámetros

2.10.3.1 Presión osmótica

La presión osmótica (PO) de un agua salina dada se calcula midiendo las concentraciones molares de las sales individuales disueltas en la solución y aplicando la siguiente ecuación:

$$PO = R \times (T + 273) \times \sum m_i \quad (7)$$

Donde:

PO = la presión osmótica del agua salina (en bares — 1 bar = 14.5 lb / in²)

R = la constante de gases universal [0.082 (L · atm) / (mol · K) = 0.0809 (L · bar) / (mol · K)]

T = la temperatura del agua en grados Celsius.

$\sum m_i$ es la suma de las concentraciones molares de todos los constituyentes en el agua salina.

2.10.3.2 Porcentaje de recuperación

Debido a la incrustación de minerales, la polarización de la concentración y las limitaciones de los equipos e instalaciones, solo una parte del flujo de agua de la fuente salina alimentada a la membrana de ósmosis inversa del sistema se puede convertir en agua dulce (permeado). El porcentaje de la fuente de alimentación (Q_f) que se convierte en flujo de agua dulce (Q_p) se define como la tasa de recuperación del permeado:

$$Pr = (Q_p/Q_f) \times 100 \quad (8)$$

Cuanto mayor sea la tasa de recuperación del sistema, se produce más agua dulce a partir del mismo volumen de agua salina. Por ejemplo, un sistema de agua salobre diseñado con una recuperación del 75% producirá 75 m³ de agua de baja salinidad (permeado) y 25 m³ de concentrado de cada 100 m³ de agua salobre. Dado que prácticamente todos los sólidos disueltos contenidos en la fuente de agua serán retenidos en un cuarto del volumen sistema concentra la fuente de agua por un factor de 4 (400%). Este factor es de importancia crítica en términos de la capacidad de varias sales y otros compuestos, como la sílice, para formar escamas de cristal en la superficie de las membranas. Con un factor alto es probable que se forme una escala de sulfato (al igual que otras escamas). Conocer el factor de concentración del sistema también es importante para tomar decisiones con respecto al tipo más adecuado de sistema de gestión de concentrados. Cabe señalar que la tasa de recuperación de la planta (y el factor de concentración asociado) también tiene un impacto en la calidad del agua del producto. Cuanto más agua pasa a través de las membranas, más sales pasan también, por lo tanto, la calidad general del agua permeada disminuye con un aumento en la recuperación del sistema.

2.10.3.3 Paso de sales

El paso de sales (P_s) de una membrana se define como la relación entre la concentración de sal en el permeado

(TDS_p) y en el agua de alimentación salina (TDS_f). Es indicativo de la cantidad de sales que quedan en el permeado después de la desalinización.

$$P_s = (TDS_p/TDS_f) \times 100 \quad (9)$$

2.10.3.4 Rechazo de sales

El rechazo de sales (R) es una medida relativa de la cantidad de las sales que estaban inicialmente en el agua de alimentación y que es retenida y rechazada por la membrana:

$$P_r = 100 - P_s = [1 - (TDS_p/TDS_f)] \times 100 \quad (10)$$

2.10.3.5 Presión transmembrana

La presión de conducción neta (NDP), también conocida como presión transmembrana, es la presión real que impulsa el transporte de agua dulce desde el lado de alimentación al lado de agua dulce de la membrana. El NDP promedio de un sistema de membrana se define como la diferencia entre la presión de alimentación aplicada (F_p) del agua salina a la membrana y todas las demás fuerzas que contrarrestan el movimiento de permeado a través de la membrana, incluida la presión osmótica promedio (PO) que ocurre en el lado de permeado de la membrana, la presión del permeado (P_p) existente en el recipiente de presión y la caída de presión (DP) a través del lado de alimentación / concentrado de la membrana. El NDP se puede calcular de la siguiente forma:

$$NDP = F_p - (O_p + P_p + 0.5 \times P_d) \quad (11)$$

La presión de alimentación aplicada (F_p) es controlada por el operador del sistema y entregada a través de bombas de alimentación de alta presión. La presión osmótica promedio (PO) de la membrana es determinada por la salinidad y la temperatura de la fuente de agua y el concentrado. La presión de permeado (P_p) (también conocida como contrapresión de agua de producto) es una variable que está controlada por el operador de la planta y depende principalmente de la energía necesaria para transmitir permeado a las instalaciones de tratamiento y / o entrega aguas abajo. Típicamente, la presión de permeado se establece entre 1 y 2 bar. La presión osmótica del permeado suele ser muy pequeña, porque la salinidad de esta corriente es baja. La caída de presión (DP) a través del lado de alimentación / concentrado de la membrana depende principalmente en del ensuciamiento de la membrana y la configuración de la membrana y el sistema.

2.10.3.6 Fenómeno de Polarización

Un factor muy importante que puede tener un impacto significativo en el rendimiento de la membrana es la polarización, es decir, un aumento en la salinidad en la capa límite a niveles, que son significativamente más altos que la salinidad en el agua de alimentación. Este fenómeno implica la formación de una capa límite a lo largo de la superficie de alimentación de la membrana debido al flujo laminar en los separadores de alimentación de membrana y concentración de soluto en esta capa. El agua que fluye hacia la membrana arrastra sal que no puede pasar y por ello se acumula en la zona adyacente a la membrana hasta que la difusión de la sal en sentido contrario debida el gradiente de concentración que se establece iguala al flujo de sal arrastrado y se llega a una situación de equilibrio.

Se producen dos tipos diferentes de flujo en la capa límite: un flujo convectivo de agua dulce de la mayor parte del agua de alimentación a través de las membranas y un flujo de difusión de solutos rechazados desde la superficie de la membrana de regreso al flujo de alimentación. Dado que la tasa de flujo convectivo de agua es típicamente más alta que la de la difusión flujo de sales, las sales rechazadas por la membrana tienden a acumularse en la capa límite, con la mayor concentración de sal en el interior de la superficie de la membrana. Además de las sales, la capa límite también acumula partículas sólidos, por las mismas razones. (Voutchkov, Desalination Engineering Planning and design, 2013)

2.10.4 Bastidores de ósmosis inversa

2.10.4.1 Membranas enrolladas

Los elementos de membrana enrollados en espiral (módulos) están hechos de hojas de membranas planas individuales. Un elemento de membrana enrollado en espiral típico de 8 pulgadas de diámetro tiene 40 a 42 planos láminas de membrana. Las láminas planas se ensamblan en 20 a 21 sobres de membrana (hojas), cada uno consiste en dos láminas separadas por una delgada red de plástico (denominada espaciador) para formar un canal que permita la evacuación del permeado separado del agua salina por las láminas planas (portador de permeado). Tres de los cuatro lados de los sobres de dos hojas planas se sellan con pegamento y el cuarto lado se deja abierto. Las hojas de membrana están separadas por un espaciador de alimentación de aproximadamente 0.7 o 0.9 mm de espesor, que forma canales de alimentación y facilita la mezcla y transporte de la corriente de alimentación-concentrado a lo largo del elemento de membrana. Para acomodar espaciadores más anchos, se instalan menos hojas de membrana dentro del mismo módulo, lo que da como resultado una compensación entre la reducción de la suciedad de la membrana y una menor productividad del elemento de membrana.

Se aplica agua de alimentación salina a presión en la superficie exterior de la envoltura, el permeado se recoge en el espacio dentro del sobre entre las dos hojas y se dirige hacia el cuarto borde abierto del sobre, que está conectado a un tubo colector de permeado. Este tubo colector recibe agua desalinizada (permeado) de todas las hojas planas contenidas en el elemento de membrana y lo evacua fuera del elemento. El conjunto de hojas de membrana de lámina plana y separadores está enrollado alrededor del tubo colector de permeado perforado. Las hojas de membrana se mantienen en el conjunto enrollado en espiral con una cinta envuelta alrededor de ellos y contenida por una carcasa exterior de fibra de vidrio. Los dos extremos de cada elemento están terminados con tapas de plástico, dispositivos antideslizantes o portadores de sellos. Las tapas de plástico están perforadas. En un patrón que permite una distribución uniforme del flujo de alimentación entre todas las hojas en el elemento.

El patrón de distribución de flujo de las tapas de plástico varía entre fabricantes de membranas. La razón por la cual los tapones de plástico a menudo también se conocen como portadores de sellos es que uno de sus funciones es llevar un sello de salmuera de goma tipo copa en U que cierra el espacio entre la membrana y el recipiente a presión en el que está instalada. Este sello evita que el agua de alimentación pase por alto el elemento de ósmosis. El flujo de agua fuente se introduce desde un extremo del elemento y viaja en una trayectoria tangencial en la superficie de las envolturas de membrana y a lo largo del elemento. Una porción del flujo de alimentación penetra a través de la membrana y se recoge en el otro lado de la ella como agua dulce. Las sales separadas permanecen en el lado de alimentación de la membrana y son mezcladas con el agua de alimentación restante. Como resultado, la salinidad del agua de alimentación aumenta a medida que esta agua viaja de un extremo del elemento de membrana al otro. La mezcla rechazada de agua de alimentación y sales sale en el extremo posterior del elemento de membrana como concentrado (salmuera). (Voutchkov, Desalination Engineering Planning and design, 2013)

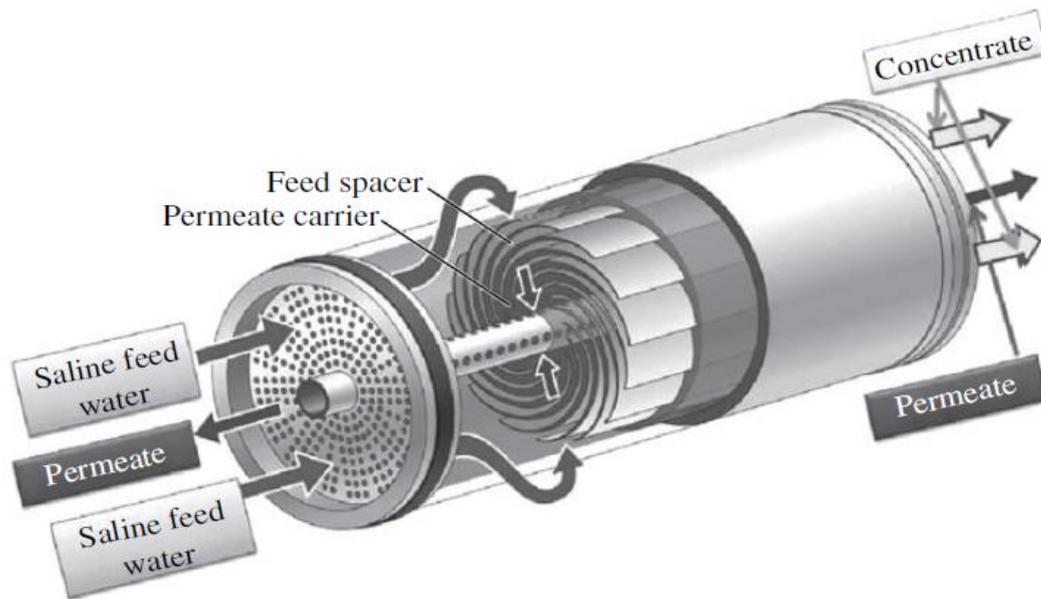


Figura 36 Elemento de membrana enrollada en espiral, (Voutchkov, Desalination Engineering Planning and design, 2013)

2.10.4.2 Tubos a presión y bastidores para la ósmosis

Se suelen fabricar en los siguientes tamaños:

4" de diámetro de 1 hasta 6 membranas

8" de diámetro de 1 hasta 8 membranas

16" de diámetro

Normalmente el tamaño que se usa para plantas es el de 8" de diámetro, 6, 7 y 8 membranas, aunque son los de 7 los más usados. Las presiones de diseño que se fabrican varían entre los 300 y los 1400 psgi. La presión de diseño de los tubos a presión hay que analizarla con cuidado en especial en la segunda etapa de instalaciones de desalación de agua de mar. Los tubos de presión llevan 2 o 3 soportes, abrazaderas de acero inoxidable con tornillo en los extremos para amarrarlo al bastidor. Los tubos de membrana van conectados entre sí por interconectores de PVC que dirigen el caudal de permeado hacia los extremos de los tubos, el rechazo y la alimentación van por la parte externa de las membranas como se ha mencionado anteriormente.

La estructura del bastidor es de acero al carbono galvanizado y pintado, fabricándolos en taller y montándolos en obra. Sirve para albergar a todos los tubos que conformen un bloque. A su vez se dividen en sub-bastidores para poderlos lavar, el tamaño de éstos puede variar y hay que tener en cuenta que cuanto más grande sea el bloque mínimo, más costará el sistema de lavado. En cambio se tardará menos tiempo en lavar el bastidor entero al tener menos sub-bastidores y se emplearán menos válvulas de asilamiento.



Figura 37 Bastidor de tubos de ósmosis inversa, (Instantánea de planta)

2.10.5 Configuraciones

2.10.5.1 Una etapa

En un solo tubo hay dos posibilidades, una o dos salidas de producto, llamadas salidas frontal y trasera. La salida trasera es el permeado recolectado por todas las membranas del tubo, la salida frontal es mayormente el permeado de las primeras membranas. El agua que entra a los tubos de presión, lo hace con una conductividad inicial dada, por lo que en las primeras membranas, el caudal de permeado es mayor que en las restantes debido a que la presión osmótica del agua de entrada es baja comparada con el agua que va a las membranas siguientes debido al rechazo de las anteriores, existe un gradiente de concentración de menor conductividad a mayor a lo largo de la longitud del tubo de presión. Este hecho hace que las primeras membranas permeen un caudal de agua dulce mayor que el resto por lo que esto conlleva también un mayor paso de sales. Es por eso que el caudal que se obtenga por el frontal va a ser más rico en sales. El caso de abrir frontal y trasero se hace cuando hay un segundo paso para mejorar calidad de producto por boro o cloruros, si no es así, será complicado cumplir especificaciones de calidad de agua producto.

2.10.5.2 Dos etapas

En este caso de dan dos formas, con bomba booster o sin ella. El primer caso se utiliza en aguas de media y alta salinidad, el segundo caso se utiliza en aguas de baja salinidad. La presión de alimentación normalmente se controla mediante la válvula de contrapresión de rechazo. En el caso de que no se instale bomba booster, será necesario para equidistribución del caudal entre etapas la colocación de una válvula de contrapresión de permeado.

La recuperación global del sistema es del 55-60%. La presión de la bomba será variable dependiendo de la recuperación seleccionada para la segunda etapa y el tipo de membrana, puede variar entre 10 hasta 30 bares. El objetivo es pasar el agua de rechazo una vez más por tubos de presión, de ahí que solo sea posible para aguas de media-baja conductividad, cuyo rechazo no va a ser muy alto en sales. En caso de hacerlo para aguas de alta conductividad el rechazo suele tener unos 120.000 $\mu\text{S}/\text{cm}$, la presión osmótica a vencer es enorme por lo que el diseño de las bombas y tubos debe ser mucho más costoso, dejando de ser rentable.

2.10.5.3 Dos pasos

Se utiliza para mejorar la calidad del producto (reducir salinidad, bajar nivel de boro, cloruros...) El segundo paso trabaja con recuperaciones superiores al 80%. Es habitual trabajar con segundo paso parcial que permita lograr los límites de calidad del agua de permeado deseados. De este modo se reducen los costos de inversión y de explotación de la planta.

Parte del concentrado del segundo paso se recircula a cabecera reduciendo la salinidad del agua aporte y aumentando la recuperación global del sistema.

Las membranas que se instalan en el segundo paso son membranas de agua salobre, lográndose una salinidad de 20 a 30 ppm en salida. La salinidad en la salida del primer paso es de 400 a 500 ppm y la de la mezcla puede estar en torno a los 200 ppm.

2.10.5.4 Diseño de planta

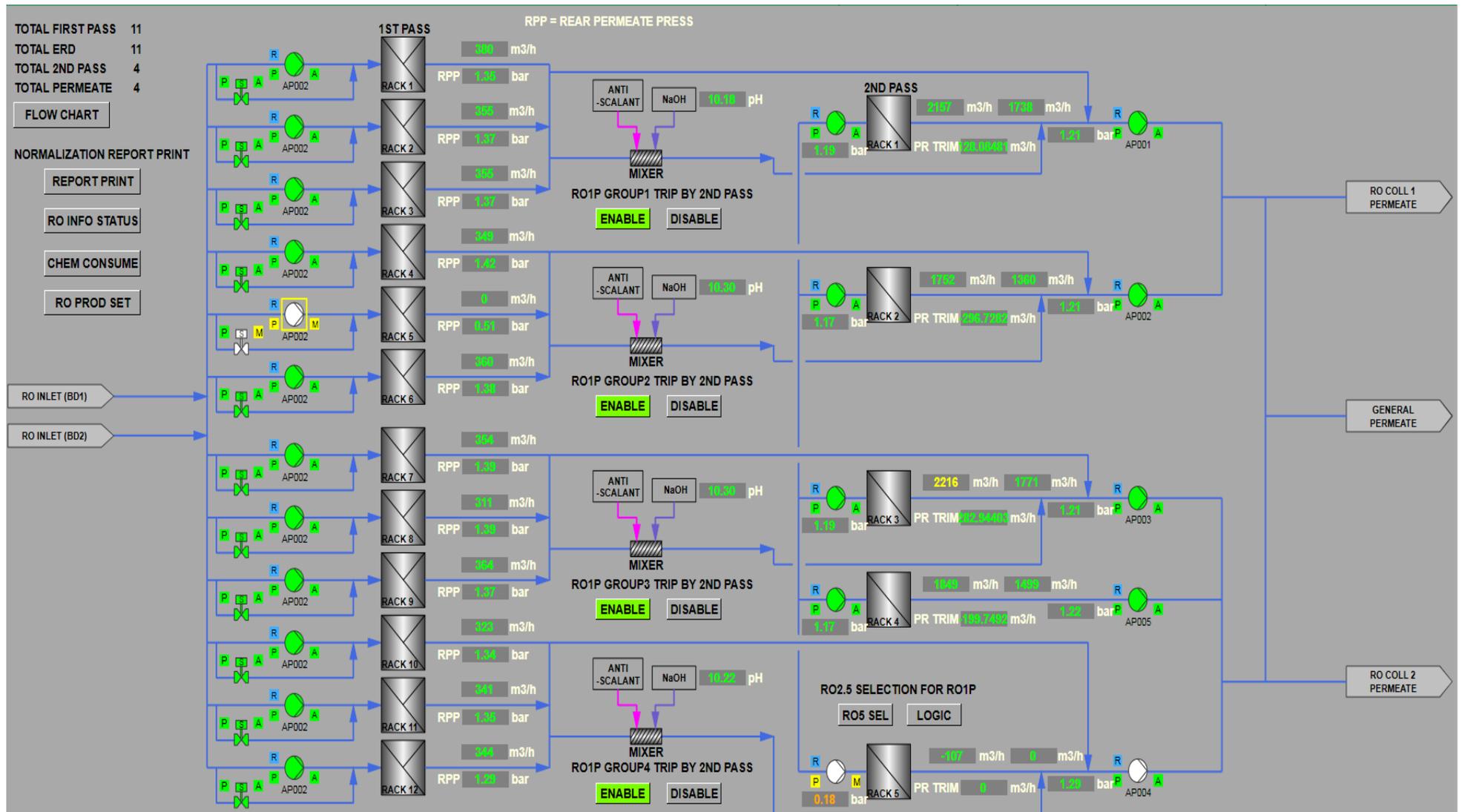


Figura 38 Diseño con un primer paso y un segundo en planta caso estudio, (SCADA)

En el caso estudio, se tienen 12 bastidores de primer paso donde se disponen de salidas frontales y traseras, la salida trasera de los bastidores van directamente como alimentación a 5 bastidores de segundo paso con el fin de mejorar calidad (principalmente de boro y salinidad en este caso). El segundo paso a su vez está compuesto por dos etapas, el agua de rechazo de la primera etapa pasa como alimentación a la segunda etapa y vuelve a ser filtrada, consiguiendo así aumentar la recuperación de la planta. El permeado de los primeros pasos pasa por una booster para aumentar la presión de entrada a la primera etapa del segundo paso.

La conductividad de entrada a los bastidores de primer paso suele rondar los 62.000 $\mu\text{S}/\text{cm}$ y la de entrada a la primera etapa del segundo paso ronda los 1500 $\mu\text{S}/\text{cm}$.

Descripción	Datos
Proveedor	PROTECT
Tipo	GRP tubos de presión
Tamaño	8 pulgadas
Presión de diseño primer paso	1.200 psig (82,74 bar)
Presión de diseño segundo paso	300 psig (20,68 bar)
Temperatura de diseño	15-35 grados
Número de membranas por tubo	7
pH agua de mar	6-8,5
Materiales	GRP y súper dúplex
Tipo de conexión	Lateral
Máxima presión del permeado	125 psi
Máxima temperatura de operación	49 grados
Peso primer paso	185 kg (vacío)
Peso segundo paso	77 kg (vacío)

Tabla 16 Características de tubos de presión para primer y segundo paso, (Process desing report, 2017)

Descripción	Datos
Tubos por bastidor de primer paso	301
Tubos de primera etapa de segundo paso	234
Tubos de segunda etapa de segundo paso	73
Membranas totales de primer paso	25.284
Membranas totales de segundo paso	10.745

Número de primeros pasos	12
Número de segundos pasos	5

Tabla 17 Tubos y membranas por bastidor, (Process desing report, 2017)

Descripción	Datos
Proveedor	TORAY
Modelo	TM820-440/400
Configuración	Espiral
Superficie por membrana	40,8 m ²
Rechazo de sales	99,5%
Máxima presión de operación	1200 psi
pH de operación	2-11
Diámetro x Longitud	8 x 40 pulgadas

Tabla 18 Membranas del primer paso, (Process desing report, 2017)

Descripción	Datos
Proveedor	TORAY
Modelo	TM720D-440
Configuración	Espiral
Superficie por membrana	40,8 m ²
Rechazo de sales	99,5%
Máxima presión de operación	600 psi
pH de operación	2-11
Diámetro x Longitud	8 x 40 pulgadas

Tabla 19 Membranas del segundo paso, (Process desing report, 2017)

2.10.6 Recuperadores de energía (PX)

En las plantas de ósmosis inversa se consume una gran cantidad de energía para alcanzar los niveles de presión requeridos para el proceso. Esta etapa dentro de una desaladora es con diferencia la que consume mayor energía, pues requiere presiones muy altas de funcionamiento para vencer la presión osmótica y desalar el agua.

Como se ha explicado, en la desalación por ósmosis inversa, normalmente sólo un 45% de la energía empleada se traduce en un flujo de agua pura y el resto (20-60%) se desperdicia como flujo de rechazo a alta presión, que se elimina al mar directamente como desecho. Este enfoque tradicional, deja a la válvula de control de

concentrado responsable de sangrar la presión del sistema, la eficiencia y, en última instancia, los costes del proceso.

Dicho problema demostró ser una importante desventaja del sistema y llevó a una necesidad urgente de formular un proceso de recuperación de energía que convirtiese la energía hidráulica restante en la corriente de concentrado en un medio útil de energía ya sea energía eléctrica empujada hacia la red eléctrica, o energía hidráulica transferida a la corriente de agua cruda. La mayor parte de los dispositivos de recuperación de energía desarrollados se centran en la última opción, ya que tiene buen rendimiento y un efecto directo en el equipo requerido para la instalación de la membrana. Como tal, los elementos clave en el diseño de esta mejora del proceso incluyen dispositivos de recuperación o “energy recovery devices” (ERD), vinculados con las bombas de alta presión para trabajar al unísono. Con un correcto diseño e instalación se puede recuperar entre el 10 y el 50 por ciento de la energía total de bombeo requerida para el proceso de desalinización por OI.

Entre los tipos de recuperadores actualmente usados, se encuentran aquellos que realizan una conversión de energía hidráulica-hidráulica directamente, sin ningún tipo de eje mecánico de por medio. Esto se consigue mediante el uso de equipos isobáricos denominados intercambiadores de presión o “pressure exchangers” (PX). Energy Recovery Inc. (ERI), es la compañía Americana que ha investigado y desarrollado este tipo de recuperadores desde los 80.

Un recuperador PX es una cámara de intercambio de presión por rotación. Utiliza el principio de desplazamiento positivo para presurizar el agua de mar con el contacto directo de la salmuera procedente del rechazo de la membrana de ósmosis inversa. El esquema general de la etapa de OI es el que se presenta en la siguiente figura.

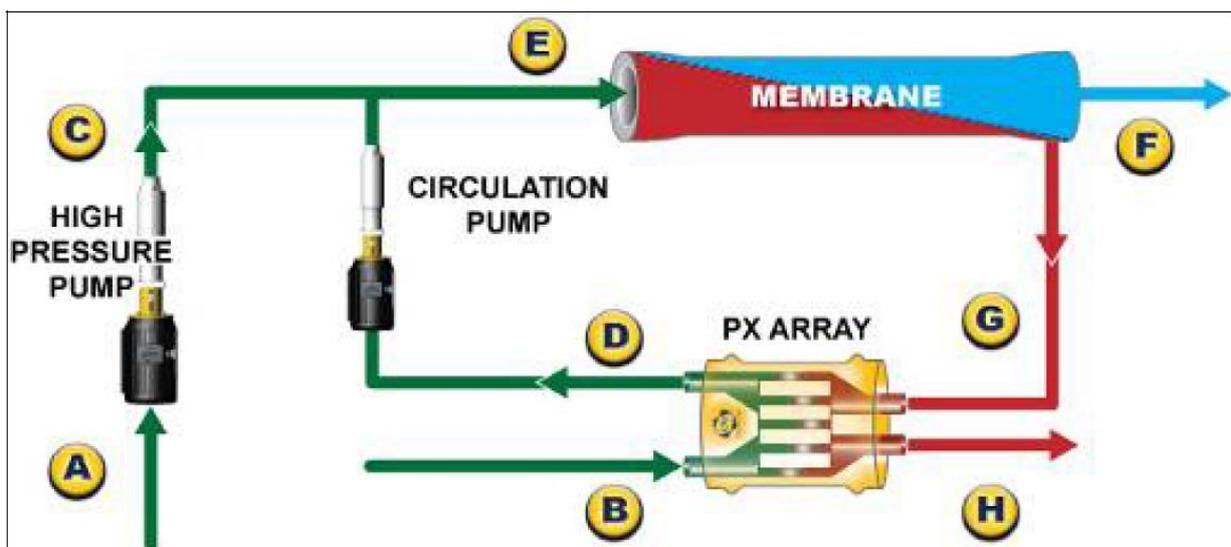


Figura 40 Sistema de ósmosis con intercambiadores de presión, (Energy Recovery, 2008)

La tecnología del intercambiador de presión PX aplicada a la ósmosis inversa es diferente a la recuperación de energía convencional, pero en la práctica el proceso es sencillo. En el sistema, el agua de rechazo de las membranas de ósmosis inversa pasa a la unidad PX, donde su presión es transferida directamente a parte del agua de alimentación con un rendimiento que puede llegar a superar el 95%. Este caudal de agua de alimentación que sale del recuperador impulsada, pasa por una bomba booster para compensar las pérdidas hidráulicas en tuberías, recuperador y membranas. El caudal de agua de mar se junta con el que sale de la bomba de alta presión, pero sin pasar por dicha bomba.

Esto es muy significativo porque permite a la bomba de alta presión además de reducir la energía eléctrica que necesita, ser dimensionada sólo para bombear un caudal igual al volumen del permeado, no para todo el caudal de alimentación. En una planta típica de desalación, la bomba de alta presión proporciona el 41% de la energía total, el booster proporciona un 2% y el sistema PX el 57% restante. Es decir, el recuperador aporta más energía al sistema que la propia bomba [50]. Ya que el sistema PX no usa energía del exterior, el ahorro total de energía en una planta típica, comparado con un sistema sin recuperación de energía, es del 57%.

El intercambiador de presión PX aumenta la eficiencia de la planta desaladora de agua de mar al aprovechar la energía del rechazo. Al presurizar una fracción del agua de alimentación, la bomba de alta presión puede reducir su tamaño hasta un 60%. Esto no sólo ahorra en consumo energético, sino también en el coste de la inversión de los equipos.

Constructivamente, el PX posee dos tapas sellantes con forma de disco y holguras precisas a los extremos, con dos orificios cada una. Uno para el paso de flujo a alta presión y otro para el paso de flujo a baja presión. Sólo posee una parte móvil, un rotor cerámico sin eje de ningún tipo, encajado en una camisa cerámica y con múltiples conductos pasantes, que se asemeja al tambor de un revolver con recámaras. Al girar, el rotor permite la conexión entre las respectivas aperturas de las tapas y se efectúa entonces el intercambio de presión de la salmuera al agua de mar que le llega por el otro extremo. Este intercambio de presión se realiza a través de un desplazamiento entre ambos fluidos en contacto directo. Al contrario que otros sistemas, el PX no necesita válvulas ni pistones. Debido a la alta presión, la diferencia de salinidad y el tiempo de residencia tan pequeño en la recámara, se produce una mezcla insignificante entre la salmuera y el agua de mar durante el impulso. Esto supone que no se reintroduce salmuera en la alimentación de la membrana, ni se desperdicia agua bruta de nuevo al mar. (Martínez, 2018)



Figura 41 ERI, (Energy Recovery, 2008)

Descripción	Datos
Modelo	PX-Q300
Número de intercambiadores por bastidor	22
Eficiencia a máxima temperatura	96,2%
Eficiencia a mínima temperatura	96,4%
Caudal por intercambiador	66,5 m ³ /h
Caudal de lubricación	0.6 m ³ /h

Tabla 20 Características de los ERIs, (Process desing report, 2017)

2.10.7 Ensuciamiento de las membranas

En una planta de ósmosis inversa es fundamental, para que su funcionamiento sea correcto, que la solución que llegue a las membranas haya sufrido previamente un proceso adecuado de filtración, más o menos complejo cuya misión es eliminar de dicha solución todas las sustancias que puedan depositarse sobre las membranas o que puedan quedar atrapadas en el interior de los módulos por los sistemas y mallas distribuidores de la solución aporte.

Cuando esto ocurre aumenta la polarización de las membranas ya que los depósitos sobre las mismas retrasan la retrodifusión de las sales hacia la corriente principal cuyos efectos son:

Disminución de la productividad

Aumento del paso de sales

Las sustancias atrapadas originan también aumentos localizados de la pérdida de carga dando lugar a repartos irregulares de los flujos a través de las membranas, lo que motiva que porciones de éstas trabajen con conversiones elevadas mientras otras lo hagan con conversiones bajas incluso cuando la conversión global del módulo se mantenga constante.

Esta irregularidad en el reparto de flujos acelera notablemente la concentración por polarización y el ensuciamiento en las zonas de membrana que trabajan con conversiones elevadas.

Cuando el rendimiento de la planta de ósmosis inversa desciende por debajo de unos determinados límites, es necesario limpiar las membranas para restaurar, si es posible, sus características primitivas de funcionamiento.

La limpieza de las membranas no puede ser un procedimiento alternativo a un inadecuado pretratamiento, pues al aumentar la frecuencia de las limpiezas de las membranas se aumenta su deterioro y se reduce consecuentemente su vida media.

Es necesario analizar las causas del ensuciamiento prematuro de las membranas y someter la solución de aporte a los tratamientos preventivos adecuados.

Las fuentes potenciales de ensuciamiento de las membranas son:

Precipitaciones

Depósitos

Otros

2.10.7.1 Precipitaciones por sales minerales

Este tipo de ensuciamiento puede producirse si las sales presentes en la solución de aporte superan sus productos de solubilidad. Las sales más corrientes que son susceptibles de precipitar son:

Carbonato cálcico, CaCO_3

Sulfato cálcico, CaSO_4

Sulfato de bario, BaSO_4

Sulfato de estroncio, SrSO_4

Fluoruro cálcico, CaF_2

El riesgo de precipitación de una sal puede calcularse teniendo en cuenta su concentración en la solución de aporte, su producto de solubilidad y el porcentaje de recuperación con que trabaja la planta.

2.10.7.2 Precipitaciones por óxidos metálicos

Los metales cuyos óxidos o hidróxidos pueden aparecer en las soluciones de aporte siendo susceptibles de precipitar son:

2.10.7.2.1 Hierro

El hierro presente en la solución que llega a las membranas puede tener dos orígenes diferentes:

Puede existir en la solución de aporte

Puede incorporarse a ella por la corrosión de los metales con los que está en contacto

Cualquiera que sea la procedencia del hierro, éste debe permanecer en forma soluble durante todo el proceso. En tal caso, su porcentaje de rechazo, por parte de las membranas será elevado, del mismo orden que el de un ion bivalente. Sin embargo, si el ion ferroso soluble (Fe^{2+}) se oxidase pasando a ion férrico (Fe^{3+}), se formaría hidróxido férrico $\text{Fe}(\text{OH})_3$ que precipitaría, ensuciando las membranas.

2.10.7.2.2 Manganeseo

El manganeseo presenta una química similar al hierro y cuando ambos están presentes suele precipitar. La oxidación del manganeseo exige por lo general un potencial de oxidación-reducción mayor que el hierro.

2.10.7.2.3 Aluminio

Si la solución de aporte a las membranas tuviese un alto contenido en aluminio, éste podría precipitar en forma de hidróxido cuando:

Se reduzca el pH de la solución para evitar precipitación del carbonato cálcico.

Se supere su producto de solubilidad en las proximidades de la membrana.

Estas precipitaciones suelen ser de naturaleza coloidal y pueden dañar gravemente a las membranas.

Este tipo de problemas puede aparecer cuando la solución que alimenta la unidad de ósmosis inversa es agua procedente de la red de abastecimiento público, habiendo sido coagulada previamente con sulfato de alúmina.

2.10.7.3 Depósitos

Este tipo de ensuciamiento se produce cuando quedan atrapadas sustancias en el interior de los módulos por los sistemas y mallas distribuidores. Puede deberse a uno de los tres factores siguientes:

2.10.7.4 Partículas de gran tamaño

Si la solución de aporte tuviese partículas en suspensión de gran tamaño, serían filtradas mecánicamente por los sistemas de reparto situados en el interior de los módulos y quedarían atrapadas entre las membranas.

2.10.7.5 Coloides

Los coloides son partículas muy pequeñas del orden de 0,01 a 10 μm , provistas de una carga eléctrica, generalmente negativa, sobre su superficie. Cuando estas partículas se encuentran en un medio acuoso, sus cargas superficiales atraen a los iones positivos presentes en el medio que junto con algunos negativos se adhieren fuertemente a las partículas, desplazándose con ellas, dando lugar a la "capa ligada". Otros iones se adhieren débilmente originando la "capa difusa" como muestra la siguiente figura:

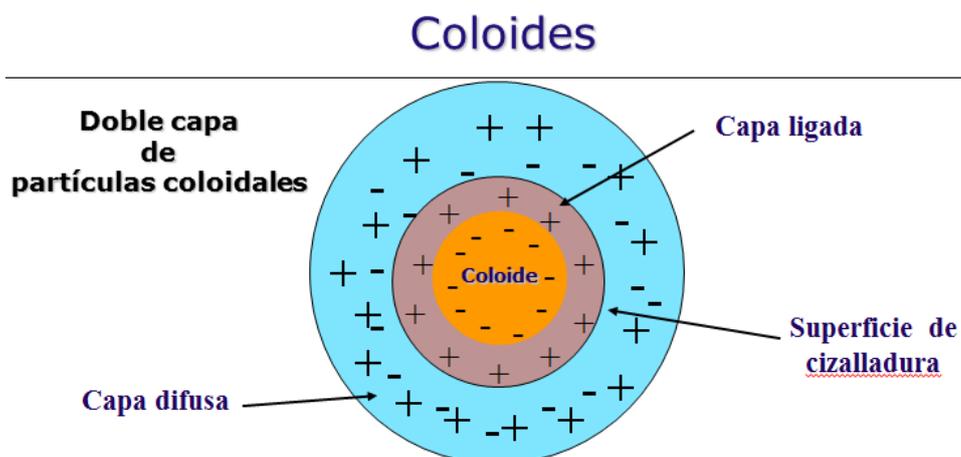


Figura 42 Doble capa de partículas coloidales

Cuando la concentración de las sales aumenta, las partículas tienden a perder su carga eléctrica, debilitándose. A este proceso se le llama "coagulación. A partir de ese momento pueden aglomerarse y formar partículas de mayor tamaño. Este proceso recibe el nombre de "floculación".

2.10.7.5.1 SDI

El ensuciamiento por partículas coloidales es debido a su coagulación y posterior floculación en las proximidades de las membranas.

Para cuantificar el atascamiento que pueden producir las partículas coloidales de la solución de aporte, suele determinarse su "índice de atascamiento SDI.

Este método es ampliamente aceptado en la industria, dado que principalmente mide la concentración coloidal. El procedimiento de SDI determina la caída en el flujo a través de una membrana de 47 mm de diámetro y con un tamaño de poro de 0.45 µm. Este tamaño de poro es susceptible de ser obstruido por materia coloidal y no por arena o incrustantes. La disminución en el flujo de agua es representado entre 1 a 100 unidades. Un rápido taponamiento indica niveles altos de contaminación coloidal por lo que el SDI será un número grande relativamente en comparación con el agua con bajas tendencias a ensuciarse.

La tendencia del agua de alimentación a ensuciar las membranas de los equipos de purificación, así como de las membranas de osmosis inversa, deberá ser mantenida a un nivel aceptable para asegurar una operación económica y eficiente.

Todos los módulos en espiral, incluyendo los de acetato de celulosa (CA), Thin Film Composite (TFC) y polisulfona de alto flujo (PSRO) deberán ser alimentados con agua tratada cuando el SDI sea igual a 5 o menor. En membranas de fibra hueca es más recomendable un SDI de 3. Un alto nivel de partículas puede tener un efecto indeseable en las membranas de osmosis inversa y generar problemas, tales como:

- Rápida disminución en un flujo del producto, debido a que la superficie de la membrana se ensucia y se bloquea.

- Un incremento en la presión de alimentación y una disminución en el flujo de rechazo, debido a que los canales de rechazo se restringirán, reduciendo la acción de barrido a través de las membranas.

- Una pérdida en la retención de sales (por lo tanto disminución en la calidad del producto) ya que la superficie de las membranas cambia de acuerdo al grado de ensuciamiento.

Como parte de los análisis "in situ" se deberán realizar las determinaciones del SDI en el agua de alimentación. La prueba deberá repetirse antes de la instalación del equipo para determinar si las condiciones del agua de alimentación han cambiado desde que el agua fue analizada por primera vez.

En el caso de que exista un pretratamiento el análisis del SDI deberá llevarse a cabo a intervalos regulares (semanalmente) con el objetivo de confirmar que el pretratamiento está operando eficientemente. Si cualquier componente del tratamiento de agua es modificado, el SDI deberá ser determinado para comparar la eficiencia del nuevo equipo con respecto al sistema anterior. Para llevar a cabo el procedimiento de SDI es necesario un recipiente para filtros de 47 mm de diámetro, regulador de presión, medidor de presión, válvulas, conexiones, pinzas y discos de filtros de membranas. También se requiere un cronometro y un contenedor de 100 ml o un cilindro graduado. Para estimar el porcentaje de taponamiento se utiliza una relación de cambio de flujo tomada inicialmente y después de 15 minutos.

$$\% \text{ de taponamiento} = \frac{\text{tiempo de llenado a 15 min} - \text{tiempo de llenado inicial}}{\text{tiempo de llenado a 15 min}} \quad (12)$$

Quedando entonces un valor del SDI de: (13)

$$SDI_{15} = \frac{\% \text{ de taponamiento}}{\text{Tiempo de operación (15min)}}$$

En el caso de la planta estudio, las condiciones de salida de agua filtrada de las membranas de ultrafiltración deben cumplir las siguientes restricciones para asegurar el correcto funcionamiento de las membranas instaladas en los tubos de ósmosis inversa:

Parámetro	Unidades	Calidad
Turbidez	NTU	<0.3
SDI ₁₅	-	≤3 (100% del tiempo) <2,5 (95% del tiempo)

Tabla 21 Valores de SDI en salida de UF, (Filisofia de control de la planta)

2.10.7.6 Desarrollos biológicos

El ensuciamiento biológico puede producirse cuando la solución de aporte contiene suficientes elementos nutritivos como para favorecer el rápido desarrollo de microorganismos en el interior de los módulos.

Dichos desarrollos pueden afectar al rendimiento de la instalación de tres formas distintas:

a) Destruyendo la capa activa

Los desarrollos biológicos pueden digerir enzimáticamente la capa activa en el caso de las membranas de acetato de celulosa, perdiendo sus características.

b) Ensuciando las membranas

Los desarrollos biológicos suelen formar una fina película sobre las membranas que produce los mismos efectos que un atascamiento por partículas coloidales.

c) Apareciendo bacterias en el permeado

Las membranas por sí mismas no permiten el paso de ninguna bacteria, virus, etc., desde la solución aporte al permeado, pero en todas las configuraciones, el permeado está separado del rechazo mediante juntas teóricas. La existencia de algún pequeño fallo en una de estas juntas permitiría el paso de algunas bacterias al permeado, contaminándolo. Esta presencia podría crear graves problemas.

2.10.7.7 Otros

Excepcionalmente pueden presentarse ensuciamientos extraños, como por ejemplo:

2.10.7.7.1 Azufre coloidal

En el caso del agua, cuando en el pozo de captación existe H₂S y se inyecta cloro o penetra aire en el mismo, se puede formar azufre coloidal como consecuencia de la oxidación de H₂S por parte del oxígeno o del cloro. E azufre coloidal se elimina muy difícilmente.

2.10.7.7.2 Compuestos orgánicos

La solución de aporte puede circunstancialmente contener trazas de compuestos orgánicos que pueden ensuciar o destruir las membranas.

2.10.7.7.3 Aceites y grasas

Los hidrocarburos, aceites y grasas no deben estar presentes en la solución que llega a las membranas ya que forman una película sobre la superficie de éstas que reduce notablemente el porcentaje de rechazo de sales. (Iglesias, 1999)

3 MATERIALES Y MÉTODOS

3.1 Equipos de medida

3.1.1 Fotómetro

El fotómetro de filtro Pocket Colorimeter II es un instrumento portable para ir a cualquier parte. Es liviano y funciona con batería, adecuado para trabajo de campo extendido o monitoreo rápido de procesos en el lugar. El instrumento tiene dos canales en los que se pueden realizar mediciones. Cada canal aceptará una curva de calibración definida por el usuario. Se pueden usar hasta 10 estándares para determinar la calibración. La curva se genera mediante un segmento de línea recta punto a punto entre cada estándar utilizado. Se pueden realizar calibraciones lineales y no lineales de pendiente positiva o negativa. También se puede ingresar manualmente una curva de calibración desde el teclado si se ha realizado una curva determinada previamente en el colorímetro. Se requieren al menos dos pares de datos (concentración y absorbancia).



Figura 43 Fotómetro portable, (hach.com, s.f.)

Especificaciones	Datos
Proveedor	HACH
Descripción	Fotómetro portable
Dimensiones	32 x 62 x 157 mm
Parámetros	Cloro libre y total a rango bajo
Peso	0,23 kg

Rango de medición fotométrica	0-2 Abs
Absorbancia	0-2,5 Abs
Certificaciones	European CE mark
Deterctor	Detector de silicona
Método	10126
Nombre del método	DPD/Glicina

Tabla 22 Especificaciones del fotómetro, (hach.com, s.f.)

3.1.2 DPD reactivo

Especificaciones	Datos
Proveedor	HACH
Descripción	Sobres de reactivo DPD en polvo para la determinación de cloro libre, 10 ml
Método	DPD
Número de método	8021
Parámetro	Cloro libre
Rango de medición	0,02-2,00 mg/L Cl ₂

Tabla 23 Especificaciones reactivo DPD, (hach.com, s.f.)

3.1.3 Analizador de pH

Especificaciones	Datos
Proveedor	HACH
Modelo	HQ40D- Multi/2 Channels
Descripción	Multímetro
Certificaciones	CE.WEEE
Rango de pH	0-14
Resolución	0,001

Tabla 24 Analizador de pH, (hach.com, s.f.)

3.2 Metodología de ajuste de tiempos de CEB

Para el ajuste de tiempos de los CEB se toman dos muestras durante el tiempo de enjuague del bastidor. Para ello se dispone de:

Dos vasos de precipitado

pH-metro

Fotómetro

Reactivo DPD

El químico que es dosificado en el punto de dosificación correspondiente según el bastidor a limpiar, viaja hasta la entrada del bastidor. Una vez empieza a salir es el momento ideal de parar las bombas de lavador y cerrar las válvulas del bastidor para empezar el tiempo de remojo. Para determinar si el químico permanece en el interior y en que cantidad se realizan los siguientes pasos:

3.2.1 Análisis de cloro libre

Tras la dosificación del hipoclorito y la sosa y tras quedar el bastidor completamente cerrado, se pasa a:

1. Tomar en un vaso de precipitado una muestra del punto de muestreo situado a la entrada del bastidor justo después de empezar el tiempo de enjuague.
2. Tomar en el otro vaso de precipitado una muestra del punto de muestreo situado a la salida del bastidor justo después de empezar el tiempo de enjuague.
3. Analizar el cloro libre de ambas muestras
4. Analizar el pH de ambas muestras

3.2.2 Análisis de pH

Tras la dosificación de ácido sulfúrico y el cierre total de las válvulas de contralavado, se pasa a:

1. Tomar en un vaso de precipitado una muestra del punto de muestreo situado a la entrada del bastidor justo después de empezar el tiempo de enjuague.
2. Tomar en el otro vaso de precipitado una muestra del punto de muestreo situado a la salida del bastidor justo después de empezar el tiempo de enjuague.
3. Analizar el pH de ambas

3.3 Metodología de realización de CIP en UF

En primer lugar se llena el tanque de CIP con agua permeada procedente del tanque de agua de servicio de la planta. Se pasa a parar el bastidor deseado y a realizarle un contralavado regular antes de empezar con la limpieza, con el fin de eliminar las partículas acumuladas durante su último periodo de filtración.

Se drena el bastidor, abriendo los venteos de la parte superior primero y posteriormente los drenajes. Una vez que el bastidor está totalmente drenado se abren las tres válvulas de CIP del bastidor (una de entrada y dos de salida), y se cierran los drenajes del mismo, además de la válvula de salida del tanque hacia las bombas y la de retorno al tanque de la línea de CIP que devolverá el químico de nuevo.

Se arranca la bomba de circulación, agua viaja a través de los filtros de cartucho y llega al bastidor, donde los venteos permanecen abiertos y el aire está siendo desalojado por el agua, el bastidor se está llenando. Cuando

por los venteos solo salga agua y nada de aire, es momento de apagar la bomba.

El siguiente paso es la preparación del químico, se cierra la válvula de entrada a los filtros de cartucho y se abre la válvula de recirculación al tanque, facilitando así el mezclado de la solución. El operario se encarga de preparar la solución necesaria, añadiendo los sacos y las garras de químicos necesaria, tras esto se monitoriza el pH inicial de la solución para asegurarse de que cumple con los requisitos.

Una vez la solución está preparada, se apaga la bomba y se realiza un cambio de válvulas de nuevo, permitiendo la circulación del químico al bastidor de nuevo. Se arranca la bomba y el químico viajará hasta el bastidor, pasará por las membranas y volverá al tanque, permaneciendo en un circuito completamente cerrado. El pH de la solución será fácilmente monitoreado durante su circulación por un pHmetro en línea en la descarga de la bomba de circulación.

Finalmente, tras realizar la limpieza, se realiza el ajuste de valvulería correspondiente para poder disponer el químico en el tanque de neutralización del edificio de ultrafiltración correspondiente. Se procede a drenar el tanque y a llenarlo con agua de servicio para realizar un lavado y empujar al químico del interior del bastidor al tanque de neutralización, tras ello, el bastidor se vuelve a poner en servicio.

De forma detallada, los pasos a seguir son los siguientes:

1. Abrir AA107 para llenar de agua el tanque
2. Poner fuera de servicio el bastidor a limpiar, abrir venteos AA404, AA405, AA406 Y AA407 y posteriormente abrir drenajes AA408 y AA409.
3. Una vez drenado, cerrar los drenajes AA407 y AA408 y abrir las válvulas manuales de CIP en campo
4. Asegurarse de que las válvulas de succión y descarga de la bomba a usar están abiertas, abrir AA101, AA102 Y AA106 además de asegurarse que las válvulas manuales de entrada y salida de los filtros de cartucho están abiertas
5. Arrancar la bomba
6. Tras llenar el bastidor, apagar la bomba
7. Cerrar AA106 y válvula manual de entrada a los filtros de cartucho
8. Abrir AA103 y arrancar la bomba para realizar una circulación solo en el tanque y permitir el mezclado de químicos
9. Tras tener preparada la solución, parar la bomba y cerrar AA103, abrir válvula manual de entrada a filtros de cartucho
10. Abrir AA106 y arrancar la bomba
11. Para mantener en remojo, solo parar la bomba y cerrar AA106, las válvulas antiretorno de las bombas mantendrán la presión en la línea
12. Para transferir el químico al tanque de neutralización: Abrir bien AA104 o 105 según a que tanque se quiera enviar, tras ello arrancar la bomba

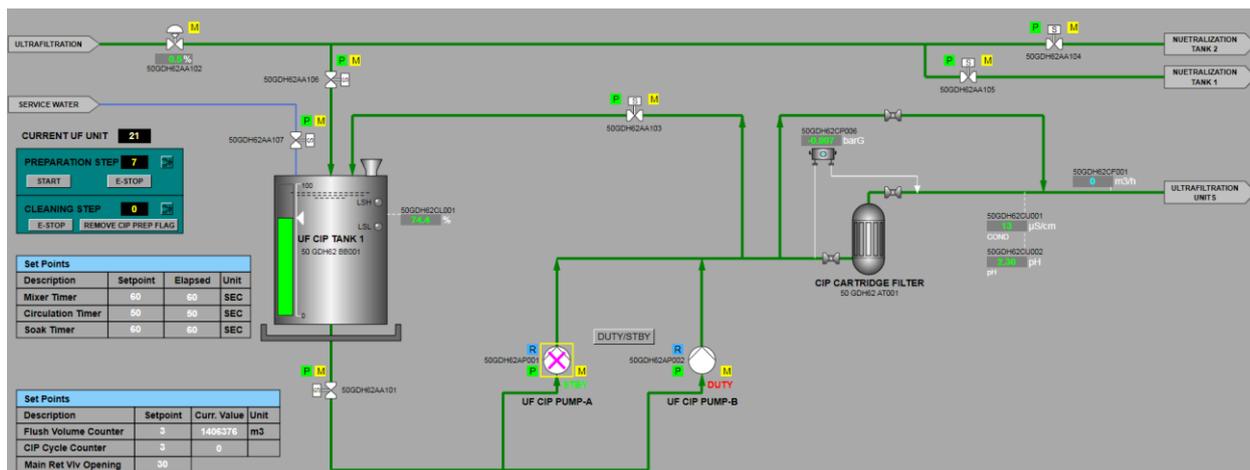


Figura 44 Zona de CIP de UF, (SCADA)

3.4 Metodología de realización de CIP en RO

Para realizar un CIP en los bastidores de ósmosis se debe, en primer lugar, cargar los químicos necesarios en los tanques de transferencia, tras ello se envía el químico al tanque de CIP, el cual debe estar lleno de agua y se empieza a mezclar con el uso de la bomba de circulación y la línea de recirculación. Se ajustará la temperatura que sea necesaria durante el mezclado mediante un elemento calefactor encargado de aumentar la temperatura de la solución si fuera necesario, si se desea ajustar el pH se podría añadir más químico y ajustarse según las lecturas del pH-metro en línea.

Se realiza un primer lavado del bastidor con agua permeada, evitando así que el químico contacte con agua de mar que pueda permanecer en el bastidor que se ha parado previamente. Para ello se arrancan dos bombas que aportarán un caudal de 1800 m³ entre ambas, hasta conseguir que la conductividad en la entrada y salida del bastidor de ósmosis sea la misma, lo que quiere decir que se ha logrado empujar todo el agua de alta conductividad de su interior, proveniente del modo de operación.

Una vez realizado el lavado con agua permeada, se ajustan las posiciones de las válvulas para empezar la recirculación del químico correspondiente. Se abren válvulas de salida del tanque y entrada y salida del bastidor, además de un par de válvulas del permeado, ya que el químico que se recirculará posee una conductividad baja y se permeará un caudal significativo a una presión relativamente baja como a la que se pretende trabajar.

Para realizar el enjuague simplemente se paran las bombas y se cierran las válvulas de entrada y salida del bastidor, dejando al químico en el interior del tanque durante un tiempo determinado de reacción. Es necesario abrir la válvula de recirculación del tanque para aliviar la presión durante el cierre de las válvulas del bastidor y conseguir mantener una presión significativa en él.

El químico se dispondrá en un tanque de neutralización situado en el edificio de ósmosis, y tras su estabilización, será enviado al exterior. Tras realizar la limpieza se debe lavar el bastidor de nuevo con agua permeada, evitando así la mezcla del químico con el agua de mar al poner de nuevo en modo filtración dicho bastidor.

De forma detallada, los pasos a seguir son los siguientes:

3.4.1 Recirculación en el tanque

1. Abrir válvula descarga de tanque AA104
2. Abrir válvula de recirculación al tanque AA110
3. Arrancar una de las tres bombas

3.4.2 Lavado

1. Abrir válvula descarga de tanque de agua de servicio, AA103

2. Abrir válvula de entrada a los filtros de cartucho AA111 a un 30%
3. En el rack a limpiar, abrir válvulas de entrada y salida del lado de alta presión,, AA052 (entrada) y AA054 (salida)
4. En el rack a limpiar abrir las dos válvulas de CIP del permeado, AA107 (salida frontal) y AA106 (salida trasero)
5. Abrir la válvula de retorno correspondiente según el bastidor, AA106 o AA107
6. Abrir válvula de salida al exterior, AA108
7. Arrancar una bomba
8. Abrir AA111 a un 45%
9. Arrancar una segunda bomba y estabilizar el caudal a unos 1800 m³/h

3.4.3 Circulación

1. Abrir válvula descarga de tanque AA104
2. Abrir válvula de entrada a los filtros de cartucho AA111 en un 30%
3. En el rack a limpiar, abrir válvulas de entrada y salida del lado de alta presión,, AA052 (entrada) y AA054 (salida)
4. En el rack a limpiar abrir las dos válvulas de CIP del permeado, AA107 (salida frontal) y AA106 (salida trasero)
5. Abrir la válvula de retorno correspondiente según el bastidor, AA106 o AA107
6. Abrir la válvula de retorno al tanque CIP, AA105
7. Arrancar una bomba
8. Abrir la válvula AA111 en un 45%
9. Arrancar otra bomba y estabilizar el caudal a unos 1800 m³/h

3.4.4 Enjuague

1. Abrir válvula descarga de tanque AA104
2. Abrir válvula de entrada a los filtros de cartucho AA111 en un 15%
3. Abrir la válvula de recirculación del tanque un 20%, AA110
4. En el rack a limpiar, abrir la válvula de entrada del lado de alta presión,, AA052
5. En el rack a limpiar abrir las dos válvulas de CIP del permeado, AA107 (salida frontal) y AA106 (salida trasero)
6. Abrir la válvula de retorno correspondiente según el bastidor, AA106 o AA107
7. Abrir la válvula de retorno al tanque CIP, AA105
8. Arrancar una bomba
9. Comenzar a cerrar la válvula de entrada al bastidor, AA052 y monitorear la presión de entrada al mismo, ajustar la posición de la válvula AA111 para mantener una presión máxima de 3 y mínima de 2 bar
10. Una vez cerrada la válvula de entrada al bastidor, AA052, apagar la bomba y cerrar todas las válvulas mencionadas

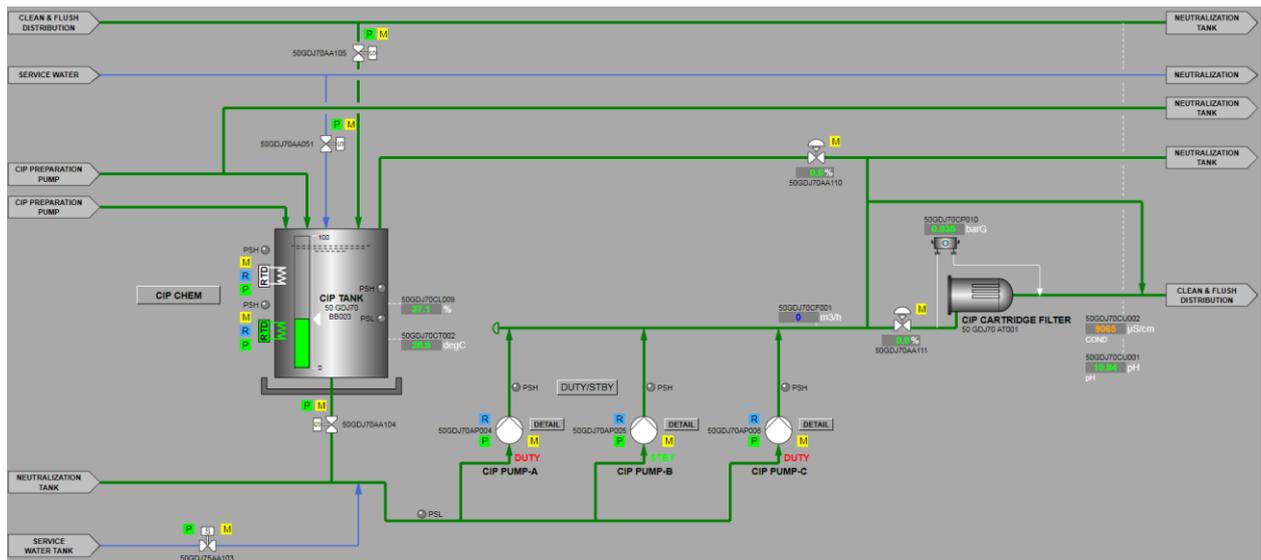


Figura 45 Zona de CIP en RO, (SCADA)

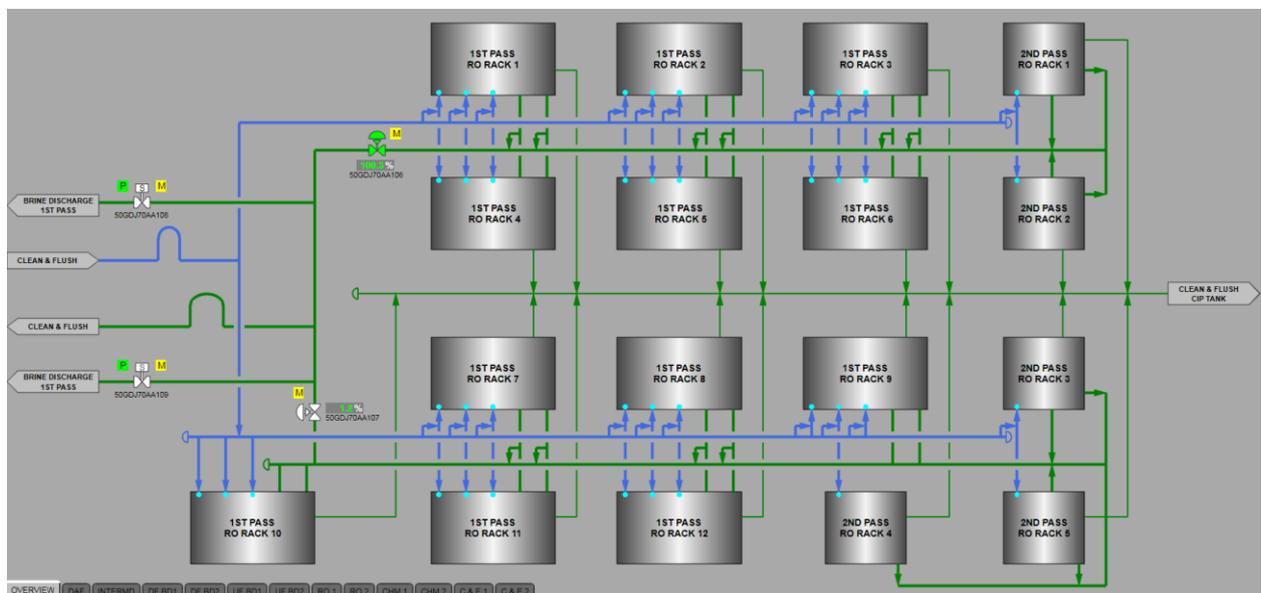


Figura 46 Líneas de CIP de ida y vuelta a bastidores, (SCADA)

4 RESULTADOS Y DISCUSIÓN

4.1 Optimización de tiempos de contralavado químico (CEB) en membranas de ultrafiltración

Las membranas de ultrafiltración acumulan partículas con el paso del tiempo durante el modo filtración. Disponen de lavados rutinarios cada cierto tiempo para desprender esa torta filtrante formada en la superficie de la membrana y conseguir bajar la pérdida de carga del bastidor, quedando listo para empezar a filtrar de nuevo. Los lavados se realizan de dos formas:

Máximo tiempo de filtración alcanzado: Aunque los parámetros de operación de los bastidores se encuentren en valores estables, se limita el tiempo que el bastidor puede estar en modo filtración, obligándolo a realizar un contralavado tras un período de tiempo introducido por el operario.

Valores de operación altos: Aunque el tiempo que lleva el bastidor en modo filtración es escaso, si los parámetros de operación como la TMP o la permeabilidad se encuentran cercanos a valores altos, se procede a realizar un contralavado de forma automática con el objetivo de evitar que ese bastidor alcance una situación más crítica aún.

Los lavados automáticos son el contralavado y el CEB. En el caso del CEB, se divide en dos partes:

Dosificación de Hipoclorito sódico + NaOH: Cuyo objetivo es eliminar las bacterias de las membranas, se combina con sosa para que el pH de la solución sea básico y evitar un efecto potenciador del hipoclorito que dañaría las membranas.

Dosificación de ácido sulfúrico: Cuyo objetivo es eliminar bacterias y cualquier tipo de precipitación de sales provocada por la dosificación de sosa en el paso anterior

El orden de dosificación durante el CEB es siempre el mismo, ya que el ácido debe disolver las posibles precipitaciones provocadas por un alto pH durante el enjuague del hipoclorito.

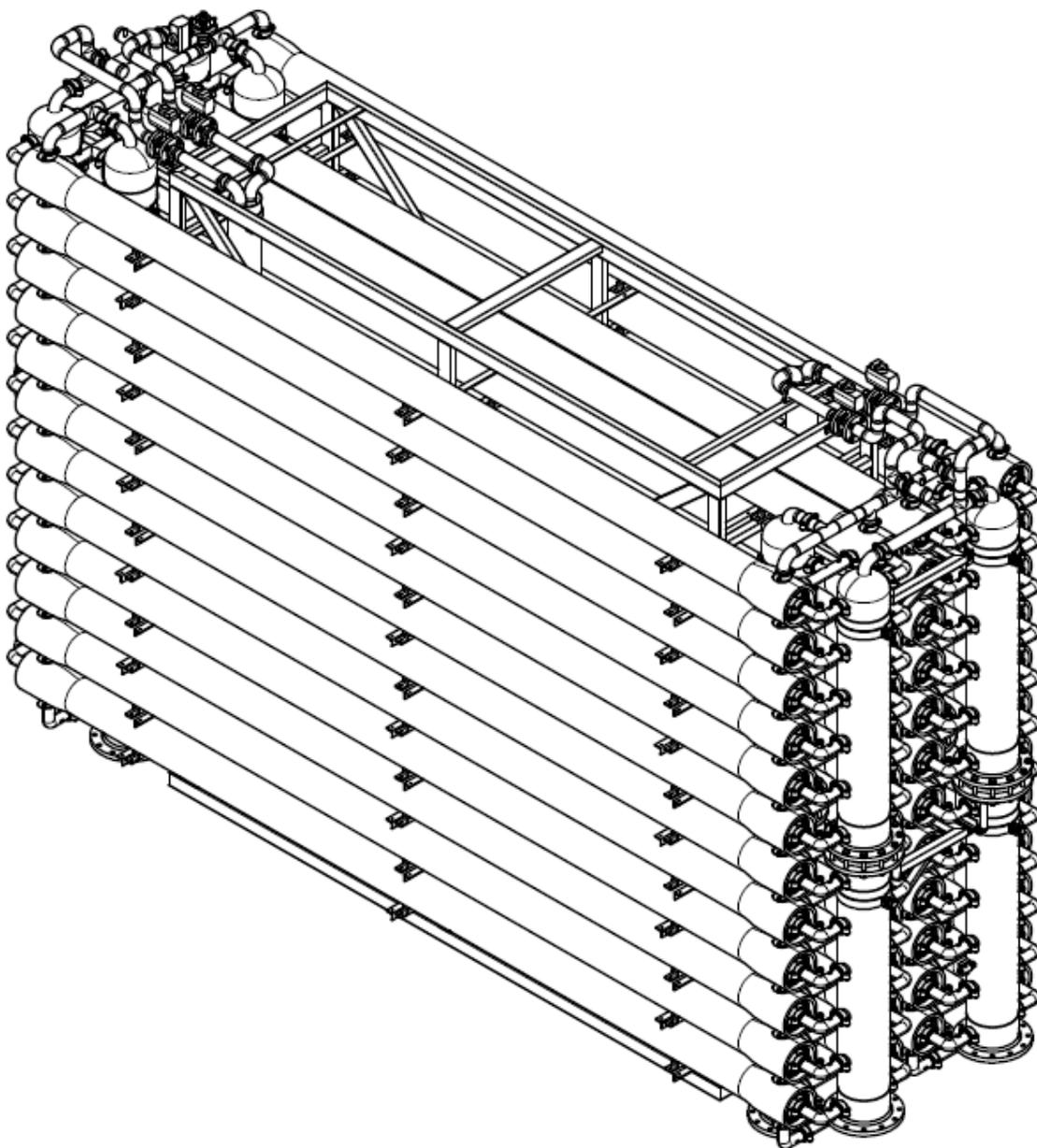


Figura 47 Bastidor de UF, (Filisofía de control de la planta)

El CEB se realiza una vez al día por cada bastidor y tiene una duración total aproximada de 25 minutos. La dosificación de químicos se realiza de la siguiente forma:

Se realiza un contralavado para eliminar las partículas que contentan las membranas durante el último filtrado.

Con las bombas de contralavado arrancadas, se inyectan los químicos desde bombas dosificadoras del edificio de químicos hasta la línea de contralavado de los bastidores.

El químico tardará un tiempo en alcanzar el bastidor desde que es impulsado por las bombas, tras entrar en él y recorrerlo, pasará a salir del bastidor.

Es en ese momento cuando se sabe a ciencia cierta que el bastidor está lleno con agua y químico y es entonces cuando se debe parar la dosificación y pasar al tiempo de remojo de 10 minutos.

El hecho de que los bastidores estén a una distancia diferente del punto de dosificación de químico, hace que el tiempo necesario para que éste alcance cada bastidor sea variable. Cuanto más cercano esté el bastidor del punto de inyección de químicos, menor será el tiempo que tarde éste en alcanzar el bastidor.

Se disponen de dos tiempos durante la dosificación:

Tiempo de dosificación: Es el tiempo durante el cual, la bomba de químico está arrancada y se está inyectando químico a la corriente. Este tiempo se puede ajustar con el objetivo de ampliar la longitud de tubería cargada de químico que viajará al bastidor.

Tiempo de postdosificación: Es el tiempo durante el cual, las bombas de contralavado permanecen aun funcionando pero las de químico no, con el objetivo de empujar al químico hasta el bastidor. Su ajuste es bastante importante para asegurar un buen remojo, si el químico no permanece dentro del bastidor, la limpieza no será efectiva.

El objetivo de este ajuste es asegurar que la dosificación de químicos va a permanecer dentro del bastidor en el momento de enjuague. La forma de trabajar del sistema se basa en una dosificación de 35 segundos (ajustable) de hipoclorito sódico y sosa en primer lugar, dándose un tiempo de enjuague de 10 minutos. Transcurrido este tiempo, tendrá lugar un lavado en el bastidor y tras ello se dosificará ácido sulfúrico con un tiempo de enjuague de otros 10 minutos. El ajuste consiste en analizar las condiciones iniciales en las que se encuentra cada bastidor en cuanto a concentración de cloro libre y pH básico aportado por la mezcla con sosa en el primer paso del CEB, y en cuanto al pH aportado por el ácido sulfúrico en el segundo paso y conseguir que la máxima cantidad de cada químico permanezca dentro del bastidor durante el tiempo de enjuague.

Teniendo en cuenta que la concentración ideal de cloro durante el tiempo de enjuague en el bastidor debe ser de 200 ppm, se realiza un ajuste de tiempos de postdosificación para conseguir asegurar que todo el químico dosificado permanezca en el interior durante los 10 minutos de enjuague. En la siguiente tabla se muestra la comparación entre las condiciones iniciales de cada bastidor y las condiciones actuales tras el ajuste.

Bastidor	Hipoclorito sódico + Sosa								Ácido sulfúrico			
	Inicial		Ajustado		Inicial		Ajustado		Inicial		Ajustado	
	Cl in	Cl out	Cl in	Cl out	Ph in	Ph out	Ph in	Ph out	Ph in	Ph out	Ph in	Ph out
1	164	164	201	189	9,11	8,98	9,54	9,63	3,40	2,10	1,66	1,79
2	90	199	177	181	8,88	9,70	9,58	9,64	3,46	1,76	1,80	1,68
3	188	150	182	180	9,76	9,32	9,70	9,51	1,89	2,37	1,87	1,94
4	150	192	156	179	9,49	9,64	9,71	9,73	2,84	1,88	1,78	1,85
5	135	185	177	181	9,10	9,66	9,66	9,69	2,60	2,04	1,92	1,86
6	100	189	200	205	8,95	9,44	9,39	9,51	3,11	2,07	1,80	1,77
7	210	207	210	207	9,67	9,55	9,67	9,55	1,99	1,89	1,99	1,89
8	65	140	211	222	8,66	9,19	9,59	9,46	4,66	3,23	1,95	1,98
9	192	79	206	198	9,47	8,66	9,68	9,66	2,24	3,76	1,88	1,90

10	149	188	188	192	9,04	9,21	9,39	9,40	2,59	1,96	1,75	1,67
11	37	28	185	183	8,51	8,25	9,43	9,40	5,89	6,10	1,78	1,69
12	121	97	194	191	9,13	9,02	9,45	9,37	3,77	4,21	1,65	1,58
13	200	202	200	202	9,45	9,50	9,45	9,50	1,83	1,71	1,83	1,71
14	110	127	187	192	8,76	8,97	9,20	9,28	2,66	2,86	1,79	1,92
15	33	37	189	195	8,32	8,42	9,22	9,36	4,64	5,88	1,89	1,87
16	17	22	190	192	8,15	8,33	9,30	9,33	7,44	6,37	1,76	1,49
17	15	27	201	203	8,18	8,38	9,45	9,42	5,89	5,43	1,68	1,63
18	205	203	205	203	9,55	9,59	9,55	9,59	1,65	1,57	1,65	1,57
19	128	150	196	198	9,10	9,21	9,48	9,67	2,44	2,13	1,89	1,84
20	29	77	201	202	8,32	8,50	9,44	9,60	5,37	3,64	1,93	2,00
21	103	145	207	205	8,88	8,94	9,47	9,50	2,58	2,36	1,77	1,74

Tabla 25 Ajuste del CEB en el edificio 1

Bastidor	Hipoclorito sódico + Sosa								Ácido sulfúrico			
	Inicial		Ajustado		Inicial		Ajustado		Inicial		Ajustado	
	Cl in	Cl out	Cl in	Cl out	Ph in	Ph out	Ph in	Ph out	Ph in	Ph out	Ph in	Ph out
1	154	179	194	192	9,25	9,04	9,55	9,60	3,66	1,95	1,77	1,83
2	196	199	196	199	9,53	9,70	9,53	9,70	2,05	1,96	2,05	1,96
3	153	178	200	198	9,03	9,27	9,58	9,62	2,74	2,40	1,79	1,81
4	111	158	202	200	8,92	9,30	9,62	9,71	3,30	3,52	1,94	2,01
5	135	174	200	202	9,11	9,47	9,59	9,53	3,63	2,14	1,99	2,00
6	198	200	198	200	9,50	9,66	9,50	9,66	2,10	1,97	2,10	1,97
7	195	194	195	194	9,71	9,66	9,71	9,66	1,85	1,87	1,85	1,87
8	159	196	196	194	9,38	9,46	9,49	9,55	2,17	2,00	1,98	1,96
9	177	144	196	190	9,40	9,03	9,64	9,47	2,03	4,06	1,99	2,00
10	197	190	197	190	9,56	9,66	9,56	9,66	1,97	1,79	1,97	1,79
11	174	134	197	194	9,37	9,15	9,62	9,70	2,17	4,10	1,81	1,79
12	197	194	197	194	9,65	9,72	9,65	9,72	1,97	1,88	1,97	1,88
13	170	142	198	198	9,32	8,98	9,55	9,47	2,14	2,87	1,87	1,86
14	193	195	193	195	9,47	9,66	9,47	9,66	1,96	1,95	1,96	1,95
15	176	150	199	197	9,09	9,00	9,31	9,50	2,22	2,14	1,97	1,96
16	177	140	200	201	9,34	8,87	9,57	9,74	2,51	2,78	2,00	1,96
17	144	175	201	207	8,91	9,09	9,47	9,58	3,94	2,41	1,91	1,80
18	188	154	194	191	9,35	9,30	9,54	9,60	2,09	2,03	1,92	1,96
19	172	142	195	195	9,36	9,14	9,42	9,57	2,07	2,34	1,87	1,92
20	187	151	197	196	9,77	9,39	9,63	9,60	1,96	2,37	1,94	1,96
21	202	201	202	201	9,66	9,74	9,66	9,74	1,88	1,97	1,88	1,97

Figura 48 Ajustes del CEB en el edificio 2

Siendo

Cl in la cantidad de cloro tomada en la muestra de la entrada del bastidor justo después de comenzar el tiempo de enjuague

Cl out la cantidad de cloro tomada en la muestra de la salida del bastidor justo después de comenzar el tiempo de enjuague

pH in el pH tomado en la muestra de la entrada del bastidor justo después de comenzar el tiempo de enjuague

pH in el pH tomado en la muestra de la salida del bastidor justo después de comenzar el tiempo de enjuague

La toma de muestras se realiza en la entrada y salida de las líneas de contralavado del bastidor, en dos puntos de muestreo. Justo al comienzo del tiempo de remojo se toma una muestra en la zona de entrada y en la de salida del bastidor y se miden los parámetros de cloro libre y pH, se puede dar los siguientes casos:

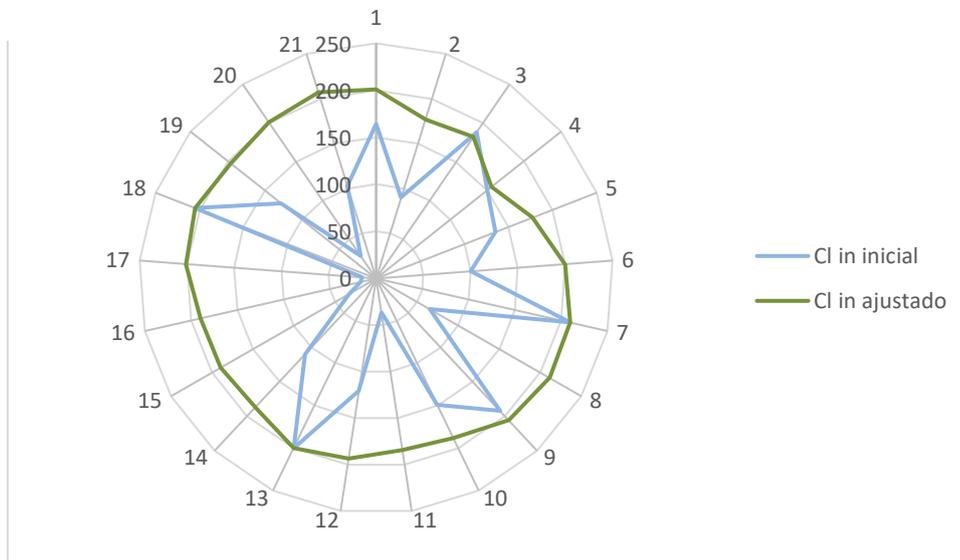
Que en la entrada los valores sean pobres y en la salida altos, lo que significa que el químico ha entrado al bastidor y en el momento del cierre de válvulas ya estaba saliendo, lo que implica que habría que reducir el tiempo de postdosing

Que en la entrada los valores fuesen altos y en la salida bajos, lo que significaría que el químico no ha entrado completamente al bastidor, se debe aumentar el tiempo de postdosificación

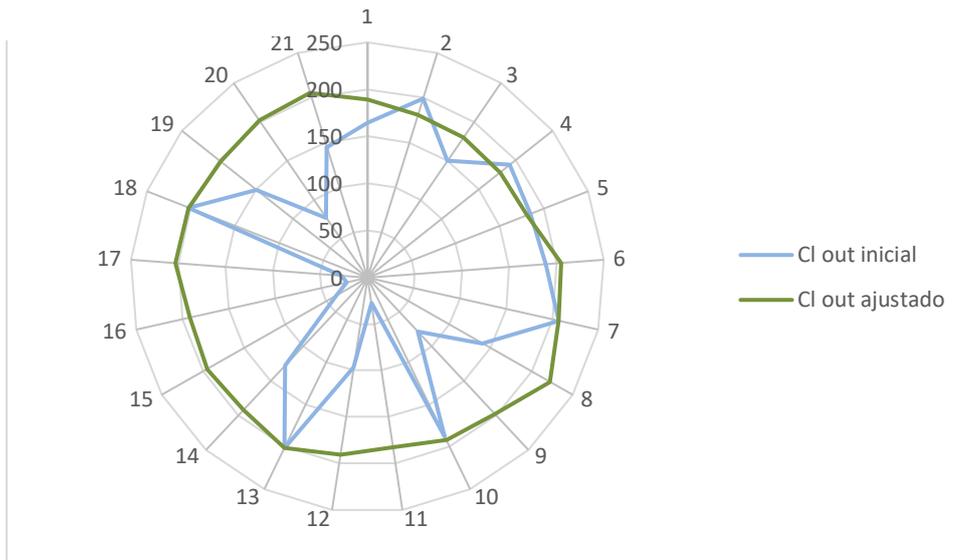
Que en la entrada y salida los valores sean pobres, lo que significaría que todo el químico ha salido del bastidor o que ni siquiera ha llegado a entrar. En este caso sería conveniente tomar muestras durante el tiempo de dosificación para saber si el químico pasa por el bastidor o no antes de cerrarse las válvulas.

Que la entrada y salida tengan valores aceptables, lo que implica que el químico permanece dentro del bastidor y se realizará correctamente la función de remojo.

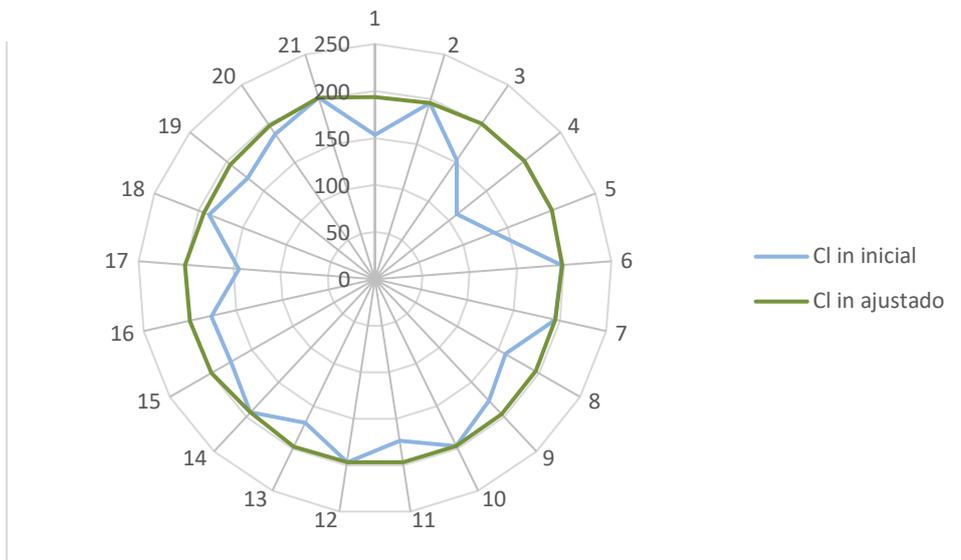
Analizando gráficamente los cambios, se aprecia la diferencia entre la situación que se tenía antes y después del ajuste. Las concentraciones de cloro libre en la entrada y salida del bastidor no eran las idóneas y se estaba perdiendo eficiencia en la limpieza y con ello desperdiciando un coste de químico importante. En el caso del ácido sulfúrico el pH no siempre estaba siendo el óptimo, en ocasiones no tenía tiempo suficiente para atravesar todo el bastidor y llegar a la salida y en otras el tiempo era tan grande que entraba y salía del bastidor, quedando un pH alto durante el tiempo de enjuague.



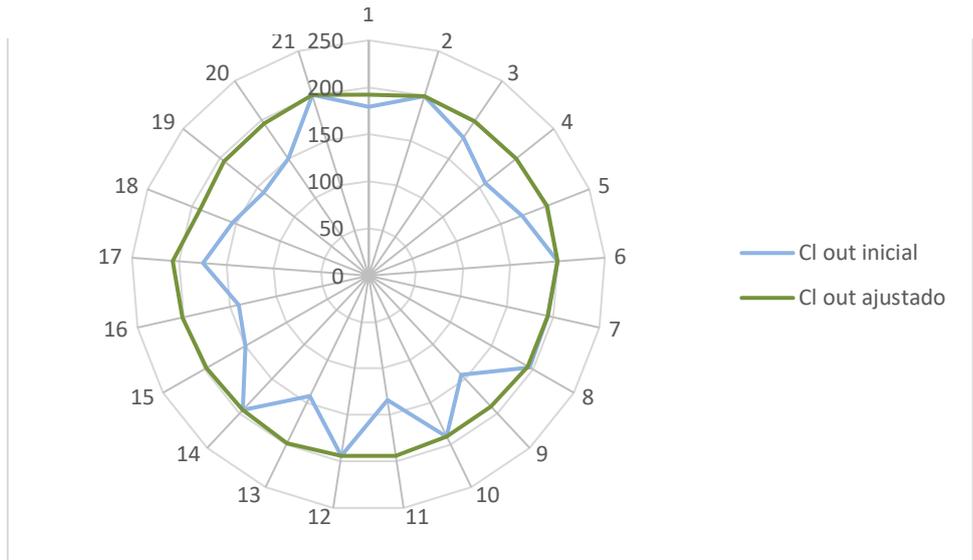
Gráfica 3 Ajuste de cloro libre a la entrada (Edificio 1)



Gráfica 4 Ajuste de cloro libre a la salida (Edificio 1)

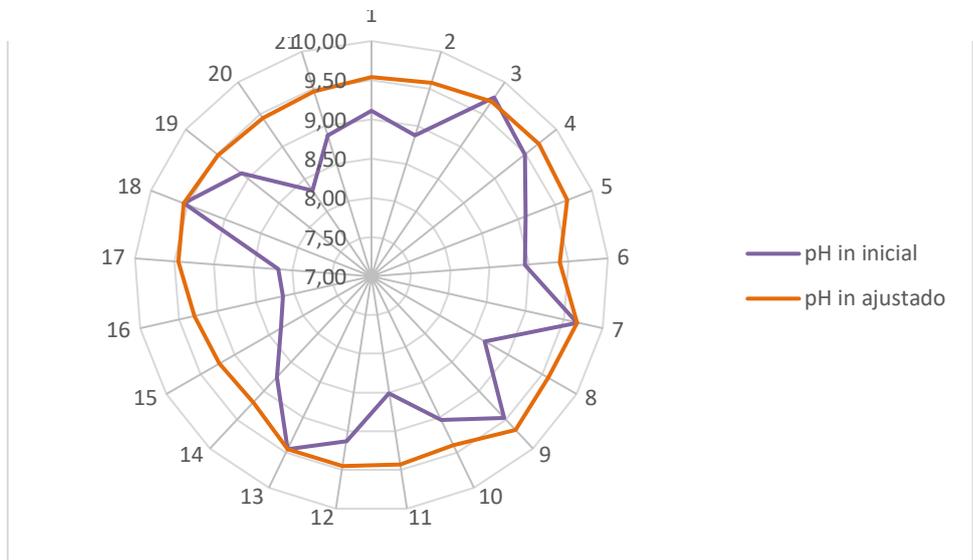


Gráfica 5 Ajuste de cloro libre a la entrada (Edificio 2)

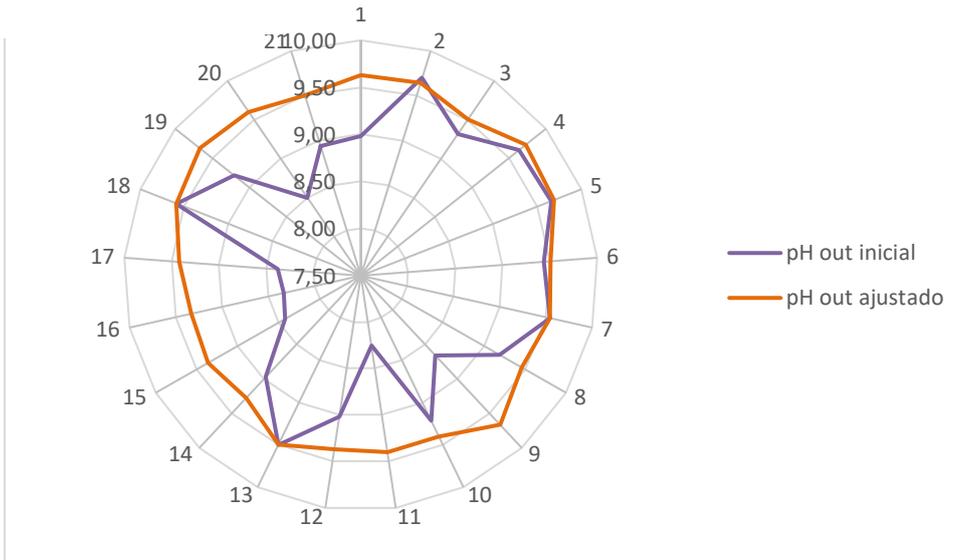


Gráfica 6 Ajuste de cloro libre a la salida (Edificio 2)

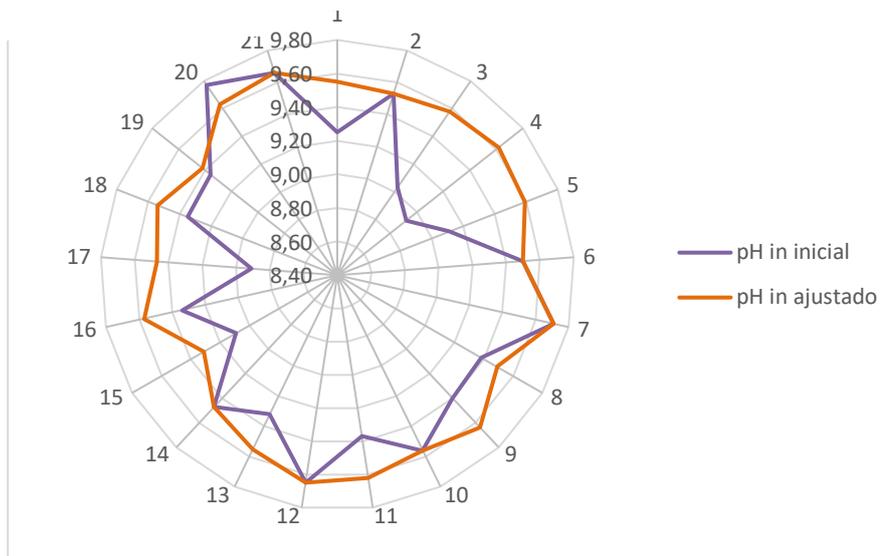
En cuanto a las concentraciones de cloro libre en la entrada y salida del bastidor, ajustando el tiempo de pososificación se ha conseguido optimizar el tiempo de enjuague. Se ha asegurado que la cantidad de cloro a la entrada y salida del bastidor son correctas, por lo tanto la que queda retenida también lo será. En el edificio 1 las concentraciones iniciales estaban más dispares que en el edificio 2, provocando una peor calidad de CEB.



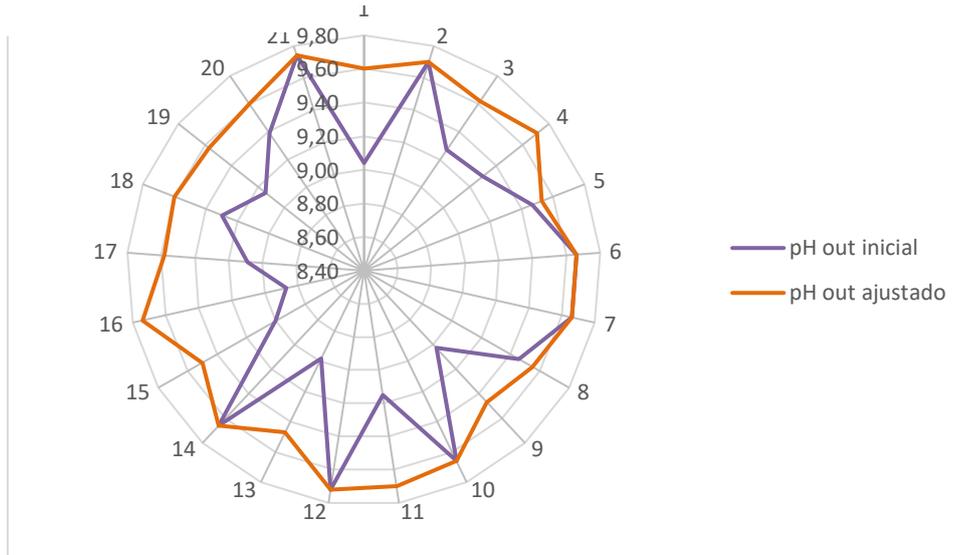
Gráfica 7 Ajuste del pH de la sosa a la entrada (Edificio 1)



Gráfica 8 Ajuste del pH de la sosa a la salida (Edificio 1)

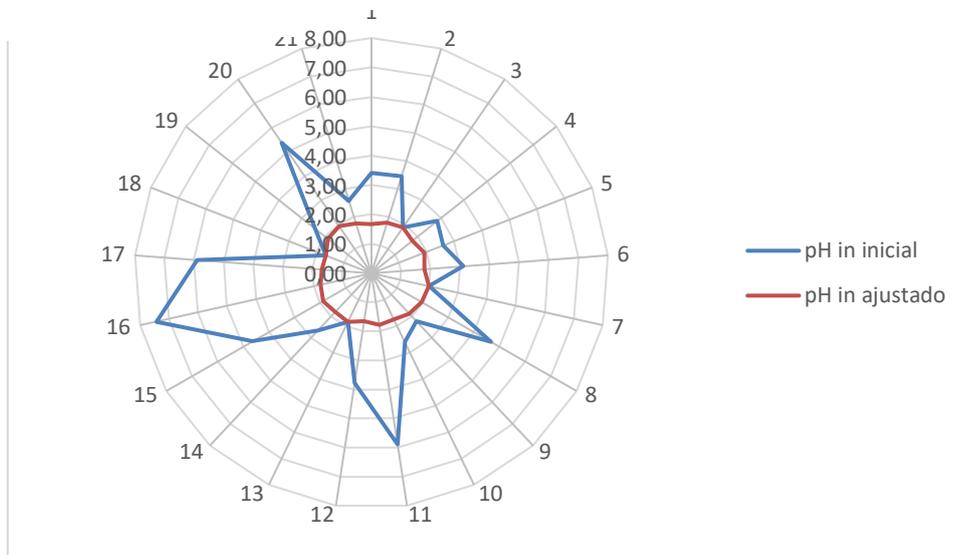


Gráfica 9 Ajuste del pH de la sosa a la entrada (Edificio 2)

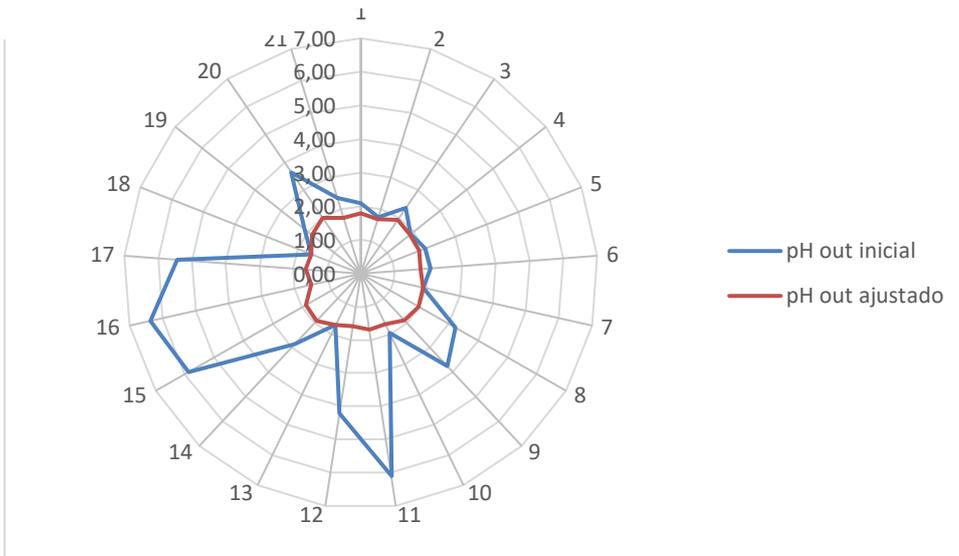


Gráfica 10 Ajuste del pH de la sosa a la salida (Edificio 2)

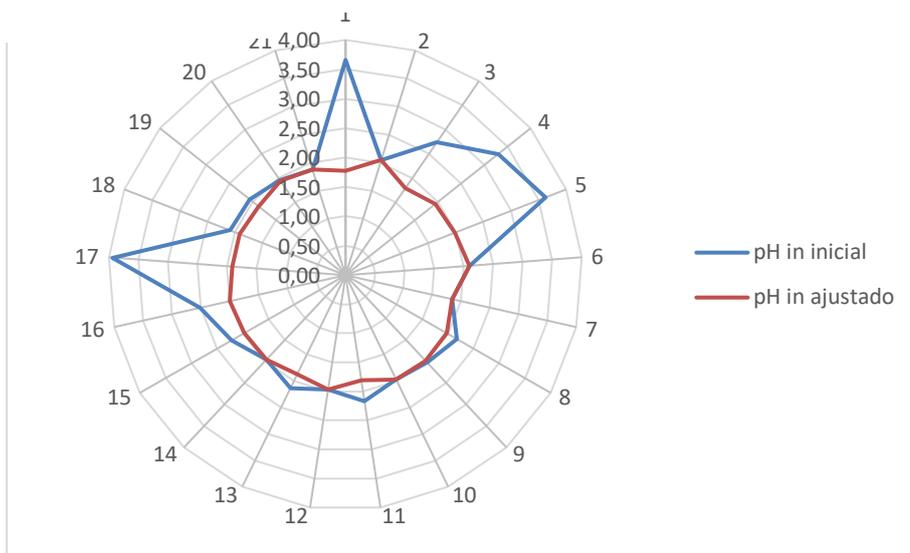
Al ajustar los tiempos, también se aprecia como el pH aportado por la sosa se mantiene constante en valores superiores a 9. Esto ayudará a que el efecto del hipoclorito no sea perjudicial para las membranas. Se aprecia como en el edificio 2 los pH de sosa iniciales eran menos constantes que en el edificio 1. Tras el ajuste todos han quedado en un valor cercano a 9,5.



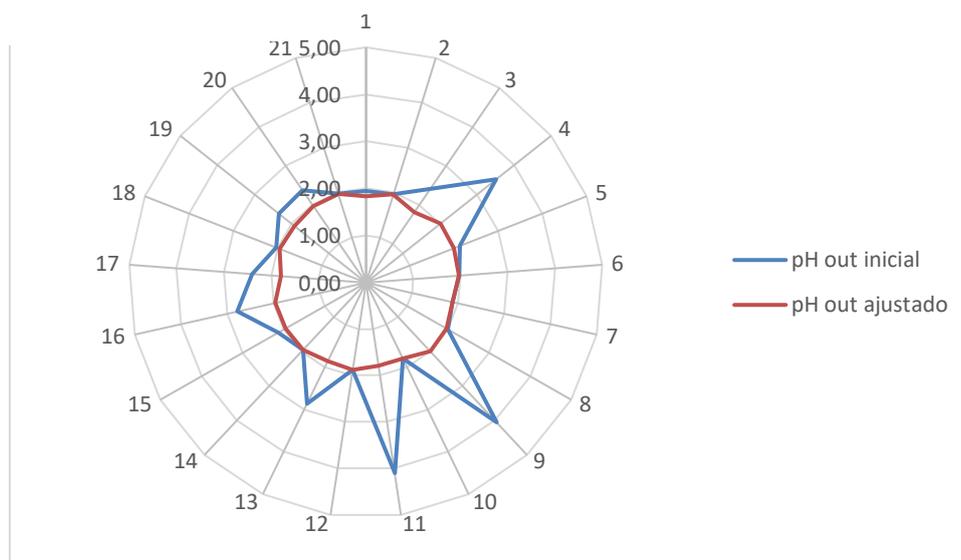
Gráfica 11 Ajuste del pH del ácido a la entrada (Edificio 1)



Gráfica 12 Ajuste del pH del ácido a la salida (Edificio 1)



Gráfica 13 Ajuste del pH del ácido a la entrada (Edificio 2)



Gráfica 14 Ajuste del pH del ácido a la salida (Edificio 2)

En el último paso, la dosificación de ácido sulfúrico, se han ajustado los tiempos para que el pH que quede en el interior de las membranas sea de 2, realizando así propiamente su función. En el edificio 2, los valores antes del ajuste eran bastante mejores que en el edificio 1, se estaban realizando limpiezas de mayor calidad ya que se daba un menor pH en el interior del bastidor en cada enjuague.

Este ajuste ha conseguido optimizar las recuperaciones de los bastidores de ultrafiltración tras las limpiezas diarias de CEB, consiguiendo reducir el número de limpiezas del tipo CIP y con ello el coste de operación de la planta. Tras ello, solo queda realizar un seguimiento mensual de lecturas de varios bastidores aleatoriamente para confirmar que se siguen dando valores óptimos. Como otro posible caso de estudio, existiría la posibilidad de estudiar el impacto que tendría reducir la concentración de hipoclorito en los bastidores de 200 ppm a 150 ppm por ejemplo, y observar la diferencia de las recuperaciones y con ello el impacto económico que supondría. Entre otras, se podrían cambiar los tiempos de enjuague de los bastidores, pasar de 10 a 15 minutos.

Con respecto al ajuste, se han tenido en cuenta las siguientes consideraciones:

Pureza del tanque: El hipoclorito sódico pierde calidad conforme pasa el tiempo, por lo que es necesario medir la pureza del hipoclorito almacenado antes de realizar las pruebas. Como estas pruebas se hacían en días diferentes, se ha realizado una medida de la pureza en el inicio de cada día de muestreo.

Concentración: A partir de la pureza del tanque y la densidad del hipoclorito, se obtiene la concentración. Eso ayudará al cálculo del caudal requerido para conseguir el objetivo de 200 ppm.

Caudal requerido: Hace referencia a, basado en la concentración actual de tanque, el caudal que sería necesario dosificar para que se pudiesen conseguir las 200 ppm en la línea

Caudal real: La velocidad de las bombas dosificadoras de hipoclorito sódico se ajustan manualmente con la frecuencia de la bomba. El valor de caudal no siempre es exactamente el requerido, de ahí que se tenga en cuenta la diferencia entre ambos y que se conozcan los límites de concentración de cada prueba independiente.

Máxima concentración: Basado en el caudal real dado por la bomba, hace referencia a la máxima concentración que se obtendrá en la línea.

Cloro entrada/salida: Son las lecturas de cloro libre tomadas en la línea de entrada y salida del bastidor a estudiar durante el momento de remojo.

pH entrada/salida: Lecturas de pH en las líneas de entrada y salida del bastidor en la parte primera del CEB (hipoclorito y sosa).

Tiempo de dosificación: Tiempo que funciona la bomba dosificadora

Tiempo de postdosificación: Tiempo empleado para empujar el químico desde el punto de dosificación al bastidor concreto.

pH entrada/salida: Son las lecturas de pH de la segunda parte del CEB (ácido sulfúrico)

BASTIDOR 01 EDIFICIO 1				
Ajuste	1	2	3	4
Pureza del tanque (%)	7,00	7,00	7,00	7,00
Concentración (g/l)	87,50	87,50	87,50	87,50
Caudal requerido (m ³ /h)	3,02	3,02	3,02	3,02
Caudal real (m ³ /h)	3,10	2,90	2,80	3,10
Máxima concentración (ppm)	205,49	192,23	185,61	205,49
Cloro entrada (ppm)	164,30	175,00	190,00	201,00
Cloro salida (ppm)	164,40	130,00	126,00	189,00
Ph entrada	9,11	9,33	9,55	9,54
Ph salida	8,98	8,91	9,10	9,63
Tiempo de dosificación (s)	35,00	35,00	35,00	35,00
Tiempo de postdosificación (s)	15,00	7,00	10,00	12,00
Ph entrada	3,40	1,73	1,69	1,66
Ph salida	2,10	2,00	1,82	1,79

Tabla 26 Ejemplo ajuste bastidor 1 (Edificio 1)

4.2 Optimización de limpiezas intensivas (CIP) en membranas de ultrafiltración

En el caso estudio se va a analizar la comparativa entre cuatro tipos de limpiezas CIP realizadas en los bastidores de UF a lo largo de varios meses. El objetivo consiste en conocer la capacidad de limpieza de los diferentes químicos usados después de haberse realizado el lavado. Los indicadores principales en los que se puede apreciar si la limpieza ha sido aceptable o no son la TMP y la permeabilidad del bastidor, la limpieza se puede considerar más efectiva cuanto menor sea la TMP y mayor sea la permeabilidad tras el lavado. Para realizar los diferentes lavados, se fijaron unos patrones de limpiezas basados en tiempos de circulación y tiempos de remojo. Durante la circulación el químico viaja desde el tanque hasta el bastidor y realiza el camino de vuelta al tanque de nuevo, todo ello impulsado por una bomba. Durante el tiempo de remojo se consigue mantener parte del volumen de químico usado dentro del bastidor durante un tiempo determinado, con el fin de dejar reaccionar en estado de reposo al químico con la suciedad de las membranas. El caudal mantenido durante la circulación es de 300 m³/h.

En la tabla 27 se muestran los tiempos seleccionados para cada tipo de limpieza, haciendo un total de 3 horas excepto en el caso D, donde se probó con ampliar una hora más el tiempo total de la limpieza, pensando en sacar más rendimiento al aumento de concentración que se lleva a cabo en este procedimiento.

Procedimiento	Circulación	Primer remojo	Recirculación	Segundo remojo	Tiempo total(h)
A	0,5	1	0,5	1	3
B	1	1	0,5	0,5	3
C	1	0,5	0,5	1	3
D	1	1	1	1	4

Tabla 27 Tiempos de CIP según procedimiento

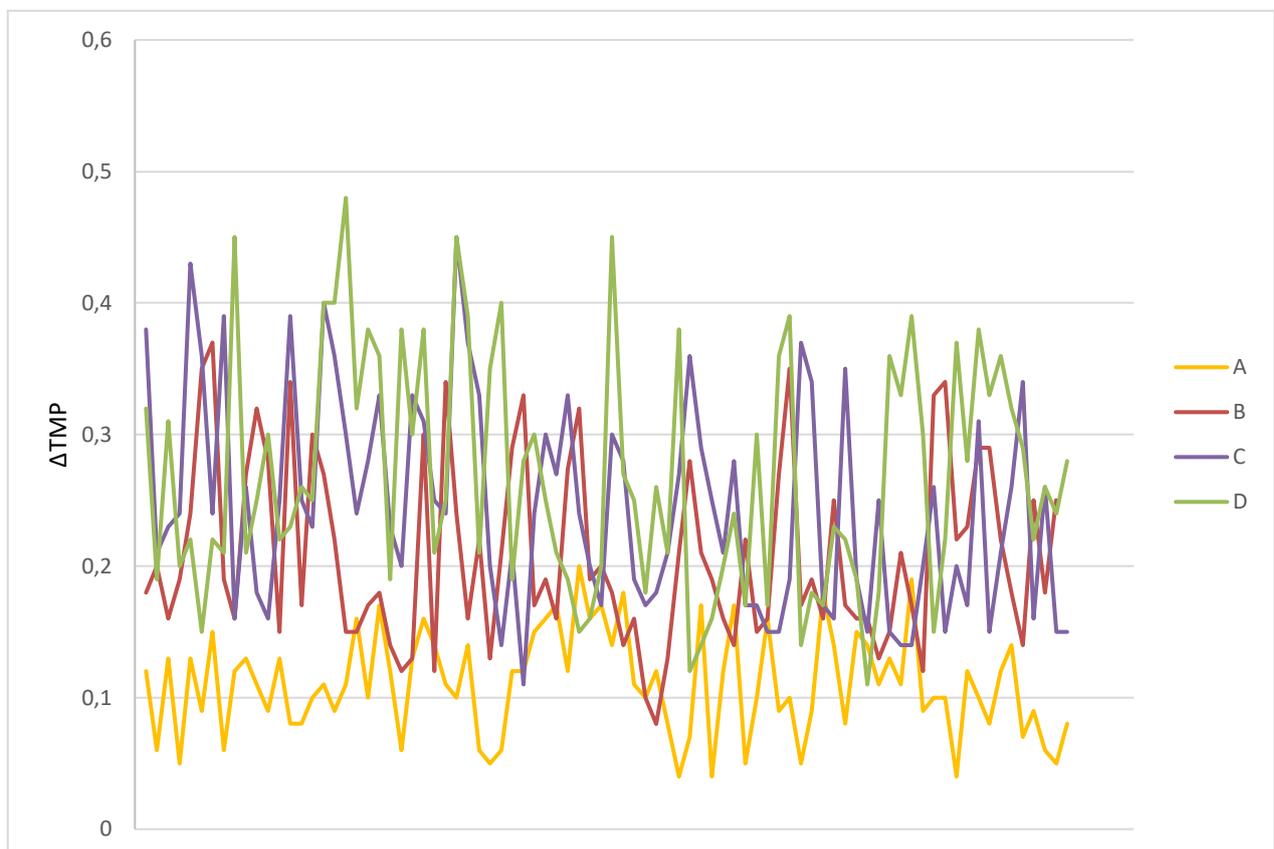
Para analizar correctamente la diferencia entre los cuatro métodos, se va a tener en cuenta el coste de cada uno, con el objetivo de sacar una comparativa también económica entre ellos. Los químicos usados en cada procedimiento y su coste se muestran a continuación, además de los datos de la recuperación media de cada procedimiento.

Procedimiento	Químico usado	pH	Coste(\$/CIP)	Recuperación media	
				TMP (bar)	PERM (lmh/bar)
A	175 kg SMBS + HCL	2	125	0,11	57
B	125 kg Cítrico + HCL	2	200	0,21	88
C	125 kg Oxálico + 50 kg Ascórbico	Bajo	300	0,25	153
D	175 kg Oxálico + 75 kg Ascórbico	Bajo	440	0,27	157

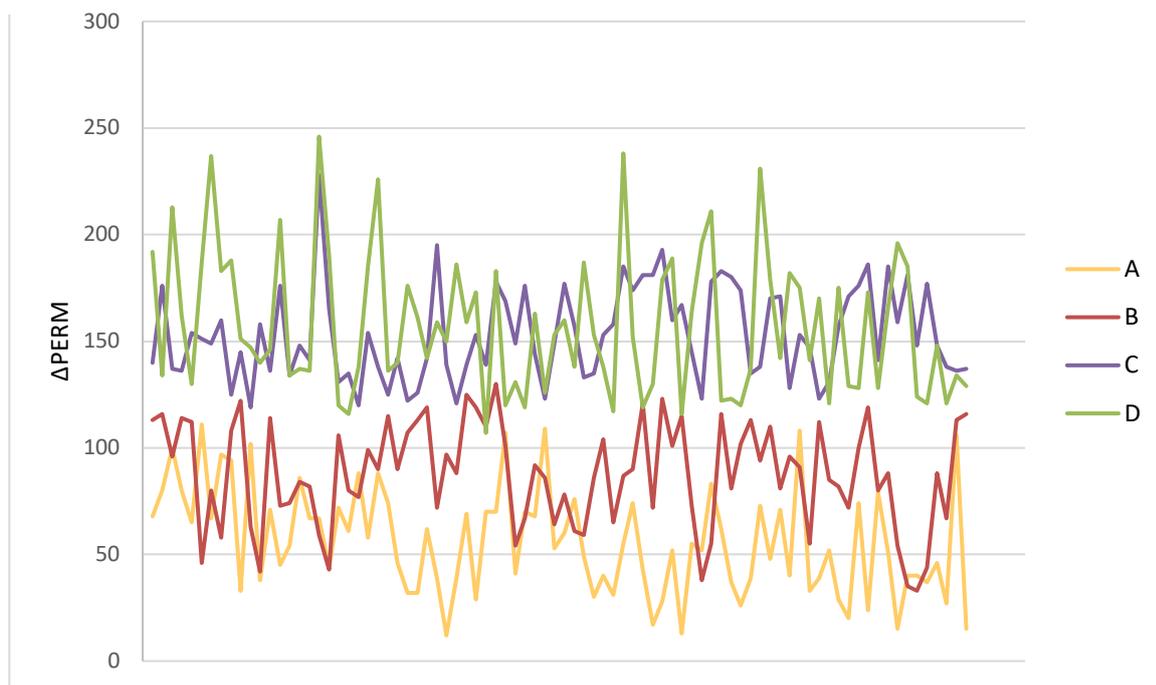
Tabla 28 Químico usado por procedimiento, coste y recuperación

En los procedimientos A y B, se usa HCl para ajustar el pH de la solución a 2. En los procedimientos C y D no será estrictamente necesario mantener el pH de 2, el pH que mantiene la solución de ambos ácidos es bajo.

Entrando en el análisis, en las gráficas 20 y 21 se muestra una comparativa entre la recuperación de TMP y de permeabilidad de los bastidores, cuyas limpiezas han sido realizadas dos veces con cada químico en fechas lo suficientemente espaciadas en el tiempo como para que el bastidor volviese a acumular suciedad. Se analizan un total de 84 limpiezas por cada procedimiento, correspondientes a dos limpiezas por bastidor, de un total de 42 bastidores (21 por edificio). En la gráfica se aprecia como las limpiezas de los procedimientos A y B presentan una recuperación de TMP y de permeabilidad menor que las de los procedimientos C y D.



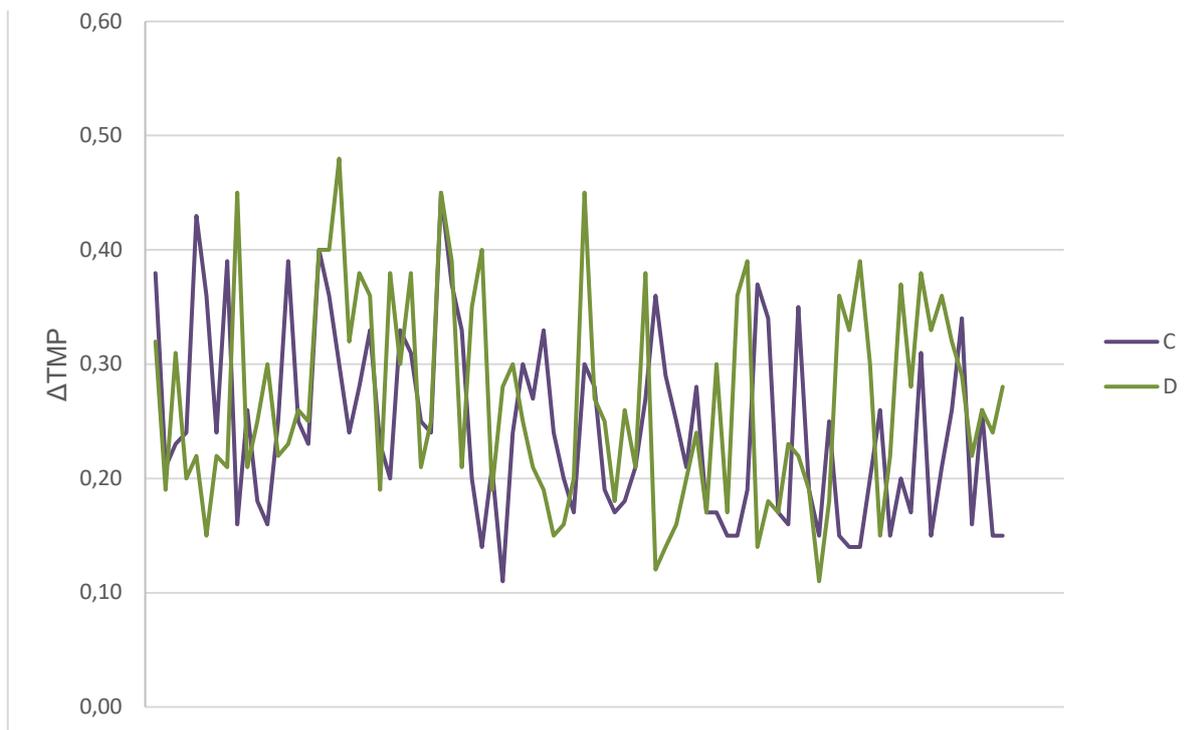
Gráfica 15 Comparativa de recuperación de TMP



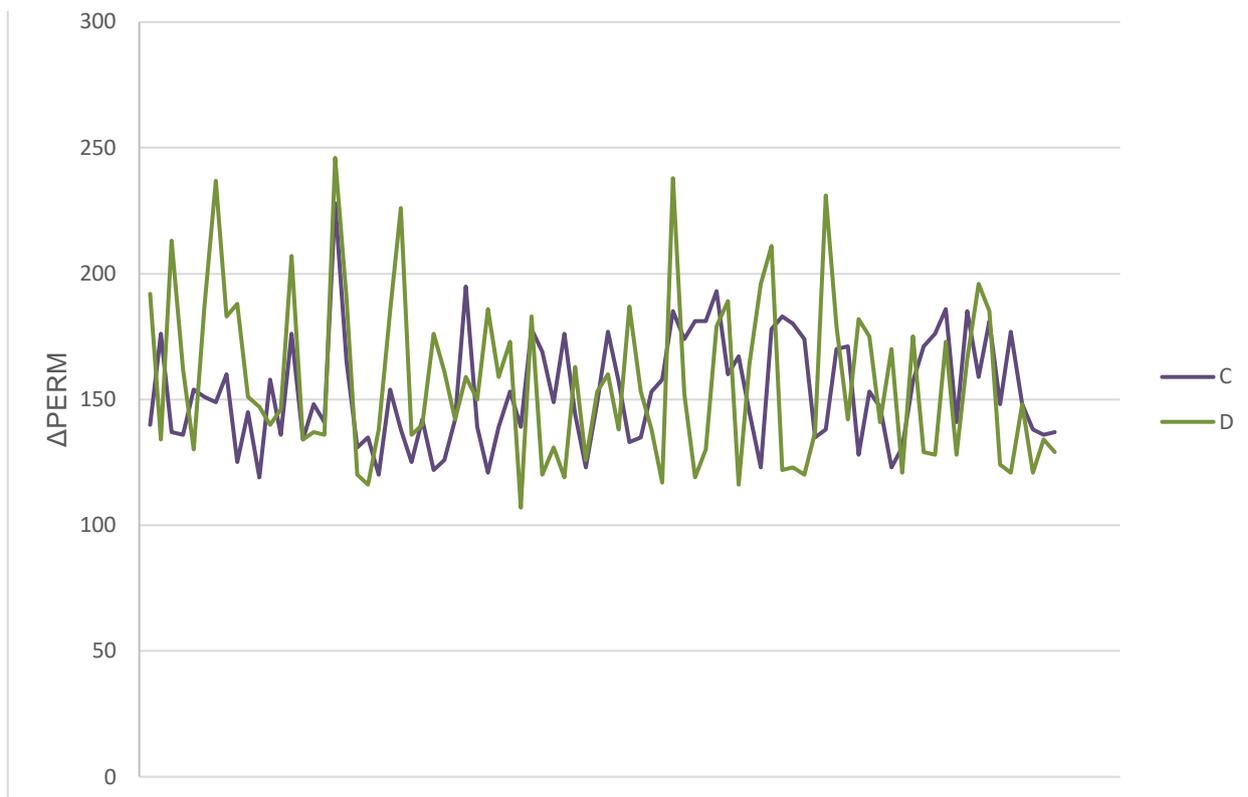
Gráfica 16 Comparativa de recuperación de permeabilidad

La diferencia en las recuperaciones de permeabilidad tras las limpiezas son aun más claras entre las de tipo A y B con las de C y D.

Pasando a analizar más detenidamente los procedimientos C y D entre sí, se obtiene que no hay una diferencia significativa en la recuperación tras la limpieza por el hecho de aumentar la concentración de la cantidad de ácido ascórbico y oxálico y de aumentar el tiempo total de la limpieza. Como se mencionó anteriormente en la tabla 28, la recuperación media del procedimiento C en términos de TMP es de 0,25 bares, mientras que la del procedimiento D es de 0,27 bares, habiendo una diferencia del 7,4% entre uno y otro. En términos de permeabilidad, la recuperación media en el procedimiento C es de 153 lmh/bar mientras que en el D es de 157 lmh/bar, habiendo una diferencia del 2,5% entre ambos.



Gráfica 17 Recuperación de TMP de procedimientos C y D



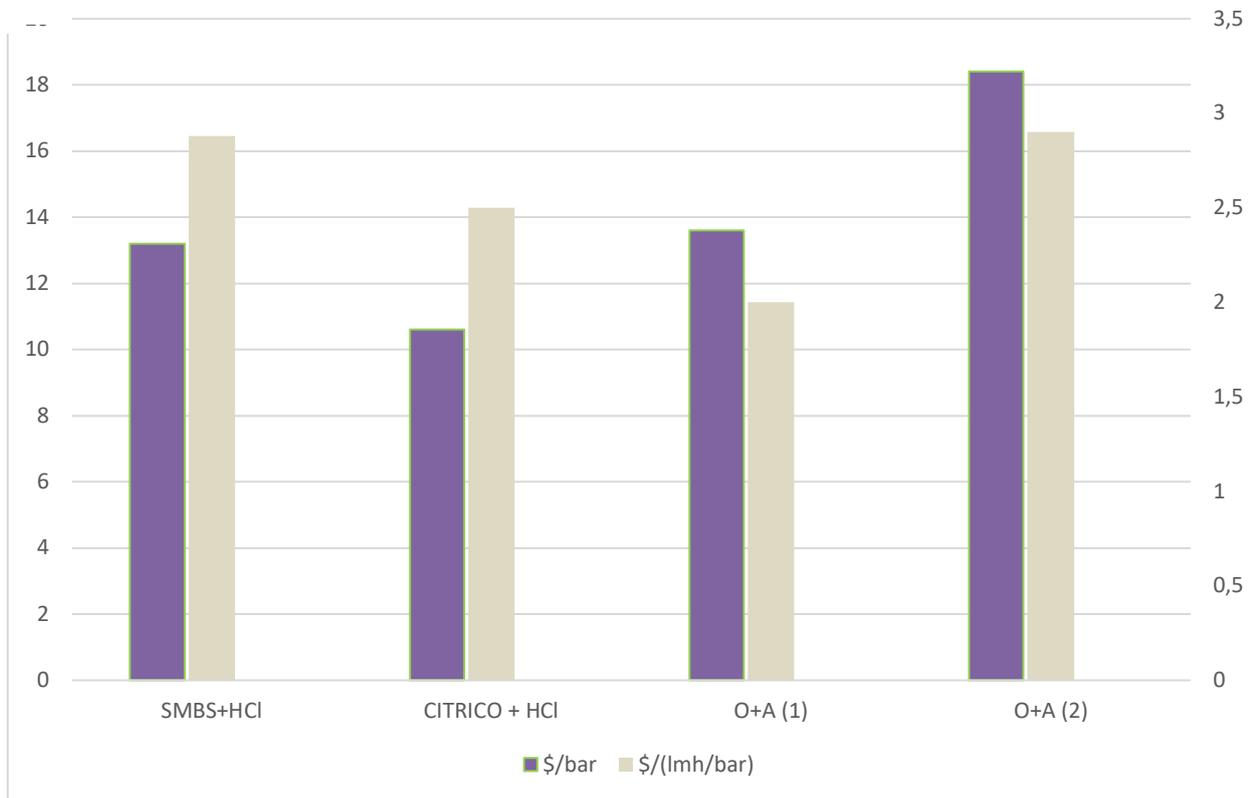
Gráfica 18 Recuperación de permeabilidad de procedimientos C y D

Entrando en la parte económica, en la gráfica 24 se muestra el coste de la recuperación media total de cada procedimiento. Se analiza cuánto ha costado reducir la TMP y aumentar la permeabilidad por unidad en cada procedimiento. En el caso del procedimiento D, se tiene que el coste necesario para reducir la TMP en una

unidad es el mayor de todos, cosa que no interesa en absoluto, indica que la limpieza no es efectiva en términos económicos comparada con la de otros procedimientos.

Comparando los procedimientos C y D, se aprecia como el hecho de aumentar la concentración de químico en el procedimiento D hace que al haber obtenido una recuperación no muy diferente a la del procedimiento C, el coste por unidad recuperada sea muy superior al de éste.

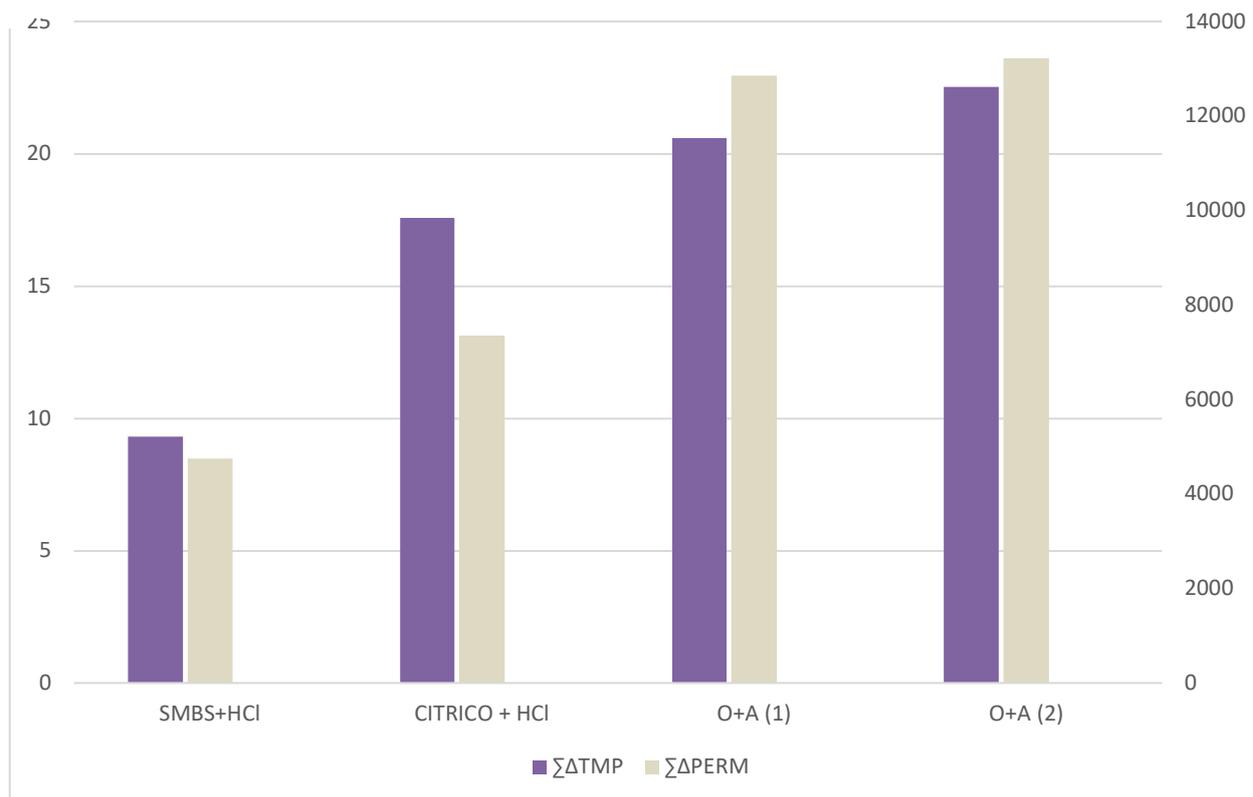
Analizando los procedimientos A y B, el bajo precio del procedimiento A lo hace bastante competitivo en términos económicos, aun teniendo una recuperación baja como se ha visto anteriormente.



Gráfica 19 Coste de recuperación en función del químico usado

Para analizar en términos de recuperación total se va a hacer referencia a la tabla 29, aquí se aprecia claramente una acumulada de la recuperación de TMP y de permeabilidad que se ha llevado a cabo en todos los bastidores en cada procedimiento. Salta a la vista que el procedimiento que más materia logra remover es el D, seguido del C, B y A respectivamente.

En términos de TMP y permeabilidad, se confirma que el procedimiento D es mejor que el C, logrando una ligera aunque mayor recuperación. Entre el procedimiento A y B, se aprecia como usando el ácido cítrico los resultados son bastante mejores que usando SMBS.



Gráfica 20 Sumatorio de recuperaciones según químico usado

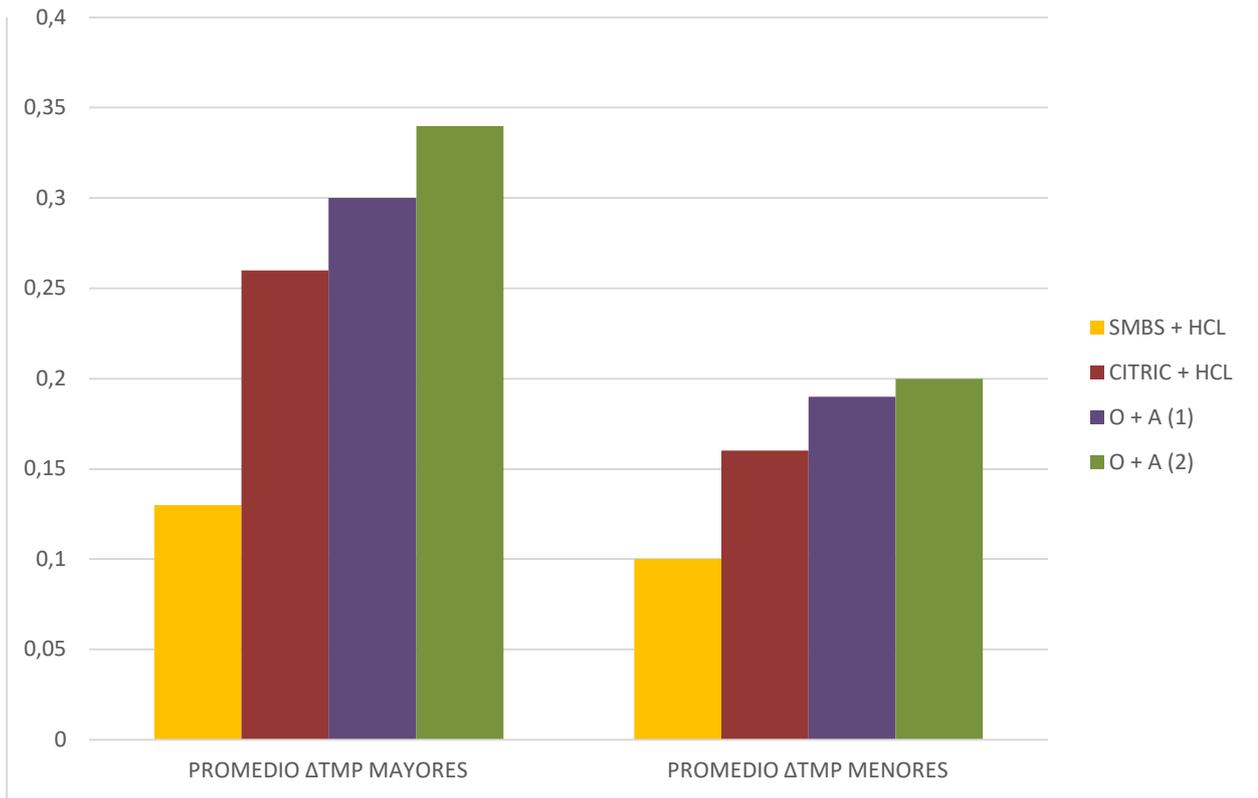
Tras este análisis, se puede determinar que la combinación de ácido ascórbico y oxálico es capaz de limpiar más en profundidad la suciedad acumulada en los bastidores. Comparado con el procedimiento B, el uso de ascórbico y oxálico es más costoso pero consigue una recuperación significativamente mayor empleando el mismo tiempo.

Si se comparan los procedimientos C y D, se determina que es más conveniente optar por el C debido a un menor coste y un menor tiempo de lavado, aunque la recuperación sea ligeramente inferior.

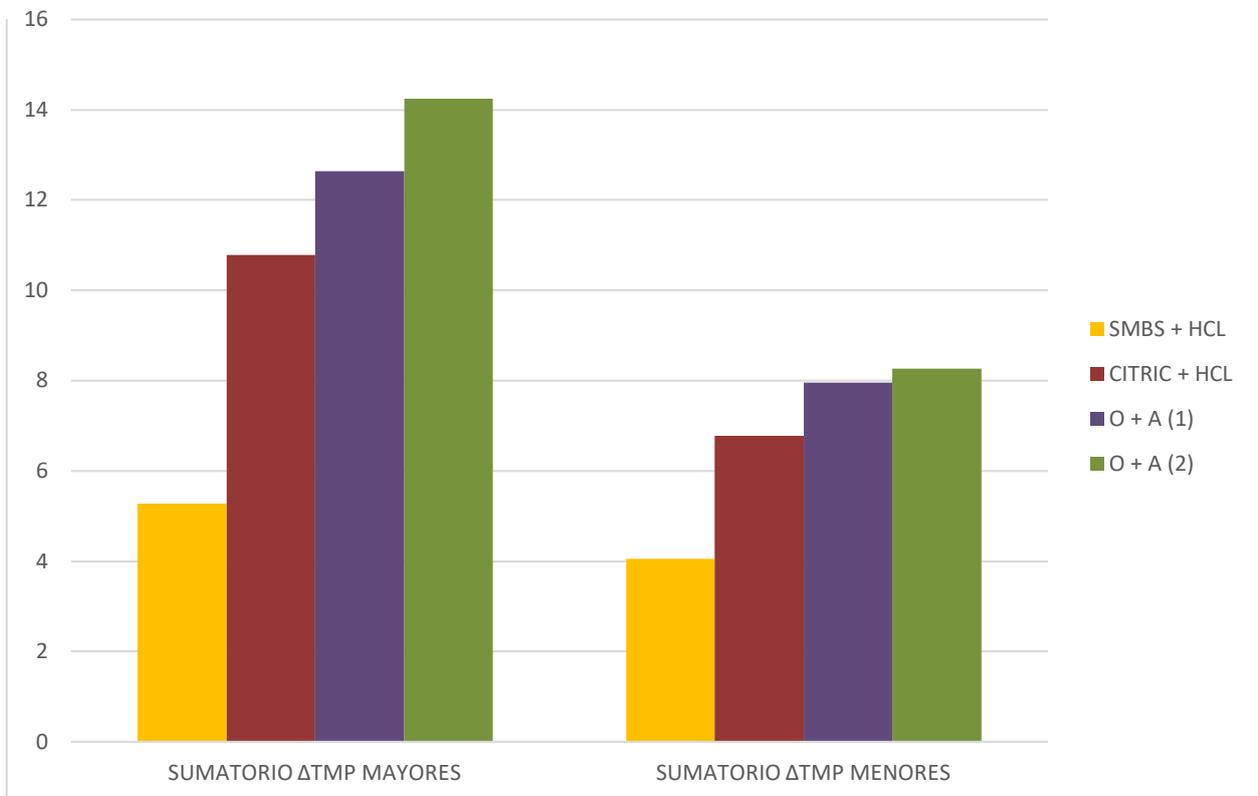
Profundizando más, se pretende conocer en que casos puede ser beneficioso usar un químico u otro dependiendo de las condiciones iniciales en las que se encuentre el bastidor, ordenando las limpiezas realizadas por cada procedimiento en orden de mayor a menor TMP inicial, y haciendo dos grupos de 42 resultados de limpieza cada uno (uno compuesto por las mayores TMP iniciales y otro por las menores) se pretende comprobar si es influyente el estado en el que se encuentra el bastidor a la hora de decidir que tipo de químico usar.

ORDENADO POR TMP DE MAYOR A MENOR				
	MAYORES		MENORES	
	PROMEDIO	SUMATORIO	PROMEDIO	SUMATORIO
	TMP	TMP	TMP	TMP
SMBS + HCL	0,13	5,27	0,10	4,05
CITRIC + HCL	0,26	10,79	0,16	6,78
O + A (1)	0,30	12,64	0,19	7,95
O + A (2)	0,34	14,25	0,20	8,27

Tabla 29 Resultados de ambos grupos



Gráfica 21 Recuperación promedio de TMP



Gráfica 22 Recuperación acumulada de TMP

4.3 Optimización de limpiezas intensivas (CIP) en membranas de ósmosis inversa

Ante un empeoramiento en los parámetros de control de los bastidores de ósmosis, se ha decidido probar con dos tipos de limpiezas con el fin de averiguar cuál es la causa de tal empeoramiento. Se ha probado con una limpieza a bajo pH, que consta de una solución de ácido cítrico al 0,3%, ajustada con HCl para mantener un pH de 2 en todo momento. La otra limpieza es a alto pH, consta de EDTA al 0,3% y NaOH para mantener el pH a 12 en todo momento. El objetivo es comprobar con qué tipo de limpieza existe una mejoría considerable y diagnosticar la raíz del problema actual con el fin de solucionarlo.

En la siguiente tabla se muestran los dos procedimientos usados, el coste de cada uno y la recuperación media que se ha obtenido de cada parámetro.

Procedimiento	Químico usado	pH	Coste(\$/CIP)	Recuperación media (%)		
				Producción	Conductividad	DP
A	500 kg Cítrico + HCl	2	400	5,24	4,84	8,91
B	500 kg EDTA + NaOH	12	700	3,12	3,15	1,09

Tabla 30 Procedimientos de limpieza en membranas de ósmosis

El patrón de limpieza que se ha seguido en cada procedimiento ha sido el siguiente:

Procedimiento	Circulación	Remojo	Recirculación	Remojo	Recirculación	Remojo	Tiempo total(h)
A	1	1	0,5	1	0,5	0,5	4,5
B	1	2	1	2	0,5	-	6,5

Tabla 31 Tiempos de cada procedimiento

Se realizó una limpieza a cada bastidor con cada procedimiento, separado lo suficientemente en el tiempo como para que las condiciones volviesen a empeorar. Los resultados se muestran a continuación:

Procedimiento A: 0,3% Ácido cítrico + HCl				
Bastidor	Producción (m ³ /h)			
	Antes	Despues	Diferencia	%
1	1098	1154	56	5,10
2	1120	1187	67	5,98
3	1148	1195	47	4,09
4	1124	1184	60	5,34
5	1110	1168	58	5,23
6	1132	1178	46	4,06
7	1141	1200	59	5,17
8	1123	1188	65	5,79
9	1117	1182	65	5,82
10	1096	1172	76	6,93
11	1118	1175	57	5,10
12	1111	1159	48	4,32
Total	1120	1178,5	58,7	5,24

Tabla 32 Producción tras limpieza con procedimiento A

Procedimiento A: 0,3% Ácido cítrico + HCl				
Bastidor	Conductividad ($\mu\text{S/cm}$)			
	Antes	Despues	Diferencia	%
1	2251	2140	111	4,93
2	2211	2108	103	4,66
3	2092	1965	127	6,07
4	2389	2254	135	5,65
5	1968	1901	67	3,40
6	1920	1878	42	2,19
7	2111	1977	134	6,35
8	1965	1900	65	3,31
9	2672	2475	197	7,37
10	2204	2080	124	5,63
11	2093	2003	90	4,30
12	1997	1940	57	2,85
Total	2156,08	2051,75	104,33	4,84

Tabla 33 Conductividad del permeado tras limpieza con procedimiento A

Procedimiento A: 0,3% Ácido cítrico + HCl				
Bastidor	DP (bar)			
	Antes	Despues	Diferencia	%
1	1,805	1,664	0,141	7,81
2	1,822	1,632	0,190	10,43
3	1,796	1,626	0,170	9,47
4	1,768	1,589	0,179	10,12
5	1,840	1,704	0,136	7,39
6	1,865	1,677	0,188	10,08
7	1,783	1,568	0,215	12,06
8	1,833	1,709	0,124	6,76
9	1,862	1,724	0,138	7,41
10	1,784	1,647	0,137	7,68
11	1,803	1,614	0,189	10,48
12	1,847	1,711	0,136	7,36
Total	1,817	1,655	0,162	8,91

Tabla 34 DP tras limpieza con procedimiento A

Procedimiento B: 0,3% EDTA + NaOH				
Bastidor	Producción (m^3/h)			
	Antes	Despues	Diferencia	%
1	1152	1185	33	2,86
2	1124	1175	51	4,54
3	1168	1196	28	2,40

4	1103	1160	57	5,17
5	1160	1192	32	2,76
6	1147	1190	43	3,75
7	1174	1197	23	1,96
8	1186	1200	14	1,18
9	1141	1174	33	2,89
10	1165	1194	29	2,49
11	1090	1136	46	4,22
12	1147	1187	40	3,49
Total	1146	1182,17	35,8	3,12

Tabla 35 Produccion tras limpieza con procedimiento B

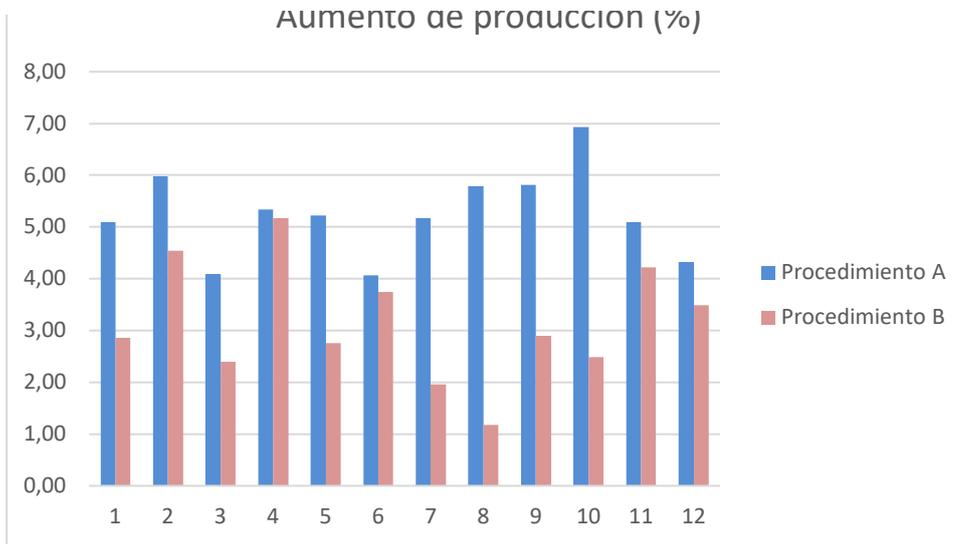
Procedimiento B: 0,3% EDTA + NaOH				
Bastidor	Conductividad ($\mu\text{S}/\text{cm}$)			
	Antes	Despues	Diferencia	%
1	2247	2200	47	2,09
2	2233	2178	55	2,46
3	2131	2068	63	2,96
4	2365	2250	115	4,86
5	2007	1980	27	1,35
6	1934	1901	33	1,71
7	2069	2011	58	2,80
8	1982	1920	62	3,13
9	2541	2377	164	6,45
10	2187	2070	117	5,35
11	2041	2006	35	1,71
12	1980	1945	35	1,77
Total	2143,08	2075,50	67,58	3,15

Tabla 36 Conductividad del permeado tras limpieza con procedimiento B

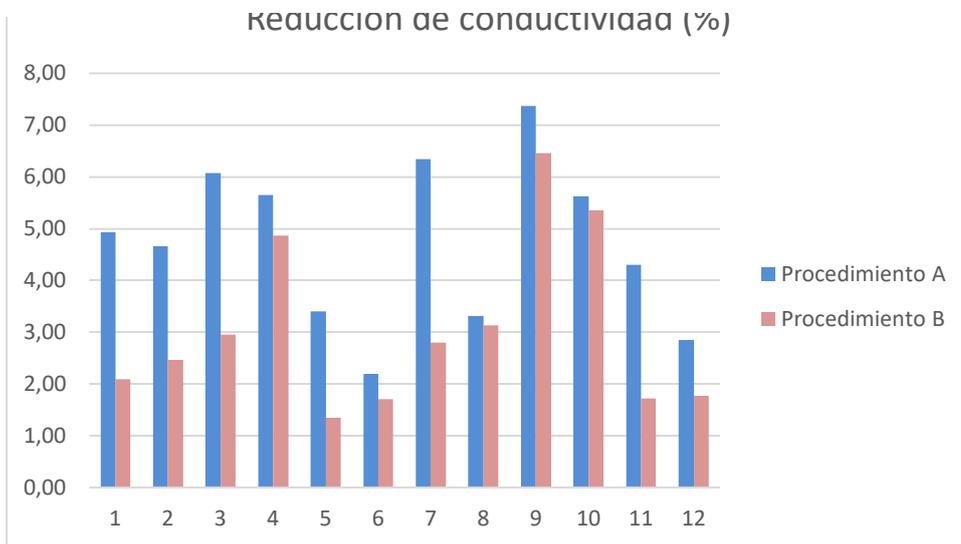
Procedimiento B: 0,3% EDTA + NaOH				
Bastidor	DP (bar)			
	Antes	Despues	Diferencia	%
1	1,824	1,817	0,007	0,38
2	1,836	1,817	0,019	1,03
3	1,801	1,795	0,006	0,33
4	1,797	1,791	0,006	0,33
5	1,867	1,841	0,026	1,39
6	1,843	1,82	0,023	1,25
7	1,691	1,675	0,016	0,95
8	1,820	1,807	0,013	0,71
9	1,785	1,734	0,051	2,86
10	1,829	1,819	0,010	0,55
11	1,746	1,728	0,018	1,03

12	1,796	1,755	0,041	2,28
Total	1,803	1,783	0,020	1,09

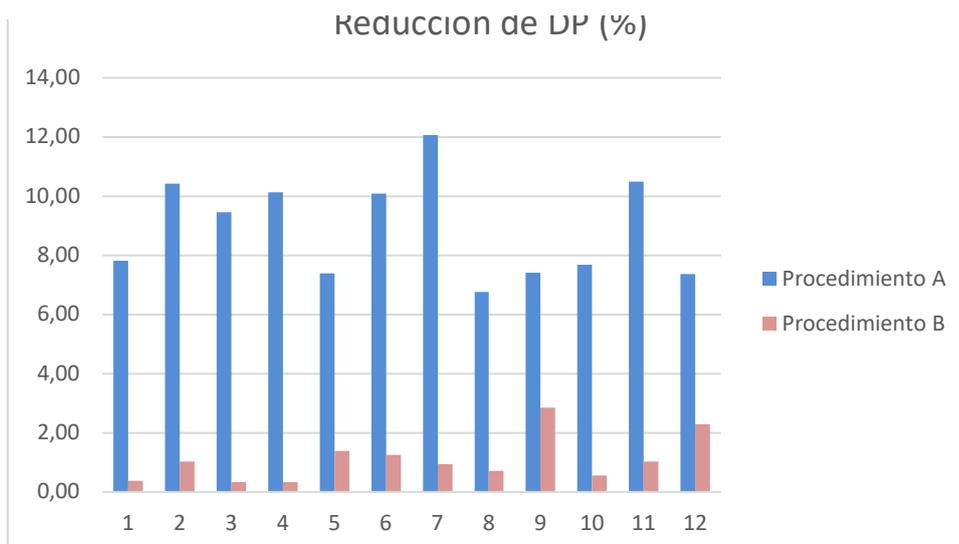
Tabla 37 DP tras limpieza con procedimiento B



Gráfica 23 Aumento de producción tras limpieza



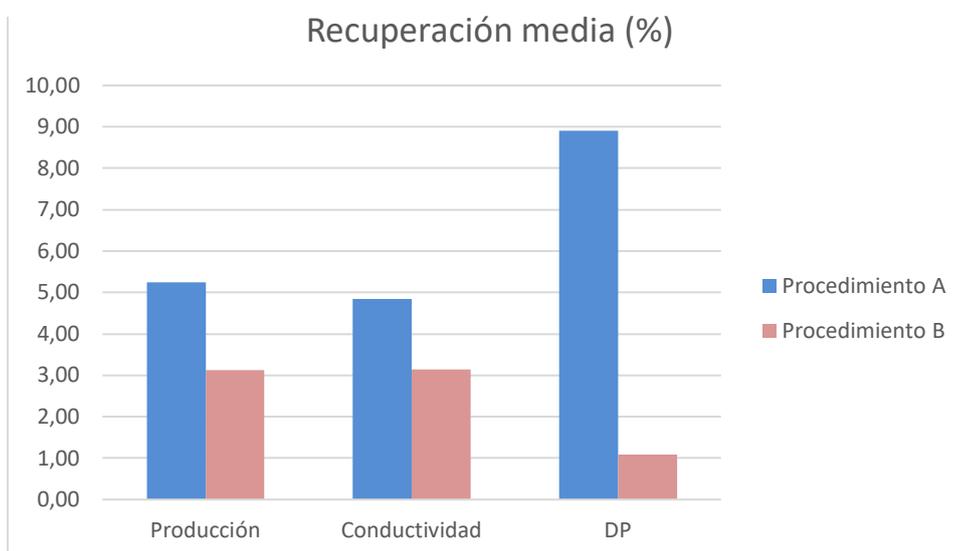
Gráfica 24 Reducción de conductividad tras limpieza



Gráfica 25 Reducción de DP tras limpieza

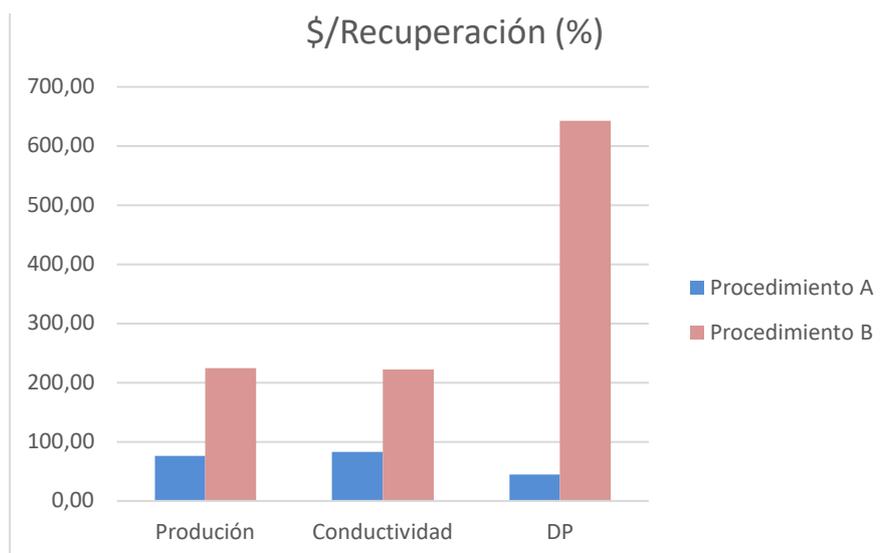
Se aprecia claramente como tras las limpiezas con el procedimiento A (lavado a bajo pH) las recuperaciones del caudal de producción, de la conductividad del permeado y de la caída de presión del bastidor mejoraron significativamente más que tras las limpiezas con el procedimiento B. Esto es un indicativo de que el tipo de ensuciamiento que las membranas tienen actualmente es de tipo inorgánico, trazas de hierro, precipitaciones de carbonato cálcico...etc.

En la siguiente tabla se muestra la recuperación media obtenida tras las limpiezas, se aprecia claramente como el procedimiento A ha sido capaz de mejorar significativamente los parámetros en comparación con el B.



Gráfica 26 Recuperación media tras las limpiezas

Analizando las limpiezas desde la perspectiva económica se aprecia como el procedimiento B al ser más caro y mejorar menos las condiciones de las membranas, posee un índice coste/recuperación bastante elevado, mientras que el del procedimiento A es muchísimo más aconsejable para el tipo de ensuciamiento que parece que existe.



Gráfica 27 Coste en % de recuperación

En definitiva, usar el procedimiento a bajo pH ha sido mucho más beneficioso en términos económicos y de recuperación de los bastidores, realizando una limpieza bastante efectiva en todos ellos y en un tiempo menor que el del caso B. Que la limpieza ácida sea la efectiva, aporta información sobre el tipo de ensuciamiento al que están siendo sometidas las membranas.

5 CONCLUSIONES

5.1 Optimización de las limpiezas CEB en UF

La función desempeñada por la limpieza diaria del CEB es vital para el mantenimiento de los valores de operación de los bastidores de UF. Asegurarse que las concentraciones durante los tiempos de enjuague son las indicadas por los proveedores de membranas es una tarea imprescindible. Por un lado, existía una pérdida económica de químico que no estaba siendo útil en las limpiezas, todo químico que no permanecía en el interior del bastidor se iba al tanque de neutralización con el lavado del siguiente bastidor. Por otro lado, se estaba empleando un tiempo en realizar una limpieza que no estaba siendo lo suficientemente efectiva ya que las concentraciones no eran las adecuadas debido a un desajuste en los tiempos de postdosificación.

Tras el ajuste, se aprecian unas recuperaciones tras CEB más significativas en cuanto a valores de TMP y permeabilidad, se consigue eliminar más materia de la superficie de las membranas. Esto tiene un efecto directo en el número de CIP que serán necesarios realizar en los bastidores a partir de ahora, una mejor recuperación tras las limpiezas CEB mantendrá a los bastidores de UF en unas mejores condiciones durante más tiempo, reduciendo así el coste empleado en químicos de CIP. Además, el hecho de mantener a los bastidores en mejores condiciones hace que se pueda emplear un mayor tiempo de CIP en el caso de que algún bastidor lo necesite, dicho de otra manera, no habrá tanta prisa por limpiar.

5.2 Optimización de las limpiezas CIP en UF

Tras el análisis de los diferentes tipos de limpiezas, se puede realizar una optimización que puede establecer un criterio de uso de cada procedimiento argumentado según los datos obtenidos:

- Procedimiento A: Se usará como mantenimiento preventivo de limpieza, para valores de TMP de entre 0,25-0,35 bar, con el objetivo de hacer una limpieza económica con una recuperación estable independientemente de las condiciones del bastidor por lo que beneficia el empleo de este procedimiento en situaciones no críticas. Se aprecia como los valores de recuperación no varían significativamente con la TMP inicial del bastidor por lo que no es aconsejable su uso en casos de alto ensuciamiento.
- Procedimiento B: Su uso se puede establecer para situaciones ligeramente críticas donde se busque que la recuperación necesaria sea mayor que con el procedimiento A. Para valores de TMP de 0,3-0,4 bar.
- Procedimiento C: Se establece para situaciones críticas en las que la limpieza debe ser inminente para el correcto funcionamiento de la planta. Será un procedimiento costoso por lo que es ideal esperar a que los valores de TMP del bastidor sean superiores a 0,4 bar. Se ha comprobado que la recuperación es más efectiva a mayores valores de TMP iniciales por lo que no será usado para mantenimiento. Sería justificable su uso como método preventivo en caso de diferentes condiciones en el agua de entrada, casos como mareas rojas donde la turbidez y con ello el número de partículas que pueden formar la torta es mayor.

Procedimiento D: Se ha comprobado que en términos económicos es menos recomendable que el procedimiento C y la diferencia de recuperación entre ambos es mínima, por lo que este procedimiento no será usado, en su lugar se recurrirá al procedimiento C.

5.3 Optimización de las limpiezas CIP en RO

La optimización del tipo de químico a usar en las limpiezas de ósmosis era de vital importancia para, en primer lugar, conocer que tipo de ensuciamiento está atacando a las membranas, y en segundo lugar, para obtener unas recuperaciones aceptables tras las limpiezas que permitan un funcionamiento aceptable y un coste de químicos dentro de lo previsto. Tras conocerse que en las limpiezas con ácido cítrico tiene una recuperación bastante mejor que las de alto pH en estos momentos, se ha realizado un plan de limpiezas intensivo basado en este químico con el fin de mantener los parámetros en valores aceptables y evitar que pasen a valores difícilmente recuperables. Además se iniciará un plan de estudio para conocer la raíz del problema.

Como medida correctiva se va a trabajar en la reducción de la concentración de cloruro férrico en el pretratamiento para evitar que parte pase a las membranas de ósmosis en caso de que haya rotura de fibras en las membranas de ultrafiltración. También se estudiará la viabilidad de sacar membranas de ultrafiltración de los bastidores con peores resultados de SDI durante la filtración y se realizarán test de burbujas para conseguir verificar si existen roturas en las membranas.

Otra medida va a ser la de abrir varios tubos de presión de varios bastidores de ósmosis cuyos valores de DP sean los más elevados, de forma aleatoria y tomar varias membranas para realizar una autopsia. Esto aportará una información más concisa sobre el estado de las membranas y la solución a tomar.

6 BIBLIOGRAFÍA

- (2017). Obtenido de Foro Económico mundial.
- (2019). *Asianews*.
- ambiente, P. d. (2012). *PNUMA*.
- aquabook*. (s.f.). Obtenido de aquabook@agua.gob.ar
- Autor. (2012). Este es el ejemplo de una cita. *Tesis Doctoral*, 2(13).
- Autor, O. (2001). Otra cita distinta. *revista*, pág. 12.
- auxiaqua.es*. (s.f.).
- cap.cl*. (s.f.).
- cap.cl*. (s.f.).
- Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente. (2002). *Manual de diseño de galerías filtrantes*.
- Cloruro férrico, un coagulante a tener en cuenta. (2011). *iquimica.com*.
- DOW. (s.f.). *Manual DOW Technical Manual, Water and Process Solutions, FILMTEC*.
- Energy Recovery. (2008). www.energyrecovery.com.
- Energy Recovery, Inc.,. (2008). www.energyrecovery.com.
- (s.f.). *Filosofía de control de la planta*.
- hach.com*. (s.f.).
- <https://osmosisinversafiltroagua.com/>. (s.f.).
- <https://www.cap.cl>. (s.f.).
- Iglesias, M. F. (1999). *Ósmosis inversa, fundamentos y aplicaciones*. Mc Graw Hill.
- Instantánea de planta. (s.f.). Doha, Qatar.
- Junta de Extremadura, Consejería de Medio Ambiente y Rural . (s.f.). www.juntaex.es.
- Martínez, I. Q. (2018). *Análisis de la planta desaladora de gibraltar y optimización de sus recuperadores de energía*.
- Martins, A. (s.f.). ¿Puede la desalinización ser la solución para la crisis mundial del agua? *BBC Mundo*.
- Moreno, A. R. (2011). Destlacion por múltipleefecto.
- Moreno, A. R. (2011). Electrodiálisis.
- nuevasmembranas.blogspot.com*. (s.f.).
- Olabarría, P. M. (2012). *Desalación de agua mediante ósmosis inversa*. AMV Ediciones.
- osmosisinversafiltroagua.com. (s.f.).
- planta, S. d. (s.f.).
- (2017). *Process desing report*.
- purelife.mex.tl*. (s.f.).
- Roa, F. (Julio de 2014). Obtenido de <https://desalinizaciondelagua.wordpress.com/2014/07/13/evaporacion-subita-por-efecto-flash-msf/>.
- Ros, A. (2011). Comparación de tecnologías. *Junio*.

Ros, A. (s.f.). Proceso de desalación. Intercambio iónico.

SCADA. (s.f.). Centum Vigilant Plant.

seftgroup.com. (s.f.).

seftgroup.com/. (s.f.).

Tuset, S. (s.f.). <https://blog.condorchem.com>.

Voutchkov, N. (2013). Desalination Engineering Planning and design. Mc Graw Hill.

Voutchkov, N. (s.f.). *Desalination Engineering Planing and desing*.

Zaidi, H. R. (2018). *Desalination in Qatar: Present Status and Future Prospects*.

7 ANEXOS

7.1 Anexo 1: Ajuste de tiempos de CEB en bastidores de UF

7.1.1 Edificio 1

BASTIDOR 01 EDIFICIO 1				
Ajuste	1	2	3	4
Pureza del tanque (%)	7,00	7,00	7,00	7,00
Concentración (g/l)	87,50	87,50	87,50	87,50
Caudal requerido (m ³ /h)	3,02	3,02	3,02	3,02
Caudal real (m ³ /h)	3,10	2,90	2,80	3,10
Máxima concentración (ppm)	205,49	192,23	185,61	205,49
Cloro entrada (ppm)	164,30	175,00	190,00	201,00
Cloro salida (ppm)	164,40	130,00	126,00	189,00
Ph entrada	9,11	9,33	9,55	9,54
Ph salida	8,98	8,91	9,10	9,63
Tiempo de dosificación (s)	35,00	35,00	35,00	35,00
Tiempo de postdosificación (s)	15,00	7,00	10,00	12,00
Ph entrada	3,40	1,73	1,69	1,66
Ph salida	2,10	2,00	1,82	1,79

BASTIDOR 02 EDIFICIO 1			
Ajuste	1	2	3
Pureza del tanque (%)	6,00	7,00	7,00
Concentración (g/l)	75,00	87,50	87,50
Caudal requerido (m ³ /h)	3,52	3,02	3,02

Caudal real (m ³ /h)	3,60	2,90	2,80
Máxima concentración (ppm)	204,55	192,23	185,61
Cloro entrada (ppm)	90,00	123,00	177,00
Cloro salida (ppm)	199,00	189,00	181,00
Ph entrada	8,88	9,12	9,58
Ph salida	9,70	9,65	9,64
Tiempo de dosificación (s)	35,00	35,00	35,00
Tiempo de posdosificación (s)	17,20	14,00	11,00
Ph entrada	3,46	2,33	1,80
Ph salida	1,76	1,7	1,68

BASTIDOR 03 EDIFICIO 1			
Ajuste	1	2	3
Pureza del tanque (%)	7,00	9,00	9,00
Concentración (g/l)	87,50	112,50	112,50
Caudal requerido (m ³ /h)	3,02	2,35	2,35
Caudal real (m ³ /h)	3,00	2,11	2,20
Máxima concentración (ppm)	198,86	179,83	187,50
Cloro entrada (ppm)	188,00	169,00	182,00
Cloro salida (ppm)	150,00	137,00	180,00
Ph entrada	9,76	9,69	9,70
Ph salida	9,32	9,43	9,51
Tiempo de dosificación (s)	35,00	35,00	35,00
Tiempo de posdosificación (s)	5,00	7,00	9,00
Ph entrada	1,89	1,78	1,87
Ph salida	2,37	2,07	1,94

BASTIDOR 04 EDIFICIO 1		
Ajuste	1	2
Pureza del tanque (%)	6,00	6,00
Concentración (g/l)	75,00	75,00
Caudal requerido (m ³ /h)	3,52	3,52
Caudal real (m ³ /h)	3,40	3,25
Máxima concentración (ppm)	193,18	184,66
Cloro entrada (ppm)	150,00	156,00
Cloro salida (ppm)	192,00	179,00
Ph entrada	9,49	9,71
Ph salida	9,65	9,73
Tiempo de dosificación (s)	35,00	35,00
Tiempo de posdosificación (s)	4,00	3,00
Ph entrada	2,84	1,78
Ph salida	1,88	1,85

BASTIDOR 05 EDIFICIO 1			
Ajuste	1	2	3
Pureza del tanque (%)	7,00	7,00	7,00
Concentración (g/l)	87,50	87,50	87,50
Caudal requerido (m ³ /h)	3,02	3,02	3,02
Caudal real (m ³ /h)	3,00	2,87	2,79
Máxima concentración (ppm)	198,86	190,25	184,94
Cloro entrada (ppm)	135,00	152,00	177,00
Cloro salida (ppm)	185,00	178,00	181,00
Ph entrada	9,10	9,38	9,66
Ph salida	9,66	9,56	9,69
Tiempo de dosificación (s)	35,00	35,00	35,00
Tiempo de posdosificación (s)	8,00	6,00	4,00
Ph entrada	2,60	1,85	1,92
Ph salida	2,04	1,90	1,86

BASTIDOR 06 EDIFICIO 1			
Ajuste	1	2	3
Pureza del tanque (%)	9,00	9,00	8,00
Concentración (g/l)	112,50	112,50	100,00
Caudal requerido (m ³ /h)	2,35	2,35	2,64
Caudal real (m ³ /h)	2,31	2,44	2,75
Máxima concentración (ppm)	196,88	207,95	208,33
Cloro entrada (ppm)	100,00	150,00	200,00
Cloro salida (ppm)	189,00	197,00	205,00
Ph entrada	8,95	9,16	9,39
Ph salida	9,44	9,55	9,51
Tiempo de dosificación (s)	35,00	35,00	35,00
Tiempo de posdosificación (s)	13,50	10,00	7,00
Ph entrada	3,11	2,55	1,80
Ph salida	2,07	1,97	1,77

BASTIDOR 07 EDIFICIO 1	
Ajuste	1
Pureza del tanque (%)	11,00
Concentración (g/l)	137,50
Caudal requerido (m ³ /h)	1,92
Caudal real (m ³ /h)	2,03
Máxima concentración (ppm)	211,46
Cloro entrada (ppm)	210,00
Cloro salida (ppm)	207,00
Ph entrada	9,67
Ph salida	9,55

Tiempo de dosificación (s)	35,00
Tiempo de posdosificación (s)	9,00
Ph entrada	1,99
Ph salida	1,89

BASTIDOR 08 EDIFICIO 1			
Ajuste	1	2	3
Pureza del tanque (%)	8,00	12,00	12,00
Concentración (g/l)	100,00	150,00	150,00
Caudal requerido (m ³ /h)	2,64	1,76	1,76
Caudal real (m ³ /h)	2,70	1,72	1,98
Máxima concentración (ppm)	204,55	195,45	225,00
Cloro entrada (ppm)	65,00	92,80	211,20
Cloro salida (ppm)	140,00	172,60	222,00
Ph entrada	8,66	8,90	9,59
Ph salida	9,19	9,23	9,46
Tiempo de dosificación (s)	35,00	35,00	35,00
Tiempo de posdosificación (s)	16,80	14,00	12,00
Ph entrada	4,66	3,55	1,95
Ph salida	3,23	2,22	1,98

BASTIDOR 09 EDIFICIO 1				
Ajuste	1	2	3	4
Pureza del tanque (%)	9,00	11,00	11,00	8,00
Concentración (g/l)	112,50	137,50	137,50	100,00
Caudal requerido (m ³ /h)	2,35	1,92	1,92	2,64
Caudal real (m ³ /h)	2,30	1,94	1,98	2,78
Máxima concentración (ppm)	196,02	202,08	206,25	210,61
Cloro entrada (ppm)	192,40	199,30	205,09	205,50
Cloro salida (ppm)	78,70	138,30	164,10	197,80
Ph entrada	9,47	9,44	9,70	9,68
Ph salida	8,66	9,03	9,45	9,66
Tiempo de dosificación (s)	35,00	35,00	35,00	35,00
Tiempo de posdosificación (s)	9,00	12,00	14,00	15,00
Ph entrada	2,24	1,94	1,96	1,88
Ph salida	3,76	2,43	1,96	1,90

BASTIDOR 10 EDIFICIO 1			
Ajuste	1	2	3
Pureza del tanque (%)	7,00	7,00	7,00
Concentración (g/l)	87,50	87,50	87,50
Caudal requerido (m ³ /h)	3,02	3,02	3,02
Caudal real (m ³ /h)	3,14	2,95	2,92

Máxima concentración (ppm)	208,14	195,55	193,56
Cloro entrada (ppm)	149,00	154,20	188,00
Cloro salida (ppm)	188,00	190,00	192,00
Ph entrada	9,04	9,28	9,39
Ph salida	9,21	9,40	9,40
Tiempo de dosificación (s)	35,00	35,00	35,00
Tiempo de posdosificación (s)	16,00	18,00	19,00
Ph entrada	2,59	1,98	1,75
Ph salida	1,96	1,78	1,67

BASTIDOR 11 EDIFICIO 1					
Ajuste	1	2	3	4	5
Pureza del tanque (%)	8,00	8,00	12,00	12,00	10,00
Concentración (g/l)	100,00	100,00	150,00	150,00	125,00
Caudal requerido (m ³ /h)	2,64	2,64	1,76	1,76	2,11
Caudal real (m ³ /h)	2,60	2,77	1,82	1,75	2,06
Máxima concentración (ppm)	196,97	209,85	206,82	198,86	195,08
Cloro entrada (ppm)	36,80	60,10	93,90	148,50	184,60
Cloro salida (ppm)	27,60	48,80	87,00	140,30	182,50
Phe	8,51	8,61	8,68	9,13	9,43
Phs	8,25	8,46	8,60	9,00	9,40
Td (s)	35,00	35,00	35,00	35,00	35,00
Tpd (s)	27,50	29,00	31,00	33,00	35,00
Ph entrada	5,89	4,48	4,03	2,32	1,78
Ph salida	6,10	4,27	4,00	2,47	1,69

BASTIDOR 12 EDIFICIO 1			
Ajuste	1	2	3
Pureza del tanque (%)	12,00	12,00	12,00
Concentración (g/l)	150,00	150,00	150,00
Caudal requerido (m ³ /h)	1,76	1,76	1,76
Caudal real (m ³ /h)	1,81	1,77	1,78
Máxima concentración (ppm)	205,68	201,14	202,27
Cloro entrada (ppm)	120,80	150,60	193,70
Cloro salida (ppm)	96,60	138,80	190,60
Ph entrada	9,13	9,25	9,45
Ph salida	9,02	9,20	9,37
Tiempo de dosificación (s)	35,00	35,00	35,00
Tiempo de posdosificación (s)	27,50	29,00	31,00
Ph entrada	3,77	2,92	1,65
Ph salida	4,21	2,26	1,58

BASTIDOR 13 EDIFICIO 1	
Ajuste	1

Pureza del tanque (%)	10,00
Concentración (g/l)	125,00
Caudal requerido (m ³ /h)	2,11
Caudal real (m ³ /h)	2,16
Máxima concentración (ppm)	204,55
Cloro entrada (ppm)	200,40
Cloro salida (ppm)	201,50
Ph entrada	9,45
Ph salida	9,50
Tiempo de dosificación (s)	35,00
Tiempo de posdosificación (s)	26,40
Ph entrada	1,83
Ph salida	1,71

BASTIDOR 14 EDIFICIO 1		
Ajuste	1	2
Pureza del tanque (%)	9,00	9,00
Concentración (g/l)	112,50	112,50
Caudal requerido (m ³ /h)	2,35	2,35
Caudal real (m ³ /h)	2,35	2,31
Máxima concentración (ppm)	200,28	196,88
Cloro entrada (ppm)	109,60	186,90
Cloro salida (ppm)	127,44	192,30
Ph entrada	8,76	9,20
Ph salida	8,97	9,28
Tiempo de dosificación (s)	35,00	35,00
Tiempo de posdosificación (s)	25,70	21,00
Ph entrada	2,66	1,79
Ph salida	2,86	1,92

BASTIDOR 15 EDIFICIO 1			
Ajuste	1	2	3
Pureza del tanque (%)	8,00	8,00	9,00
Concentración (g/l)	100,00	100,00	112,50
Caudal requerido (m ³ /h)	2,64	2,64	2,35
Caudal real (m ³ /h)	2,63	2,73	2,40
Máxima concentración (ppm)	199,24	206,82	204,55
Cloro entrada (ppm)	32,50	105,70	189,40
Cloro salida (ppm)	37,10	145,80	195,00
Ph entrada	8,32	8,98	9,22
Ph salida	8,42	9,11	9,36
Tiempo de dosificación (s)	35,00	35,00	35,00
Tiempo de posdosificación (s)	24,80	21,00	18,00

Ph entrada	4,64	3,45	1,89
Ph salida	5,88	3,75	1,87

BASTIDOR 16 EDIFICIO 1					
Ajuste	1	2	3	4	5
Pureza del tanque (%)	12,00	12,00	12,00	12,00	12,00
Concentración (g/l)	150,00	150,00	150,00	150,00	150,00
Caudal requerido (m ³ /h)	1,76	1,76	1,76	1,76	1,76
Caudal real (m ³ /h)	1,79	1,76	1,69	1,75	1,73
Máxima concentración (ppm)	203,41	200,00	192,05	198,86	196,59
Cloro entrada (ppm)	16,50	28,00	89,40	140,00	190,20
Cloro salida (ppm)	22,20	35,80	109,50	175,80	192,20
Ph entrada	8,15	8,20	8,70	9,05	9,30
Ph salida	8,33	8,38	8,89	9,10	9,33
Tiempo de dosificación (s)	35,00	35,00	35,00	35,00	35,00
Tiempo de posdosificación (s)	25,30	21,00	18,00	16,00	14,00
Ph entrada	7,44	7,11	4,65	2,33	1,76
Ph salida	6,37	7,53	4,53	1,98	1,49

BASTIDOR 17 EDIFICIO 1				
Ajuste	1	2	3	4
Pureza del tanque (%)	10,00	8,00	11,00	11,00
Concentración (g/l)	125,00	100,00	137,50	137,50
Caudal requerido (m ³ /h)	2,11	2,64	1,92	1,92
Caudal real (m ³ /h)	2,22	2,60	1,89	1,96
Máxima concentración (ppm)	210,23	196,97	196,88	204,17
Cloro entrada (ppm)	14,50	29,40	97,80	201,10
Cloro salida (ppm)	27,20	34,70	124,90	203,00
Ph entrada	8,18	8,20	8,97	9,45
Ph salida	8,38	8,43	9,21	9,42
Tiempo de dosificación (s)	35,00	35,00	35,00	35,00
Tiempo de posdosificación (s)	23,70	20,00	17,00	14,00
Ph entrada	5,89	5,22	3,11	1,68
Ph salida	5,43	4,87	2,64	1,63

BASTIDOR 18 EDIFICIO 1	
Ajuste	1
Pureza del tanque (%)	9,00
Concentración (g/l)	112,50
Caudal requerido (m ³ /h)	2,35

Caudal real (m ³ /h)	2,46
Máxima concentración (ppm)	209,66
Cloro entrada (ppm)	205,10
Cloro salida (ppm)	202,70
Ph entrada	9,55
Ph salida	9,59
Tiempo de dosificación (s)	35,00
Tiempo de posdosificación (s)	10,00
Ph entrada	1,65
Ph salida	1,57

BASTIDOR 19 EDIFICIO 1			
Ajuste	1	2	3
Pureza del tanque (%)	10,00	10,00	10,00
Concentración (g/l)	125,00	125,00	125,00
Caudal requerido (m ³ /h)	2,11	2,11	2,11
Caudal real (m ³ /h)	2,17	2,05	2,10
Máxima concentración (ppm)	205,49	194,13	198,86
Cloro entrada (ppm)	128,30	148,00	196,20
Cloro salida (ppm)	149,70	169,00	197,60
Ph entrada	9,10	9,26	9,48
Ph salida	9,21	9,34	9,67
Tiempo de dosificación (s)	35,00	35,00	35,00
Tiempo de posdosificación (s)	11,00	9,00	7,00
Ph entrada	2,44	1,93	1,89
Ph salida	2,13	1,90	1,84

BASTIDOR 20 EDIFICIO 1		
Ajuste	1	2
Pureza del tanque (%)	9,00	9,00
Concentración (g/l)	112,50	112,50
Caudal requerido (m ³ /h)	2,35	2,35
Caudal real (m ³ /h)	2,30	2,40
Máxima concentración (ppm)	196,02	204,55
Cloro entrada (ppm)	29,00	200,60
Cloro salida (ppm)	77,00	202,20
Ph entrada	8,32	9,44
Ph salida	8,50	9,60
Tiempo de dosificación (s)	35,00	35,00
Tiempo de posdosificación (s)	10,00	4,00
Ph entrada	5,37	1,93
Ph salida	3,64	2,00

BASTIDOR 21 EDIFICIO 1			
Ajuste	1	2	3
Pureza del tanque (%)	12,00	12,00	12,00
Concentración (g/l)	150,00	150,00	150,00
Caudal requerido (m ³ /h)	1,76	1,76	1,76
Caudal real (m ³ /h)	1,85	1,79	1,83
Máxima concentración (ppm)	210,23	203,41	207,95
Cloro entrada (ppm)	102,60	150,00	206,80
Cloro salida (ppm)	145,00	177,00	205,30
Ph entrada	8,88	9,24	9,47
Ph salida	8,94	9,33	9,50
Tiempo de dosificación (s)	35,00	35,00	35,00
Tiempo de posdosificación (s)	6,00	4,00	2,00
Ph entrada	2,58	2,05	1,77
Ph salida	2,36	1,89	1,74

7.1.2 Edificio 2

BASTIDOR 01 EDIFICIO 2			
Ajuste	1	2	3
Pureza del tanque (%)	8,00	8,00	10,00
Concentración (g/l)	100,00	100,00	125,00
Caudal requerido (m ³ /h)	2,64	2,64	2,11
Caudal real (m ³ /h)	2,75	2,60	2,15
Máxima concentración (ppm)	208,33	196,97	203,60
Cloro entrada (ppm)	153,50	180,00	193,50
Cloro salida (ppm)	179,10	145,60	192,20
Ph entrada	9,25	9,45	9,55
Ph salida	9,04	9,20	9,60
Tiempo de dosificación (s)	35,00	35,00	35,00
Tiempo de postdosificación (s)	17,00	14,00	15,00
Ph entrada	3,66	1,88	1,77
Ph salida	1,95	2,48	1,83

BASTIDOR 02 EDIFICIO 2			
------------------------	--	--	--

Ajuste	1
Pureza del tanque (%)	8,00
Concentración (g/l)	100,00
Caudal requerido (m ³ /h)	2,64
Caudal real (m ³ /h)	2,62
Máxima concentración (ppm)	198,48
Cloro entrada (ppm)	196,00
Cloro salida (ppm)	199,30
Ph entrada	9,53
Ph salida	9,70
Tiempo de dosificación (s)	35,00
Tiempo de posdosificación (s)	14,00
Ph entrada	2,05
Ph salida	1,96

BASTIDOR 03 EDIFICIO 2			
Ajuste	1	2	3
Pureza del tanque (%)	10,00	9,00	8,00
Concentración (g/l)	125,00	112,50	100,00
Caudal requerido (m ³ /h)	2,11	2,35	2,64
Caudal real (m ³ /h)	2,10	2,35	2,65
Máxima concentración (ppm)	198,86	200,28	200,76
Cloro entrada (ppm)	153,00	160,00	200,00
Cloro salida (ppm)	177,60	194,40	198,30
Ph entrada	9,03	9,32	9,58
Ph salida	9,27	9,44	9,62
Tiempo de dosificación (s)	35,00	35,00	35,00
Tiempo de posdosificación (s)	11,00	8,00	6,00
Ph entrada	2,74	2,2	1,79
Ph salida	2,40	2,11	1,81

BASTIDOR 04 EDIFICIO 2		
Ajuste	1	2
Pureza del tanque (%)	10,00	10,00
Concentración (g/l)	125,00	125,00
Caudal requerido (m ³ /h)	2,11	2,11
Caudal real (m ³ /h)	2,10	2,15
Máxima concentración (ppm)	198,86	203,60
Cloro entrada (ppm)	110,50	201,70
Cloro salida (ppm)	157,50	199,60
Ph entrada	8,92	9,62

Ph salida	9,30	9,71
Tiempo de dosificación (s)	35,00	35,00
Tiempo de posdosificación (s)	11,00	4,00
Ph entrada	3,30	1,94
Ph salida	3,52	2,01

BASTIDOR 05 EDIFICIO 2			
Ajuste	1	2	3
Pureza del tanque (%)	9,00	7,00	7,00
Concentración (g/l)	112,50	87,50	87,50
Caudal requerido (m ³ /h)	2,35	3,02	3,02
Caudal real (m ³ /h)	2,40	3,00	3,07
Máxima concentración (ppm)	204,55	198,86	203,50
Cloro entrada (ppm)	134,80	154,60	200,20
Cloro salida (ppm)	174,30	191,30	202,20
Ph entrada	9,11	9,30	9,59
Ph salida	9,47	9,60	9,53
Tiempo de dosificación (s)	35,00	35,00	35,00
Tiempo de posdosificación (s)	10,00	8,00	6,00
Ph entrada	3,63	2,49	1,99
Ph salida	2,14	2,10	2,00

BASTIDOR 06 EDIFICIO 2	
Ajuste	1
Pureza del tanque (%)	8,00
Concentración (g/l)	100,00
Caudal requerido (m ³ /h)	2,64
Caudal real (m ³ /h)	2,66
Máxima concentración (ppm)	201,52
Cloro entrada (ppm)	197,60
Cloro salida (ppm)	199,50
Ph entrada	9,50
Ph salida	9,66
Tiempo de dosificación (s)	35,00
Tiempo de posdosificación (s)	13,00
Ph entrada	2,10
Ph salida	1,97

BASTIDOR 07 EDIFICIO 2	
Ajuste	1
Pureza del tanque (%)	12,00
Concentración (g/l)	150,00
Caudal requerido (m ³ /h)	1,76

Caudal real (m ³ /h)	1,75
Máxima concentración (ppm)	198,86
Cloro entrada (ppm)	195,20
Cloro salida (ppm)	193,70
Ph entrada	9,71
Ph salida	9,66
Tiempo de dosificación (s)	35,00
Tiempo de posdosificación (s)	16,00
Ph entrada	1,85
Ph salida	1,87

BASTIDOR 08 EDIFICIO 2		
Ajuste	1	2
Pureza del tanque (%)	8,00	9,00
Concentración (g/l)	100,00	112,50
Caudal requerido (m ³ /h)	2,64	2,35
Caudal real (m ³ /h)	2,64	2,31
Máxima concentración (ppm)	200,00	196,88
Cloro entrada (ppm)	159,10	195,70
Cloro salida (ppm)	196,10	194,40
Ph entrada	9,38	9,49
Ph salida	9,46	9,55
Tiempo de dosificación (s)	35,00	35,00
Tiempo de posdosificación (s)	22,00	20,00
Ph entrada	2,17	1,98
Ph salida	2,0	1,96

BASTIDOR 09 EDIFICIO 2			
Ajuste	1	2	3
Pureza del tanque (%)	10,00	10,00	10,00
Concentración (g/l)	125,00	125,00	125,00
Caudal requerido (m ³ /h)	2,11	2,11	2,11
Caudal real (m ³ /h)	2,07	2,09	2,09
Máxima concentración (ppm)	196,02	197,92	197,92
Cloro entrada (ppm)	176,50	191,20	196,00
Cloro salida (ppm)	144,30	158,00	190,30
Ph entrada	9,40	9,54	9,64
Ph salida	9,03	9,30	9,47
Tiempo de dosificación (s)	35,00	35,00	35,00
Tiempo de posdosificación (s)	24,00	25,00	26,00
Ph entrada	2,03	1,98	1,99
Ph salida	4,06	2,22	2,00

BASTIDOR 10 EDIFICIO 2	
Ajuste	1
Pureza del tanque (%)	9,00
Concentración (g/l)	112,50
Caudal requerido (m ³ /h)	2,35
Caudal real (m ³ /h)	2,36
Máxima concentración (ppm)	201,14
Cloro entrada (ppm)	197,30
Cloro salida (ppm)	189,80
Ph entrada	9,56
Ph salida	9,66
Tiempo de dosificación (s)	35,00
Tiempo de posdosificación (s)	26,00
Ph entrada	1,97
Ph salida	1,79

BASTIDOR 11 EDIFICIO 2				
Ajuste	1	2	3	4
Pureza del tanque (%)	9,00	9,00	10,00	9,00
Concentración (g/l)	112,50	112,50	125,00	112,50
Caudal requerido (m ³ /h)	2,35	2,35	2,11	2,35
Caudal real (m ³ /h)	2,30	2,38	2,04	2,34
Máxima concentración (ppm)	196,02	202,84	193,18	199,43
Cloro entrada (ppm)	174,20	180,60	190,10	196,80
Cloro salida (ppm)	133,70	143,50	154,00	194,10
Ph entrada	9,37	9,48	9,61	9,62
Ph salida	9,15	9,30	9,40	9,70
Tiempo de dosificación (s)	35,00	35,00	35,00	35,00
Tiempo de posdosificación (s)	40,00	42,00	44,00	46,00
Ph entrada	2,17	2,06	1,96	1,81
Ph salida	4,10	2,49	1,90	1,79

BASTIDOR 12 EDIFICIO 2	
Ajuste	1
Pureza del tanque (%)	10,00
Concentración (g/l)	125,00
Caudal requerido (m ³ /h)	2,11
Caudal real (m ³ /h)	2,10
Máxima concentración (ppm)	198,86
Cloro entrada (ppm)	197,20
Cloro salida (ppm)	194,30
Ph entrada	9,65

Ph salida	9,72
Tiempo de dosificación (s)	35,00
Tiempo de posdosificación (s)	38,00
Ph entrada	1,97
Ph salida	1,88

BASTIDOR 13 EDIFICIO 2			
Ajuste	1	2	3
Pureza del tanque (%)	9,00	9,00	9,00
Concentración (g/l)	112,50	112,50	112,50
Caudal requerido (m ³ /h)	2,35	2,35	2,35
Caudal real (m ³ /h)	2,30	2,40	2,35
Máxima concentración (ppm)	196,02	204,55	200,28
Cloro entrada (ppm)	169,70	179,10	197,60
Cloro salida (ppm)	142,30	159,50	197,80
Phe	9,32	9,47	9,55
Phs	8,98	9,32	9,47
Td (s)	35,00	35,00	35,00
Tpd (s)	32,00	34,00	36,00
Ph entrada	2,14	1,93	1,87
Ph salida	2,87	1,94	1,86

BASTIDOR 14 EDIFICIO 2	
Ajuste	1
Pureza del tanque (%)	10,00
Concentración (g/l)	125,00
Caudal requerido (m ³ /h)	2,11
Caudal real (m ³ /h)	2,10
Máxima concentración (ppm)	198,86
Cloro entrada (ppm)	193,40
Cloro salida (ppm)	194,70
Ph entrada	9,47
Ph salida	9,66
Tiempo de dosificación (s)	35,00
Tiempo de posdosificación (s)	29,00
Ph entrada	1,96
Ph salida	1,95

BASTIDOR 15 EDIFICIO 2		
Ajuste	1	2
Pureza del tanque (%)	10,00	11,00
Concentración (g/l)	125,00	137,50
Caudal requerido (m ³ /h)	2,11	1,92

Caudal real (m ³ /h)	2,07	2,00
Máxima concentración (ppm)	196,02	208,33
Cloro entrada (ppm)	175,60	198,50
Cloro salida (ppm)	149,60	197,20
Ph entrada	9,09	9,31
Ph salida	9,00	9,50
Tiempo de dosificación (s)	35,00	35,00
Tiempo de posdosificación (s)	25,00	27,00
Ph entrada	2,22	1,97
Ph salida	2,14	1,96

BASTIDOR 16 EDIFICIO 2				
Ajuste	1	2	3	4
Pureza del tanque (%)	8,00	7,00	7,00	9,00
Concentración (g/l)	100,00	87,50	87,50	112,50
Caudal requerido (m ³ /h)	2,64	3,02	3,02	2,35
Caudal real (m ³ /h)	2,69	3,10	3,00	2,40
Máxima concentración (ppm)	203,79	205,49	198,86	204,55
Cloro entrada (ppm)	176,60	182,10	159,00	200,40
Cloro salida (ppm)	139,70	142,70	187,70	201,10
Ph entrada	9,34	9,41	9,08	9,57
Ph salida	8,87	8,94	9,55	9,74
Tiempo de dosificación (s)	35,00	35,00	35,00	35,00
Tiempo de posdosificación (s)	21,00	23,00	27,00	25,00
Ph entrada	2,51	2,33	2,39	2,00
Ph salida	2,78	2,49	1,97	1,96

BASTIDOR 17 EDIFICIO 2			
Ajuste	1	2	3
Pureza del tanque (%)	10,00	10,00	10,00
Concentración (g/l)	125,00	125,00	125,00
Caudal requerido (m ³ /h)	2,11	2,11	2,11
Caudal real (m ³ /h)	2,07	2,16	2,19
Máxima concentración (ppm)	196,02	204,55	207,39
Cloro entrada (ppm)	143,50	162,40	200,90
Cloro salida (ppm)	174,90	192,70	207,10
Ph entrada	8,91	9,08	9,47
Ph salida	9,09	9,34	9,58
Tiempo de dosificación (s)	35,00	35,00	35,00
Tiempo de posdosificación (s)	19,00	17,00	15,00
Ph entrada	3,94	2,41	1,91
Ph salida	2,41	1,97	1,80

BASTIDOR 18 EDIFICIO 2		
Ajuste	1	2
Pureza del tanque (%)	11,00	11,00
Concentración (g/l)	137,50	137,50
Caudal requerido (m ³ /h)	1,92	1,92
Caudal real (m ³ /h)	1,98	1,89
Máxima concentración (ppm)	206,25	196,88
Cloro entrada (ppm)	187,90	194,20
Cloro salida (ppm)	153,70	190,70
Ph entrada	9,35	9,54
Ph salida	9,30	9,60
Tiempo de dosificación (s)	35,00	35,00
Tiempo de posdosificación (s)	13,00	11,00
Ph entrada	2,09	1,92
Ph salida	2,03	1,96

BASTIDOR 19 EDIFICIO 2			
Ajuste	1	2	3
Pureza del tanque (%)	8,00	10,00	10,00
Concentración (g/l)	100,00	125,00	125,00
Caudal requerido (m ³ /h)	2,64	2,11	2,11
Caudal real (m ³ /h)	2,60	2,06	2,08
Máxima concentración (ppm)	196,97	195,08	196,97
Cloro entrada (ppm)	172,20	180,30	195,30
Cloro salida (ppm)	141,80	155,00	195,00
Ph entrada	9,36	9,44	9,42
Ph salida	9,14	9,34	9,57
Tiempo de dosificación (s)	35,00	35,00	35,00
Tiempo de posdosificación (s)	7,00	8,00	9,00
Ph entrada	2,07	1,96	1,87
Ph salida	2,34	1,97	1,92

BASTIDOR 20 EDIFICIO 2		
Ajuste	1	2
Pureza del tanque (%)	7,00	7,00
Concentración (g/l)	87,50	87,50
Caudal requerido (m ³ /h)	3,02	3,02
Caudal real (m ³ /h)	2,97	3,00
Máxima concentración (ppm)	196,88	198,86
Cloro entrada (ppm)	186,50	197,40
Cloro salida (ppm)	150,60	195,50
Ph entrada	9,77	9,63

Ph salida	9,39	9,60
Tiempo de dosificación (s)	35,00	35,00
Tiempo de posdosificación (s)	6,00	4,00
Ph entrada	1,96	1,94
Ph salida	2,37	1,96

BASTIDOR 21 EDIFICIO 2	
Ajuste	1
Pureza del tanque (%)	11,00
Concentración (g/l)	137,50
Caudal requerido (m ³ /h)	1,92
Caudal real (m ³ /h)	1,96
Máxima concentración (ppm)	204,17
Cloro entrada (ppm)	201,90
Cloro salida (ppm)	200,50
Ph entrada	9,66
Ph salida	9,74
Tiempo de dosificación (s)	35,00
Tiempo de posdosificación (s)	2,00
Ph entrada	1,88
Ph salida	1,94

7.2 Anexo 2: Resultado de limpiezas CIP en bastidores de UF

PROCEDIMIENTO A						
BASTIDOR	TMP INICIAL	TMP FINAL	PERM INICIAL	PERM FINAL	ΔTMP	ΔPERM
EDIFICIO 1 (Primera ronda)						
1	0,27	0,15	182	250	0,12	68
2	0,28	0,22	160	240	0,06	80
3	0,30	0,17	198	298	0,13	100
4	0,25	0,20	198	278	0,05	80
5	0,41	0,28	116	181	0,13	65
6	0,28	0,19	177	288	0,09	111
7	0,43	0,28	130	197	0,15	67
8	0,32	0,26	141	238	0,06	97
9	0,35	0,23	148	242	0,12	94
10	0,45	0,32	110	143	0,13	33
11	0,30	0,19	150	252	0,11	102
12	0,38	0,29	145	183	0,09	38
13	0,43	0,30	114	185	0,13	71
14	0,30	0,22	150	195	0,08	45
15	0,30	0,22	147	201	0,08	54
16	0,34	0,24	124	210	0,10	86
17	0,36	0,25	144	211	0,11	67
18	0,25	0,16	168	235	0,09	67
19	0,49	0,38	80	124	0,11	44
20	0,49	0,33	96	168	0,16	72

21	0,40	0,30	133	194	0,10	61
EDIFICIO 2 (Primera ronda)						
1	0,40	0,23	132	220	0,17	88
2	0,38	0,26	142	200	0,12	58
3	0,31	0,25	140	228	0,06	88
4	0,36	0,23	146	220	0,13	74
5	0,64	0,48	100	146	0,16	46
6	0,75	0,61	88	120	0,14	32
7	0,40	0,29	142	174	0,11	32
8	0,40	0,30	118	180	0,10	62
9	0,30	0,16	163	202	0,14	39
10	0,28	0,22	145	157	0,06	12
11	0,24	0,19	150	189	0,05	39
12	0,26	0,20	142	211	0,06	69
13	0,53	0,41	97	126	0,12	29
14	0,34	0,22	143	213	0,12	70
15	0,35	0,20	175	245	0,15	70
16	0,34	0,18	150	257	0,16	107
17	0,58	0,41	95	136	0,17	41
18	0,50	0,38	71	141	0,12	70
19	0,59	0,39	77	145	0,20	68
20	0,33	0,17	122	231	0,16	109
21	0,52	0,35	67	120	0,17	53
EDIFICIO 1 (Segunda ronda)						
1	0,46	0,32	131	191	0,14	60
2	0,41	0,23	149	225	0,18	76
3	0,38	0,27	131	180	0,11	49
4	0,32	0,22	140	170	0,10	30
5	0,50	0,38	90	130	0,12	40
6	0,42	0,34	125	156	0,08	31
7	0,39	0,35	115	170	0,04	55
8	0,30	0,23	147	221	0,07	74
9	0,50	0,33	105	148	0,17	43
10	0,30	0,26	179	196	0,04	17
11	0,37	0,25	128	156	0,12	28
12	0,39	0,22	150	202	0,17	52
13	0,40	0,35	136	149	0,05	13
14	0,36	0,26	112	167	0,10	55
15	0,48	0,32	127	179	0,16	52
16	0,29	0,20	154	237	0,09	83
17	0,31	0,21	129	191	0,10	62
18	0,29	0,24	160	197	0,05	37
19	0,45	0,36	124	150	0,09	26
20	0,61	0,43	88	127	0,18	39
21	0,39	0,25	146	219	0,14	73
EDIFICIO 2 (Segunda ronda)						
1	0,42	0,34	116	164	0,08	48
2	0,46	0,31	119	190	0,15	71
3	0,59	0,45	105	145	0,14	40
4	0,32	0,21	129	237	0,11	108
5	0,77	0,64	80	113	0,13	33
6	0,58	0,47	107	146	0,11	39
7	0,75	0,56	95	147	0,19	52

8	0,53	0,44	104	133	0,09	29
9	0,80	0,70	76	96	0,10	20
10	0,40	0,30	107	181	0,10	74
11	0,57	0,53	102	126	0,04	24
12	0,32	0,20	141	220	0,12	79
13	0,45	0,35	101	152	0,10	51
14	0,38	0,30	120	135	0,08	15
15	0,50	0,38	90	130	0,12	40
16	0,42	0,28	141	181	0,14	40
17	0,42	0,35	107	144	0,07	37
18	0,46	0,37	112	158	0,09	46
19	0,31	0,25	158	185	0,06	27
20	0,27	0,22	130	236	0,05	106
21	0,53	0,45	102	117	0,08	15

PROCEDIMIENTO B						
BASTIDOR	TMP INICIAL	TMP FINAL	PERM INICIAL	PERM FINAL	Δ TMP	Δ PERM
EDIFICIO 1 (Primera ronda)						
1	0,46	0,22	112	225	0,24	113
2	0,46	0,28	109	225	0,18	116
3	0,48	0,28	112	208	0,20	96
4	0,37	0,21	140	254	0,16	114
5	0,39	0,20	132	244	0,19	112
6	0,62	0,38	85	131	0,24	46
7	0,73	0,38	72	152	0,35	80
8	0,81	0,44	62	120	0,37	58
9	0,40	0,21	118	226	0,19	108
10	0,38	0,22	119	241	0,16	122
11	0,62	0,35	92	155	0,27	63
12	0,73	0,41	79	121	0,32	42
13	0,58	0,30	96	210	0,28	114
14	0,39	0,24	117	190	0,15	73
15	0,93	0,59	75	149	0,34	74
16	0,40	0,23	138	222	0,17	84
17	0,53	0,23	90	172	0,30	82
18	0,69	0,42	86	145	0,27	59
19	0,70	0,48	70	113	0,22	43
20	0,38	0,23	137	243	0,15	106
21	0,44	0,29	111	191	0,15	80
EDIFICIO 2 (Primera ronda)						
1	0,42	0,25	118	195	0,17	77
2	0,38	0,20	128	227	0,18	99
3	0,32	0,18	143	233	0,14	90
4	0,28	0,16	150	265	0,12	115
5	0,35	0,22	128	218	0,13	90
6	0,51	0,21	104	211	0,30	107
7	0,35	0,23	145	258	0,12	113
8	0,59	0,25	86	205	0,34	119
9	0,66	0,42	78	150	0,24	72
10	0,39	0,23	118	215	0,16	97
11	0,42	0,20	109	197	0,22	88
12	0,28	0,15	160	285	0,13	125

13	0,43	0,22	127	246	0,21	119
14	0,58	0,29	94	204	0,29	110
15	0,57	0,24	88	218	0,33	130
16	0,41	0,24	123	224	0,17	101
17	0,52	0,33	103	157	0,19	54
18	0,40	0,24	135	202	0,16	67
19	0,50	0,23	109	201	0,27	92
20	0,70	0,38	83	169	0,32	86
21	0,52	0,33	106	170	0,19	64
EDIFICIO 1 (Segunda ronda)						
1	0,50	0,30	102	180	0,20	78
2	0,59	0,41	87	148	0,18	61
3	0,49	0,35	106	165	0,14	59
4	0,40	0,24	120	206	0,16	86
5	0,33	0,23	128	232	0,10	104
6	0,35	0,27	131	196	0,08	65
7	0,38	0,25	128	215	0,13	87
8	0,48	0,27	112	202	0,21	90
9	0,51	0,23	112	233	0,28	121
10	0,51	0,30	110	182	0,21	72
11	0,52	0,33	102	225	0,19	123
12	0,53	0,37	99	200	0,16	101
13	0,42	0,28	130	245	0,14	115
14	0,67	0,45	112	185	0,22	73
15	0,54	0,39	98	136	0,15	38
16	0,51	0,35	84	139	0,16	55
17	0,55	0,28	94	210	0,27	116
18	0,72	0,37	93	174	0,35	81
19	0,45	0,28	127	229	0,17	102
20	0,43	0,24	140	253	0,19	113
21	0,45	0,29	128	222	0,16	94
EDIFICIO 2 (Segunda ronda)						
1	0,53	0,28	117	227	0,25	110
2	0,45	0,28	140	221	0,17	81
3	0,37	0,21	135	231	0,16	96
4	0,41	0,25	144	235	0,16	91
5	0,45	0,32	137	192	0,13	55
6	0,35	0,20	151	263	0,15	112
7	0,38	0,17	128	213	0,21	85
8	0,43	0,26	133	215	0,17	82
9	0,34	0,22	145	217	0,12	72
10	0,67	0,34	99	199	0,33	100
11	0,68	0,34	96	215	0,34	119
12	0,51	0,29	133	213	0,22	80
13	0,53	0,30	119	207	0,23	88
14	0,64	0,35	104	158	0,29	54
15	0,71	0,42	95	130	0,29	35
16	0,62	0,40	107	140	0,22	33
17	0,58	0,40	112	156	0,18	44
18	0,40	0,26	154	242	0,14	88
19	0,56	0,31	90	157	0,25	67
20	0,46	0,28	86	199	0,18	113
21	0,79	0,54	89	205	0,25	116

PROCEDIMIENTO C						
BASTIDOR	TMP INICIAL	TMP FINAL	PERM INICIAL	PERM FINAL	ΔTMP	ΔPERM
EDIFICIO 1 (Primera ronda)						
1	0,70	0,32	82	222	0,38	140
2	0,43	0,22	106	282	0,21	176
3	0,39	0,16	165	302	0,23	137
4	0,56	0,32	104	240	0,24	136
5	0,62	0,19	126	280	0,43	154
6	0,54	0,18	126	277	0,36	151
7	0,43	0,19	107	256	0,24	149
8	0,65	0,26	100	260	0,39	160
9	0,42	0,26	94	219	0,16	125
10	0,53	0,27	134	279	0,26	145
11	0,39	0,21	138	257	0,18	119
12	0,30	0,14	140	298	0,16	158
13	0,45	0,20	132	268	0,25	136
14	0,64	0,25	103	279	0,39	176
15	0,40	0,15	144	278	0,25	134
16	0,46	0,23	110	258	0,23	148
17	0,60	0,20	85	226	0,40	141
18	0,62	0,26	112	340	0,36	228
19	0,54	0,24	105	270	0,30	165
20	0,47	0,23	114	245	0,24	131
21	0,48	0,20	137	272	0,28	135
EDIFICIO 2 (Primera ronda)						
1	0,64	0,31	89	209	0,33	120
2	0,58	0,35	97	251	0,23	154
3	0,42	0,22	130	268	0,20	138
4	0,55	0,22	126	251	0,33	125
5	0,62	0,31	96	238	0,31	142
6	0,57	0,32	116	238	0,25	122
7	0,45	0,21	116	242	0,24	126
8	0,77	0,32	97	239	0,45	142
9	0,70	0,33	100	295	0,37	195
10	0,65	0,32	81	220	0,33	139
11	0,46	0,26	126	247	0,20	121
12	0,33	0,19	150	289	0,14	139
13	0,49	0,28	116	269	0,21	153
14	0,40	0,29	107	246	0,11	139
15	0,58	0,34	112	290	0,24	178
16	0,60	0,30	109	278	0,30	169
17	0,55	0,28	96	245	0,27	149
18	0,71	0,38	82	258	0,33	176
19	0,42	0,18	144	288	0,24	144
20	0,52	0,32	95	218	0,20	123
21	0,60	0,43	89	238	0,17	149
EDIFICIO 1 (Segunda ronda)						
1	0,59	0,29	100	277	0,30	177
2	0,78	0,50	94	251	0,28	157
3	0,35	0,16	160	293	0,19	133
4	0,38	0,21	120	255	0,17	135
5	0,38	0,20	134	287	0,18	153

6	0,38	0,17	121	279	0,21	158
7	0,55	0,28	108	293	0,27	185
8	0,76	0,40	100	274	0,36	174
9	0,53	0,24	105	286	0,29	181
10	0,44	0,19	93	274	0,25	181
11	0,49	0,28	98	291	0,21	193
12	0,66	0,38	104	264	0,28	160
13	0,45	0,28	128	295	0,17	167
14	0,48	0,31	131	276	0,17	145
15	0,35	0,20	184	307	0,15	123
16	0,42	0,27	117	295	0,15	178
17	0,60	0,41	100	283	0,19	183
18	0,74	0,37	98	278	0,37	180
19	0,75	0,41	90	264	0,34	174
20	0,58	0,41	106	241	0,17	135
21	0,32	0,16	116	254	0,16	138
EDIFICIO 2 (Segunda ronda)						
1	0,50	0,15	129	299	0,35	170
2	0,44	0,25	117	288	0,19	171
3	0,36	0,21	130	258	0,15	128
4	0,65	0,40	100	253	0,25	153
5	0,49	0,34	113	260	0,15	147
6	0,46	0,32	155	278	0,14	123
7	0,38	0,24	154	285	0,14	131
8	0,58	0,38	75	232	0,20	157
9	0,56	0,30	85	256	0,26	171
10	0,39	0,24	93	269	0,15	176
11	0,54	0,34	115	301	0,20	186
12	0,46	0,29	128	269	0,17	141
13	0,67	0,36	102	287	0,31	185
14	0,40	0,25	121	280	0,15	159
15	0,45	0,24	104	285	0,21	181
16	0,47	0,21	117	265	0,26	148
17	0,63	0,29	101	278	0,34	177
18	0,34	0,18	142	290	0,16	148
19	0,51	0,25	102	240	0,26	138
20	0,36	0,21	129	265	0,15	136
21	0,31	0,16	167	304	0,15	137

PROCEDIMIENTO D						
BASTIDOR	TMP INICIAL	TMP FINAL	PERM INICIAL	PERM FINAL	Δ TMP	Δ PERM
EDIFICIO 1 (Primera ronda)						
1	0,44	0,12	139	331	0,32	192
2	0,40	0,21	115	249	0,19	134
3	0,46	0,15	97	310	0,31	213
4	0,42	0,22	126	288	0,20	162
5	0,39	0,17	127	257	0,22	130
6	0,30	0,15	147	334	0,15	187
7	0,35	0,13	135	372	0,22	237
8	0,35	0,14	148	331	0,21	183
9	0,66	0,21	69	257	0,45	188
10	0,39	0,18	106	257	0,21	151

11	0,51	0,26	117	264	0,25	147
12	0,47	0,17	120	260	0,30	140
13	0,38	0,16	146	292	0,22	146
14	0,42	0,19	131	338	0,23	207
15	0,40	0,14	144	278	0,26	134
16	0,47	0,22	114	251	0,25	137
17	0,61	0,21	84	220	0,40	136
18	0,51	0,11	112	358	0,40	246
19	0,68	0,20	80	270	0,48	190
20	0,68	0,36	73	193	0,32	120
21	0,65	0,27	78	194	0,38	116
EDIFICIO 2 (Primera ronda)						
1	0,57	0,21	104	242	0,36	138
2	0,31	0,12	133	318	0,19	185
3	0,50	0,12	99	325	0,38	226
4	0,56	0,26	120	256	0,30	136
5	0,70	0,32	82	222	0,38	140
6	0,43	0,22	106	282	0,21	176
7	0,38	0,13	168	329	0,25	161
8	0,75	0,30	94	236	0,45	142
9	0,60	0,21	123	282	0,39	159
10	0,36	0,15	128	278	0,21	150
11	0,54	0,19	99	285	0,35	186
12	0,62	0,22	98	257	0,40	159
13	0,43	0,24	52	225	0,19	173
14	0,52	0,24	93	200	0,28	107
15	0,56	0,26	117	300	0,30	183
16	0,44	0,19	104	224	0,25	120
17	0,37	0,16	130	261	0,21	131
18	0,41	0,22	116	235	0,19	119
19	0,32	0,17	135	298	0,15	163
20	0,38	0,22	97	223	0,16	126
21	0,40	0,20	134	287	0,20	153
EDIFICIO 1 (Segunda ronda)						
1	0,68	0,23	98	258	0,45	160
2	0,47	0,20	117	255	0,27	138
3	0,43	0,18	122	309	0,25	187
4	0,33	0,15	145	298	0,18	153
5	0,51	0,25	102	240	0,26	138
6	0,40	0,19	114	231	0,21	117
7	0,60	0,22	98	336	0,38	238
8	0,26	0,14	167	319	0,12	152
9	0,37	0,23	122	241	0,14	119
10	0,37	0,21	131	261	0,16	130
11	0,33	0,13	133	312	0,20	179
12	0,40	0,16	131	320	0,24	189
13	0,42	0,25	135	251	0,17	116
14	0,51	0,21	101	265	0,30	164
15	0,32	0,15	118	314	0,17	196
16	0,50	0,14	130	341	0,36	211
17	0,72	0,33	79	201	0,39	122
18	0,31	0,17	114	237	0,14	123
19	0,38	0,20	128	248	0,18	120

20	0,33	0,16	187	324	0,17	137
21	0,38	0,15	144	375	0,23	231
EDIFICIO 2 (Segunda ronda)						
1	0,42	0,20	115	294	0,22	179
2	0,40	0,21	133	275	0,19	142
3	0,30	0,19	129	311	0,11	182
4	0,37	0,19	112	287	0,18	175
5	0,59	0,23	101	242	0,36	141
6	0,56	0,23	111	281	0,33	170
7	0,75	0,36	98	219	0,39	121
8	0,86	0,56	75	250	0,30	175
9	0,43	0,28	117	246	0,15	129
10	0,48	0,26	112	240	0,22	128
11	0,60	0,23	107	280	0,37	173
12	0,60	0,32	98	226	0,28	128
13	0,66	0,28	95	261	0,38	166
14	0,64	0,31	100	296	0,33	196
15	0,77	0,41	99	284	0,36	185
16	0,72	0,40	105	229	0,32	124
17	0,55	0,26	134	255	0,29	121
18	0,39	0,17	155	303	0,22	148
19	0,66	0,40	106	227	0,26	121
20	0,50	0,26	111	245	0,24	134
21	0,48	0,20	136	265	0,28	129