

Proyecto Fin de Carrera
Ingeniería Industrial

Estudio de los Sistemas de Recuperación de Energía
en Plantas Desaladoras por Ósmosis Inversa

Autor: Claudia Viciano Forte

Tutor: Francisco Javier Pino Lucena

Dep. Ingeniería Energética
Escuela Técnica Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla

Sevilla, 2015



Proyecto Fin de Carrera
Ingeniería Industrial

Estudio de los Sistemas de Recuperación de Energía en Plantas Desaladoras por Ósmosis Inversa

Autor:

Claudia Viciano Forte

Tutor:

Francisco Javier Pino Lucena

Dep. Ingeniería Energética
Escuela Técnica Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla
Sevilla, 2015

Índice	v
Índice de Tablas	vii
Índice de Figuras	ix
1 Introducción	1
1.1 <i>Objetivo del proyecto</i>	1
1.2 <i>La desalación por ósmosis inversa</i>	1
1.3 <i>La importancia de la desalación</i>	3
1.4 <i>Situación global de la desalación</i>	5
1.5 <i>Desalación en España</i>	8
1.6 <i>Técnicas aplicadas a la desalación</i>	9
1.6.1 <i>Procesos de evaporación</i>	11
1.6.2 <i>Procesos de membranas</i>	14
1.6.3 <i>Otros procesos de desalación</i>	17
2 Procesos Fundamentales de una Planta de Desalación por Ósmosis Inversa	19
2.1 <i>Introducción</i>	19
2.2 <i>Captación de agua de mar</i>	20
2.2.1 <i>Tomas abiertas</i>	21
2.2.2 <i>Tomas cerradas</i>	22
2.3 <i>Pretratamiento</i>	23
2.3.1 <i>Pretratamientos físico-químicos.</i>	24
2.3.2 <i>Pretratamiento mediante membranas</i>	26
2.3.3 <i>Pretratamiento convencional & Pretratamiento mediante membranas</i>	28
2.4 <i>Núcleo de la desalación: Ósmosis inversa</i>	29
2.4.1 <i>Membranas</i>	29
2.4.2 <i>Las fórmulas de la ósmosis</i>	30
2.4.3 <i>Diseño de un Sistema de membranas de ósmosis inversa</i>	33
2.5 <i>Postratamiento</i>	34
2.5.1 <i>Cumplimiento de la normativa de agua de consumo humano</i>	35
2.5.2 <i>Remineralización</i>	35
3 Sistemas de Recuperación de Energía	39
3.1 <i>Introducción</i>	39
3.2 <i>Turbina Francis (Bomba invertida)</i>	39
3.3 <i>Turbina Pelton</i>	39
3.4 <i>Turbobomba y Turbocharger</i>	40
3.4.1 <i>Funcionamiento</i>	41
3.4.2 <i>Válvula de derivación</i>	41
3.5 <i>Cámaras de intercambio de presión</i>	42
3.5.1 <i>Cámaras de intercambio de presión de desplazamiento</i>	42
3.5.2 <i>Cámaras de intercambio de presión de rotación</i>	43
3.5.3 <i>Aspectos comunes a las cámaras de intercambio de presión</i>	43
3.6 <i>Conclusiones</i>	45
4 Estudio Comparativo de los Sistemas de Recuperación de Energía	47
4.1 <i>Objetivo</i>	47
4.2 <i>Dimensionamiento de la planta</i>	47
4.2.1 <i>Introducción</i>	47
4.2.2 <i>Ubicación</i>	50

4.2.3	Parámetros principales de diseño	50
4.2.4	Sistema de captación	53
4.2.5	Estación de bombeo y Sistema de cribado	54
4.2.6	Dosificación de Hipoclorito sódico	55
4.2.7	Sistema de pretratamiento	56
4.2.8	Sistema de ósmosis	60
4.2.9	Bastidores de ósmosis inversa	61
4.2.10	Sistema de postratamiento	64
4.3	<i>Diseño del sistema de ósmosis</i>	66
4.3.1	Diseño de las membranas	66
4.3.2	Diseño de los recuperadores de energía	73
4.3.3	Diseño de las bombas	76
4.4	<i>Cálculo del consumo específico</i>	94
5	Estudio económico de las inversiones	97
5.1	<i>Objeto del estudio</i>	97
5.2	<i>Consideraciones de índole económica</i>	97
5.2.1	El precio de la energía y la inflación	97
5.2.2	Diferencia entre el incremento anual del precio de la energía y la tasa de inflación	97
5.2.3	Definiciones y criterios de valoración de inversiones	98
5.3	<i>Estudio de los costes</i>	98
5.3.1	Coste de la inversión	98
5.3.2	Coste de mantenimiento anual	100
5.3.3	Ahorro energético anual	100
5.4	<i>Resumen de los resultados</i>	101
5.4.1	Análisis estático: Payback	101
5.4.2	Análisis dinámico: Cálculo del VAN	101
5.4.3	Resumen de resultados	103
6	Conclusiones	105
7	Anexos	107
8	Bibliografía	137

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1-1 Clasificación de las técnicas de desalación	2
Tabla 1-2 Comparación entre las principales técnicas de desalación de agua de mar	3
Tabla 1-3 Distribución del agua en el planeta. (Abengoa, 2015)	4
Tabla 1-4 Grandes desaladoras en España	9
Tabla 1-6 Clasificación de las técnicas de desalación	10
Tabla 2-1 Composición y características típicas del agua de mar. (Sánchez, y otros, 2009)	21
Tabla 2-2 Tipos de captaciones de agua de mar para desalación. (Medina San Juan, 1999)	23
Tabla 2-3 Pretratamiento convencional & Pretratamiento no convencional	28
Tabla 3-1 Comparativo ERI & Turbocharger (Energy Recovery, Inc.)	46
Tabla 3-2 Ventajas significativas de los recuperadores de energía ERI y Turbocharger	46
Tabla 4-1 Calidad del agua de mar.	51
Tabla 4-2 Parámetros de calidad del agua potable.	52
Tabla 4-3 Caudales de diseño	52
Tabla 4-4 Tubería de captación.	53
Tabla 4-5 Tubería estación de bombeo.	54
Tabla 4-6 Configuración trenes de ósmosis	62
Tabla 4-7 Requisitos básicos a cumplir en el dimensionamiento de las membranas.	67
Tabla 4-8 Parámetros de operación de las membranas	67
Tabla 4-9 Configuraciones de membranas de Hydranautics	69
Tabla 4-10 Características del sistema con membranas SWC4B-LD	70
Tabla 4-11 Resultados obtenidos para la situación límite en niveles de TDS y Boro.	71
Tabla 4-12 Resultados obtenidos para la situación límite en valores de presión	72
Tabla 4-13 Resultados obtenidos “IMS Design”	73
Tabla 4-14 Resultados de IMS Design para el diseño del Turbocharger	75
Tabla 4-15 Cálculo del coeficiente de fricción	79
Tabla 4-16 Longitud equivalente de los accesorios	80
Tabla 4-17 Punto de diseño de la bomba de Alta presión con ERI	81
Tabla 4-18 Puntos de funcionamiento bomba de Alta presión con ERI	81
Tabla 4-19 Condiciones de operación bomba de Alta con ERI	82
Tabla 4-20 Cálculo del coeficiente de fricción	84
Tabla 4-21 Longitud equivalente de los accesorios	84
Tabla 4-22 Punto de diseño bomba Booster	85
Tabla 4-23 Puntos de funcionamiento bomba Booster	86
Tabla 4-24 Condiciones de operación bomba Booster.	87

Tabla 4-25 Punto de diseño de la bomba de Alta presión con Turbocharger	89
Tabla 4-26 Punto de funcionamiento bomba de Alta presión con Turbocharger	89
Tabla 4-27 Condiciones de operación bomba de Alta con Turbocharger	91
Tabla 4-28 Punto de diseño de la bomba de Alta presión sin recuperador	92
Tabla 4-29 Punto de funcionamiento bomba de Alta presión sin recuperador	92
Tabla 4-30 Condiciones de operación bomba de Alta sin recuperador	94
Tabla 4-31 Potencia requerida en el sistema de ósmosis inversa	94
Tabla 4-32 Consumo específico en el sistema de ósmosis inversa	95
Tabla 4-33 Consumo específico total de toda la instalación	95
Tabla 5-1 Coste de las inversiones	100
Tabla 5-2 Coste de mantenimiento anual para los recuperadores de energía	100
Tabla 5-3 Potencia requerida en el sistema de ósmosis inversa	100
Tabla 5-4 Ahorro anual de las inversiones	100
Tabla 5-5 Plazo de recuperación de las inversiones de mejora energética	101
Tabla 5-6 Cálculo del VAN para la Inversión 1	102
Tabla 5-7 Cálculo del VAN para la Inversión 2	103
Tabla 5-8 Resumen de los resultados económicos y energéticos para las inversiones	103
Tabla 5-8 Resumen de los resultados económicos y energéticos para las inversiones	105
Tabla 5-10 VAN de ambas inversiones	105

ÍNDICE DE FIGURAS

Ilustración 1-1 Capacidad instalada por tipo de usuario final	6
Ilustración 1-2 Capacidad instalada por origen de agua bruta	6
Ilustración 1-3 Capacidad instalada según la tecnología empleada	7
Ilustración 1-4 Capacidad de desalación por países	8
Ilustración 1-5 Técnicas de desalación más utilizadas.	10
Ilustración 1-6 Evaporación súbita multietapa. (Ecoagua Ingenieros)	12
Ilustración 1-7 Evaporación de múltiple efecto.	13
Ilustración 1-8 Evaporación por compresión de vapor.	14
Ilustración 1-9 Diagrama simplificado de una celda de electrodiálisis.	15
Ilustración 1-10 Batería de electrodiálisis.	16
Ilustración 1-11 Esquema del proceso de ósmosis y ósmosis inversa.(guía desalación)	16
Ilustración 2-1 Diagrama de flujo de una planta completa de ósmosis inversa	19
Ilustración 2-2 Esquema general de las fases de la desalación por ósmosis inversa.	20
Ilustración 2-3 Índice de atascamiento o Índice de Fouling.	24
Ilustración 2-4 Esquema de pretratamiento hasta el DAF.	25
Ilustración 2-5 Filtro autolimpiante	28
Ilustración 2-6 Componentes de una membrana de ósmosis de arrollamiento en espiral	30
Ilustración 2-7 Modelo de solución-difusión	30
Ilustración 2-8 Esquema de balance de materia.	32
Ilustración 2-9 Diseño en dos etapas	33
Ilustración 2-10 Diseño con dos pasos.	34
Ilustración 2-11 Esquema de un sistema de postratamiento de lechada de cal y CO ₂	36
Ilustración 2-12 Esquema de un sistema de postratamiento con lechos de calcita	37
Ilustración 3-1 Turbina Pelton	40
Ilustración 3-2 Esquema núcleo de desalación con turbina Pelton	40
Ilustración 3-3 Sistema de ósmosis inversa equipado con Turbocharger	41
Ilustración 3-4 Boquilla principal y auxiliar del Turbocharger	42
Ilustración 3-5 Tren de DWEER	42
Ilustración 3-6 Diagrama de flujo típico de un DWEER.	43
Ilustración 3-7 Funcionamiento cámaras de intercambio de presión de rotación.	43
Ilustración 3-8 Evolución del consumo específico en desalación	45
Ilustración 4-1 Plano de implantación	48
Ilustración 4-2 Localización de la planta.	50
Ilustración 4-3 Sección de la toma de captación vertical	53

Ilustración 4-4 Sistema de captación	54
Ilustración 4-5 Sistema de cribado en la captación	55
Ilustración 4-6 Tanques de almacenamiento	55
Ilustración 4-7 Bombas dosificadoras	55
Ilustración 4-8 Unidad DAF	57
Ilustración 4-9 Sistema de flotación por aire disuelto (DAF)	58
Ilustración 4-10 Filtros de gravedad	59
Ilustración 4-11 Filtros de cartucho	61
Ilustración 4-12 Trenes de ósmosis inversa	62
Ilustración 4-13 Sistema de limpieza química	63
Ilustración 4-14 Remineralización	65
Ilustración 4-15 Datos de alimentación software IMS Design	69
Ilustración 4-16 Diseño OI con elección de membranas software IMS Design	70
Ilustración 4-17 Resultados de la primera iteración software IMS Design	71
Ilustración 4-18 Variación de la salinidad, presión e índice de boro con la temperatura.	72
Ilustración 4-19 Software del recuperador de energía ERI.	74
Ilustración 4-20 Diseño el Turbocharger	76
Ilustración 4-21 Bomba de alta presión	79
Ilustración 4-22 Curva característica bomba de Alta con ERI	82
Ilustración 4-23 Bomba Booster	84
Ilustración 4-24 Implementación software intercambiador de presión ERI	85
Ilustración 4-25 Curva característica bomba Booster	86
Ilustración 4-26 Curva característica bomba de Alta con Turbocharger	90
Ilustración 4-27 Curva característica bomba de Alta sin recuperador.	93
Ilustración 5-1 Precio 18 unidades PX-Q300	99
Ilustración 5-2 Precio Turbocharger modelo AT 7800	99

1 INTRODUCCIÓN

1.1 Objetivo del proyecto

El objetivo principal de este proyecto es el estudio de la viabilidad económica que supone la implantación de los sistemas de recuperación de energía en una planta de desalación de agua de mar por ósmosis inversa.

El estudio se realizará para una planta desaladora de 100.000 m³/d de capacidad, ubicada en Qurayyat, Omán.

En primer lugar, explicaremos los motivos por los que la desalación por ósmosis inversa es el método más empleado en la actualidad.

A continuación, definiremos las características técnicas de la planta y llevaremos a cabo el dimensionado de los sistemas de recuperación de energía, así como de los principales elementos que componen el núcleo de la desalación.

Con los resultados obtenidos, calcularemos el consumo específico del núcleo de la desalación en los diferentes casos, para de este modo valorar nuestras inversiones.

1.2 La desalación por ósmosis inversa

La desalación es el proceso de separación de minerales disueltos (sales) y otras sustancias indeseables contenidas en las aguas salobres o marinas, para convertirlas en agua adecuada para el consumo humano, agua apta para uso industrial o agrícola. (Sánchez, y otros, 2009)

A la hora de diseñar una planta desalinizadora, es especialmente importante, como es obvio, elegir la técnica de separación más adecuada para separar las sales del agua. Esto dependerá fundamentalmente del caudal a tratar, de la disponibilidad de energía, de la zona del planeta dónde nos encontremos...

En función de la tecnología de proceso adoptada los pretratamientos y postratamientos variarán en función de las necesidades técnicas del agua para cada tecnología.

En la Tabla 1-1 que se adjunta a continuación puede observarse un listado, entre otras, de las principales técnicas de desalación actuales.

Tipo de separación	Proceso	Tecnología
<i>Procesos que separan agua</i>	Evaporación	Destilación multiefecto (MED)
		Destilación súbita multietapa (MSF)
		Proceso de compresión mecánica (CMV)
		Proceso de compresión térmica (CTV)
		Destilación solar
	Congelación	Congelación
<i>Procesos que separan las sales</i>	Procesos químicos	Extracción con disolventes
		Formación de hidratos
	Filtración	Ósmosis inversa
<i>Procesos que separan las sales</i>	Filtración selectiva	Electrodialisis
	Intercambio iónico	Intercambio iónico
	Depuración química	Precipitación

Tabla 1-1 Clasificación de las técnicas de desalación

Hemos de considerar que de este listado, no todas ellas tienen una aplicación industrial, ya sea para consumo humano o industrial, debido a su limitado rendimiento o alto coste energético y/o económico. La destilación solar, por ejemplo, es adecuada para pequeñas comunidades en regiones áridas, pero es poco rentable a nivel industrial. Por otro lado las técnicas basadas en congelación, todavía se encuentran en fase de planta piloto, por lo que harán falta unos años hasta que se consigan rendimientos aceptables para su aplicación industrial.

(Martínez Lezaun, 2014) Así pues, las tecnologías que hoy en día podemos considerar viables son el proceso de evaporación multiefecto de tubos horizontales (MED), el proceso de evaporación súbita multietapa (MSF), los procesos de compresión (CV), la ósmosis inversa (OI) y la electrodialisis (ED).

Cada uno de estos procesos necesita un tipo diferente de fuente energética y consume una cantidad distinta de cada una de ellas, así por ejemplo el MSF y el MED necesitan una fuente de calor para mantener el ciclo térmico, y en cambio, los procesos de CV y OI consumen energía eléctrica.

Aunque en los apartados siguientes se expodrá de forma más concreta las técnicas mencionados anteriormente, la Tabla 1-2 muestra una comparación entre ellas para la elección de la solución tecnológica más aceptable para el diseño de la planta.

Características	MSF	MED	CV	OI
<i>Desalación de agua de mar</i>	Sí	Sí	Sí	Sí
<i>Tipo de energía</i>	Térmica	Térmica	Eléctrica	Eléctrica
<i>Consumo energético</i>	110-125°C	60-70°C	-	-
	6,25 kWh/m ³	1,64 kWh/m ³	8,68 kWh/m ³	3,44 kWh/m ³
<i>Coste de instalaciones</i>	Alto	Alto-Medio	Alto	Medio
<i>Capacidad de producción (m³/día)</i>	Alta	Media	Baja	Alta
<i>Posibilidad de ampliación</i>	Difícil	Difícil	Difícil	Fácil
<i>Fiabilidad de operación</i>	Alta	Media	Baja	Alta

Calidad del agua desalada (ppm)	Alta (<50)	Alta (<50)	Alta (<50)	Media (300-500)
Superficie de terreno requerida	Mucha	Media	Media	Poca
Atención requerida	Alta	Mínima	Mínima	Media
Mantenimiento requerido	Alto	Medio-Bajo	Bajo	Medio
Formación de incrustaciones	Alta	Media	Media	Media
Ventajas relativas	- Alta calidad del producto	- Alta calidad del producto	- Alta calidad del producto	- Sencilla operación
	- Larga experiencia	- Fácil operación	- Opera casi sin atención	- Tamaños variados
	- Muchos fabricantes	- Menos energía eléctrica y menos costo que MSF	- Fácil automatización	- Puede recuperar energía
	- Capacidades muy alta	- Puede operar con calor residual.	- Fácil instalación.	- Fácil instalación.
Desventajas relativas	- Sensible a la corrosión e incrustaciones	- Poca experiencia operativa	- Tamaño unitario pequeño	- Requiere pretratamiento
	- Requiere mucha atención	- Poca experiencia operativa	- Compresor de alta velocidad requiere mantenimiento.	- Opera a alta presión
	- Agua potable	- Agua potable	- Agua potable	- Agua potable
Aplicaciones principales	- Agua de proceso o caldera	- Agua de proceso o caldera	- Agua de proceso o caldera	- Agua de proceso o caldera
				- Tratamiento de aguas residuales

Tabla 1-2 Comparación entre las principales técnicas de desalación de agua de mar

Una vez analizadas las distintas técnicas de desalación de agua, podemos concluir que las mejores opciones son el proceso de evaporación múltiple efecto (MED) como técnica de destilación, y la ósmosis inversa como técnica de desalación por membranas, ya que la evaporación por compresión de vapor se reserva para instalaciones de tamaño medio o bajo.

Desde el punto de vista de las necesidades energéticas, el proceso que menos consumo precisa es el de ósmosis inversa. Esta es la causa por la que en nuestro país, así como en otros de similares características, las plantas de desalación por agua de mar son por ósmosis inversa. La diferencia es tan importante que incluso en países que sí disponen de recursos energéticos también comiencen a instalar este tipo de plantas.

Por tanto, la ósmosis inversa está reconocida en la actualidad como el proceso de menor coste energético y el más eficaz para obtener agua desalada, por su capacidad para adaptarse a los incrementos de demanda y por requerir menor inversión inicial.

1.3 La importancia de la desalación

(Abengoa, 2015) El agua en la Tierra supone un 71 % de la superficie terrestre, es decir, tres cuartas partes de nuestro planeta se compone de agua. Parece bastante, y lo es, pero el problema es su distribución y su difícil accesibilidad para ser utilizada por el ser humano.

La cantidad total de agua que hay en el planeta es 1.386 millones de kilómetros cúbicos, de los cuales 1.338, casi el 97,5 %, es agua salada. Solo un 2,5 % del agua del planeta es dulce, donde el 1,74 % se encuentra en forma de hielo en los glaciares y casquetes polares, que hoy en día como consecuencia del cambio climático, se están derritiendo.

El resto del agua se encuentra en ríos, lagos, atmósfera, etc. La Tabla 1-3 ilustra los diferentes tipos de agua y su distribución en el planeta.

Localización	Porcentaje de agua total	Tipo de agua
<i>Mares y océanos</i>	96,5 %	Salada
<i>Casquetes y glaciares polares</i>	1,74 %	Dulce
<i>Agua subterránea salada</i>	0,94 %	Salada
<i>Agua subterránea dulce</i>	0,76 %	Dulce
<i>Glaciares continentales</i>	0,022 %	Dulce
<i>Lagos de agua dulce</i>	0,007 %	Dulce
<i>Lagos de agua salada</i>	0,006 %	Salada
<i>Humedad del suelo</i>	0,001 %	Dulce
<i>Atmósfera</i>	0,001 %	Dulce
<i>Embalses</i>	0,0008 %	Dulce
<i>Ríos</i>	0,0002 %	Dulce
<i>Agua biológica</i>	0,0001 %	Dulce

Tabla 1-3 Distribución del agua en el planeta. (Abengoa, 2015)

El agua representa entre el 50 y el 90 % de la masa de los seres vivos, siendo un 75 % en el caso de los seres humanos y llegando hasta el 90 % en el caso de las algas. Por tanto, el agua es indispensable para que la supervivencia de las especies continúe y para que el mundo siga desarrollándose económicamente.

Por ello, debido a que casi toda el agua del planeta es salada, la desalación representa una alternativa eficaz y real para conseguir agua potable para beber, agua para nuestra higiene y para obtener nuestros alimentos; así como agua apta para producir la energía que utilizamos y para llevar a cabo nuestras actividades económicas.

(Abengoa, 2014) Por supuesto, el principal problema del agua de mar es la sal. El agua potable que bebemos cada día debe contener menos de 0,2 gramos de ión sodio (Na⁺) por litro, frente a los 11 gramos por litro de Na⁺ (y 35 gramos por litro de sales totales disueltas) que tiene el agua del mar.

El agua desalada, altamente purificada, debe pasar por un proceso de post-tratamiento debido a su bajo contenido de minerales para que sean aptos para su consumo humano. En esta etapa, conocida como remineralización, existen distintos esquemas, pero en general se le aporta dióxido de carbono (CO₂), y distintos compuestos de calcio y magnesio. De esta manera el agua desalada alcanza los mismos estándares de calidad que aquella que proviene de los manantiales y ríos de agua dulce.

En el proceso de desalación, los litros restantes al concentrarse se convierten en una disolución de más de 55 gramos por litro de sales, conocida como salmuera, que normalmente se devuelve al entorno marino de forma controlada y sostenible.

Hoy en día los principales procesos de obtención de agua potable a partir de agua salobre proveniente del mar pueden clasificarse en técnicas de evaporación y técnicas que utilizan membranas.

De ambos métodos, que más adelante detallaremos, la ósmosis inversa está reconocida en la actualidad como el de menor coste energético y el más eficaz para obtener agua desalada, por su capacidad para adaptarse a los incrementos de demanda y por requerir menor inversión inicial. De hecho, se calcula que hay más de 17.000 plantas desaladoras y desalobradoras repartidas por todo el mundo que utilizan diversos procesos para desalar agua. Y de toda esa capacidad instalada, un 60 % correspondería a plantas de desalación mediante ósmosis inversa.

1.4 Situación global de la desalación

Ante el actual ritmo de crecimiento de la población y los cambios en las tendencias de consumo de agua, la opción de generar agua potable a partir del agua de mar es una de las mejores y más eficaces alternativas para garantizar el abastecimiento de agua actual y futuro a la sociedad.

Las tecnologías de desalación permiten un mayor ahorro y eficiencia en el uso del agua, la explotación de recursos antes no aprovechables como el agua de mar, así como una mayor garantía de disponibilidad y de calidad en el suministro, en particular en las áreas mediterráneas. En estas zonas suelen confluír diversos factores que favorecen enormemente el empleo de la desalación. En efecto, una población elevada, una gran actividad turística, la escasez de agua y una gran demanda para regadío agrícola condicionan la disponibilidad y la necesidad de nuevas fuentes de agua de gran calidad. Todo ello hace de la desalación una estrategia de abastecimiento de agua, suponiendo un importante motor de desarrollo en zonas con escasez (Sánchez, y otros, 2009).

Actualmente, se estima que cada día se producen en el mundo más de 66 millones de metros cúbicos de agua desalada, el equivalente al consumo de más de 250 millones de personas con la máxima calidad como agua (Abengoa, 2014).

Si tenemos en cuenta las perspectivas de crecimiento esperado para el año 2030, la población podría llegar a 9.000 millones de habitantes y además gran parte se establecería en la franja costera. Esto hace necesario una producción de agua desalinizada de 140 – 160 millones de m³/día para hacer frente al incremento de la demanda. La evolución tecnológica en los sistemas de desalación y los costes energéticos son las dos claves que marcan la evolución de este sector. (Ruiz Jiménez, 2014)

Hoy en día, el principal problema de la desalación es el alto coste de producción debido al consumo energético necesario, pero éste cada vez es menor.

(Torres Corral) Las primeras instalaciones desaladoras se construyen al principio de los años cincuenta. Los precios bajos de los combustibles fósiles marcan la tendencia en el desarrollo de las primeras plantas desaladoras, todas ellas de evaporación. Son instalaciones de gran consumo de energía, superando los 30-40 kWh/m³ de agua desalada, aunque baratas de primera instalación. Hasta (Acuamed, 2007) principio de los años 60, la mayoría de las plantas eran del sistema de evaporación en etapas múltiples (MSF) y algunos de multiefecto en tubos verticales.

Tras la crisis del petróleo del año 1973, se produce un fenómeno muy interesante. El incremento del precio de los combustibles provoca por una parte una mejora de la economía de los países de la OPEP que les permite hacer grandes inversiones en construcción de desaladoras, y por otra, obliga a optimizar el diseño de los evaporadores para obtener mejores rendimientos y abaratar el agua. Se busca el mínimo coste que será el mínimo de la suma de inversión más explotación.

A partir de los años 80 se produce el gran despegue de la ósmosis inversa aplicada al agua de mar. Esto abre unas posibilidades aún no agotadas, puesto el proceso está aún lejano de su techo tecnológico. Debido al avance tecnológico que supone esta nueva tecnología, se rebajan inicialmente a menos de la mitad los consumos específicos. De 14 kWh/m³ de los procesos de evaporación más eficientes a 8-10 kWh/m³ para las de ósmosis inversa, llegando hoy en día a valores en torno a 3 kWh/m³ y mejorando con pasos pequeños a través de sucesivas innovaciones tecnológicas en los sistemas de recuperación energética.

(Ruiz Jiménez, 2014) La capacidad global de todas las plantas de desalinización en todo el mundo es de hasta 80,9 millones de m³/día. De acuerdo con la información elaborada por la Asociación Internacional de la Desalación (IDA), las predicciones de crecimiento esperan un aumento en la capacidad de desalación y se espera que la capacidad mundial total alcance los 94 millones de m³/día.

El incremento de esta capacidad, está cada vez más marcado por el sector industrial, pues desde el año 2010, el 45% de las nuevas plantas de desalación fueron encargadas por industrias como centrales eléctricas y refinerías.

Por otro lado se espera que el 1% de población que ahora depende de la desalación aumente hasta el 25% en 2025, lo que conllevaría una brutal subida en la ejecución de plantas desaladoras. Y todo ello se debe en gran parte al número de países emergentes con grandes problemas de escasez de agua los cuales se agravan debido al aumento poblacional y desarrollo industrial, derivando así mismo en un incremento de la contaminación de los recursos hídricos. (India, norte de África, Australia, Oriente Próximo...).

A día de hoy, el método de desalinización es utilizado en 150 países, siendo Arabia Saudita el que más capacidad instalada tiene, pero se prevé que en los próximos cuatro años algunos países dupliquen su capacidad, como: Sudáfrica, Jordania, México, Libia, Chile, India y China.

Respecto al consumo, desde el punto de vista sectorial, en la Ilustración 1-1 podemos ver que el municipal es el que utiliza la mayor cantidad de agua desalada, pero son las industrias, tales como la generadora de energía, las que tienen el mayor número de instalaciones desaladoras.

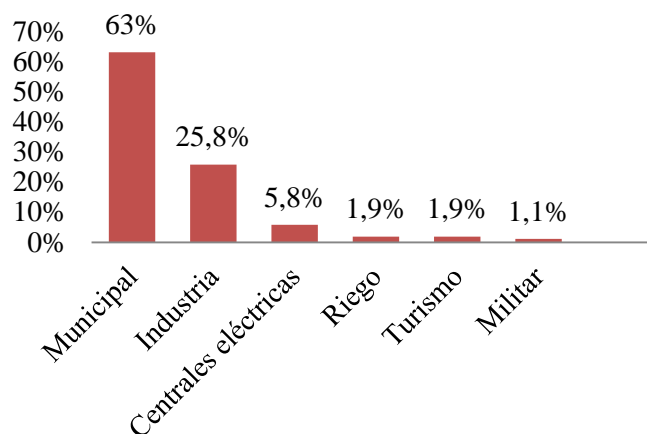


Ilustración 1-1 Capacidad instalada por tipo de usuario final

En cuanto al agua de alimentación utilizada, un 59% proviene de agua de mar, seguido de agua salobre con un 22%, un 9% de agua de río y un 5% de agua residual y agua pura cada una.

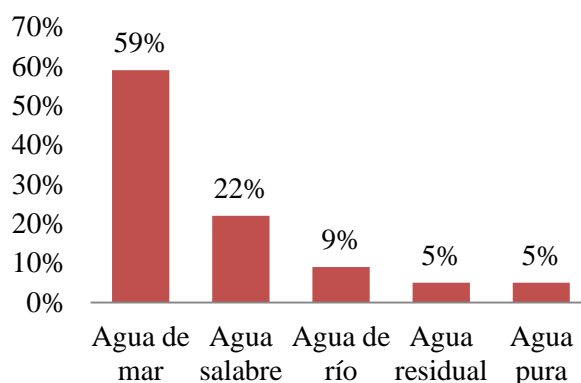


Ilustración 1-2 Capacidad instalada por origen de agua bruta

A la hora de diseñar una planta desalinizadora, es especialmente importante, como es obvio, elegir la técnica de separación más adecuada para separar las sales del agua. Esto dependerá fundamentalmente del caudal a tratar, de la disponibilidad de energía, de la zona del planeta dónde nos encontremos... En función de la tecnología de proceso adoptada los pretratamientos y postratamientos variarán en función de las necesidades de las características técnicas del agua para cada tecnología.

Existen múltiples tecnologías que más adelante detallaremos, pero las tecnologías que hoy en día podemos considerar viables son: el proceso de evaporación multiefecto de tubos horizontales (MED), el proceso de evaporación súbita multietapa (MSF), la ósmosis inversa (OI) y la electrodiálisis (ED).

En la Ilustración 1-3 se muestra la distribución de la producción de agua en función de la capacidad instalada.

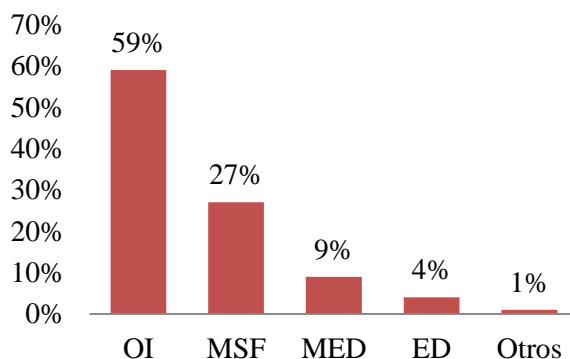


Ilustración 1-3 Capacidad instalada según la tecnología empleada

Por todo lo descrito, las plantas de desalinización son cada vez más grandes, y si volvemos la vista atrás, vemos que las siete plantas con más capacidad en el mundo han sido puestas en servicio o contratadas desde 2009.

Es de mencionar que en el Mercado de la desalación, Estados Unidos ha sido líder en plantas de aguas salobres y lo consigue centrándose en las membranas, mientras que los Estados Árabes del Golfo Pérsico lo son en plantas de agua de mar a través de la tecnología térmica.

La razón de que los estados árabes del Golfo Pérsico sean líderes en desalación térmica viene del fácil acceso al suministro de petróleo.

Como dijimos anteriormente, actualmente más de 150 países en el mundo emplean la desalación de agua de mar para solventar sus necesidades. Entre los países que más utilizan esta tecnología destacan Arabia Saudí, Emiratos Árabes Unidos, Estados Unidos, España, Kuwait, Argelia, China, Qatar, Japón y Australia

El top 10 de los países con mayor capacidad de desalación es el siguiente:

1. Arabia Saudí: 10.759.693 m³/día.
2. Emiratos Árabes Unidos: 8.428.256 m³/día
3. Estados Unidos: 8.133.415 m³/día
4. España: 5.249.536 m³/día
5. Kuwait: 2.876.625 m³/día
6. Argelia: 2.675.985 m³/día
7. China: 2.259.741 m³/día
8. Qatar: 1.712.886 m³/día
9. Japón: 1.493.158 m³/día
10. Australia: 1.184.812 m³/día

En conjunto, estos diez países suman aproximadamente el 71% de la capacidad global contratada acumulada.

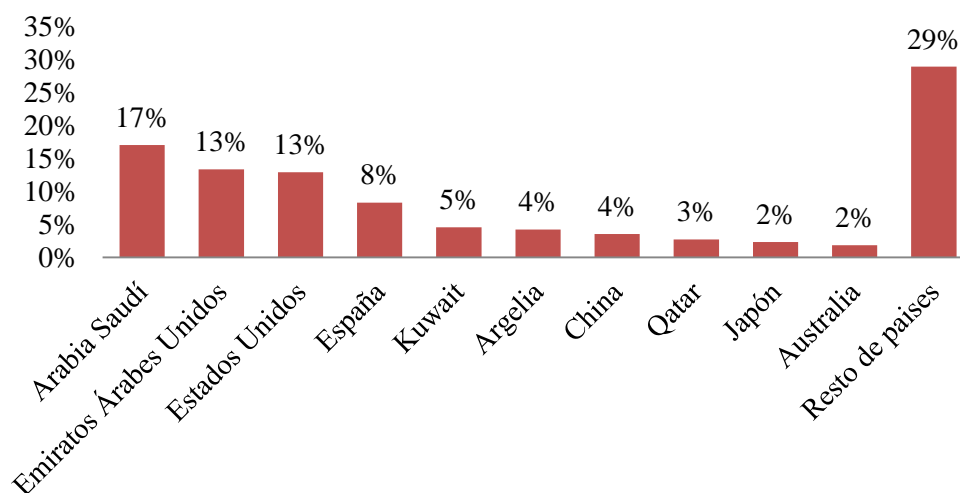


Ilustración 1-4 Capacidad de desalación por países

1.5 Desalación en España

(Acuamed, 2007) En España, la desalinización ha evolucionado muy positivamente desde que, a principios de los años setenta, se pusieron en marcha las primeras instalaciones diseñadas mediante procesos de tipo térmico (MSF, MED y CV), grandes consumidores de energía con consumos específicos que podían superar los 30-40 Kilovatios/hora por metro cúbico de agua desalada.

La primera planta desaladora se instaló en la isla de Lanzarote en el año 1963. Su puesta en marcha constituyó una verdadera revolución para los 12.000 habitantes del Lanzarote de la época, que hasta entonces contaban con apenas un centenar de pozos en toda la isla, los cuales aportaban un suministro incierto de no más de 200 m³ de promedio diario. Pocos años después se decidió la construcción de las plantas de Ceuta, que entraría en servicio en 1969, y de Las Palmas de Gran Canaria, que lo haría en 1970, y que con sus 10.000 m³ diarios significaría la entrada de la desalación en gran escala en España. Ambas utilizaban tecnología de destilación multietapa (MSF), como la planta pionera de Lanzarote.

Con los precios de la energía que rigieron en el mercado mundial hasta el primer shock petrolífero de 1973, desalar agua con tecnologías de evaporación en un país no petrolero resultaba caro, pero al fin y al cabo era accesible si no existía ninguna otra fuente de recurso. Sin embargo, la primera crisis del petróleo tuvo un impacto considerable sobre el precio del agua desalada y obligó a mejorar las tecnologías de evaporación a fin de obtener mayores rendimientos de proceso. La tradicional tecnología de destilación multietapa (MSF) dio paso a las tecnologías multiefecto (MED) y de compresión de vapor (VC), que aunque conceptualmente eran bien conocidas desde mucho tiempo atrás, por su mayor complejidad carecían de sentido económico en un contexto de energía barata.

En la década de los años ochenta aparecen las primeras instalaciones de ósmosis inversa, conviviendo en ese periodo con las tecnologías de evaporación, principalmente CV, y con importantes reducciones en el consumo energético (15 kWh/m³ para las plantas de compresión de vapor y 8-10 kWh/m³ para las de ósmosis inversa).

En España, fue de nuevo en Lanzarote en donde primero se introdujo la nueva tecnología de ósmosis inversa aplicada a la desalación de agua de mar. La primera planta se instaló en 1984, con una capacidad de 500 m³/día, y poco después, en 1986, se construyó la planta Lanzarote II, con una capacidad de 7.500 m³/día, que representó de hecho la entrada de la desalación por ósmosis inversa a gran escala en España.

Ahora bien, es en los años noventa, y una vez comprobado el correcto funcionamiento de las membranas, cuando se da el gran salto a las instalaciones de ósmosis inversa, cuya capacidad de producción ha ido en aumento conforme se ha ido reduciendo el consumo energético. Los datos en este capítulo son reveladores ya que, si hasta mediados de los noventa la capacidad de producción era de medio millón de metros cúbicos al día, aproximadamente, en el año 2000 se superó la cifra de un millón de metros cúbicos, alcanzando 5 años más

tarde una producción total de 1,5 millones de metros cúbicos al día en cerca de novecientas instalaciones.

La evolución del consumo específico en el campo de la desalinización por ósmosis inversa, a través de sucesivas innovaciones tecnológicas en los sistemas de recuperación energética, reduciéndose hasta 3 kWh/m³, ha contribuido de forma muy significativa al enorme incremento de la capacidad de producción y, por tanto, a afrontar con tranquilidad los nuevos planes de desalinización mediante la aplicación de una tecnología más eficiente energéticamente y muy consolidada en España.

Desde la instalación de la primera planta desaladora se ha generado un fuerte desarrollo en gobernanza, innovación y tecnología en el ámbito de la desalación, lo que ha permitido a este país ser un referente mundial en esta materia, existiendo en la actualidad más de 900 plantas desaladoras en servicio cuya capacidad instalada supera los 5 millones de m³/día.

Tradicionalmente, la comunidad con más agua desalada correspondía a las Islas Canarias, pero en la actualidad su capacidad de producción se ha visto superada por Andalucía, Comunidad Valenciana y la Región de Murcia. En la Tabla 1-4 se muestra la capacidad de producción de las principales plantas desaladoras en España.

Plantas	Capacidad (m ³ /día)
Torre Vieja (Alicante)	240.000
Barcelona	200.000
Águilas (Murcia)	180.000
El Atabal (Málaga)	160.000
Valdeventisco (Cartagena)	140.000
San Pedro del Pinatar (Murcia)	130.000
Canal de Alicante	130.000
Carboneras (Almería)	120.000

Tabla 1-4 Grandes desaladoras en España

1.6 Técnicas aplicadas a la desalación

(Torres Corral) Desde el punto de vista termodinámico, el efecto físico de la desalación de agua se obtiene aportando a la disolución la energía suficiente para separar las sales que contiene. La cantidad mínima de energía necesaria se puede evaluar siguiendo un camino opuesto al de la desalación, es decir, midiendo la energía desprendida al disolver en agua pura las sales que contiene la disolución. Matemáticamente este desprendimiento energético viene representado por la fórmula 1-1.

$$W = RT \ln aA \quad 1-1$$

Donde:

$W =$ Energía desprendida

$R =$ Constante

$T =$ Temperatura absoluta

$\ln aA =$ Logaritmo neperiano de la actividad de las sales en la disolución

El primer miembro representa la energía que se libera y el segundo representa la variación del potencial electroquímico del sistema agua más sales, desde el estado en que éstas se encuentran antes de la disolución y después de la misma. La energía mínima para la separación será diferente en función de la salinidad. Todos los

procesos de desalación se fundamentan en lograr la separación del agua pura, aportando al sistema la energía suficiente, que en un proceso perfectamente reversible coincidiría con la energía mínima antes citada. Cualquiera que sea el proceso a seguir se requiere la misma energía mínima. Unos procesos serán más eficientes que otros si se acercan más o menos a las condiciones límite ideales.

Dentro de los diferentes procesos de desalación que existen se pueden realizar varias clasificaciones, atendiendo a diversos criterios. El más utilizado, para clasificar las técnicas de desalación, distingue el modo de separar las sales del agua. De este modo, los métodos de desalinización pueden dividirse en dos grupos:

- Procedimientos que separan el agua.
- Procedimientos que separan las sales.

En el primer caso, a partir de agua salobre o de mar se va obteniendo agua pura, mientras que en el equipo va quedando una salmuera que se concentra progresivamente en sales. En el segundo caso, son las sales las que se extraen del equipo, de forma que el agua se va desalinizando progresivamente. La Tabla 1-5 muestra un esquema de la clasificación según este último criterio.

Tipo de separación	Proceso	Tecnología
<i>Procesos que separan agua</i>	Evaporación	Destilación multiefecto (MED)
		Destilación súbita multietapa (MSF)
		Proceso de compresión mecánica (CMV)
		Proceso de compresión térmica (CTV)
	Congelación	Destilación solar
		Congelación
Procesos químicos	Extracción con disolventes	
	Formación de hidratos	
<i>Procesos que separan las sales</i>	Filtración	Ósmosis inversa
	Filtración selectiva	Electrodialisis
	Intercambio iónico	Intercambio iónico
	Depuración química	Precipitación

Tabla 1-5 Clasificación de las técnicas de desalación

Los procedimientos más utilizados son la evaporación, ósmosis inversa y electrodialisis, utilizándose unas u otras en función del agua a tratar.

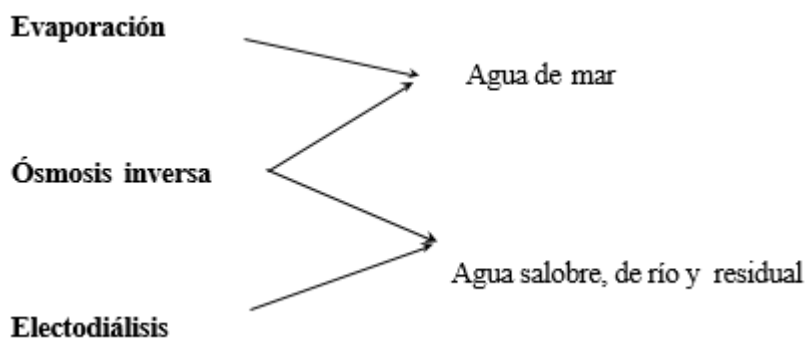


Ilustración 1-5 Técnicas de desalación más utilizadas.

1.6.1 Procesos de evaporación

(Chillón Arias, 2009) En un principio los procesos de evaporación eran los más empleados, fundamentalmente en las grandes instalaciones, cuyo volumen de agua tratada era elevado. Pero debido a los altos consumos energéticos se están viendo desplazados por los procesos de membranas, que presentan menor consumo energético. En la actualidad se emplean, sobretodo, en zonas en la que la escasez de agua es elevada, pero se dispone de recursos energéticos.

Este método imita el ciclo natural del agua. La solución salada es calentada, evaporándose y concentrándose en la atmósfera.

En estos procesos el agua es evaporada, de forma controlada, dentro de un recinto cerrado. El agua evaporada es recogida y concentrada. El proceso se lleva a cabo controlando la presión y la temperatura.

La concentración de sales del agua producto es muy baja del orden de 10 a 15 mg/L.

El principal inconveniente que presenta este proceso es el elevado consumo energético. Al requerirse un cambio de estado (el agua pasa de estado líquido a gaseoso) se precisa una cantidad de energía elevada. Esto se traduce en un encarecimiento notable del proceso. Las mejoras técnicas están encaminadas a reducir dicho consumo energético, controlando, como ya se ha mencionado, la temperatura y la presión de trabajo a la que se lleva a cabo la evaporación.

Otro factor que se debe controlar es la posibilidad de que se produzcan incrustaciones. Al evaporarse el agua, aumenta la concentración de sales pudiéndose producir la precipitación de las mismas.

Por otra parte, la temperatura, que es un factor que influye en el proceso de precipitación, debe ser tenida en cuenta. Algunas sales son más solubles al aumentar la temperatura del agua, pero otras, en cambio, son menos solubles, como es el caso de los carbonatos. Los sulfatos comienzan a precipitar a 95°C. Las incrustaciones crean problemas térmicos y mecánicos, que una vez producidos son difíciles de eliminar. Por este motivo se debe controlar la temperatura de trabajo, optimizando el proceso.

Los procesos de evaporación más empleados son:

- MSF: Vaporación súbita multietapa
- MED: Destilación múltiple efecto
- CV: Compresión de vapor
- DS: Destilación solar

Los procesos de destilación se emplean fundamentalmente cuando se trabaja con grandes volúmenes de agua y cuando se trata agua de mar, ya que el coste energético para llevarla a ebullición va a tener una mínima variación con la salinidad del agua y por tanto el coste es similar si se trata de agua de mar o agua salobre.

De forma general se pueden establecer las siguientes características para los procesos de destilación:

- Requieren un elevado consumo energético para producir el cambio de fase.
- Requieren una elevada inversión inicial.
- Precisan de una extensión de terreno importante.
- Su eficacia es baja.
- Su coste de explotación no depende de la salinidad del agua.
- Se necesita una fuente de vapor que, según los casos, puede o no ser independiente del proceso.
- La concentración de sales del producto es muy baja.

1.6.1.1 Evaporación súbita multietapa

En la evaporación súbita multietapa, la corriente salina es sometida a una temperatura superior a la de ebullición, para la presión a la que se encuentra el evaporador, de forma que se provoca la ebullición de la masa de agua de forma súbita. El vapor se condensa en las paredes de un serpentín por el que circula el agua salada de alimento.

El agua es sometida al siguiente proceso:

- El agua entra por un haz de tubos que pasan por las cámaras de vapor en donde se calienta.
- A continuación pasa a un calentador, formado por un conjunto de tubos calentados externamente con vapor, en los que el agua salada se lleva a 100°C, manteniendo la presión por encima de 1 atmósfera, para que no se produzca la evaporación.
- Una vez calentada, el agua pasa a una cámara en la que se evapora de forma súbita por encontrar una presión inferior.
- El agua evaporada asciende, encontrándose con los tubos por los que circula el agua de alimento produciéndose un intercambio de calor. El agua evaporada se condensa al enfriarse y el alimento se calienta.
- El agua condensada es recogida en una parte intermedia.
- Por su parte, la salmuera caliente que no se ha evaporado pasa a una siguiente cámara en la que se produce de nuevo una evaporación súbita al encontrarse con una presión menor.

De esta forma en cada cámara se tiene una presión y temperatura de evaporación diferente, siendo ambas cada vez menores.

En este tipo de plantas se instalan de 4 a 40 cámaras y se trabaja con temperaturas entre 90 y 120°C.

La Ilustración 1-6 muestra el diagrama de evaporación súbita multietapa.

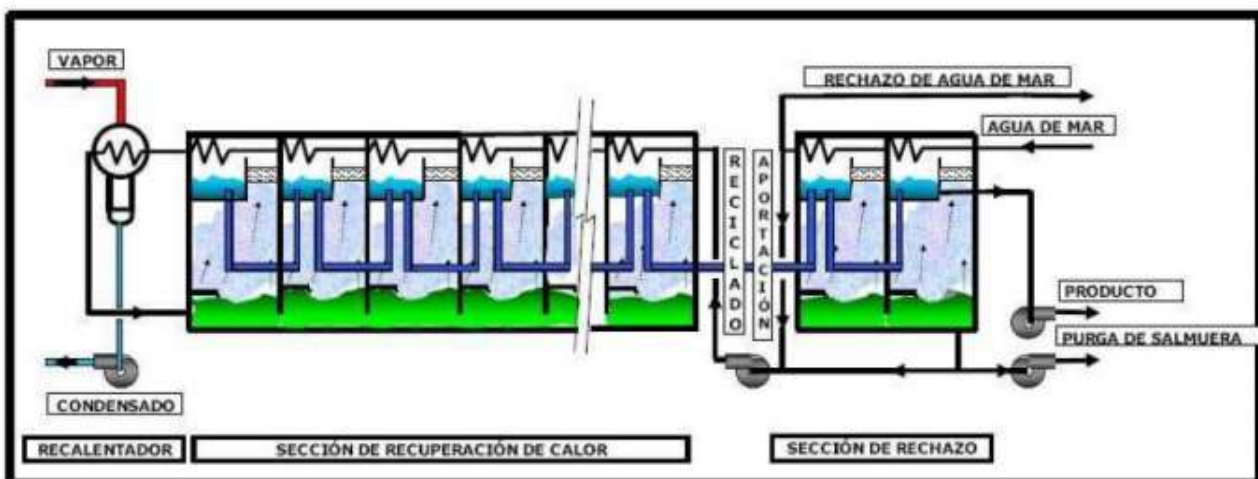


Ilustración 1-6 Evaporación súbita multietapa. (Ecoagua, 2009)

1.6.1.2 Evaporación múltiple efecto

En la evaporación de múltiple efecto se colocan varios evaporadores (denominados efectos) en serie, de forma que cada evaporador trabaja a una presión y temperatura inferior al anterior. Como el punto de ebullición disminuye al hacerlo la presión, se puede utilizar el vapor generado en un efecto para calentar el siguiente, al mismo tiempo que el vapor se condensa.

El agua de mar es sometida al siguiente proceso:

- a) Se introduce el agua en una cámara o efecto a través de un pulverizador.
- b) Al caer entra en contacto con un tubo, por el que circula vapor de agua calentada en una caldera (para el primer efecto), produciéndose un intercambio de calor que favorece que se produzca la evaporación.
- c) El vapor generado pasa a un serpentín que se introduce en el segundo efecto, actuando en el intercambio de calor (obteniendo el mismo efecto que produce en el paso anterior el agua calentada por una caldera).
- d) Por su parte, el agua que no se evapora en el primer efecto es recogida en la parte inferior, introduciéndose, a su vez, a través de un pulverizador en el segundo efecto.

En este proceso, igual que en el de MSF, cada cámara tiene una presión y temperatura siendo ambas cada vez inferiores.

Normalmente cuentan con una cantidad de efectos que oscila entre 8 y 16. Suelen operar a temperaturas máximas de unos 70°C (son inferiores a las empleadas en MSF).

Las ventajas de estos procesos frente a otros de destilación son:

- Trabajar a menor temperatura, con lo que los riesgos de corrosión y precipitación son menores.
- Como consecuencia de lo anterior y de que la potencia de bombeo es menor, el consumo energético se reduce.
- Al trabajar a menores temperaturas y presiones se pueden emplear materiales de trabajo y de construcción más baratos, por lo que se reducen los costes de implantación.

La Ilustración 1-7 muestra el diagrama de un proceso de evaporación de multiple efecto.

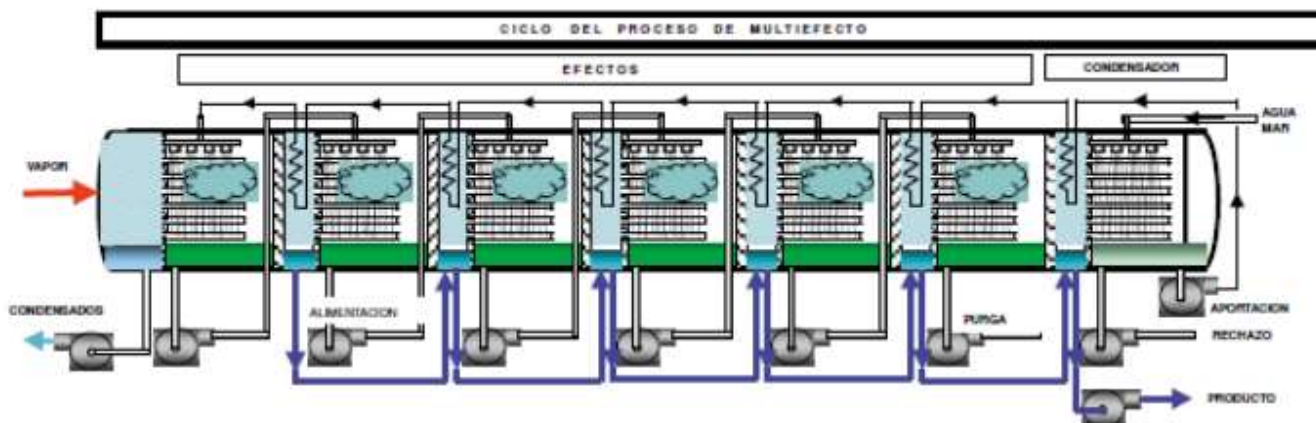


Ilustración 1-7 Evaporación de multiple efecto. (Ecoagua, 2009) (Ecoagua, 2009)

1.6.1.3 Destilación por compresión de vapor

La destilación por compresión de vapor es el proceso más rentable desde el punto de vista económico. Pero se suele reservar para instalaciones de tamaño medio o pequeño y no para grandes producciones.

El proceso que se realiza es muy similar a las MED:

- a) El agua se precalienta con intercambiadores de calor.
- b) A continuación es introducida en una cámara (evaporador), donde es pulverizada.
- c) Al entrar en contacto con un serpentín (por el que circula vapor comprimido), que actúa como intercambiador de calor, se evapora.
- d) El vapor formado se introduce en un tubo que va al compresor (donde es comprimido) y pasa a la cámara de evaporación, dentro del tubo, produciendo intercambio de calor (se aprovecha así el calor del agua producto).

- e) En el tubo anterior se condensa, obteniéndose el agua producto.
- f) El agua que no es evaporada se recoge y se recircula, en parte, mediante un grupo de bombeo, entrando de nuevo en la cámara de evaporación.

Este tipo de instalaciones se construyen en módulos que son capaces de producir entre 400 y 1.500 m³/día. Si se desea producir cantidades mayores se deben instalar elementos sucesivos.

Igual que en los casos anteriores se trabaja a bajas presiones para reducir la temperatura de trabajo.

La Ilustración 1-8 muestra el diagrama del proceso de compresión de vapor.

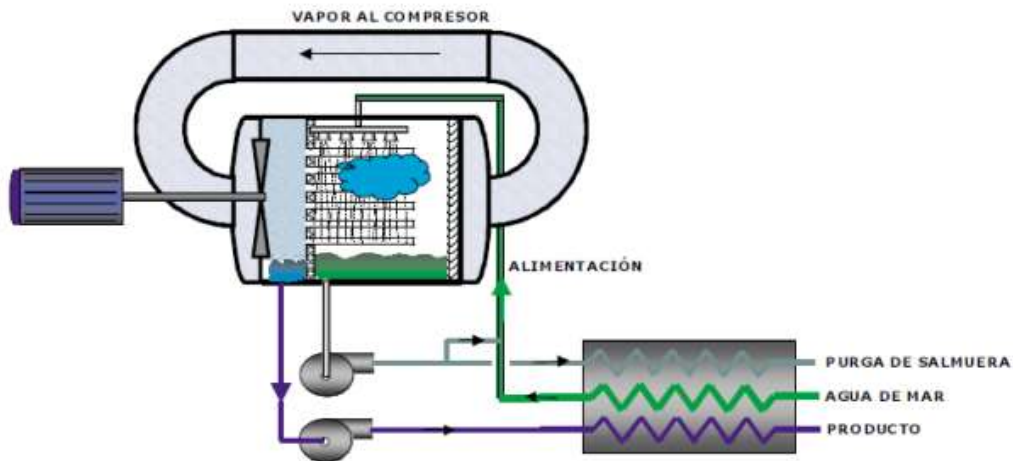


Ilustración 1-8 Evaporación por compresión de vapor. (Ecoagua, 2009)

1.6.1.4 Destilación solar

Éste es otro tipo de destilación, que aprovecha la energía solar de forma directa. El agua es introducida en una balsa, cubierta con materiales transparentes y se calienta de forma natural mediante energía solar. Una vez evaporada sube hacia la cubierta y al contacto con ésta se condensa y es recogida.

Este tipo de desalación no presenta costes energéticos pero su productividad es muy baja (2 a 4 L/m²día). Por otra parte, presenta numerosos inconvenientes:

- No se puede utilizar para grandes producciones de agua por su baja productividad.
- Se requieren grandes superficies de terreno, encareciendo notablemente los costes de instalación y haciéndola inviable en muchos casos.
- Los costes de mantenimiento son elevados, ya que se requiere mantener en muy buenas condiciones las cubiertas. El ensuciamiento de la misma reduce la productividad, al impedir la entrada de la energía solar.

1.6.2 Procesos de membranas

Los procesos de membranas son aquellos en los que la separación entre las sales y el agua se lleva a cabo sirviéndose de unas membranas que actúan de forma selectiva respecto al agua y las sales. En estos procesos no se requiere un cambio de estado como en el caso de la destilación.

Existen diferentes procesos de membranas, pero los empleados para la producción de agua dulce a partir de agua

de mar o agua salobre son los procesos de ósmosis inversa y de electrodiálisis. En el primero de ellos se separa el agua de las sales mientras que en el segundo se separan las sales del agua.

1.6.2.1 Electrodiálisis

La electrodiálisis es un proceso de separación electroquímico mediante membranas, de especies cargadas iónicamente. Los iones son transferidos a través de las membranas de intercambio iónico por medio de una tensión o corriente eléctrica continua. (AWWA, 2002)

En una celda electrolítica simple, los iones cargados negativamente se dirigen hacia el electrodo cargado positivamente y los cargados positivamente se dirigen hacia el electrodo cargado negativamente. Una celda básica de electrodiálisis está formada por membranas permeables a los aniones y por membranas permeables a los cationes, dispuestas de forma alterna, que dan una base para la separación de iones bajo tensión continua.

Un par de celdas es el elemento básico para construir una pila de membranas de electrodiálisis. Está formado por dos membranas del mismo tipo y en medio una diferente (como por ejemplo catiónica-aniónica- catiónica) entre un par de electrodos, como se muestra en la Ilustración 1-9.

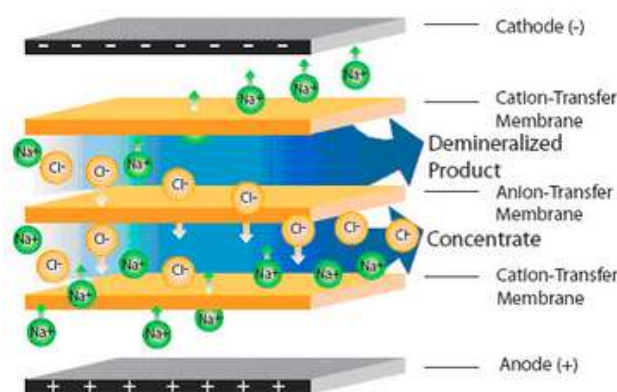


Ilustración 1-9 Diagrama simplificado de una celda de electrodiálisis. (AWWA, 2002)

En la Ilustración 1-9 se observa como los iones cloruro pasan por la membrana de transferencia aniónica mientras que los iones de sodio pasan por la membrana de transferencia catiónica. De esta forma, tanto los iones de sodio como los de cloro quedan atrapados en el canal de concentrado ya que no pueden atravesar la siguiente membrana. Se produce de esta forma una corriente desmineralizada y otra corriente de concentrado.

Una pila o batería de membranas está constituida por cientos de pares de membranas ensambladas en paralelo entre dos electrodos. Se colocan las membranas de forma alternativa formando un paquete y se introduce el agua a través de ellas. A continuación se establece una diferencia de carga que produce el desplazamiento de los iones atravesando la membrana permeable a los mismos. De esta forma se obtienen unos canales con agua exenta de la mayor parte de las sales y otros canales concentrados. La Ilustración 1-10 muestra un diagrama de electrodiálisis estándar.

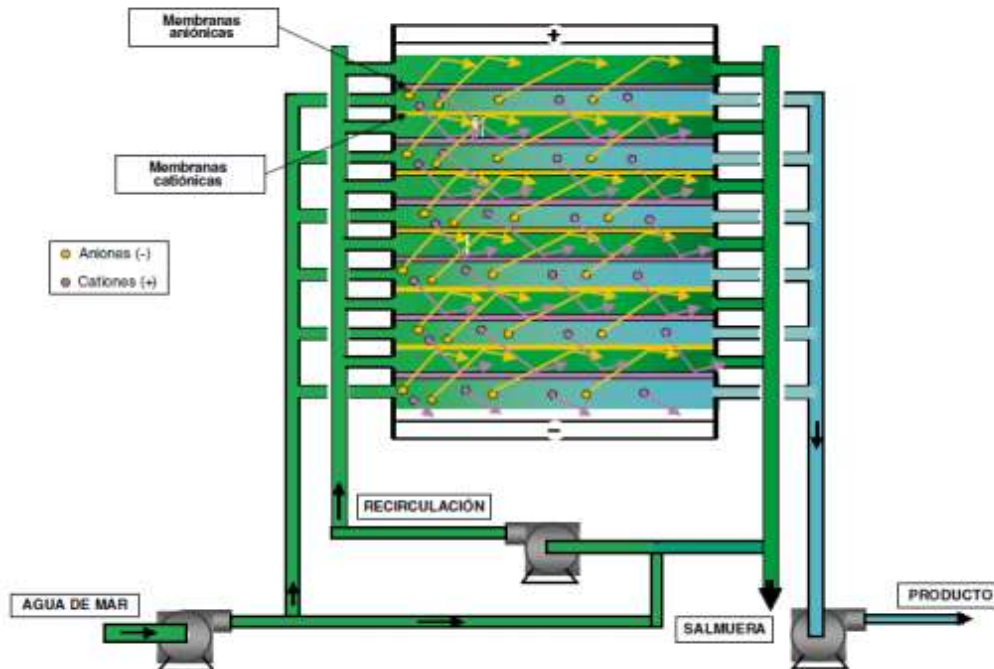


Ilustración 1-10 Batería de electrodiálisis. (Ecoagua, 2009)

El campo de aplicación de la electrodiálisis dentro de los procesos de tratamiento de agua está fundamentalmente en las aguas salobres con contenidos de sólidos totales disueltos menores de 15.000 mg/L.

La electrodiálisis resulta muy competitiva frente a la ósmosis inversa para concentraciones de TDS inferiores a 5.000 mg/L.

1.6.2.2 Ósmosis inversa

La ósmosis es un proceso natural por el cual, en dos soluciones en contacto separadas por una membrana semipermeable (que permite el paso de agua, pero no de sales), el agua fluye de la solución menos concentrada a la más concentrada para igualar las presiones (osmóticas, potenciales...).

Tal y como se esquematiza en la Ilustración 1-11, el proceso de ósmosis inversa consiste en utilizar este fenómeno para, aplicando una presión a la solución más concentrada, conseguir que el agua fluya hacia la solución no salada, creando el gradiente de presión deseado. El proceso consiste en introducir el agua salobre y hacerla pasar a través de una membrana permeable al agua pero que impide el paso de las sales.

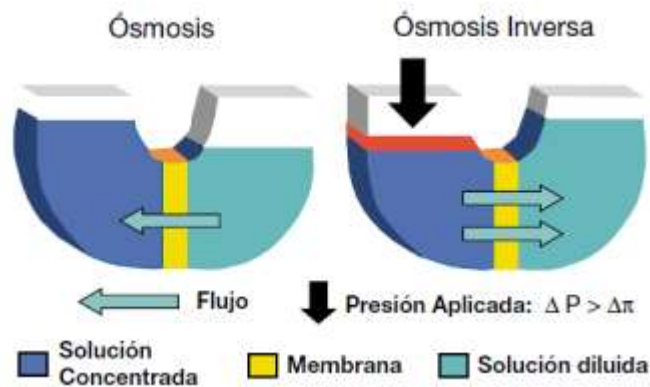


Ilustración 1-11 Esquema del proceso de ósmosis y ósmosis inversa (Sánchez, y otros, 2009)

La ósmosis inversa es un proceso de desalación en el que se separa el agua de las sales mediante la utilización de membranas selectivas, que son permeables al agua y prácticamente impermeables a las sales disueltas en ellas (membranas semipermeables).

Se utilizan para cualquier volumen de agua tratada, independientemente de la salinidad del agua de alimento. Resulta un proceso competitivo frente a la desalación por evaporación con agua de mar y competitivo con la electrodiálisis a bajas salinidades.

Debido a que no se requiere un cambio de fase el consumo energético es menor que en otros procesos y por otra parte las conversiones que se obtienen son elevadas.

En rasgos generales, sus características más importantes son las siguientes (Medina San Juan, 1999):

- El consumo eléctrico específico es menor que el de otras técnicas de desalinización, además se puede reutilizar parte energía de la salmuera rechazada que se encuentra a alta presión.
- Se pueden utilizar independientemente de la calidad del agua de alimento.
- La inversión inicial depende de la calidad del agua a tratar pero, generalmente, es inferior a otros sistemas.
- Precisa pretratamientos físico-químicos exhaustivos.
- Las extensiones de terreno necesarias son de tipo medio.
- Requiere una fuente de energía exterior.
- Manejo complicado

Pese a que este proceso es más sensible que los equipos de destilación, principalmente debido a la suciedad acumulada en las membranas, y que el agua obtenida tiene una mayor salinidad que la obtenida por destilación, es el proceso de desalinización más utilizado en nuestro país, imponiendo a otras técnicas.

1.6.3 Otros procesos de desalación

A continuación se describen otros procesos, que aunque se pueden emplear para la desalación, no se aplican a nivel industrial.

1.6.3.1 Congelación

Al producirse la congelación del agua las sales quedan excluidas. El proceso consiste en congelar el agua y lavar la mezcla, separando las sales del hielo formado. Seguidamente se derrite el hielo, obteniéndose el agua potable.

En teoría, este proceso consume menos energía que los procesos de evaporación y presenta un menor efecto corrosivo, de incrustaciones y precipitación. Pero en la práctica es muy difícil la manipulación del hielo y el agua de forma mecánica, por lo que no se aplica a nivel industrial.

1.6.3.2 Depuración química o precipitación

La precipitación química se lleva a cabo adicionando reactivos químicos que forman, con las sales del agua, compuestos que pueden ser separados de ella mediante precipitación.

Los procesos que se emplean más corrientemente en el tratamiento de aguas están encaminados a la eliminación específica de alguno de sus componentes. En primera instancia, se emplea fundamentalmente para la eliminación de los iones Ca^{2+} y Mg^{2+} con el fin de reducir la dureza del agua. La eliminación de metales pesados (cadmio, cobre, cromo, níquel, cinc y hierro), constituiría otro caso de precipitación química, en el que se formarían

hidróxidos metálicos.

No obstante, existen varios procedimientos de depuración química que tratan de reducir la concentración total de sales. El método más conocido es el de Juen-Ikumo. Este método comienza tratando el agua de mar con Cl_2 y CuSO_4 para hacer precipitar la materia orgánica, filtrándose a continuación. Posteriormente se adiciona CaO y Na_2CO_3 con el fin de eliminar los iones de Cl^- , SO_4^{2-} , Mg^{2+} y Ca^{2+} . El agua es decantada y tratada con $\text{NH}_4\text{CO}_3\text{H}$, con lo que precipita NaCl . Finalmente, se realiza un tratamiento de adsorción con carbón activo proporcionando un agua con un contenido de sales entre 200 mg/L y 300 mg/L.

Este procedimiento resulta muy económico desde el punto de vista energético, pero el gran consumo de reactivos hace que su coste resulte elevado. Otro inconveniente es la gran concentración de cobre presente en el agua obtenida

2 PROCESOS FUNDAMENTALES DE UNA PLANTA DE DESALACIÓN POR ÓSMOSIS INVERSA

2.1 Introducción

Las plantas desaladoras de ósmosis inversa aprovechan el proceso de ósmosis para desalar agua de mar.

Para ello, se incrementa la presión de agua a desalar (mediante bombas alimentadas con energía eléctrica) y se pasa el agua a través de unos tubos con membranas semipermeables en su interior que impiden el paso de sales y dejan pasar el agua.

De esta forma, el agua se separa en dos corrientes, una con alta concentración de sales, que es conocida como salmuera, y otra con baja concentración de sales, el agua permeada.

La Ilustración 2-1 muestra un diagrama de flujo de una planta completa de ósmosis inversa

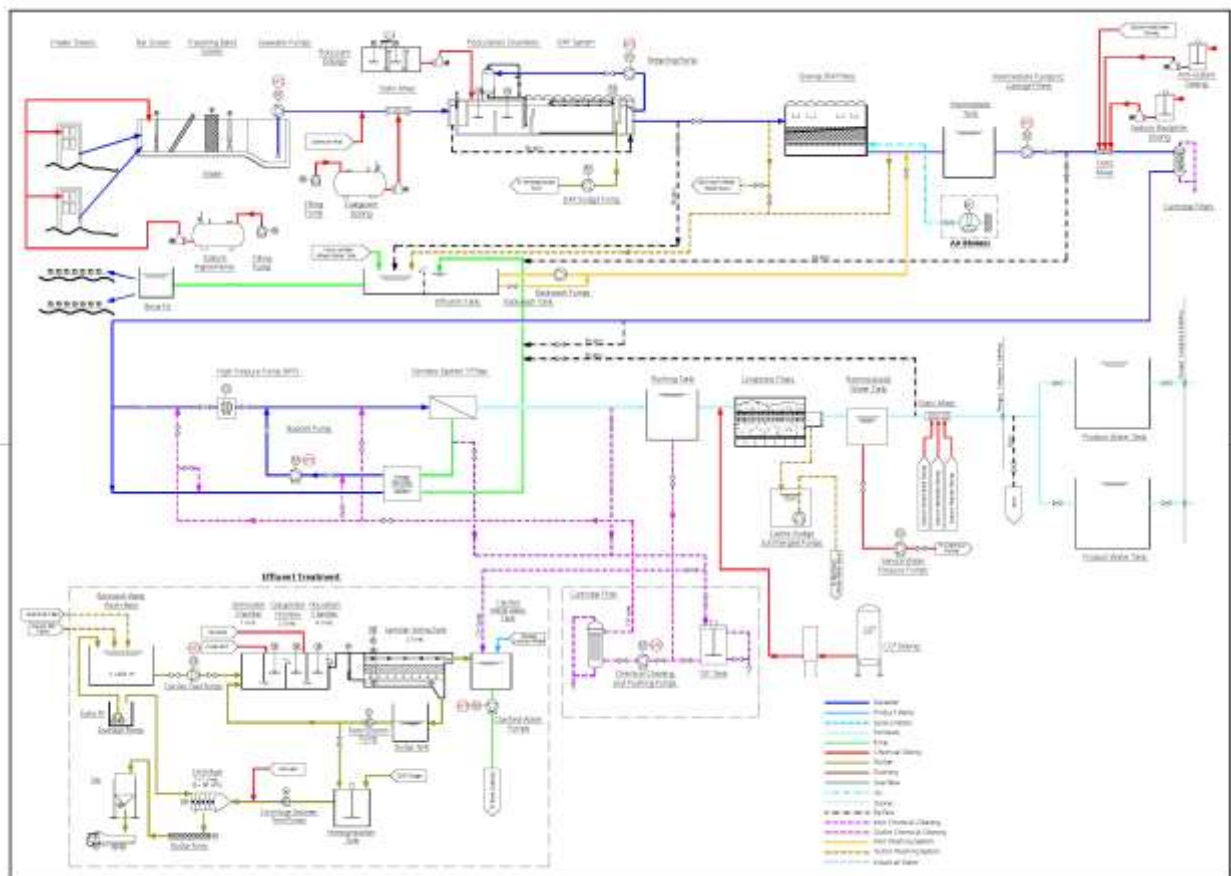


Ilustración 2-1 Diagrama de flujo de una planta completa de ósmosis inversa

Como vemos, una instalación de ósmosis inversa, además del sistema de bombeo de alta presión de alimentación y los módulos de membranas, implica diversos equipos y etapas de tratamiento y limpieza para ajustar todos los parámetros de operación.

En podemos observar de manera simplificada las etapas principales de la desalación por ósmosis inversa.

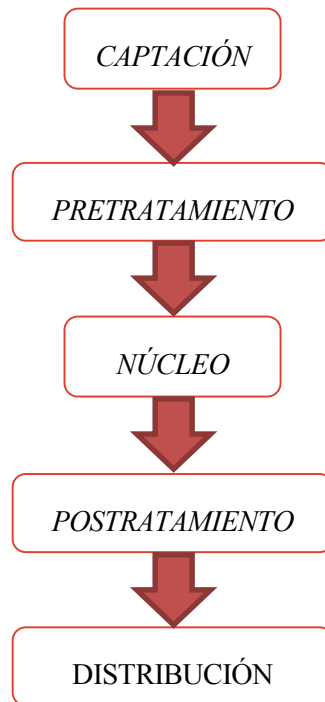


Ilustración 2-2 Esquema general de las fases de la desalación por ósmosis inversa.

A continuación, se describen con detalla cada una de estas etapas.

2.2 Captación de agua de mar

La calidad del agua de entrada condiciona de manera muy importante el posterior proceso de tratamiento, por lo que a la hora de realizar el diseño de captación hay que tener en cuenta las características del entorno (zonas rocosas, naturaleza de la costa, calidad del agua bruta) y determina el tipo de captación más apropiado

(Sánchez, y otros, 2009) La composición del agua del mar varía según su origen o según las características marinas, siendo de mayor concentración de sales en lugares cálidos con poca renovación como en el Mediterráneo, y menor en lugares semicerrados con abundantes aportes continentales como el mar Báltico. La variabilidad de las aguas salobres puede ser aún mayor en cuanto a salinidad y otros componentes. La Tabla 2-1 resume las concentraciones medias de los constituyentes químicos mayoritarios del agua marina, comprobándose que se trata de una solución con una gran cantidad de sales disueltas, pero muy pobre en nutrientes (nitrógeno, fósforo y carbono).

El agua de mar es una solución concentrada de sales inorgánicas, y sirve de hábitat a infinidad de seres vivos. El volumen más importante de biomasa lo compone el plancton, constituido fundamentalmente por algas (fitoplancton) y animales microscópicos (zooplancton).

Parámetro	Intervalos de referencia
<i>Temperatura, °C</i>	22-31
<i>pH</i>	7,9-8,1
<i>Sales disueltas, mg/L</i>	30.000-45.000
<i>Conductividad, $\mu\text{S/cm}$ (a 20 °C)</i>	44.000-58.000
<i>Bicarbonatos, mg/L</i>	120-170
<i>Sulfatos, mg/L</i>	2.425-3.000
<i>Cloruros, mg/L</i>	17.500-21.000
<i>Bromuros, mg/L</i>	59-120
<i>Nitratos, mg/L</i>	0,001-4
<i>Fluoruros, mg/L</i>	1
<i>Boro, mg/L</i>	4-6
<i>Amonio, mg/L</i>	0,005-0,05
<i>Sodio, mg/L</i>	9.600-11.700
<i>Potasio, mg/L</i>	350-500
<i>Calcio, mg/L</i>	375-525
<i>Magnesio, mg/L</i>	1.025-1.400
<i>Estroncio, mg/L</i>	12-14
<i>Sílice, mg/L</i>	0,01-7,4
<i>Carbono orgánico total, mg/L</i>	1,2-3
<i>Nitrógeno orgánico, mg/L</i>	0,005-0,03

Tabla 2-1 Composición y características típicas del agua de mar. (Sánchez, y otros, 2009)

Se distinguen dos procedimientos básicos de captación:

- Tomas cerradas (captación on-shore)
 - Pozos playeros verticales.
 - Pozos radiales (Ranney)
- Tomas abiertas (captación off-shore)

2.2.1 Tomas abiertas

Se suele utilizar cuando las condiciones del terreno no permiten otro tipo de captaciones y el caudal requerido es muy elevado.

Consiste en tomar agua de mar, en una posición alejada de la costa y a una cierta profundidad. El agua se conduce

a través de tuberías enteradas en el lecho marino hasta una cántara situada en la costa, de donde se bombea el agua hasta el pretratamiento de la planta o bien el depósito intermedio.

Las principales características de este tipo de toma son:

- Actividad orgánica y biológica importante
- Contenido en sólidos en suspensión importante y variable según condiciones
- Mayor exposición a contaminantes
- Contenido elevado de oxígeno disuelto
- Amplio rango de variación de temperaturas
- Composición química más homogénea.

Se suele recurrir a esta opción cuando el terreno no tiene la permeabilidad suficiente como para asegurar el abastecimiento necesario.

2.2.2 Tomas cerradas

Para la instalación y explotación de plantas desaladoras de agua con alta salinidad, se hace imprescindible el contar con pozos de captación que nos aporte el caudal necesario, con la calidad adecuada para realizar el proceso de ósmosis.

Los pozos de captación, son una solución con menor coste en su construcción que las tomas abiertas de agua de mar con el agravante de que el agua obtenida en las tomas abiertas tienen la posibilidad de contaminarse por bacterias ya que el agua está expuesta a la luz y al sol, siendo el medio ideal para que proliferen las bacterias.

Para ejecutar un buen proyecto y posterior desarrollo de un pozo es recomendable realizar un estudio hidrogeológico de la zona donde se prevea construir el pozo, con el fin de que el acuífero nos aporte la cantidad y calidad del agua necesaria, que no contenga sedimentos finos ni de que exista aportación de aguas salobres de filtraciones no deseables.

Para su construcción es necesario que exista una permeabilidad de caudales a través de los estratos del terreno, y esto no siempre es posible. Las principales ventajas de las tomas cerradas radica en que el agua ya ha sido filtrada de manera natural por el terreno. El agua captada presentará un índice de sedimentación de desechos (SDI) bajos, una baja contaminación, temperaturas estables, ausencia de actividad orgánica y biológica y un bajo contenido de oxígeno disuelto. Los inconvenientes más importantes de este tipo de captación son las variaciones en la composición química del agua a lo largo de los años, incluso según el período del año, además de contaminación por nitratos, pesticidas y contenidos importantes de otros elementos como el hierro o sílice que requieren de pretratamientos para el agua de alimentación de las membranas.

La Tabla 2-2 muestra las principales ventajas e inconvenientes de ambos tipos de captaciones.

	Ventajas	Inconvenientes
<i>Tomas abiertas</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Sin limitación de caudal • Equipos mecánicos de fácil inspección. • Superficie necesaria para implantación baja. • Bajo impacto visual. 	<ul style="list-style-type: none"> • Temperaturas variables. • Composición química variable. • Importante actividad biológica (mareas rojas, medusas...) • Posibilidad de contaminación externa (hidrocarburos).

Tomas cerradas

- | | |
|---|---|
| <ul style="list-style-type: none"> • Aguas limpias como consecuencia de la acción filtrante del terreno. • Mínima actividad biológica • Temperaturas estables. | <ul style="list-style-type: none"> • Posibilidad de presencia de importantes concentraciones de Fe, Al y sílice • Limitación de caudales. • Superficie necesaria para la implantación. |
| <ul style="list-style-type: none"> • Baja inversión en pretratamiento y O&M. | <ul style="list-style-type: none"> • Impacto visual. • Difícil inspección de los equipos y mantenimiento |

Tabla 2-2 Tipos de captaciones de agua de mar para desalación. (Medina San Juan, 1999)

2.3 Pretratamiento

(Sánchez, y otros, 2009) El objeto del pretratamiento en las plantas de desalación es adecuar las características físico-químicas y biológicas del agua captada a las necesidades del proceso de desalación, para evitar de ese modo, la corrosión, la formación de incrustaciones y, en definitiva, el deterioro prematuro de los equipos.

El pretratamiento es una parte fundamental del proceso de desalación, y su diseño condiciona de una manera muy importante los costes de mantenimiento y de explotación de la planta desaladora.

En los procesos de desalación por membranas, la misión del pretratamiento consiste en eliminar o reducir al máximo posible el riesgo de atascamiento de las membranas por acumulación de sustancias, materiales y microorganismos sobre su superficie. Este tipo de atascamiento reduce la vida y la eficiencia de las membranas, ya que empeora la calidad del agua tratada y produce un incremento de la presión necesaria para su funcionamiento.

Para los procesos de membranas los objetivos del pretratamiento son los siguientes:

- Eliminar los sólidos en suspensión.
- Evitar la precipitación de óxidos metálicos.
- Evitar la precipitación de sales minerales.
- Reducir el contenido de materia orgánica del agua.
- Eliminar o reducir la actividad biológica del agua de entrada

Sólidos en suspensión

Las partículas en suspensión pueden provocar el atascamiento de las membranas al ser retenidas en su superficie por filtración mecánica. Para valorar el atascamiento que puede producir las sustancias coloidales del agua, se utiliza el SDI₁₅ (Silt Density Index) o índice de fouling. (Véase Ilustración 2-3)

Silt Density Index, Índice de fouling o Índice de atascamiento (SDI - SDI_{15}). Es una medida indirecta de la presencia de materia particulada o coloidal en el agua capaz de colmatar o atascar las membranas. Se obtiene de forma empírica mediante la fórmula:

$$SDI_{15} = \frac{\left[1 - \frac{t_1}{t_2}\right] \times 100}{15}$$

Siendo t_1 y t_2 los tiempos de filtración inicial (t_1) y después de 15 minutos (t_2), para pasar 500 mL de agua a través de un filtro de 0,45 μm a 2,1 bares de presión.

Norma: D4189-95R02 Test Method for Silt Density Index (SDI) of Water.

El SDI es una medida que indica el potencial de atascamiento de un agua, debido a las partículas coloidales mayores de 0,45 μm , y que se correlaciona con el ensuciamiento de las membranas empleadas en desalación, teniendo en cuenta que por cada unidad de incremento del SDI, se corresponde a un incremento geométrico de la masa de materias depositadas capaces de ensuciar las membranas.

El valor máximo del SDI_{15} generalmente admitido por los fabricantes de las membranas es 5. No obstante, estará condicionado al diseño de la instalación y a las instrucciones concretas del fabricante.

Es decir, para que no haya problemas de atascamiento por coloides en las membranas, este índice ha de ser lo más bajo posible. El SDI del agua subterránea es normalmente más bajo que en el agua superficial.

Ilustración 2-3 Índice de atascamiento o Índice de Fouling.

2.3.1 Pretratamientos físico-químicos.

Los procesos de pretratamiento más utilizados en las plantas de membranas son los siguientes:

- Acidificación
- Dosificación de inhibidores de la incrustación.
- Oxidación.
- Coagulación floculación.
- Decantación.
- Flotación.
- Filtración por lecho filtrante.
- Filtración por cartuchos.
- Desinfección.

2.3.1.1. Acidificación y dosificación de inhibidores de la incrustación

Para evitar la precipitación del carbonato cálcico se puede acidificar el agua, ya que la disminución del pH aumenta la solubilidad de esta sal. Otra alternativa es la dosificación de antiincrustantes, especialmente en las instalaciones de tratamiento de aguas salobres. Además de evitar la precipitación de carbonatos, estos productos son también efectivos en la prevención de otras incrustaciones, como son las debidas al sulfato cálcico, sulfato de bario, sulfato de estroncio y sílice. Así mismo, son efectivos para evitar la formación y acumulación de óxidos metálicos (hierro y manganeso, fundamentalmente) en la superficie de las membranas.

2.3.1.2. Oxidación

La oxidación es un proceso que se utiliza para eliminar los elementos y compuestos reductores que pueden estar presentes en el agua, sobre todo si es de origen subterráneo. En particular se emplea para eliminar sustancias orgánicas, hierro ferrosol y el sulfuro de hidrógeno.

Los oxidantes comúnmente más utilizados son el hipoclorito sódico y el permanganato potásico. Tras este proceso de oxidación siempre se realiza una filtración para eliminar las formas insolubles oxidadas. Por último, y en el caso de utilizar membranas sensibles a los oxidantes, se añade un agente reductor como el metabisulfito sódico y disulfito sódico al agua para eliminar la concentración de oxidante residual presente en la misma.

2.3.1.3. Coagulación-floculación

La coagulación-floculación es un proceso que sirve, conjuntamente con la decantación (D) y la filtración (F), para la eliminación de sustancias coloidales tanto inorgánicas como orgánicas que podrían llegar a atascar las membranas. Se basa en la neutralización de la carga asociada a las partículas coloidales mediante la adición al agua de una sal metálica o coagulante. Como coagulante se emplean generalmente sales de aluminio o de hierro.

2.3.1.4. Decantación

Cuando tras la coagulación-floculación el agua presente una concentración de materia floculada superior a 30-50 mg/L se deberá decantar el agua. Esta etapa se podría omitir y filtrar directamente, si el contenido en materia floculada fuese inferior a 20-30 mg/L. Los decantadores eliminan materia en suspensión y la materia floculada por sedimentación gravitatoria. Existen muchos tipos de decantadores. Los más avanzados están dotados de un sistema de recirculación de fangos y lamelas (placas). También existen floculadores-decantadores que en ocasiones se emplean con adición de hidróxido cálcico o hidróxido sódico para regular el pH y/o incrementar carga.

2.3.1.5. Flotación por aire disuelto (DAF)

Esta técnica se emplea para la eliminación de determinado tipo de sólidos capaces de flotar mediante la inyección de microburbujas de aire. Los sólidos se adhieren a las burbujas en su recorrido ascendente y son separados en superficie por un barredor.

La flotación puede considerarse como un procedimiento alternativo a la decantación que, en su caso, estará emplazado siempre antes de la filtración.

En la Ilustración 2-4 podemos ver un esquema del pretratamiento hasta el sistema de flotación DAF.

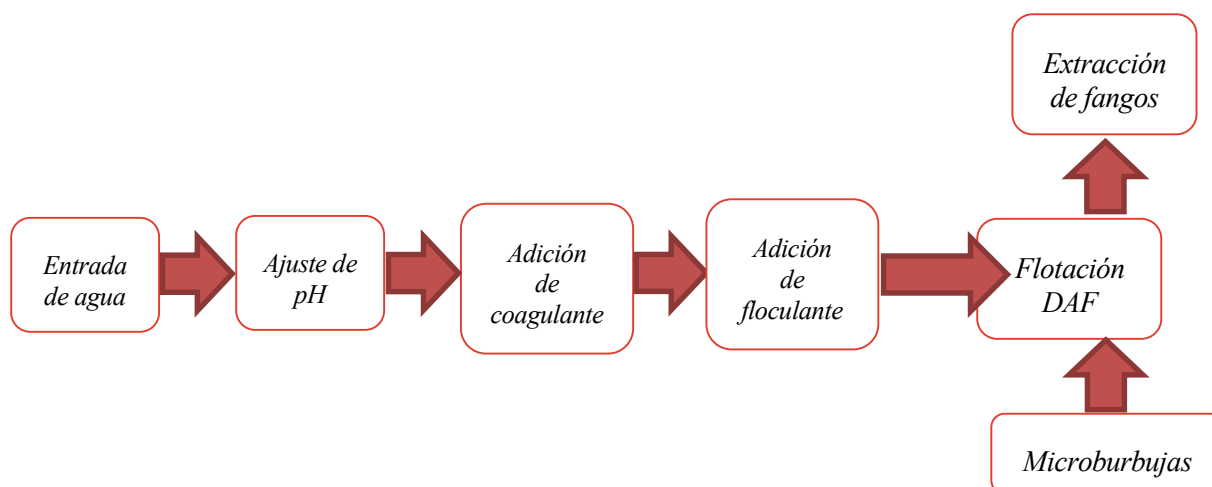


Ilustración 2-4 Esquema de pretratamiento hasta el DAF.

2.3.1.6. Filtración por lecho filtrante

La etapa de filtración es obligatoria en el pretratamiento del agua bruta, salvo en casos muy especiales cuando el agua captada tiene un SDI₁₅ inferior a 3, y se mantiene constante a lo largo del año y durante la vida de la planta.

Los filtros de lechos están formados por una capa de arena u otro material granular soportado sobre un sistema de desagüe inferior.

El filtro se limpia por lavado, es decir, se hace pasar un flujo a contracorriente, con un caudal tal que se consiga expandir el medio y arrastrar la suciedad acumulada hacia el canal de recogida de lavado y de aquí a un posterior tratamiento y vertido final.

En ocasiones, se emplea el agua de rechazo de osmosis para hacer retrolavados con el fin de ahorrar agua en este servicio.

Un medio filtrante ideal debe ser de un tamaño tal que retenga una gran cantidad de sólidos filtrados, dé un efluente de claridad buena y pueda limpiarse fácilmente por lavado. Estos requisitos no son totalmente concordantes entre ellos, y debe llegarse a un compromiso.

- Una arena fina da mejor claridad para el efluente pero la sedimentación superficial elevada que tiene lugar con el lecho de arena fina tiende a compactarse y es difícil de arrastrarla por lavado.
- Las arenas más gruesas nos darán tiempos de funcionamiento más largos, peor calidad del efluente y pueden lavarse más fácilmente, pero se requiere un caudal de agua de lavado superior para obtener una expansión comparable durante el lavado.

Para solventar estos problemas se utilizan los filtros de doble capa antracita/arena. Con un pretratamiento adecuado pueden obtenerse una calidad de efluente y tiempo de funcionamiento aceptables con este tipo de medio, aun con velocidades de filtración mayores.

2.3.1.7. Filtros de cartucho

La filtración por cartucho es el mínimo pretratamiento necesario para una planta de membranas. El poro nominal de los cartuchos habitualmente está comprendido entre 1 y 5 μm para asegurar la protección de las membranas ante la posibilidad de que el agua arrastre macropartículas en suspensión.

Los filtros de cartucho son elementos de seguridad inmediatamente anteriores a las membranas y no deben utilizarse para una eliminación sistemática de partículas en suspensión. Por tanto, a la salida de procesos físico-químicos previos a la filtración por cartuchos, las aguas deben presentar una turbidez inferior a 1 NTU y los valores de SDI₁₅ obtenidos deben ser adecuados para las membranas usadas en desalación.

Al contrario que los otros sistemas de filtrado, los filtros de cartucho no se limpian, por lo que cuando se detecta un ensuciamiento que impida su correcto funcionamiento han de ser sustituidos.

2.3.1.8. Desinfección

La desinfección del agua es un proceso destinado a reducir al máximo el posible atascamiento de las membranas por crecimientos microbiológicos. La desinfección se lleva a cabo por dosificación de un oxidante-desinfectante químico (cloro o sus derivados normalmente).

Como se indicó anteriormente, cuando se emplean desinfectantes en el agua en sistemas con membranas sensibles a los oxidantes, se añade un agente reductor como el bisulfito sódico al agua, para evitar que el agente oxidante alcance las membranas. En estos casos, puede ser necesario repetir la desinfección en el postratamiento

2.3.2 Pretratamiento mediante membranas

La aplicación de tecnologías de membrana introduce nuevas posibilidades en las técnicas de pretratamiento en el campo de la desalación por osmosis inversa, en particular cuando las aguas tienen un alto poder de atascamiento. Estas tecnologías han sido intensivamente empleadas en el tratamiento de las aguas superficiales destinadas a consumo humano, así como en tratamiento terciario de aguas residuales urbanas. El rendimiento de estas membranas es tan alto que partiendo de aguas 500 UNT de turbidez y 200 mg/L de sólidos en suspensión,

se podría llegar a obtener un agua de 0,05-1,0 UNT y SDI₁₅ de 0,5-3.

Desde el punto de vista teórico-práctico, el flujo J de agua a través de membranas, está definido por la ecuación 2-1:

$$J = \frac{\Delta P}{\eta * R_{totm}} \quad 2-1$$

Donde:

$$J = \text{Flujo de agua (m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{s)}.$$

$$\Delta P = \text{presión diferencial o presión transmembrana aplicada (PTM) en N/m}^2.$$

$$\eta = \text{viscosidad dinámica (N} \cdot \text{s/m}^2 \text{)}.$$

$$R_{totm} = \text{resistencia total de la membrana (1/m)}.$$

El flujo de agua a través de la membrana es proporcional a la presión neta aplicada o presión transmembrana; e inversamente proporcional a la viscosidad, y por lo tanto a la temperatura, y a la resistencia total de la membrana. Esta resistencia está provocada por fenómenos de ensuciamiento.

La dificultad más importante que presentan hasta ahora estas tecnologías de membrana para ser utilizadas como pretratamiento en la desalación, es que sus precios son todavía muy elevados, lo que encarece los costes de inversión y de operación, aproximadamente entre un 15 % y un 20 %, con respecto a los pretratamientos físico-químicos convencionales.

2.3.2.1 Microfiltración

Ésta fue la primera tecnología de membrana, y se utiliza principalmente para el tratamiento de aguas superficiales destinadas a consumo humano desde hace más de dos décadas, con objeto de eliminar o reducir protozoos, como *Cryptosporidium* y *Giardia*, turbidez, color, algas, bacterias y, en algunos casos, virus ligados a materia particulada; como alternativa a los procesos físico-químicos convencionales descritos anteriormente.

Las plantas de microfiltración emplean membranas orgánicas, con tamaños de poro entre 0,1 a 0,2 μm . Están construidas, básicamente, en materiales como polipropileno, propileno o polímero fluorado. También existen membranas tubulares de tipo cerámico, con capa activa de alúmina.

2.3.2.2 Ultrafiltración

El tamaño de poro generalmente está comprendido entre 0,1 y 0,001 μm , aunque la forma más común de expresar el tamaño de exclusión en ultrafiltración es referido al corte molecular, expresado en Daltons. La definición generalmente aceptada de corte molecular se refiere al peso molecular de macromoléculas que son retenidas en un 90 % por la membrana de ultrafiltración. En pretratamientos suelen usarse valores de cortes moleculares comprendidos entre 100.000 y 150.000 Daltons, equivalentes a un tamaño de poro aproximado de 0,025 μm , lo que permite eliminar macromoléculas, proteínas, virus, y sílice coloidal, además de lo expuesto en punto dedicado a la microfiltración.

Esta tecnología de ultrafiltración, de forma similar a la tecnología de microfiltración, permite optimizar el diseño de los sistemas de desalación con membranas, aumentando los flujos, es decir, los litros por hora y por metro cuadrado de membrana; suministrando agua a los sistemas de desalación con ósmosis inversa con valores de SDI₁₅ generalmente inferiores a 3.

2.3.2.3 Filtros autolimpiantes

Precediendo a las membranas de UF/MF se sitúan los filtros autolimpiantes. Se trata de un prefiltro de protección, para eliminar partículas de gran tamaño que puedan obstruir las fibras capilares de las membranas, con mallas autolimpiables con tamaño de luz comprendido entre 80 y 150 μm .

La base de funcionamiento del filtro autolimpiante es la diferencia de presión que se da entre la cámara de agua bruta y la salida de la tubería de purga. Esta diferencia de presión, será un parámetro de funcionamiento que habrá de definirse en el manómetro diferencial, para que una vez llegada la diferencia de presión a dicho valor,

se active la electroválvula que dará comienzo al proceso de lavado. Al abrirse la electroválvula se originará una depresión en la parte interna del elemento filtrante en lavado, arrastrando los sólidos que lo colmatan, limpiando de esta manera el elemento filtrante. Acabado el proceso de lavado en un elemento filtrante, se repite la operación con el resto de elementos filtrantes hasta cumplirse un ciclo de lavado completo.

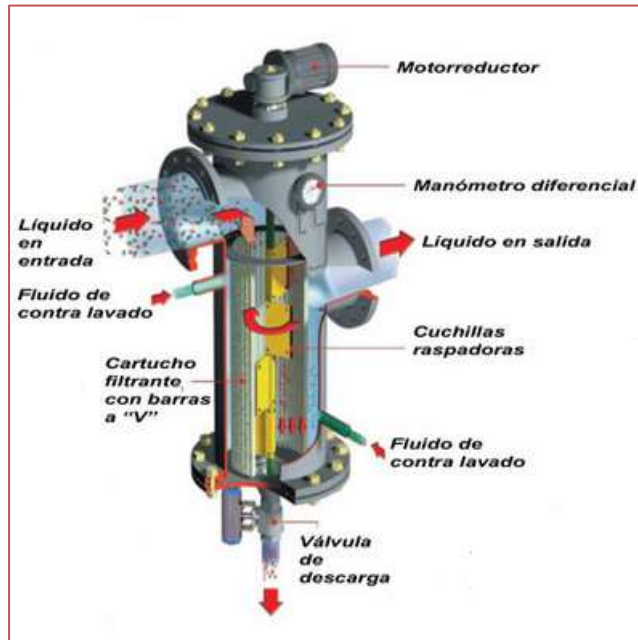


Ilustración 2-5 Filtro autolimpiante

Pretratamiento convencional & Pretratamiento mediante membranas

Tabla 2-3 muestra las principales ventajas de ambos pretratamientos.

Pretratamiento no convencional (membranas)	<ul style="list-style-type: none"> • Mayor flexibilidad frente a los cambios en la concentración de sólidos de agua cruda • Se puede tratar aguas crudas con concentraciones más altas de sólidos disueltos con sólo una disminución de la tasa de recuperación y / o aumento de la frecuencia de los contralavados. • Calidad del agua producto constante y una mejor eliminación de los sólidos disueltos. • Tasa de reemplazo para las membranas de ósmosis inversa menor. • Posibilidad de funcionamiento con un mayor flujo en el sistema de ósmosis inversa. • Bajo consumo de productos químicos.
Pretratamiento convencional	<ul style="list-style-type: none"> • Costo EPC inferior • Fácil mantenimiento y operación

Tabla 2-3 Pretratamiento convencional & Pretratamiento no convencional

2.4 Núcleo de la desalación: Ósmosis inversa

Como comentábamos en capítulos anteriores, el fenómeno de la ósmosis ocurre cuando, a través de una membrana semipermeable, el agua fluye desde la solución de menor salinidad hasta otra de mayor concentración salina.

Según una regla fundamental de la naturaleza, este sistema intentará alcanzar el equilibrio, es decir, intentará alcanzar la misma concentración a ambos lados de la membrana. El flujo de agua desde la solución más diluida hacia la más concentrada se detendrá cuando se alcance un equilibrio entre ambas concentraciones. La fuerza que provoca ese movimiento se conoce como presión osmótica y está relacionada con la concentración de sales en el interior de ambas soluciones.

La **ósmosis inversa** consiste en invertir este proceso aplicando una presión superior a la presión osmótica correspondiente, en el lado de la solución más concentrada. Con esto se consigue que la dirección del flujo del agua vaya del lado de la solución más concentrada a la solución más diluida.

El proceso de ósmosis inversa es la pieza clave de toda la instalación.

2.4.1 Membranas

La membrana de ósmosis inversa está estructurada y empaquetada cuidadosamente para su integración en las unidades de proceso. Tanto el soporte como el empaquetado tienen como objetivo maximizar el flujo de agua a través de la membrana, minimizando el paso de sales.

Asimismo, el empaquetado debe reducir las pérdidas de carga, así como evitar en lo posible lo que se conoce como «polarización por concentración», que se deriva de la acumulación de sales sobre la superficie de la membrana. Otro factor que se tiene en cuenta en el diseño mecánico, es el paso con suficiente libertad de coloides o partículas, de modo que se reduzcan en lo posible los ensuciamientos de la membrana que a la postre podrían provocar bajos flujos y alto paso de sal. Comercialmente se consideran cuatro configuraciones básicas:

- Plato y Marco.
- Tubular.
- Fibra hueca.
- Arrollamiento en espiral.

2.4.1.1 Configuración Plato-Marco y configuración tubular

Estas configuraciones corresponden a los inicios de la tecnología de la ósmosis inversa. Son las configuraciones que se consideraron en los primeros momentos.

Ambas presentan menor densidad de empaquetado de membrana, con el consiguiente mayor coste económico, en comparación con las más modernas configuraciones de arrollamiento en espiral y fibra hueca.

2.4.1.2 Configuración Fibra hueca

La fibra hueca se produce con su propia estructura soporte. Estas fibras son tan finas como el tamaño de un cabello humano (84 μm).

Las fibras se agrupan como tubos en «U» con los extremos abiertos embebidos en una placa epoxy. El conjunto de fibras se encapsula dentro de un recipiente de presión con su punto de alimentación dispuesto en el centro de uno de los extremos.

Esta configuración representa la mayor densidad posible de empaquetado de membrana con la consiguiente mayor relación de producción de agua por volumen ocupado.

No obstante, esta alta densidad de empaquetado deja poco espacio entre las fibras, por ello en este caso las partículas o sólidos en suspensión fluyen con mayor dificultad a través de las fibras provocando problemas de ensuciamiento que son difíciles de solucionar y provocan la consiguiente disminución de rendimiento.

2.4.1.3 Configuración Arrolamiento en espiral

En la actualidad, los elementos de ósmosis inversa que se están instalando son los de configuración en espiral.

Se fabrican en forma de lámina sobre un material soporte, que suele ser un poliéster tejido-no tejido. Dos de estas láminas u hojas se agrupan entre sí pero opuestas y separadas por un espaciador que actúa como canal para el flujo de permeado. Ambos lados y uno de los extremos de este conjunto se sellan mediante unos cordones o líneas de pegamento para formar un conjunto de varias capas a modo de «sobre». El extremo abierto (no pegado) está conectado con el tubo encargado de recoger el permeado, alrededor del cual se enrolla el sobre para formar la espiral. Junto al sobre, se enrolla también una red plástica (espaciador), de modo que queden separadas las superficies de membrana y se mantenga de ese modo suficiente espacio libre para el flujo de agua de alimentación.

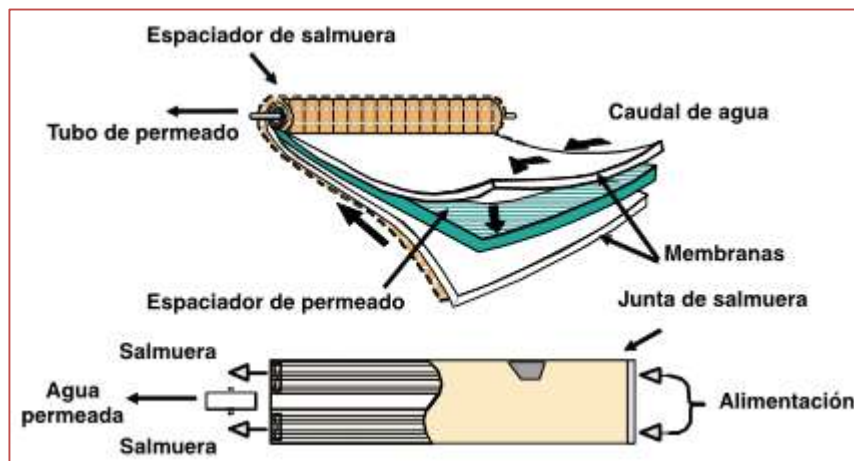


Ilustración 2-6 Componentes de una membrana de ósmosis de arrollamiento en espiral (Dow Chemical Company)

Por último, estos elementos se disponen en recipientes cilíndricos conocidos como **cajas de presión**, capaces de soportar las elevadas presiones de operación.

La alimentación se sitúa en un extremo y fluye en paralelo a la dirección del tubo que recoge el permeado. Parte del agua fluye a través de la membrana, recorre un camino espiral y es recogida en el tubo de permeado. El agua que no pasa a través de la membrana circula a lo largo del elemento paralelamente al tubo de permeado, arrastrando las sales hacia la salida de concentrado situada en el extremo opuesto de la caja de presión.

2.4.2 Las fórmulas de la ósmosis

Las fórmulas usadas en los cálculos de ósmosis inversa están basadas en el modelo de solución-difusión a través de la membrana, en donde habrá un paso de un flujo de sales, J_s , y un flujo de agua, J_w .

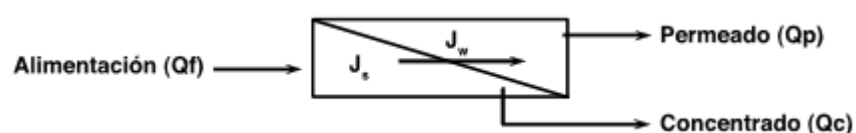


Ilustración 2-7 Modelo de solución-difusión

La ecuación de difusión del flujo de agua, o solvente, es la ecuación 2-2:

$$J_w = A \times (\Delta P - \Delta \pi) \quad 2-2$$

Donde:

J_w = Flujo de agua en litros por metro cuadrado y por hora.

A = Coeficiente de permeabilidad de la membrana en $L/m^2 /bar$

ΔP = Presión diferencial transmembrana, bar.

$\Delta \pi$ = Presión osmótica diferencial, bar.

- El factor A es característico de cada membrana y depende de varios factores como son: el espesor y material de la membrana, la temperatura, la presión, el pH, el factor de conversión y la concentración salina de la solución.
- El término entre paréntesis de esta fórmula es lo que se conoce como Presión Neta de Trabajo, «Net Driving Pressure» (NDP). De esta fórmula se deduce que en cuanto mayor sea la presión neta de trabajo, mayor será la productividad de la membrana.

La ecuación del transporte de sales es la ecuación 2-3:

$$J_s = B \times \Delta C \quad 2-3$$

Donde:

J_s = Flujo de sales, en $Kg/m^2 /s$

B = Coeficiente de transferencia de masa de sales, en m/s .

ΔC = Concentración media diferencial transmembrana Kg/m^3

- El factor B, al igual que el A, depende de las características de la membrana y de la temperatura, la presión, el pH, el factor de conversión y la concentración salina de la solución.
- De esta fórmula se desprende que cuanto mayor sea la concentración salina en el lado de alimentación, mayor será el paso de sales, con lo que aumentará la salinidad del permeado. Por otra parte, fenómenos como la «polarización» de las membranas, hacen que la concentración de sales en el permeado sea mayor de lo teóricamente previsto.

2.4.2.1 Balance de materia

Balance del solvente: $Q_f = Q_p + Q_c$

Balance del soluto: $Q_f C_f = Q_p C_p + Q_c C_c$

Donde:

Q_f = Caudal de alimentación, m^3/h

Q_p = Caudal de permeado, m^3/h

Q_c = Caudal de concentrado o rechazo, m^3/h

C_f = Concentración de soluto en la alimentación, Kg/m^3

C_p = Concentración de soluto en el permeado, Kg/m^3

C_c = Concentración de soluto en el concentrado o rechazo, Kg/m^3

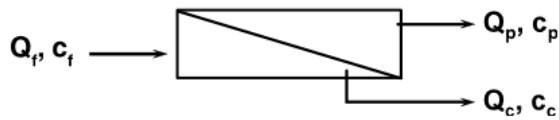


Ilustración 2-8 Esquema de balance de materia.

2.4.2.2 Factor de conversión y Factor de concentración

El factor de conversión o recuperación («recovery»), es el porcentaje de permeado que se obtiene a partir de determinado caudal de alimentación.

Es el cociente, expresado en tanto por ciento, entre el caudal de permeado y el caudal de aportación que llega a las membranas (Ecuación 2-4)

$$Y = \frac{Q_p}{Q_f} \times 100 = \left(1 - \frac{Q_c}{Q_f}\right) \times 100 \quad 2-4$$

Donde:

Q_p = caudal de permeado

Q_f = caudal de alimentación

Q_c = caudal de concentrado o rechazo

La mayor conversión de un sistema implica, además, una mayor concentración en la salmuera. El factor de concentración de un sistema de ósmosis inversa está relacionado con el factor de conversión mediante la ecuación 2-5:

$$FC = \frac{1}{1 - Y} \quad 2-5$$

Donde:

FC = factor de concentración.

Y = factor de conversión en tanto por uno.

Por ejemplo, un sistema de ósmosis inversa diseñado para un factor de conversión del 75 % tendría un factor de concentración de 4, es decir: la salinidad del concentrado es cuatro veces mayor que la salinidad de la alimentación.

2.4.2.3 Fator de Rechazo (R) y Factor de Paso de sales (SP)

El rechazo de sales de las membranas y de un sistema de membranas, es el factor que determina la calidad final del permeado de un sistema de ósmosis inversa.

La ecuación 2-6 determina el rechazo de sales.

$$R = \frac{C_f - C_p}{C_f} \times 100 \quad 2-6$$

Donde:

C_f = Concentración de soluto en la alimentación, Kg/m³

$$C_p = \text{Concentración de soluto en el permeado, Kg/m}^3$$

$$R = \text{Rechazo de sales \%}$$

Por tanto, el paso de sales en tanto por ciento vendrá definido por la ecuación 2-7 :

$$SP(\%) = 100 - R \quad 2-7$$

2.4.3 Diseño de un Sistema de membranas de ósmosis inversa

2.4.3.1 Etapas

Los elementos de ósmosis inversa van instalados en el interior de las cajas de presión unidos entre si mediante piezas o mecanismos de interconexión. El factor de conversión depende directamente de la longitud del sistema, de manera que los elementos son de longitud limitada (normalmente de 1 metro).

Para alcanzar unos valores aceptables de conversión, (aproximadamente el 45% en agua de mar) se hace necesaria la instalación de 6, 7 u 8 elementos en serie por cada caja de presión.

La capacidad de una planta desaladora por ósmosis inversa viene determinada por la cantidad de cajas de presión instaladas en paralelo.

Para incrementar el factor de conversión de un sistema es posible hacer recircular parte del concentrado de nuevo a la alimentación. Esta práctica se realiza fundamentalmente en instalaciones de agua salobre. Es posible ampliar el factor de conversión de un sistema aumentando su longitud y volviendo hacer pasar a la salmuera por otro sistema de ósmosis inversa adicional al que se llama «segunda etapa». En general, no mejora la calidad del permeado.

El diagrama sería el de la Ilustración 2-9:

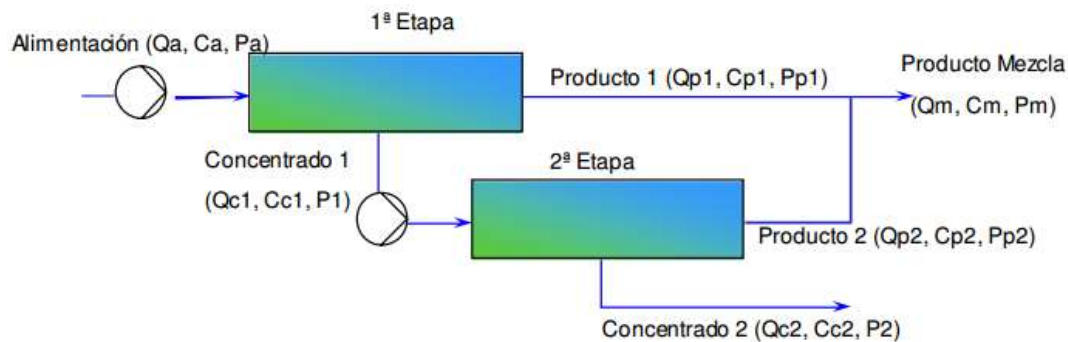


Ilustración 2-9 Diseño en dos etapas

Un diseño en dos etapas presenta las siguientes características (Salas Orta, 2014):

- Incremento de la conversión global (menor agua de aporte, reducción de volumen de vertido).
- Conversiones diferentes por etapa. Posibilidad de utilizar diferente tipo de membranas por etapa.
- Diferente superficie de membrana en cada etapa ($2 \div 1$ a $3 \div 1$, típicamente)
- En general, no mejora la calidad del permeado.
- Aplicaciones en aguas salobres fundamentalmente pero también en agua de mar. A considerar en la ampliación de capacidad de plantas existentes de un paso.

En algunos casos, sobre todo en agua salobre, puede ser necesario el diseño de sistemas de tres etapas para

obtener los máximos valores de conversión.

2.4.3.2 Pasos

El agua a la salida de las membranas contiene una cierta cantidad de sales, ya que el rechazo de las membranas de OI nunca es del 100%. Por tanto, el agua desalada producto tiene una concentración diferente, dependiendo de la concentración del agua inicial, del factor de concentración de la salmuera, de la temperatura del agua, del tipo de membrana y del diseño realizado.

Si se trabaja con agua de mar, la concentración de sales del permeado suele estar entre 200 y 300 mg/L y, si se quiere reducir este contenido salino, es necesario aplicar otra etapa de OI dando lugar a un diseño de plantas de dos pasos.

En la Ilustración 2-10 se puede ver un diagrama simplificado de una planta de OI de dos pasos. El factor de concentración de esta segunda etapa suele ser muy alto, del orden de ocho veces la inicial.

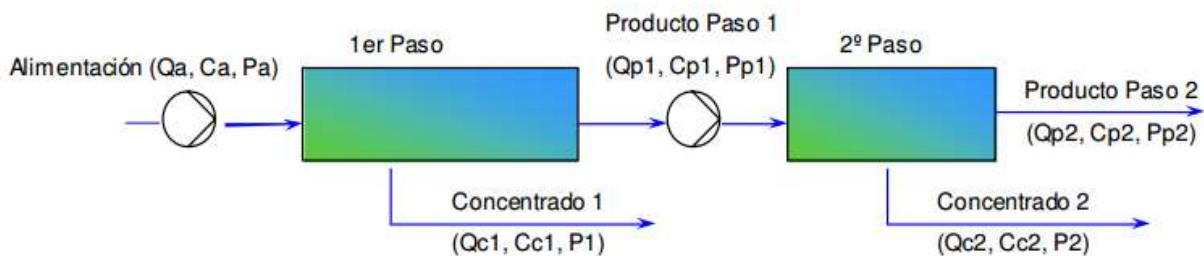


Ilustración 2-10 Diseño con dos pasos.

Las características de este diseño se presentan a continuación (Salas Orta, 2014):

- Mejora la calidad final pero incrementa el coste y los consumos específicos.
- Conversiones diferentes por paso. Posibilidad de utilizar diferente tipo de membranas por paso y pH's de operación.
- Diferente superficie de membrana en cada paso ($3 \div 1$, típicamente)
- Aplicaciones tanto en aguas salobres y de mar donde premia la calidad (usos potables, agrícolas e industriales).
- A considerar en la mejora de plantas existentes para cumplimiento de estándares de calidad.

2.5 Postratamiento

Dada la gran capacidad de eliminación de las membranas, el agua producida no tiene más que algo de cloruro sódico disuelto. En estas condiciones, el agua no es apta para determinados usos como el consumo humano, el regadío agrícola, etc. ya que como se ha indicado, carece de dureza y alcalinidad y resulta muy agresiva.

Por este motivo, suele hacerse un proceso de postratamiento al agua producto mediante el que se aportan determinadas sustancias como calcio, magnesio y bicarbonatos, ajustándose su equilibrio calcio-carbónico. Esto es válido tanto para la desalación de aguas marinas como para la de aguas superficiales (salobres).

Esta etapa es muy importante dado que es la última previa a la desinfección y posterior distribución. Por ello,

además de conseguir remineralizarla, otros parámetros como el pH, índice de Langelier¹ o turbidez deben tenerse en cuenta, además de la composición mineral equilibrada y, en último término, el cumplimiento de la legislación vigente para las aguas de consumo humano.

2.5.1 Cumplimiento de la normativa de agua de consumo humano

Como ya se ha indicado, el agua producto de una desalación carece de la alcalinidad y dureza mínimas para cumplir con lo especificado en la legislación vigente sobre aguas de consumo humano.

Siendo el cloruro sódico la sal predominante del agua de mar, en el caso de una desaladora por ósmosis de agua marina, cuyas membranas estuvieran algo deterioradas, el agua permeada podría contener una cierta concentración de cloruros y de sodio.

Según la vigente legislación de agua de consumo humano, el valor máximo de sodio es de 200 mg/L (8,70 meq/L) y el de cloruros es de 250 mg/L (7,04 meq/L).

Teniendo en cuenta que la molécula de cloruro sódico contiene los mismos miliequivalentes de ambos iones y los límites de la legislación vigente, el agua osmotizada podría contener como máximo 7,04 meq/l de cloruro sódico en total; lo que equivale a 412 mg/L de la sal.

2.5.2 Remineralización

(Sánchez, y otros, 2009) Existen dos planteamientos diferentes (no excluyentes entre sí) para remineralizar el agua producto:

- Remineralización mediante mezcla del agua producto con otra que al menos haya sido pretratada.
- Remineralización química del propio agua producto.

2.5.2.1 Remineralización mediante mezcla de aguas

La remineralización por mezcla de aguas se basa en añadir al producto otra agua que puede ser del mismo u otro origen, y que haya sido al menos pretratada. Para que el agua-mezcla resultante cumpla con la normativa de agua de consumo, será necesario conocer a fondo la composición química de todas las aguas que formen la mezcla.

La práctica de la mezcla de aguas no será aplicable en las instalaciones en las que dispongan exclusivamente de agua de mar, en estos casos la remineralización del producto se deberá abordar por el vía química tal y como se explica en el siguiente párrafo.

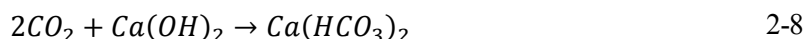
2.5.2.2 Remineralización química

La remineralización química del agua se puede realizar principalmente por medio de dos procedimientos:

- Dosificación de CO₂ e hidróxido cálcico
- Dosificación de CO₂ y lechos de carbonato cálcico (calcita)

2.5.2.2.1 Dosificación de CO₂ e hidróxido sódico

En este caso, la reacción que tiene lugar se expone en la ecuación 2-8:



De esta forma, se incrementa el contenido en bicarbonatos y en calcio, lo que da lugar a un incremento de la dureza y de la alcalinidad del producto final. Las dosis dependerán del resultado final que se quiera lograr.

¹ Índice de Langelier (IL): Medida de la tendencia incrustante o agresiva de un agua. Si I > 0, el agua es incrustante. Si I < 0 el agua es agresiva. Según la legislación vigente debe estar comprendido entre -0,5 y 0,5

Actualmente es el método más utilizado en España, especialmente en grandes instalaciones.

El hidróxido cálcico es un sólido que no se puede dosificar directamente, por lo que se debe preparar una solución, también llamada «lechada de cal».

A partir de un silo con el $Ca(OH)_2$ en polvo se hace la lechada con agua producto al 10-15%. En grandes instalaciones esta primera solución se hace pasar por unos saturadores cuya función es diluirla en un mayor volumen con el fin de obtener una solución normalmente al 5-7% de agua saturada de cal, más fácil de dosificar. Esta agua saturada se mezcla con el agua a remineralizar en una cámara a la que se añade CO_2 para facilitar la reacción. El proceso se controla mediante un analizador en continuo de pH colocado al final de la cámara de reacción.

La Ilustración 2-11 presenta un diagrama de un sistema de postratamiento de lechada de cal.

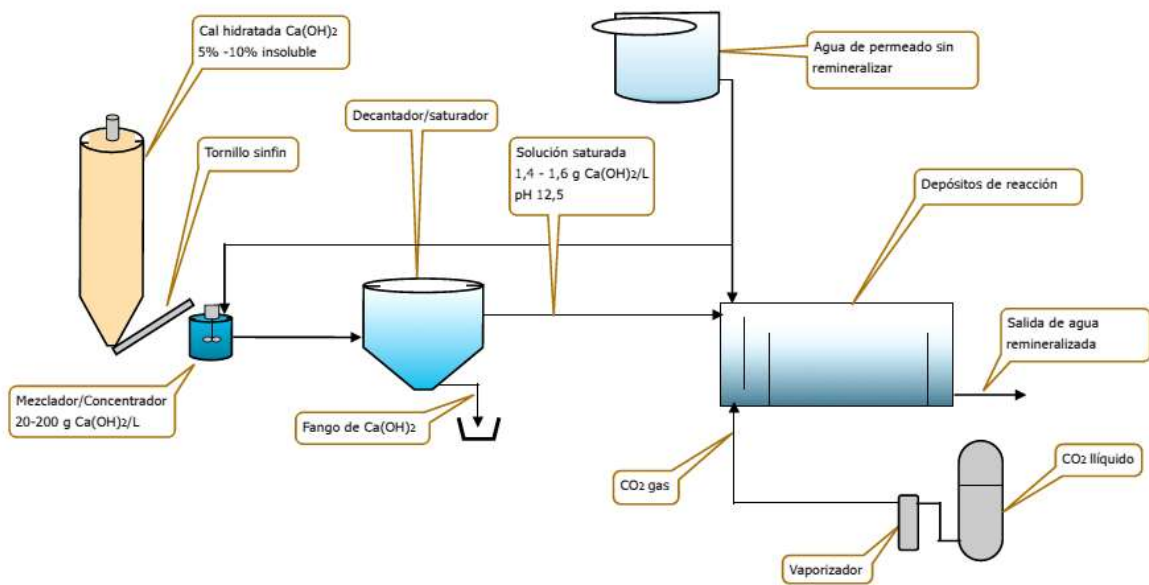
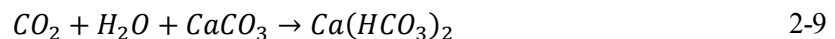


Ilustración 2-11 Esquema de un sistema de postratamiento de lechada de cal y CO_2 (Hernández Suárez, 2015)

2.5.2.2.2 Dosificación de CO_2 y lechos de carbonato cálcico (calcita)

Las instalaciones de dosificación de CO_2 y lechos de carbonato cálcico (Limestone beds) están incrementándose en los últimos años en España.

Los lechos pueden ser de flujo descendente, a modo de filtros abiertos convencionales, equivalentes a los de arena o carbón activo de los tratamientos convencionales, o de flujo ascendente y altura constante, que minimizan el problema de la carga periódica que debe hacerse en los lechos abiertos. La reacción que se produce se muestra en la ecuación 2-9:



La calcita es carbonato cálcico $CaCO_3$ que puede obtenerse de elevada pureza y libre de trazas de otras rocas carbonatadas. Su composición media en CaO es del 55%. La ventaja de usar calcita frente a $Ca(OH)_2$, es que con la calcita se obtiene más cantidad de bicarbonatos, con el mismo consumo de CO_2 además, con el paso del agua por los lechos de calcita, hace que alcance el equilibrio (pH de saturación) automáticamente, disolviendo para ello la cantidad exacta que necesita de carbonato de calcio, sin necesidad de equipos de control y dosificación.

Un esquema de una planta de postratamiento con lechos de calcita de flujo ascendente y altura constante se presenta en la Ilustración 2-12.

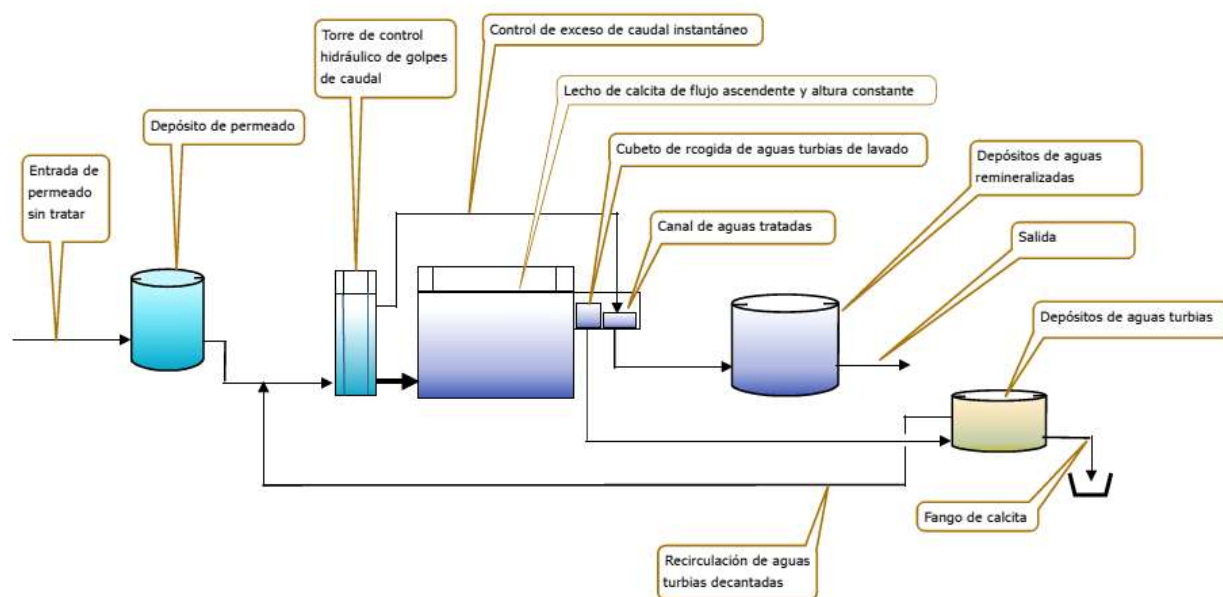


Ilustración 2-12 Esquema de un sistema de postratamiento con lechos de calcita (Hernández Suárez, 2015)

3 SISTEMAS DE RECUPERACIÓN DE ENERGÍA

3.1 Introducción

Actualmente, todo proceso industrial contempla dentro de su entorno económico la reducción de los costos energéticos. La ósmosis inversa, al ser un proceso en la que la parte más importante de los costos de funcionamiento corresponden al bombeo de alta presión, a lo largo de los años se ha avanzado en la investigación de los procesos de recuperación de energía a través del rechazo de alta presión.

(Martínez Morales, y otros, 2005) Los sistemas de recuperación de energía aprovechan la gran presión del agua de rechazo generada en la ósmosis para devolverla, en gran parte, al agua de entrada a las membranas y así disminuir la cantidad de energía a suministrar por las bombas para alcanzar las grandes presiones de entrada a la ósmosis.

Como es sabido, para producir la separación de las sales y el agua en las membranas, es necesario darle a éstas una presión superior a la presión osmótica de la disolución salina. Esto tiene como consecuencia práctica que, para desalar el agua del mar, sea preciso llevar el agua de mar a una presión de aproximadamente unos 60-70 bar en la entrada de las membranas. Esta presión no se pierde en el interior de las membranas, sino que la salmuera a la salida tiene esa misma presión menos las pérdidas de carga al pasar por las membranas. Como esta salmuera debe ser devuelta al mar, hay que quitarle previamente esa presión.

Las primeras plantas de ósmosis inversa, de tamaño muy pequeño y en la que la preocupación era el comportamiento de las membranas, solían tener una válvula reductora de presión para romper carga de la salmuera antes de su envío al mar. Esta situación duró muy poco, pues pronto se vio la mejora que suponía recuperar la energía de la salmuera en vez de tirarla. Por otra parte, las plantas aumentaban de tamaño y en términos absolutos la energía que se tiraba era muy grande.

A continuación se procede a detallar los distintos sistemas de recuperación de energía que existen actualmente.

3.2 Turbina Francis (Bomba invertida)

La primera idea para recuperar la energía fue instalar una bomba invertida movida por la presión y el caudal de la salmuera. Este sistema de recuperación era poco flexible con las variaciones en la operación de la planta.

Al ser el sistema de funcionamiento una bomba invertida, su funcionamiento venía definido por la curva caudal-altura, por lo que al variar la presión de entrada debía variar el caudal siguiendo la curva. Por tanto, era necesario la existencia de un by-pass con una válvula reductora de presión por donde desviar el caudal que, en determinadas situaciones, la bomba no podía evacuar.

3.3 Turbina Pelton

La introducción de la turbina Pelton como sistema de recuperación de energía solucionó gran parte de esas ineficiencias, ya que tenían un mayor rendimiento en la recuperación, 88% frente al 77% de la bomba invertida y, además, admite variaciones en la presión de entrada a la turbina sin que ello afecte al rendimiento.

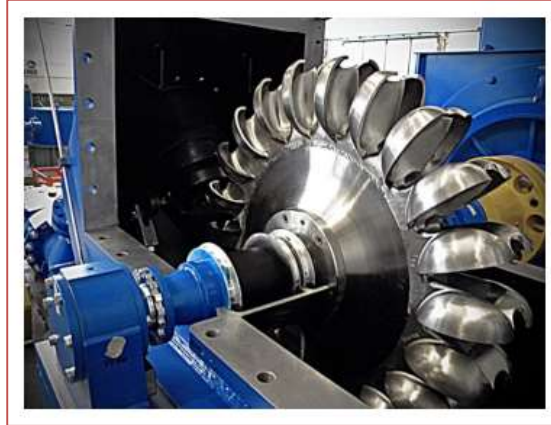


Ilustración 3-1 Turbina Pelton (Zeco Turbine)

La Ilustración 3-2 muestra cómo se realiza el acople de la turbina Pelton al sistema de desalación por ósmosis inversa.

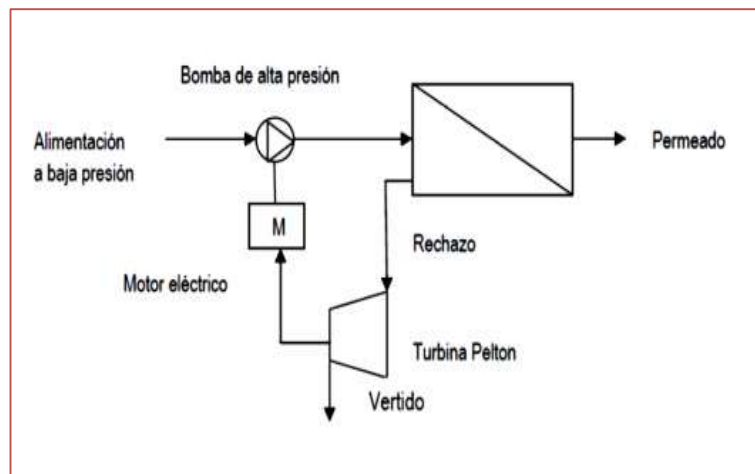


Ilustración 3-2 Esquema núcleo de desalación con turbina Pelton

En este caso, la potencia se utiliza para ayudar al motor eléctrico de la bomba de alta presión. Este concepto permite un motor más pequeño, y por lo tanto, el costo necesario para accionar la bomba será menor.

La turbina Pelton es un método de recuperación un tanto desfasado y con el que se tienen consumos específicos más elevados que con los otros sistemas

3.4 Turbobomba y Turbocharger

Tratando de reducir los costes y el consumo energético, se desarrolló otra unidad de recuperación energía, más compacta, en la que se une la bomba y la turbina de forma inversa y están provistas de un único eje. Esta es la llamada turbobomba. Posteriormente se desarrolló, de forma similar, el turbocharger, de mucho menor tamaño.

El objetivo del turbocharger es convertir, a través de la turbina, la energía de presión hidráulica en energía mecánica aprovechable por la bomba y así elevar la presión del fluido. La energía se transfiere entre flujos distintos, por lo que puede estar instalado en cualquier punto de la instalación al carecer de motor.

3.4.1 Funcionamiento

(Energy Recovery, Inc.) El turbocharger se diseña para producir un impulso de presión en la corriente de alimentación de la ósmosis inversa (A, C y E) utilizando la energía hidráulica disponible en la corriente de salmuera (G). La Ilustración 3-3 muestra cómo el turbocharger funciona como un aumentador de presión de alimentación en un sistema de ósmosis inversa (SWRO) de agua de mar típica.

La presión de alimentación del flujo (A) pasa a través de la bomba de alimentación principal que proporciona un impulso de presión (C-A). Posteriormente, el agua pasa por el turbocharger, que proporciona un impulso de presión adicional (E-C). Por último, la corriente de agua entra en los recipientes de presión de membrana (E).

Un porcentaje de agua de alimentación sale de la membrana como permeado (F). El resto sale como salmuera de alta presión (G). La salmuera pasa por el turbocharger, que extrae la energía de presión (G-H). De este modo, la salmuera sale del turbocharger a baja presión para la eliminación (H).

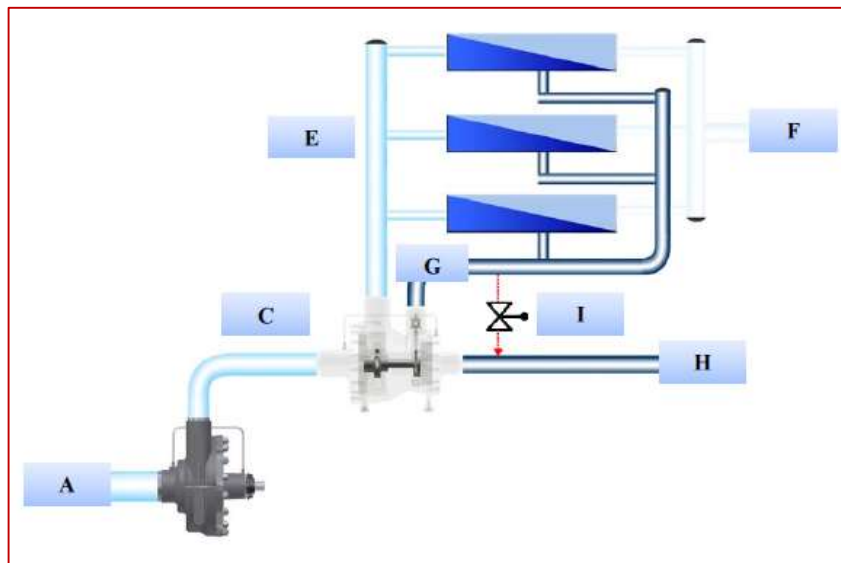


Ilustración 3-3 Sistema de ósmosis inversa equipado con Turbocharger (Energy Recovery, Inc.)

3.4.2 Válvula de derivación

La válvula de derivación mostrada en la Ilustración 3-3 se instala cuando se espera una gama amplia de presiones de funcionamiento, como por ejemplo, en aplicaciones de agua salobre.

Como la presión de operación varía, la presión de salmuera disponible puede no ser suficiente para conducir la cantidad requerida de flujo de salmuera a través de la boquilla de entrada de la turbina principal (Ilustración 3-4).

La válvula de la boquilla auxiliar actúa como un orificio variable pero en algunos casos puede no ser suficiente para obtener el flujo deseado.

La válvula de derivación se utiliza entonces para obtener el flujo deseado desviando una pequeña cantidad de la corriente principal de la entrada de la turbina del turbocompresor (G) al escape de salmuera (H). La válvula de derivación (I) también se puede utilizar para facilitar la secuencia de lavado con agua fresca, que por lo general se lleva a cabo a presiones más bajas.

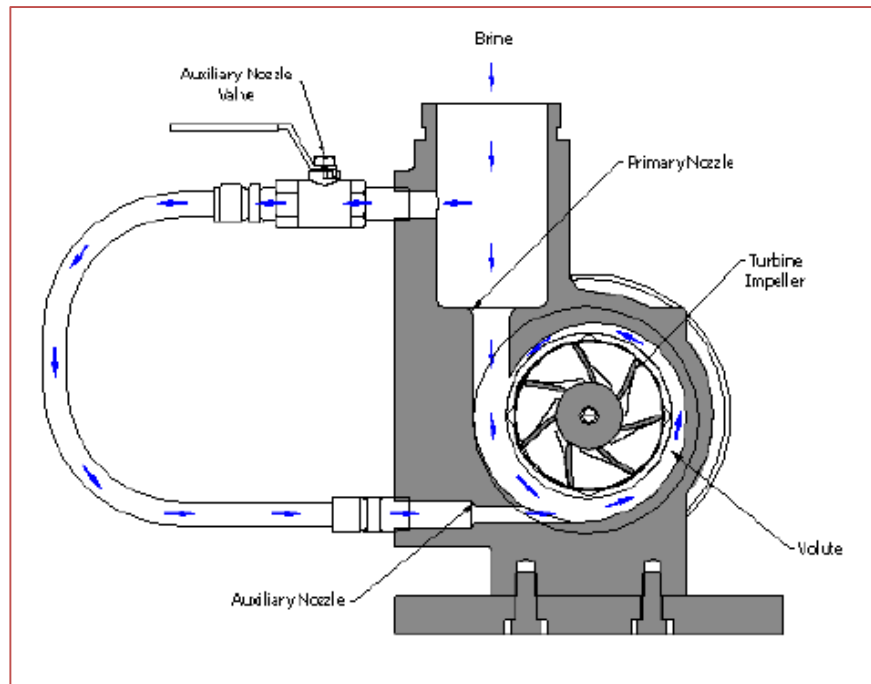


Ilustración 3-4 Boquilla principal y auxiliar del Turbocharger (Energy Recovery, Inc.)

3.5 Cámaras de intercambio de presión

Al igual que los cambiadores de calor intercambian el calor entre dos corrientes, en las cámaras de intercambio de presión lo que se intercambia es la presión entre dos corrientes de agua.

Los tipos de Cámaras de Intercambio de Presión (CIP) que existen en el mercado se pueden agrupar en dos grupos:

- Cámaras de desplazamiento.
- Cámaras de rotación.

3.5.1 Cámaras de intercambio de presión de desplazamiento

De este tipo, destacan sobre todo los DWEER. Estos dispositivos transmiten la energía potencial (presión) que tiene la salmuera al agua de mar en unos cilindros mediante pistones, sin tener que transformar esta energía potencial en energía de rotación.

De forma resumida se puede decir que consisten en dos cilindros con pistones y un juego de válvulas. En un lado de uno de los cilindros entra el agua de alimentación sin presión. Cuando se ha llenado se abre una válvula y comienza a entrar por el lado opuesto el rechazo con alta presión, comunicándole la misma al agua de alimentación. Cuando ha llegado al final de la carrera vuelve a repetirse el ciclo. En el otro cilindro se da el mismo ciclo pero invertido de forma que se tenga un caudal lo menos pausado posible.



Ilustración 3-5 Tren de DWEER (Flowserve)

Por este motivo, en general los CIP basados en el desplazamiento tienen dos cámaras en paralelo, cada una realizando uno de los pasos explicados. Es lo que conforma una unidad de Cámaras de Intercambio de Presión.

Algunos fabricantes realizan el contacto entre agua de mar y salmuera directamente, ya que, gracias a la diferencia de salinidad entre ellas, tienen diferencia de densidades y de viscosidad, lo que permite realizar esta operación de esta forma. Otros fabricantes prefieren situar un pistón separador entre ambos fluidos que realiza un cierre hermético. Finalmente, otros sitúan un pistón flotante entre ambos fluidos que, sin realizar un cierre hermético, los mantiene cuasi-separados.

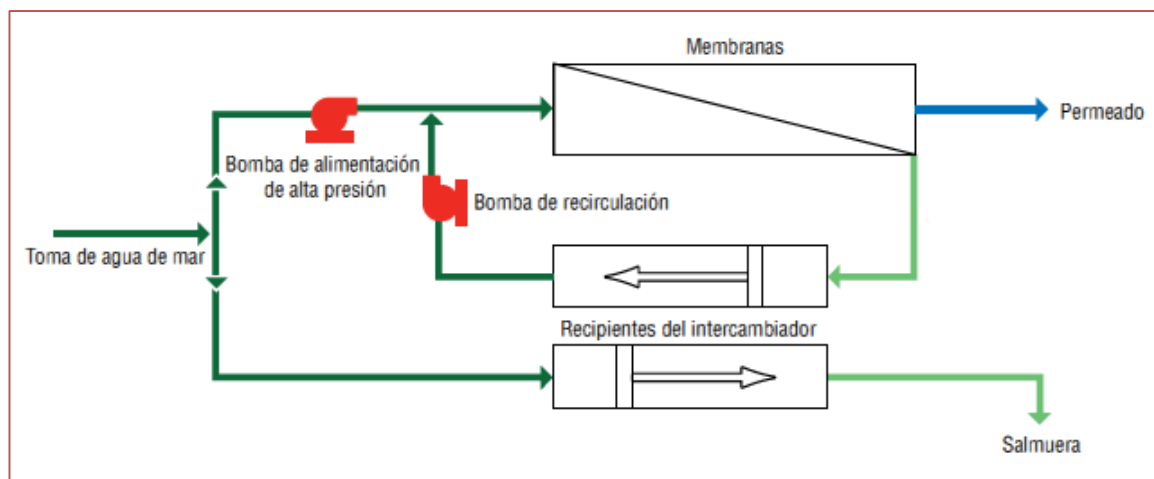


Ilustración 3-6 Diagrama de flujo típico de un DWEER. (Flowserve)

3.5.2 Cámaras de intercambio de presión de rotación

De este tipo, destacan los ERI (denominación derivada de la empresa americana que los fabrica, Energy-Recovery Inc.).

Lo que las diferencia de las cámaras de desplazamiento es que en el caso anterior las partes móviles del equipo son los elementos, válvulas generalmente, que dan paso a una corriente u otra. En este caso el elemento que da paso no existe y lo que se mueve es la propia cámara.

Este mecanismo proporciona una alta eficiencia de transferencia, hasta un 98%, y pueden reducir los costos de energía en un sistema RO hasta un 60%.

Entre sus ventajas destacan:

- Flexibilidad para operar al variar la tasa de recuperación
- Maximizar la productividad y la eficiencia del proceso en una amplia gama de condiciones en la alimentación.

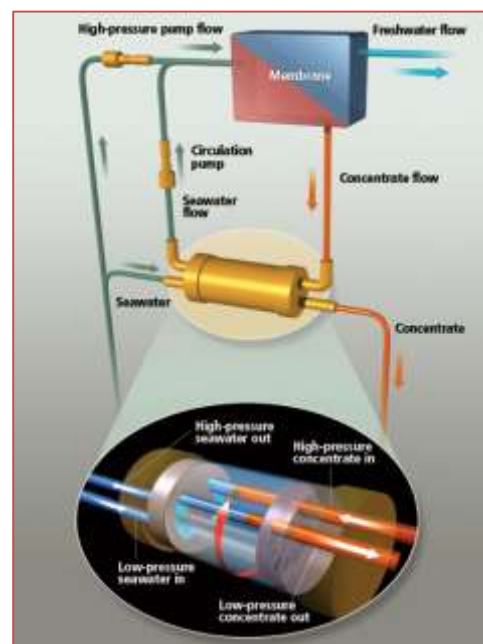


Ilustración 3-7 Funcionamiento cámaras de intercambio de presión de rotación. (Energy Recovery, Inc.)

3.5.3 Aspectos comunes a las cámaras de intercambio de presión

Como se puede deducir, al tener las cámaras un volumen determinado y ser el mismo para llenarlas de salmuera que de agua de mar, el caudal de agua de mar presurizada ha de ser sensiblemente igual al de salmuera de alta presión.

Por otra parte, la presión de salida de la salmuera es inferior a la de entrada del agua de mar a membranas, como ya hemos comentado. La presión de la salmuera entrando a las cámaras es aún menor que la de salida de las membranas, ya que hay que restarle las pérdidas de carga en tuberías y válvulas hasta llegar a las columnas. Como además las cámaras tienen un rendimiento en la transmisión de presión al agua de mar, cuando ésta sale presurizada de las cámaras, requiere un incremento de presión para alcanzar la de entrada a las membranas. Es necesaria, por tanto, la instalación de una bomba booster, entre la salida de las cámaras y la entrada a las membranas, que le proporcione dicho incremento.

Cuando se analiza con más detenimiento el funcionamiento de las CIP, encontramos varios aspectos que modifican de forma importante el comportamiento ideal de lo ahora expuesto.

Así, tenemos que el contacto entre las corrientes de agua de mar y salmuera no se salda sin consecuencias y, como resultado, el agua de mar incrementa su salinidad, lo que implica que, para que la producción sea la misma, es necesario introducir el agua de mar en las membranas con más presión.

(Energy Recovery, Inc.) La diferencia entre la salinidad de la alimentación a las membranas y la salinidad del suministro de agua de alimentación viene definido por el parámetro «mixing» según la ecuación 3-1.

$$\text{Mixing (\%)} = \frac{\text{Salinidad}_{\text{entrada membranas}} - \text{Salinidad}_{\text{caudal alimentación}}}{\text{Salinidad}_{\text{caudal alimentación}}} \times 100 \quad 3-1$$

A continuación se definen otros parámetros de operación de las CIP:

Agua de barrido (Overflush): es un caudal de agua de mar que se pierde con la salida de la salmuera. Está motivado por diversas razones: necesidad de lubricar el giro del rotor, lavar la cámara de salmuera, etc. Se mide en tanto por ciento y se define según la ecuación 3-2.

$$\text{Overflush (\%)} = \frac{\text{Caudal agua de mar}_{\text{entrada}} - \text{Caudal agua de mar}_{\text{salida}}}{\text{Caudal agua de mar}_{\text{salida}}} \times 100 \quad 3-2$$

Pérdidas de salmuera (Leak): es un caudal de salmuera que se pierde antes de realizar el trabajo, de forma que representa finalmente una pérdida de rendimiento. Esta pérdida es debida a fugas que se producen de salmuera desde el lado de alta presión directamente. Se mide en valores absolutos y se define según la ecuación 3-3.

$$\text{Leak} = \text{Caudal salmuera}_{\text{entrada}} - \text{Caudal salmuera}_{\text{salida}} \quad 3-3$$

Estos parámetros tienen como consecuencia una reducción del rendimiento de las cámaras. La ecuación 3-4 muestra la definición del rendimiento para estos dispositivos.

$$\text{Eficiencia (\%)} = \frac{\sum \text{Caudal}_{\text{salida}} * \text{Presión}_{\text{salida}}}{\sum \text{Caudal}_{\text{entrada}} * \text{Presión}_{\text{entrada}}} \times 100 \quad 3-4$$

(Martínez Morales, y otros, 2005) El rendimiento definido de esta forma tiene en cuenta los factores arriba mencionados menos uno, la Mezcla, ya que este valor solo puede ser cuantificado conociendo cuánto incrementa la presión a la entrada de las membranas por culpa de este efecto. Este cálculo es más complejo y depende del diseño global de la instalación.

Los dispositivos de intercambio de presión han conseguido bajar significativamente el consumo en las plantas desaladoras, hasta llegar a consumos de incluso menos de 3 kWh/m³

3.6 Conclusiones

En la Ilustración 3-8 vemos como ha sido la evolución del consumo específico en la desalación en general, tanto por el cambio en el tipo de proceso como por las mejoras dentro de cada uno de ellos.

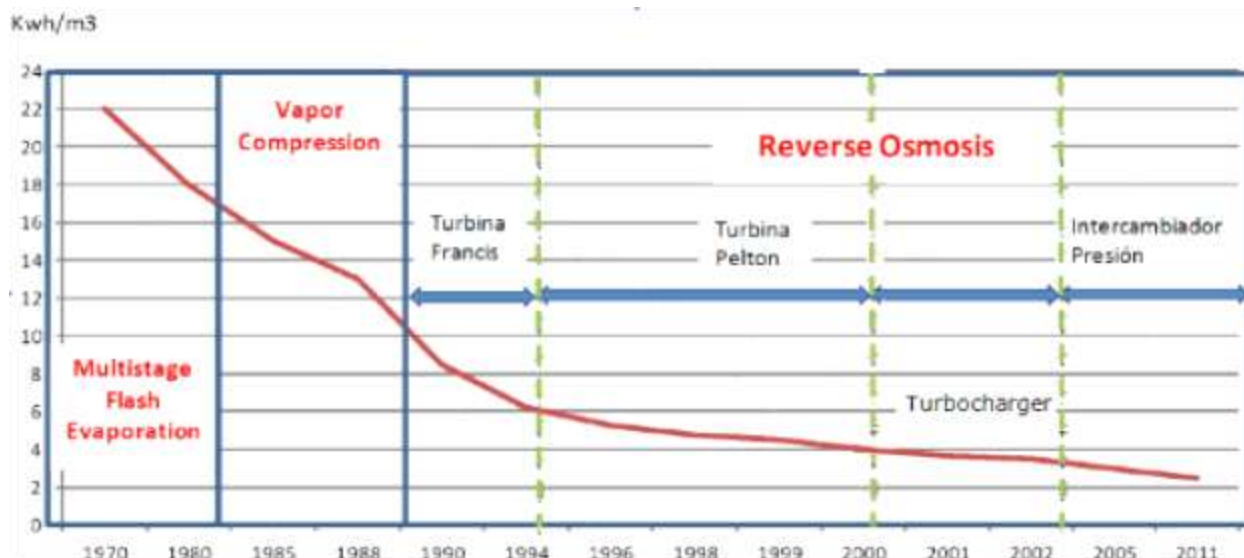


Ilustración 3-8 Evolución del consumo específico en desalación (Martiz Vega, 2014)

Los márgenes disponibles para reducir los consumos energéticos del proceso de desalación por ósmosis inversa son ya bastante reducidos. Las cámaras isobáricas permiten situar la asintota del consumo en OI en el nivel de 2,5 kWh/m³. Diseñando sistemas de captación y pretratamiento que no generen una repercusión mayor de 0,5 kWh/m³ sobre el agua producto, se configura un objetivo de 3 kWh/m³ de consumo global de desalación.

Para obtener reducciones mayores e intentar aproximarse a medio plazo al nivel de 2 kWh/m³ en la fase de ósmosis inversa (2,5 kWh/m³ de consumo global), será necesario combinar la utilización de nuevas generaciones de membranas de baja presión con cámaras isobáricas de alto rendimiento, y nuevas arquitecturas tanto en las líneas de desalación como en los bastidores de membranas.

En la actualidad, los sistemas más destacados para reducir estos consumos son el turbocharger y los intercambiadores de presión.

La tabla Tabla 3-1 muestra algunas características de los intercambiadores de presión ERI y los Turbocharger:

	Intercambiador de presión ERI	Turbocharger	Notas
Eficiencia máxima	98%	82%	
Curva de rendimiento	Plana	Curva	<ul style="list-style-type: none"> ERI: Alta eficiencia, constante en el rango de condiciones de presión y flujo. TC: Mayor eficiencia sólo a la presión y caudal óptimo. Generalmente para SWRO, la eficiencia no se degrada significativamente para el rango de operación.
Mixing	< 3%	0%	
Tamaño del tren de ósmosis	Puede usarse para cualquier tamaño	Puede usarse para cualquier tamaño	
Operación	Fácil	Fácil	

Redundancia	Sí	No	<ul style="list-style-type: none"> • ERI: Si uno o más dispositivos se detienen, la operación puede continuar con una mayor salinidad en la alimentación a las membranas. • TC: Si el turbocompresor se detiene, la operación no continúa.
Corrosión	Baja	Media	
Bomba Booster	Si	No	
Modularidad	Si	No	<ul style="list-style-type: none"> • ERI: Dispositivo estándar; Fácil de aumentar su capacidad manteniendo un rendimiento constante. • TC: Según el diseño permitirá más o menos caudal, pero con una variación del rendimiento.

Tabla 3-1 Comparativo ERI & Turbocharger (Energy Recovery, Inc.)

La Tabla 3-2 muestra las ventajas más características de cada uno de ellos:

Intercambiador de presión ERI	Turbocharger
<ul style="list-style-type: none"> • Modularidad 	<ul style="list-style-type: none"> • Equipo económico
<ul style="list-style-type: none"> • Alto rendimiento 	<ul style="list-style-type: none"> • Sin "mixing"
<ul style="list-style-type: none"> • Pocas partes móviles 	<ul style="list-style-type: none"> • No necesita bomba Booster

Tabla 3-2 Ventajas significativas de los recuperadores de energía ERI y Turbocharger

4 ESTUDIO COMPARATIVO DE LOS SISTEMAS DE RECUPERACIÓN DE ENERGÍA

4.1 Objetivo

La finalidad del presente documento es proporcionar la información suficiente para valorar y comparar de forma objetiva la repercusión económica de los recuperadores de energía ERI y Turbocharger en una planta desaladora, atendiendo a su coste de implantación y a la correspondiente reducción de la factura energética derivada de la ejecución de dichas medidas de mejora.

Es conveniente conocer los plazos de recuperación de la inversión y la rentabilidad estimada durante su ciclo de vida útil. Para ello, se aporta un estudio económico para ofrecer la información necesaria para la toma de decisiones respecto a la inversión a realizar. El presente estudio utiliza criterios de valoración estáticos y dinámicos, considerado en estos últimos los factores que más incidencia tienen sobre la recuperación de la inversión, como es el caso de la variación del precio de la energía, la tasa de inflación y la tasa de interés para la financiación del proyecto.

4.2 Dimensionamiento de la planta

4.2.1 Introducción

Una vez descritos los procesos fundamentales de una planta de ósmosis inversa, vamos a proceder al dimensionamiento y ubicación de nuestra planta, para posteriormente poner en práctica nuestros cálculos sobre un caso concreto.

El objetivo de este apartado es describir en detalle la desaladora de ósmosis inversa de agua de mar propuesta, ubicada en Qurayyat, Omán, con una capacidad de 100,000 m³/día de producción de agua potable y basada en la tecnología de ósmosis inversa.

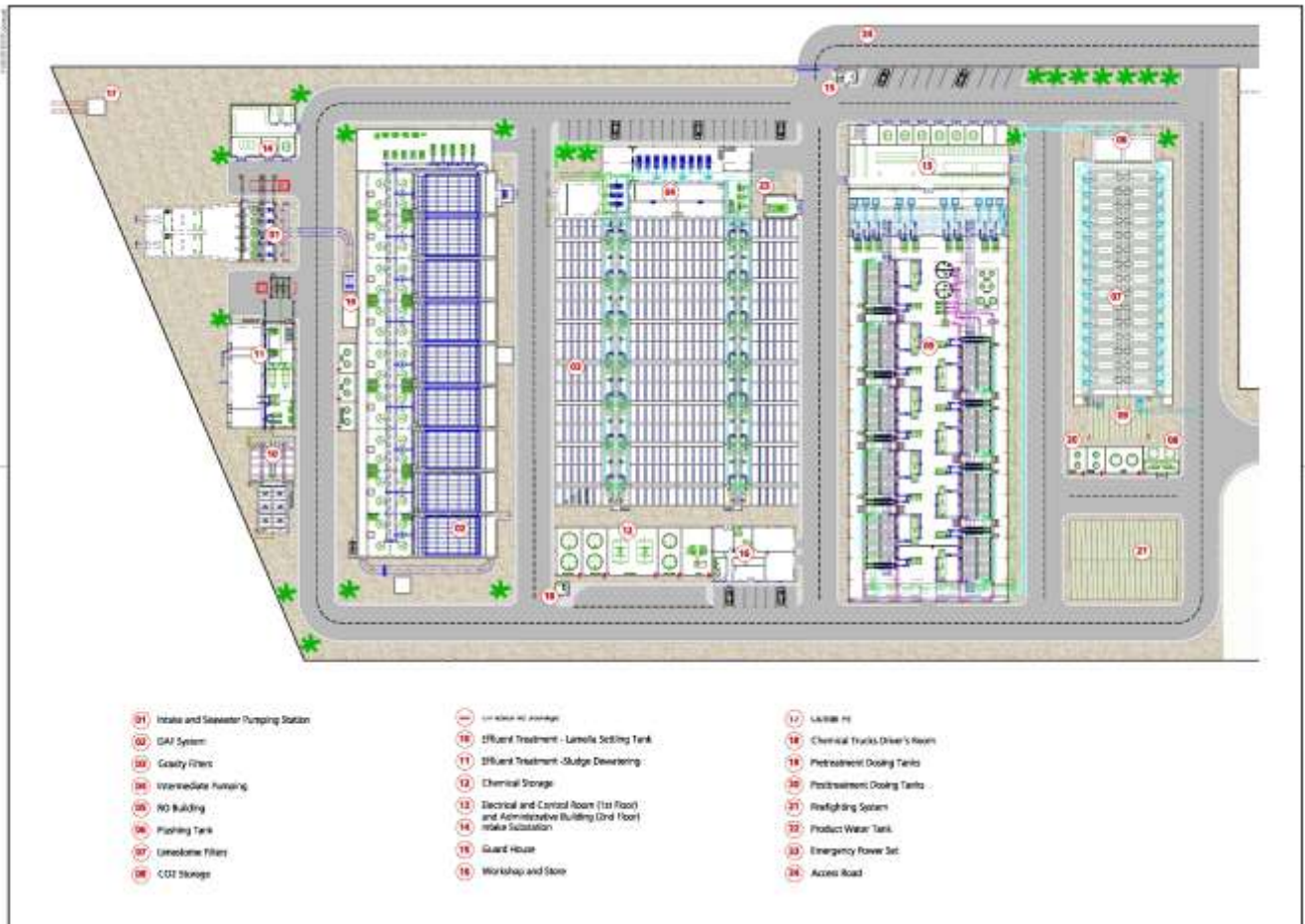


Ilustración 4-1 Plano de implantación

La línea de proceso consistirá en las siguientes etapas:

- Sistema de captación y descarga de agua
 - Dos torres de captación ubicadas a una profundidad del fondo marino de -13.5 m para la protección adicional contra el riesgo de “Bloom de algas”.
 - Dos tubos de aspiración diseñados para un 70% de la capacidad de la planta.
 - Dos de descarga diseñadas para un 70% de la capacidad de la planta de tubos.
- Estación de bombeo incluyendo el Sistema de cribado:
 - Dos canales equipados con rejas fijas y móviles, diseñados para el 100% de capacidad (1 en operación + 1 en stand-by).
 - Cinco bombas de agua de mar, diseñados para el 25% de capacidad (4 en operación + 1 en stand-by).
- Instalaciones de desinfección con cloro (cloración previa):
 - Dos tanques de dosificación (50% de la capacidad requerida) y tres bombas dosificadoras diseñadas para el 50% de capacidad (2 en operación + 1 en stand-by).
- Sistema de pretratamiento:
 - Dosificación de productos químicos:
 - Cloruro férrico: dos tanques de dosificación (50% de la capacidad requerida) y tres bombas dosificadoras del 50% de capacidad (2 en operación + 1 en stand-by).

- Ácido sulfúrico: dos tanques de dosificación (50% de la capacidad requerida) y tres bombas dosificadoras del 50% de capacidad (2 en operación + 1 en stand-by).
- Floculante: Dos sistemas de preparación automática (50% de capacidad) y tres bombas dosificadoras del 50% de capacidad (2 en operación + 1 en stand-by).
- Sistema de flotación de aire disuelto, dividido en 5 líneas (4 en operación + 1 en stand-by).
- Filtros de gravedad, divididos en 2 líneas de 8 células de filtración cada una (15 en operación + 1 en stand-by).
- Tanque intermedio de agua de filtrada.
- Almacenamiento de sustancias químicas: consta de dos tanques de almacenamiento para cada producto químico utilizado en el pretratamiento con 2 bombas de llenado (1W + 1S) y 2 bombas dosificadoras (1W + 1S).
- Sistema de ósmosis:
 - Dosificación de productos químicos:
 - Hidróxido de sodio: dos tanques de dosificación (50% de la capacidad requerida) y tres bombas dosificadoras del 50% de capacidad (2 trabajo + 1 en modo de espera).
 - Bisulfito de sodio. Dos tanques de dosificación (100% de la capacidad requerida) y tres bombas dosificadoras del 50% de capacidad (2 trabajo + 1 en modo de espera).
 - Anti-incrustante: Dos tanques de dosificación (100% de la capacidad requerida) y tres bombas dosificadoras del 50% de capacidad (2 trabajo + 1 en modo de espera).
 - Filtros de cartucho, 6 unidades instaladas (5 en operación + 1 en stand-by).
 - Trenes RO, 5 unidades instaladas.
 - Sistema de limpieza química CIP (“Clean in place”):
 - Tanques CIP, del 50% de capacidad.
 - Bombas de CIP, 2 unidades de 100% de capacidad (1 trabajo + 1 en modo de espera).
 - Filtros de cartucho, 1 instalación de 100% de capacidad.
- Sistema de postratamiento:
 - Almacenamiento de CO₂ y sistema de dosificación, 2 unidades instaladas de 100% de capacidad (1 trabajo + 1 en reserva).
 - Filtros de calcita, 14 unidades instaladas.
 - Dosificación química:
 - Sistema de dosificación de hidróxido de sodio: consiste en 2 tanques de dosificación (50% de la capacidad requerida) y 3 bombas de dosificación (50% de capacidad).
 - Sistema de dosificación de hipoclorito de sodio: consiste en 2 tanques de dosificación (50% de la capacidad requerida) y 3 bombas de dosificación (50% de capacidad).
 - Sistema de dosificación de fluoruro de sodio: consiste en 2 tanques de dosificación (50% de la capacidad requerida) y 3 bombas de dosificación (50% de capacidad).
- Instalaciones de almacenamiento de agua potable.
- Sistema de tratamiento de aguas residuales.

4.2.2 Ubicación

El sitio propuesto se encuentra en Qurayyat, Omán, un área costera ubicada en la provincia de Muscat entre Qurayyat al norte y Daghmar al sur y cercana a la autopista Qurayyat-Sur, como se muestra en la Ilustración 4-2

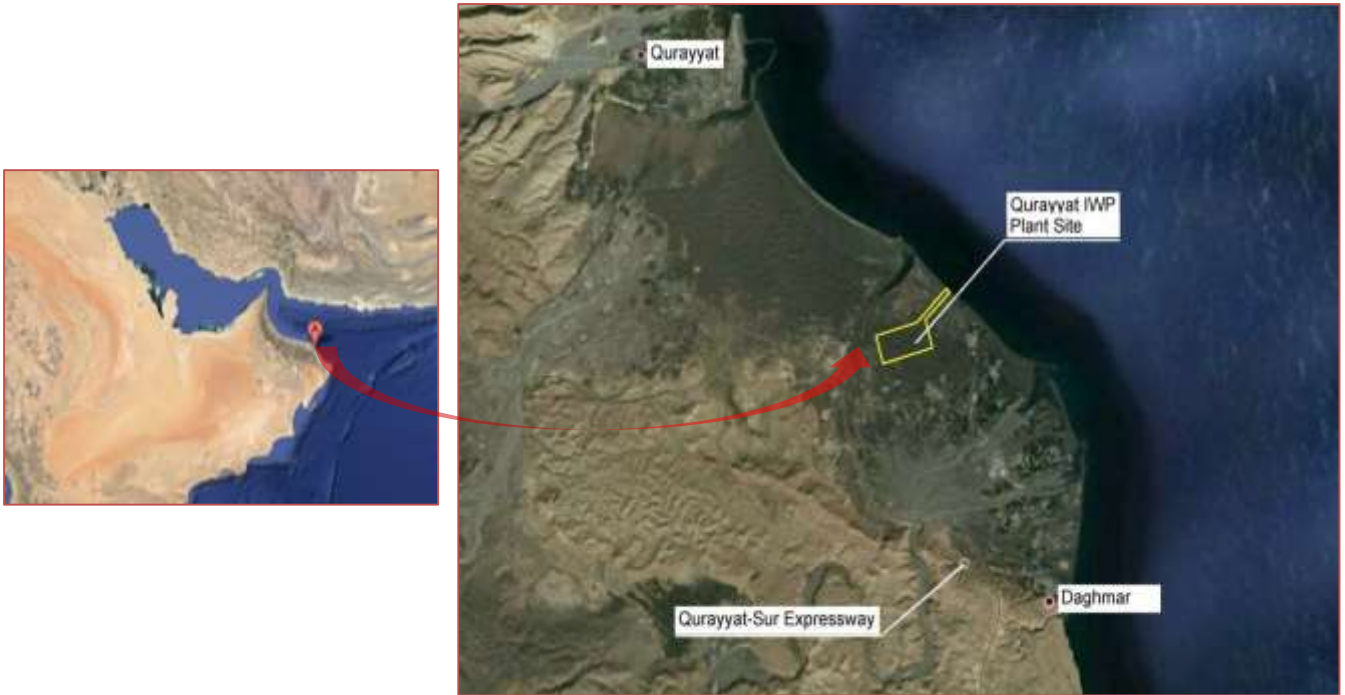


Ilustración 4-2 Localización de la planta.

4.2.3 Parámetros principales de diseño

4.2.3.1 Capacidad

La planta desaladora tendrá una capacidad nominal de 100,000 m³/día. Se instalarán 5 trenes de ósmosis con una capacidad máxima individual de 20,000 m³/día.

4.2.3.2 Características del agua de mar

Como base para el diseño de la instalación se debe conocer las características físicas y químicas del agua a tratar. El análisis iónico es imprescindible ya que nos sitúa, respecto a la salinidad, en el rango de membranas que se podrán utilizar y además nos mostrará las limitaciones respecto al rechazo.

Este análisis debe de ser lo más completo posible, en especial en los iones monovalentes que presentan más dificultades para su separación

La planta desaladora se ha diseñado en base a las condiciones de agua de mar de referencia que se muestran en la Tabla 4-1.

Parámetro	Unidad	Valor
<i>Temperatura</i>	°C	21-31
<i>pH</i>		7,95
<i>Conductividad</i>	mS/cm	54,40
<i>Turbidez</i>	FTU	0,77
<i>Sólidos en suspensión (SS)</i>	mg/l	6,38
<i>Tatal sólidos disueltos</i>	mg/l	38.000
<i>CATIONES</i>		

Calcio	mg/l	648,13
Magnesio	mg/l	1.396,16
Sodio	mg/l	11.567,38
Potasio	mg/l	395,59
Estroncio	mg/l	6,80
Bario	mg/l	0,05
Amonio	mg/l	0,01
ANIONES		
Bicarbonatos	mg/l	149,23
Carbonatos	mg/l	2,02
Sulfatos	mg/l	2.554,41
CO₂	mg/l	20,44
Cloruros	mg/l	21.250,18
Nitritos	mg/l	0,01
Nitratos	mg/l	1,67
Flúor	mg/l	1,80
Silicatos	mg/l	0,25
Boro	mg/l	4,80
OTROS		
Oxígeno disuelto	mg/l	6,03
Materia orgánica	mg/l	0,06
COT	mg/l	1,00
COD	mg/l	1,00
Aceite y grasas	mg/l	5,00
DBO5	mg/l	2,40

Tabla 4-1 Calidad del agua de mar.

Debemos citar que la salinidad total y el contenido de sales concretas de un agua de mar es menos variable que el de un agua salobre.

Por otro lado, las variaciones se producen fundamentalmente en el contenido de sales entre las diferentes zonas, y no en el tipo de iones, variando muy poco las características del agua de mar según la época del año y a lo largo de los años.

Por tanto, a modo de conclusión, podemos valernos de esta composición para realizar un dimensionado correcto de nuestra instalación, porque las variaciones serán insignificantes.

Influencia de la temperatura

La influencia de la temperatura en el funcionamiento de las membranas de ósmosis inversa es importante desde varios puntos de vista, por lo que se tiene muy en cuenta para el diseño.

Por un lado, la solubilidad de algunas sales aumenta con la temperatura y por tanto a temperaturas más elevadas se reducen los riesgos de precipitación, pero un aumento de la temperatura puede provocar la aparición de actividad biológica de microorganismos que ensucian las membranas. Por otro lado, influye en la viscosidad del agua y en la dilatación de los materiales de las membranas.

También debemos de tener en cuenta que los índices de boro varían según la temperatura del agua, siendo mayores al aumentar la misma

Por último, las presiones requeridas a la entrada de los bastidores también se ven afectadas, aumentando a medida que disminuye la temperatura.

La temperatura del agua del mar Arábigo varía en un rango comprendido entre los 22° y los 31°. Esta temperatura está tomada en referencia a la superficie del agua.

La diferencia de temperatura entre la superficie y zonas más profundas es directamente proporcional al aumento

de la profundidad, siendo más baja cuanto más alejado de la superficie nos encontramos. Pese a esto, las variaciones de temperatura, a la profundidad de captación que se considerará, no serán muy significativas.

Por tanto, para nuestro análisis tomaremos un rango de temperaturas comprendido entre los 22° y los 31°.

4.2.3.3 Características del agua producto

La calidad del agua desalada que se producirá en la planta desaladora de Qurayyat tendrá que cumplir con los requerimientos del Estándar Omaní 8/2012.

Los parámetros de calidad del agua potable se muestran en la Tabla 4-2.

Parámetro	Unidad	Valor
<i>pH</i>		6,5-8,5
<i>Turbidez</i>	NTU	≤ 1
<i>Dureza total</i>	mg/l CaCO ₃	40-100
<i>Alcalinidad total</i>	mg/l CaCO ₃	30-100
<i>Cloruros</i>	mg/l	≤ 250
<i>Cloro residual</i>	mg/l	≥ 0,5
<i>TDS</i>	mg/l	120-500
<i>Boro</i>	mg/l	≤ 2,40
<i>LSI</i>		-0,5 ≤ LSI ≤ 0,5
<i>Fluoruros</i>	mg/l	0,6-0,8

Tabla 4-2 Parámetros de calidad del agua potable.

4.2.3.4 Caudales de diseño

Para calcular los caudales de diseño tendremos en cuenta los rendimientos de cada uno de los equipos, partiendo de los 100,000 m³/día de producción total.

La muestra los resultados obtenidos:

<i>Producción requerida (m³/d)</i>	100.000
<i>Ratio de seguridad (%)</i>	0,5%
<i>Producción de la planta (m³/d)</i>	100.500
<i>Índices de recuperación (%)</i>	
<i>Sistema RO</i>	42%
<i>Filtros de cartucho</i>	99%
<i>Medios filtrantes</i>	98%
<i>DAF</i>	99%
<i>Caudales requeridos (m³/d)</i>	
<i>Entrada sistema RO</i>	239.285,71
<i>Entrada filtros de cartucho</i>	241.702,74
<i>Entrada medios filtrantes</i>	246.635,45
<i>Entrada sistema de flotación DAF</i>	249.126,72
<i>Total requerido pretratamiento (m³/d)</i>	249.126,72
<i>Total captación (m³/d)</i>	249.126,72
<i>Total captación (m³/h)</i>	10.380,28

Tabla 4-3 Caudales de diseño

4.2.4 Sistema de captación

El Sistema de captación consta de dos tomas verticales situadas a una distancia de 2.030 m y a una profundidad de de -13,5 m. Aunque la profundidad podría ser de -10 m se tuberías submarinas, se ha considerado algo mayor como medida de protección conta el riesgo de la floración de algas.

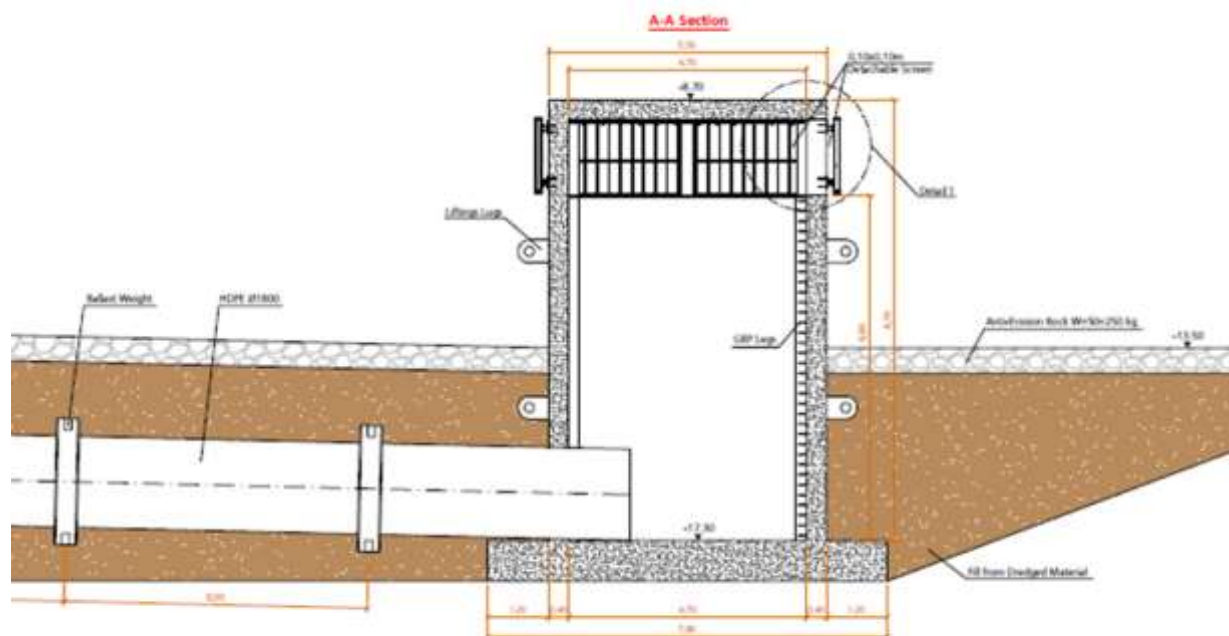


Ilustración 4-3 Sección de la toma de captación vertical

Se dispone de dos tuberías submarinas de 2.030 m de longitud y un diámetro nominal de 1200 mm.

Estas tuberías han sido diseñadas para el 70% de la capacidad total cada una de ellas y teniendo en cuenta que la velocidad máxima no superará en ningún momento los 2 m/s.

Dependiendo de si se trata del tramo cercano a la orilla o mar adentro, las tuberías se componen de diferente material:

Tramo	Caudal (m ³ /h)	Diámetro (mm)	Velocidad (m/s)	Material	Longitud (m)
<i>On-Shore</i>	7.266,20	1,20	1,78	GRP	750
<i>Off-Shore</i>	7.266,20	1,20	1,78	HDPE	1.280

Tabla 4-4 Tubería de captación.

La parte superior de la tubería off-shore, será enterrada 2 metros bajo el lecho marino para evitar problemas durante la fase de operación causados por la hidrodinámica marina. El polietileno de alta densidad es suficiente para asegurar una operación buena y segura.

Por otra lado, la tubería on-shore debe situarse a altas profundidades (~ 14 m). El material a utilizar en este tramo será PRFV.

4.2.5 Estación de bombeo y Sistema de cribado

Las bombas de la estación de bombeo impulsan el agua desde la cámara de entrada hacia la planta. Con este propósito, se consideran 5 (4 + 1R) en la cámara de admisión. Las bombas descargan el agua en una tubería común de 1400 mm que conecta con el canal de distribución de entrada DAF.

Tubería	Caudal (m ³ /h)	Diámetro	Velocidad	Material
<i>Succión Bombas</i>	2.595,07	0,70	1,87	GRP
<i>Descarga Bombas</i>	2.595,07	0,70	1,87	GRP
<i>Colector general hacia DAF</i>	10.380,28	1,40	1,87	GRP

Tabla 4-5 Tubería estación de bombeo.

Previo al sistema de bombeo, se define el sistema de cribado, dividido en dos canales.

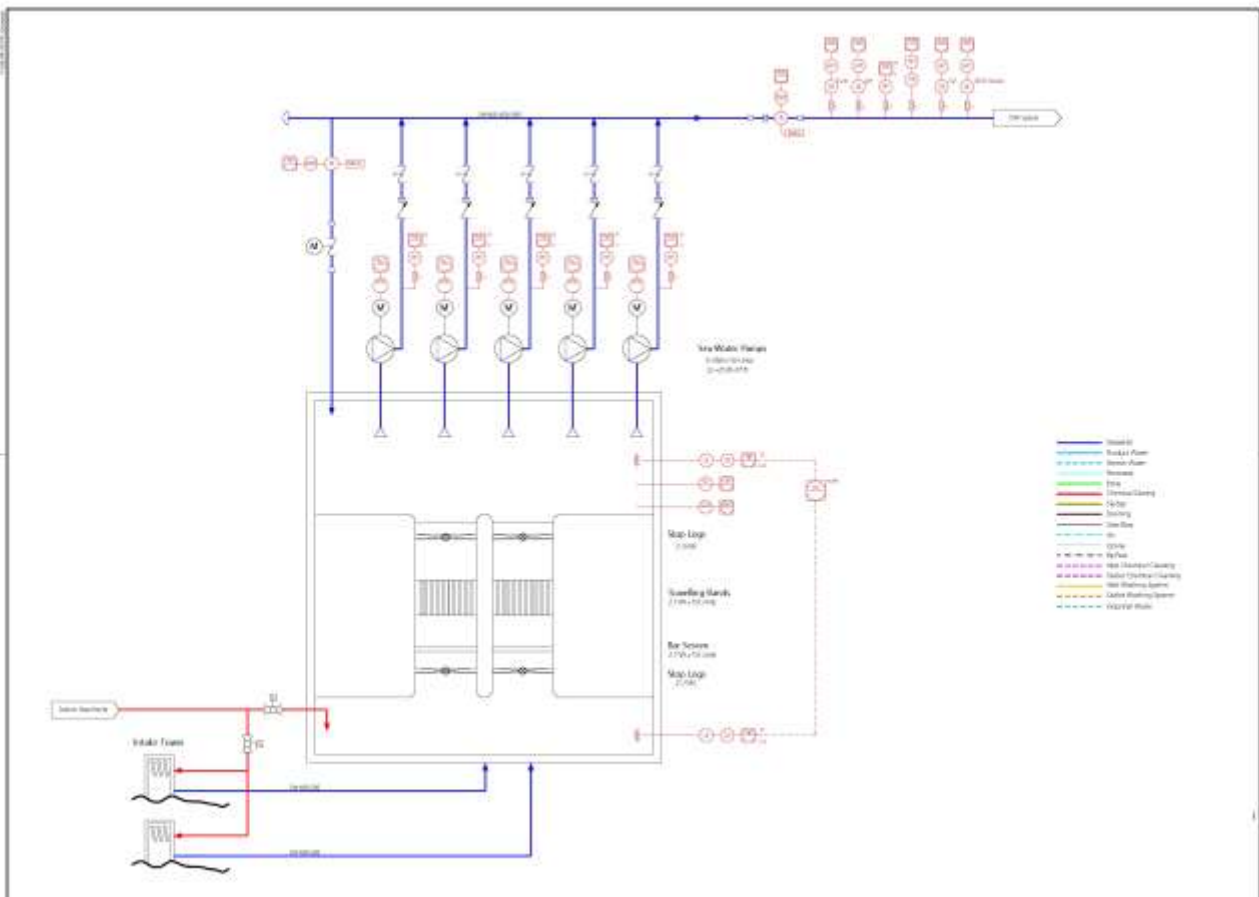


Ilustración 4-4 Sistema de captación

Cada canal consta de de una pantalla de barras fija, que retiene los sólidos más grandes, y una pantalla móvil. Además, se colocan dos ataguías para asegurar las labores de mantenimiento.

Por otra parte, se proponen dos grúas dentro de la estación de bombeo con el fin de realizar tareas de mantenimiento.

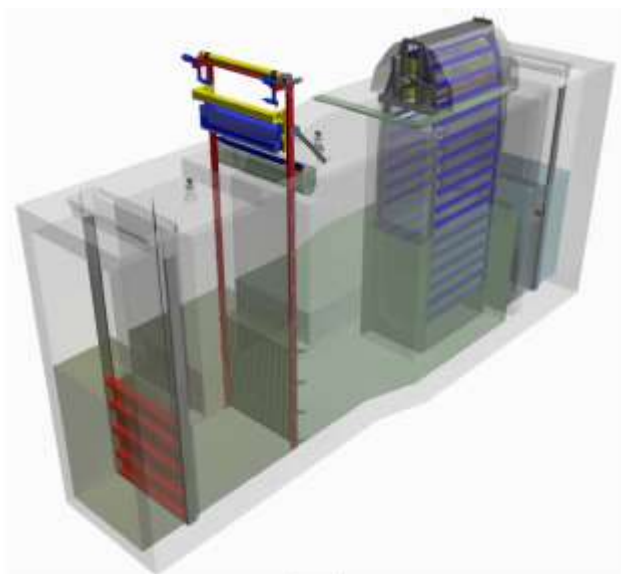


Ilustración 4-5 Sistema de cribado en la captación

El material para las partes en contacto con el agua de mar será acero inoxidable Superduplex, con un PREN > 40.

4.2.6 Dosificación de Hipoclorito sódico

La cloración con hipoclorito de sodio se lleva a cabo en la entrada de las torres de ingesta de agua de mar, aguas arriba del sistema de cribado, para evitar el crecimiento biológico en tuberías y otros elementos de la planta.

El sistema de dosificación consiste en dos tanques de dosificación (50% de capacidad) equipados con medidor de nivel, interruptores, alarmas, drenaje y otros accesorios y tres bombas dosificadoras del 50% de capacidad (2 en operación + 1 en stand-by).



Ilustración 4-7 Bombas dosificadoras



Ilustración 4-6 Tanques de almacenamiento

4.2.7 Sistema de pretratamiento

4.2.7.1 Dosificaciones químicas

4.2.7.1.1 Dosificación de Cloruro férrico (Coagulante)

Para eliminar la materia en suspensión presente en el agua de mar, se considerará la dosificación de cloruro férrico. De esta forma se favorece la formación de coloides. El cloruro férrico (coagulante) se inyecta directamente en la tubería de entrada al DAF.

El sistema de dosificación consiste en dos tanques de dosificación (50% de capacidad) equipados con un medidor de nivel, interruptores, alarmas, drenaje y otros accesorios y tres bombas dosificadoras con el 50% de capacidad (2 en operación + 1 en stand-by).

Estos tanques de dosificación serán los mismos que se utilicen para la planta de tratamiento de efluentes.

4.2.7.1.2 Dosificación de Ácido sulfúrico

El uso del coagulante es crítico para el correcto funcionamiento del sistema de flotación. Como el pH de para coagulación es generalmente menor que el del agua de mar, puede ser necesario una dosificación de ácido sulfúrico para reducir el pH y mejorar la función de floculantes. El ácido sulfúrico se dosificará en la tubería de entrada al DAF, donde se conectará un medidor de pH.

Al igual que en la dosificación del coagulante, el sistema de dosificación de ácido sulfúrico consiste en dos tanques de dosificación (50% de capacidad) equipados con un medidor de nivel, interruptores, alarmas, drenaje y otros accesorios y tres bombas dosificadoras con el 50% de capacidad (2 en operación + 1 en stand-by).

Estos tanques de dosificación serán los mismos que se utilicen para la planta de tratamiento de efluentes

4.2.7.1.3 Dosificación de polielectrolito

El polielectrolito se dosifica en las cámaras de floculación para mejorar la eliminación de la materia en suspensión presente en el agua de mar, haciendo que los coloides previamente formados por el cloruro férrico se unan en grandes escamas fáciles de separar.

La solución de polielectrolito (Floculantes) se prepara en dos equipos de preparación de la dilución automática diseñados al 50% de capacidad, e inyectada en cada una de las cámaras de floculación.

Se instalarán tres bombas dosificadoras con el 50% de capacidad (2 en operación + 1 en stand-by).

El polielectrolito se dosificará cuando se pone en funcionamiento el sistema DAF. Está diseñado para ser utilizado cuando el contenido total de sólidos en suspensión (TSS) en el agua de alimentación es alto, entre 30-150 ppm.

4.2.7.2 Sistema de floculación por aire disuelto DAF

El sistema de flotación por aire disuelto (DAF) sirve para retirar el aceite, algas y sólidos en suspensión del agua de alimentación.

El agua cruda se descarga en una cámara de amortiguación a fin de evitar un flujo turbulento en el canal de distribución y mejorar la división del caudal entre las células. Esta cámara también se utiliza como cámara de mezcla con el coagulante dosificado previamente.

Dependiendo de la calidad del agua de alimentación, este sistema de pretratamiento puede evitarse. El sistema DAF cuenta con una derivación que consiste en una tubería que conecta el canal de entrada DAF con el canal de recogida del agua clarificada.

Este sistema podrá evitarse mientras no haya una floración de algas, el aceite y las grasas sean inferiores a 1 ppm y el TSS sea inferior a 30 ppm.



Ilustración 4-8 Unidad DAF

El sistema DAF cuenta con 5 (líneas) de cámaras de floculación y 5 reactores de presurización independientes.

Sistema DAF	
<i>Caudal requerido (m³/h)</i>	10.380,28
<i>Número de líneas</i>	5
<i>Caudal unitario (m³/h)</i>	2.076,06

Una combinación de agua recirculada y aire presurizado es inyectado a la entrada de la cámara de flotación. Este sistema utiliza las pequeñas burbujas de aire producidas para hacer flotar las partículas y las sustancias orgánicas contenidas en el agua. Los sólidos flotantes se recogen en la parte superior del tanque, mientras que el agua clarificada de baja turbidez es recogida cerca de la parte inferior del mismo.

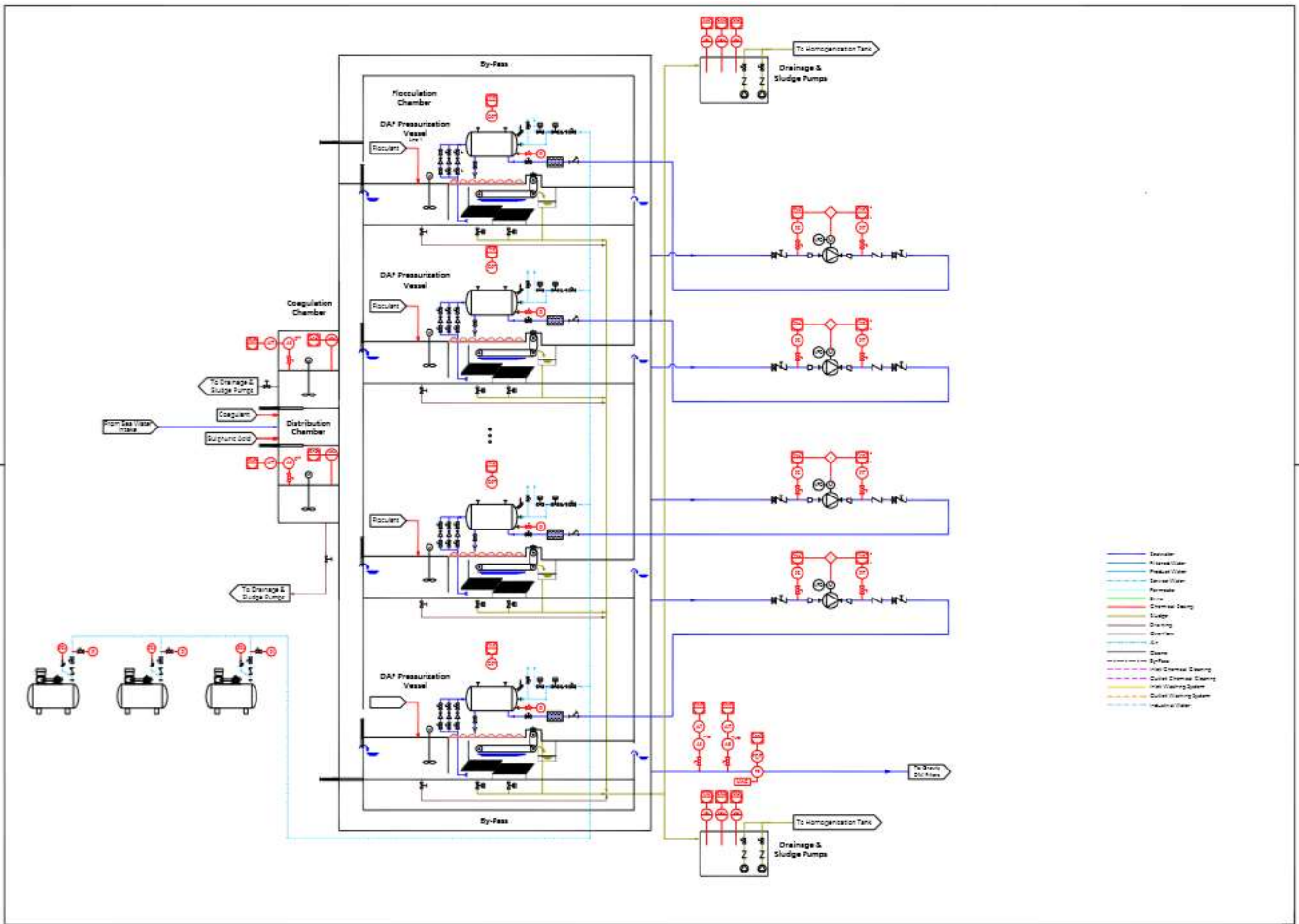


Ilustración 4-9 Sistema de flotación por aire disuelto (DAF)

El agua clara recirculada es bombeada por medio de unos bombas centrífugas. El aire presurizado se genera en dos compresores de aire (1 en operación + 1 en stand-by).

Los fangos flotantes serán recogidos en un pozo donde 2 bombas centrífugas sumergibles (1 en operación + 1 en stand-by) los enviarán al sistema de deshidratación.

La instalación completa se cubre para evitar los efectos solares en el proceso de crecimiento de las algas y microorganismos.

4.2.7.3 Filtros de gravedad

Tras el paso por el Sistema DAF, el agua de mar clarificada pasa por los filtros de gravedad a través de un colector principal (1000 mm GRP).

Los filtros se han organizado en dos líneas con 8 unidades cada una.

Filtros de gravedad

<i>Caudal requerido (m3/h)</i>	10.276,48
<i>Número de líneas</i>	2

<i>Unidades por línea</i>	8
<i>Número total de unidades</i>	16
<i>Caudal por filtro (m³/h)</i>	642,28

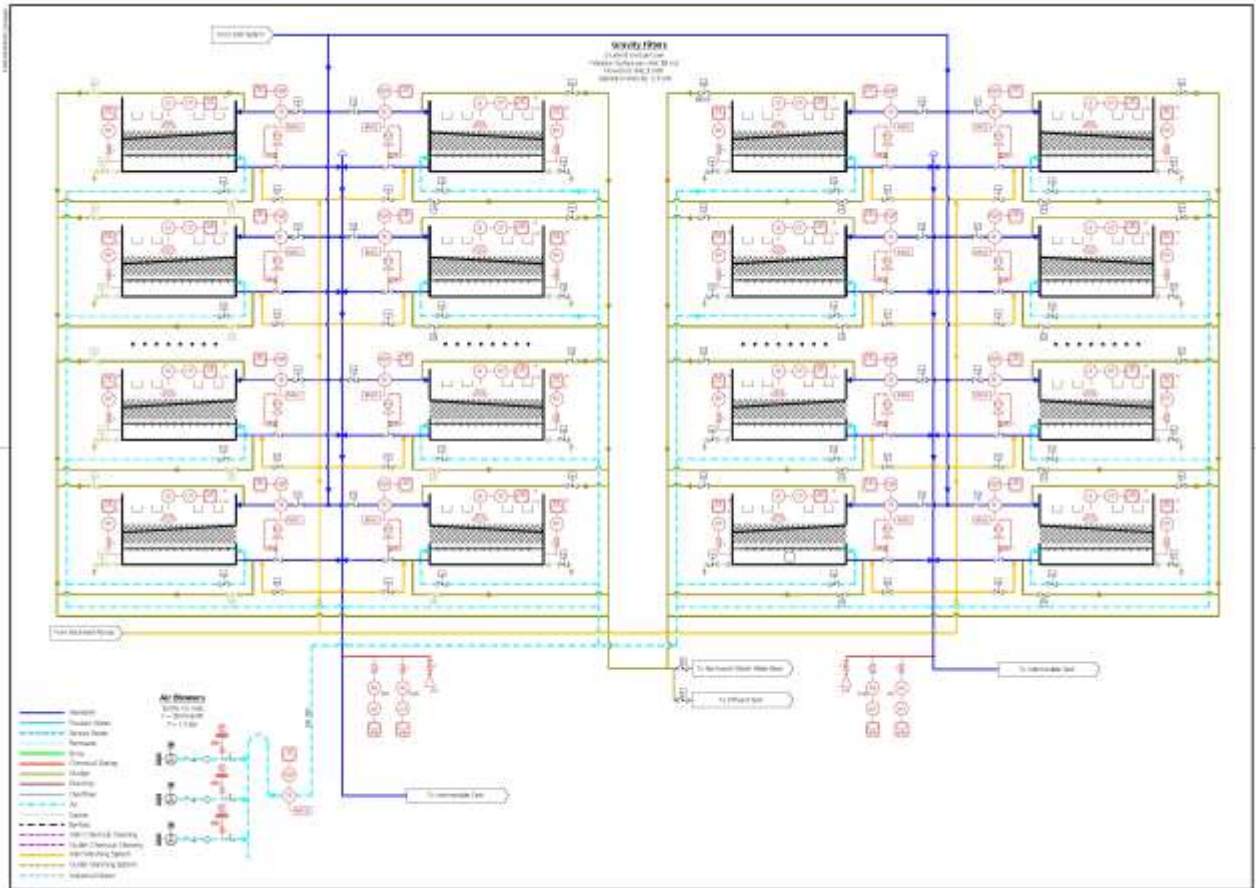


Ilustración 4-10 Filtros de gravedad

Esta configuración es óptima para reducir el área requerida y permite el fácil mantenimiento del sistema. El agua de mar entra a cada unidad de filtros de gravedad por una tubería de 350 mm.

Tubería	Flow (m ³ /h)	Número	Caudal unitario (m ³ /h)	Diámetro	Velocidad	Material
<i>Colector de entrada</i>	10.276	2	5.138,24	1	1,82	GRP
<i>Tubería de entrada a filtros</i>	642,28	1	642,28	0,35	1,85	GRP

Cada filtro está compuesto por los siguientes medios filtrantes:

- Una capa de antracita de 500 mm de espesor y con tamaño de grano de 0,8-1,6 mm.

- Una capa de arena de 400 mm de espesor y con tamaño de grano de 0,4-0,8 mm.
- Una capa de granate de 300 mm de espesor y tamaño de grano de 0,3-0,6 mm.
- Una capa de soporte de grava de 100 mm de espesor y con tamaño de grano de 2-4 mm.

4.2.7.4 Almacenamiento de químicos

Se ha considerado un área centralizada para el almacenamiento de las siguientes sustancias químicas:

- Hipoclorito sódico
- Cloruro férrico
- Ácido sulfúrico
- Hidróxido sódico
- Fluoruro sódico

Este almacenamiento consta de dos tanques de almacenamiento para cada producto químico con 2 bombas de llenado (1W + 1S) y 2 bombas dosificadoras (1W + 1S).

4.2.8 Sistema de ósmosis

4.2.8.1 Dosificación de metasulfito sódico.

Este producto se añade para eliminar el cloro residual remanente en el agua tras la dosificación de hipoclorito sódico durante el pretratamiento. Se añadirán antes del sistema ósmosis con el fin de proporcionar el mayor tiempo de contacto posible

Se consideran dos tanques de preparación de 100% de capacidad con un día de capacidad y tres bombas dosificadoras del 50% de capacidad (2W + 1S).

La descarga nominal de las bombas de dosificación se puede ajustar a entre 10% y 100%; el posicionador se ajusta automáticamente y se activa desde el panel de control. Para ello, las bombas de medición cuentan con las correspondientes unidades de servo.

4.2.8.2 Dosificación de Anti-incrustante

Para evitar la precipitación de principalmente hidróxido férrico, fluoruro de calcio, sulfato de calcio y sulfato de estroncio, se dosifica un agente antiincrustante con el fin de evitar la formación de precipitados cristalinos, manteniendo los iones dispersos y permitiendo que se exceda el límite de solubilidad de estas sales.

Se han considerado dos tanques de preparación de 100% de capacidad con un día de capacidad y tres bombas dosificadoras del 50% de capacidad, dos de trabajo y en espera.

Al igual que para el metasulfito sódico, la descarga nominal de las bombas de dosificación se puede ajustar a entre 10% y 100%; el posicionador se ajusta automáticamente y activa desde el panel de control. Para ello, las bombas de medición cuentan con las correspondientes unidades de servo.

4.2.8.3 Filtros de cartucho

Los filtros de cartucho se instalarán para asegurar que ninguna partícula sea arrastrada a través de las bombas en los módulos de RO. Estos filtros son necesarios si se instala los filtros de gravedad convencionales para proteger las membranas y equipamiento de los trenes ósmosis y para retener sólidos en suspensión que podrían haber pasado por los medios filtrantes.

Se instalarán 6 unidades (5W + 1S), cada una de ellas con 400 filtros. Los filtros de cartuchos tienen una

selectividad de 5 micras nominales con eficiencia del 95%. La longitud es de 70" y el diámetro exterior 60 mm.

Filtros de cartucho

Caudal requerido (m3/h)	10.070,95
Número total de unidades	6
Caudal por filtro (m3/h)	1.678,49

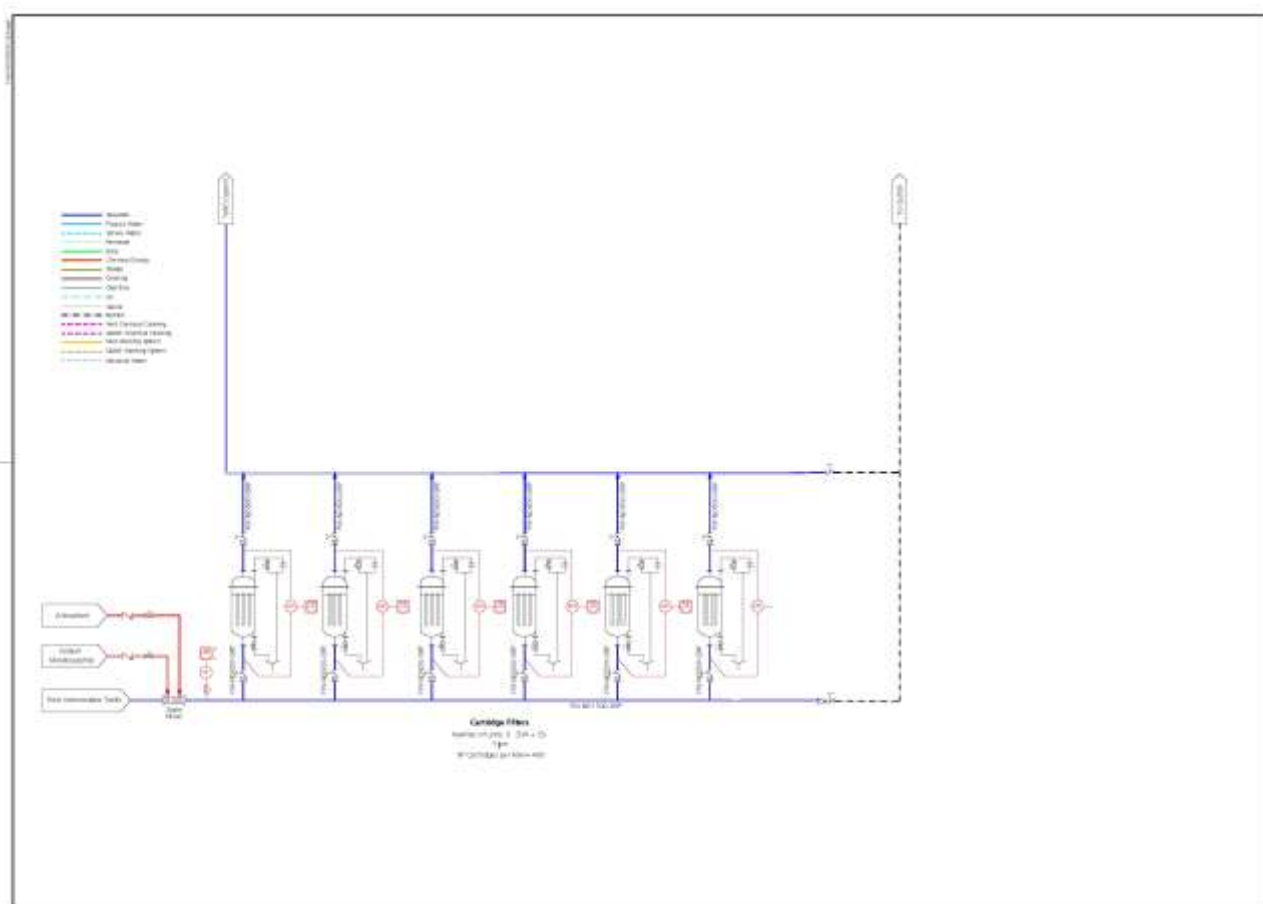


Ilustración 4-11 Filtros de cartucho

4.2.9 Bastidores de ósmosis inversa

Se instalarán cinco trenes de RO, cada uno con una capacidad máxima de 20,100 m3/día.

La recuperación del sistema RO es del 42%.

El sistema del RO ha sido diseñado siguiendo las condiciones de referencia:

- TDS del agua de alimentación: < 38.000 ppm
- Variación de temperatura: 21 ° c a 33 ° c
- Temperatura media: 25 ° c
- Variación en edad de membrana: de 0 a 5 años

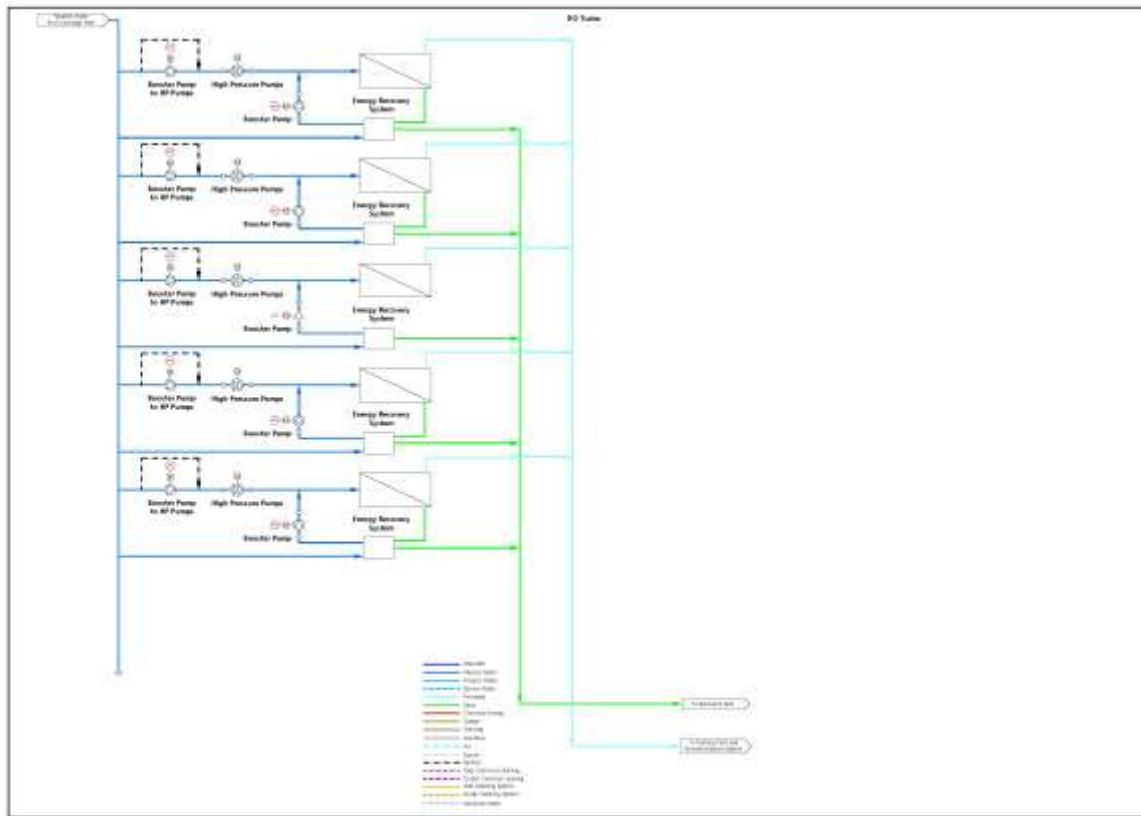


Ilustración 4-12 Trenes de ósmosis inversa

En la Tabla 4-6 Configuración trenes de ósmosis muestra la configuración propuesta:

<i>Producción de la planta:</i>	m^3/d	100.000
<i>Índice recuperación RO:</i>	%	42
<i>Total líneas instaladas:</i>	unidades	5
<i>Total líneas en operación:</i>	unidades	5
<i>Total líneas en stand-by:</i>	unidades	0
<i>Producción por línea:</i>	m^3/d	20.000
<i>Tipo de membrans instaladas:</i>	unidades	Spiral wound
<i>Membranas por tubo de presión:</i>	unidades	8
<i>Tubos de presión por línea:</i>	unidades	190
<i>Total tubos de presión:</i>	unidades	950
<i>Número de membranas por línea:</i>	unidades	1.520
<i>Total número de membranas:</i>	unidades	7.600

Tabla 4-6 Configuración trenes de ósmosis

4.2.9.1 Limpieza química “Clean in place” (CIP)

El sistema de limpieza química comprende:

- Dos tanques de almacenamiento de 50 m³ de PRFV (50% de capacidad).
La capacidad adoptada es suficiente para la limpieza de un bastidor de ósmosis. El tanque es equipado con resistencias eléctricas para el calentamiento de las soluciones químicas.
- Tres bombas de limpieza química (2W + 1S)
- Un filtro de cartucho vertical, fabricado en PRFV y formado por 400 elementos.

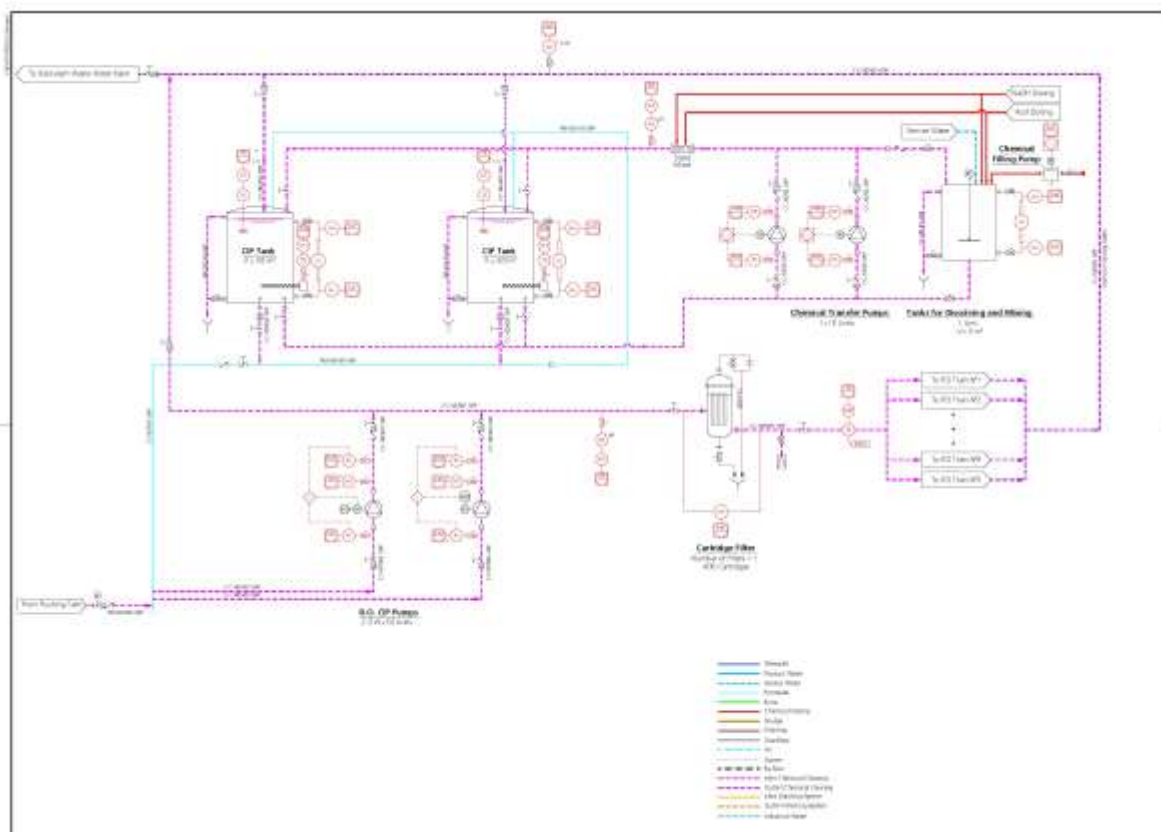


Ilustración 4-13 Sistema de limpieza química

Las membranas deben limpiarse regularmente con el fin de garantizar su adecuada conservación y también para garantizar el correcto funcionamiento del proceso.

Para limpiar las membranas pueden utilizarse diferentes productos químicos. La elección del producto dependerá en gran medida de dos factores: tipo de suciedad y el tipo de membrana y fabricantes.

Los más típicos son los siguientes:

- Ácido cítrico.
- Bórax.
- Hidróxido de sodio.
- Fosfato trisódico.
- Formaldehído.

4.2.10 Sistema de postratamiento

La producción de permeado requiere ser remineralizada para proporcionar agua potable según los requisitos del cliente.

El agua potable debe cumplir con los límites especificados en la Tabla 4-2 Parámetros de calidad del agua potable.

La alcalinidad y la dureza se alcanzarán mediante la dosificación de CO₂ y los filtros de calcita.

Además, el caudal deberá ser desinfectado mediante la adición de hipoclorito sódico.

4.2.10.1 Dosificación y almacenamiento de CO₂

La dosis de CO₂ para obtener esta gama de alcalinidad, dureza y LSI en condiciones promedio es de 33,04 mg/l, que da un consumo de CO₂ de 3.495,54 kg CO₂/día.

El sistema de dosificación de CO₂ incluye:

- Dos recipientes verticales de almacenamiento de dióxido de carbono, de 55 toneladas de capacidad cada uno (100% de la capacidad).
- Dos vaporizadores (1W + 1S) de dióxido de carbono, ambos conectados a cada tanque de almacenamiento de CO₂.
- Dos estaciones reductoras de presión (1W + 1S), ambas conectados a cada uno de los evaporizadores.

4.2.10.2 Filtros de calcita

La dosis de CaCO₃ para obtener este rango de alcalinidad y dureza será aproximadamente de 74 mg/l, lo que da un consumo de CaCO₃ de 7.547 kg CaCO₃/día.

Los lechos de calcita propuestos están encerrados dentro de células rectangulares.

El funcionamiento de estas células es el siguiente: el agua rica en dióxido de carbono entra por la parte inferior de la celda y se distribuye a través de una planta de filtrado. Luego fluye hacia arriba desde la parte inferior de la cama de calcita triturada y, mientras se mueve hacia arriba, va corrigiendo su composición química.

Mientras se mueve hacia arriba, el agua rica en dióxido de carbono reacciona con la calcita formando bicarbonato cálcico soluble. Esto provoca un aumento en el pH y la alcalinidad. Una vez que ha atravesado el lecho, el agua ahora remineralizada sale de las células.

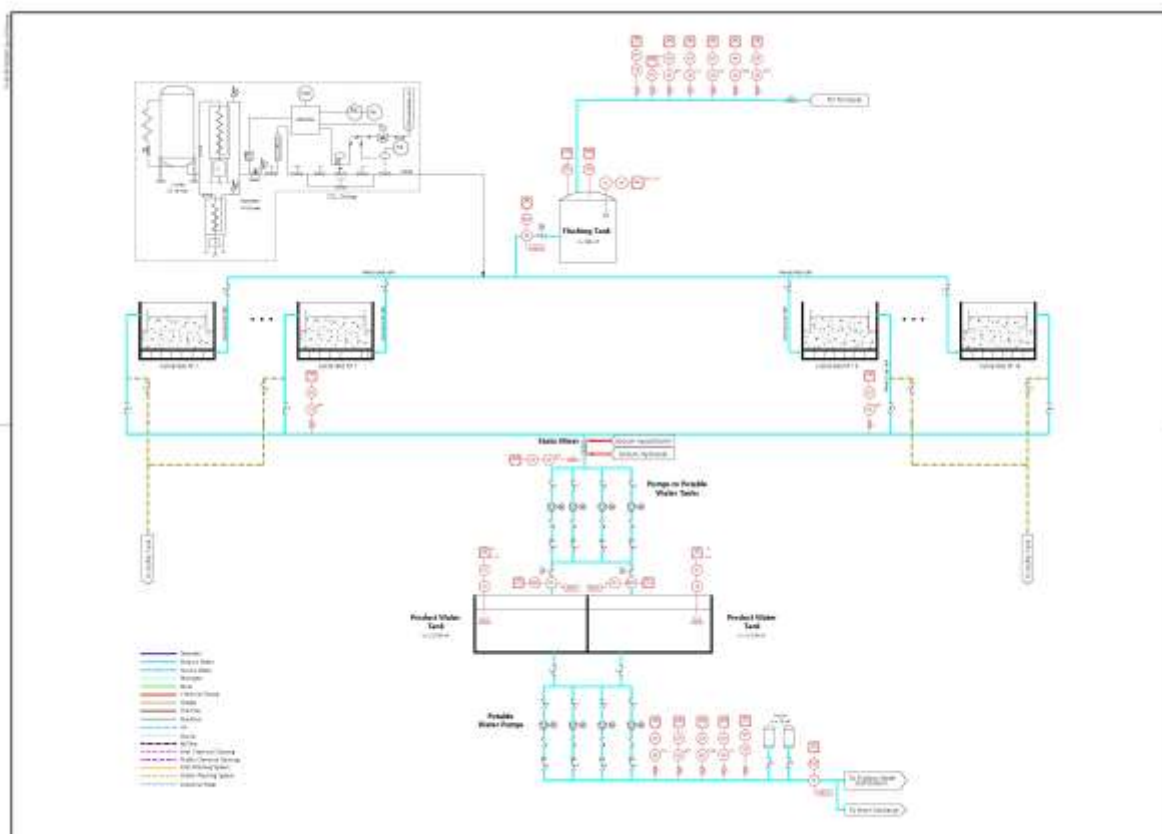


Ilustración 4-14 Remineralización

Las principales características del sistema de remineralización se muestran a continuación:

- Caudal (m³/d) 100,500
- Número de células 14
- Longitud de la celda (m) 7
- Ancho de la celda (m) 3
- Superficie de la celda (m²) 21
- Altura del lecho (m) 3,50
- Velocidad (m/h) 14,24
- Tiempo de contacto (minutos) 10 min

4.2.10.3 Ajuste del pH: Dosificación de Hidróxido sódico.

Para asegurar un valor de pH entre 6,5 y 8,5 será necesario la dosificación de hidróxido sódico NaOH después de la remineralización del agua de permeado.

Para alcanzar la calidad del agua requerida, será necesaria una dosis estimada de 1,5 mg NaOH/l. Esta dosis se inyecta directamente en el colector de agua producto que recoge el agua de los filtros de calcita.

El sistema de dosificación de hidróxido sódico consiste en dos tanques de dosificación (50% de capacidad)

equipados con un medidor de nivel, interruptores, alarmas, drenaje y otros accesorios y tres bombas dosificadoras (50% de capacidad).

4.2.10.4 Desinfección: Dosificación de Hipoclorito sódico.

El agua será clorada con hipoclorito sódico comercial antes de entrar en los tanques de agua de producto para así lograr un nivel de cloro libre residual alrededor de ≥ 0.5 ppm en la tubería.

Para ello se utilizará una cloración continua (2 ppm, 24 horas al día). Esta dosis se inyecta directamente en el colector de agua producto que recoge el agua de los filtros de calcita.

El sistema de dosificación de hipoclorito sódico consiste en dos tanques de dosificación (50% de capacidad) equipados con un medidor de nivel, interruptores, alarmas, drenaje y otros accesorios y tres bombas dosificadoras (50% de capacidad).

4.3 Diseño del sistema de ósmosis

4.3.1 Diseño de las membranas

Para el correcto dimensionado de las membranas se deben de tener en cuenta diversos factores y parámetros de funcionamiento:

- Índices de Boro y salinidad del agua producto

En primer lugar, los índices de Boro y la salinidad del agua producto deben ser lo más bajo posible para obtener así una calidad del agua aceptable y que cumpla con la legislación.

Respecto al Boro, actualmente hay membranas especiales para rechazar este elemento. Si aún así los niveles de Boro son elevados, este se puede reducir aportando una solución de NaOH (Sosa cáustica) al agua de alimentación, acción que tiene repercusión directa en el pH, elevándolo.

- Composición química, pH y temperatura del agua de alimentación

En segundo lugar, la composición iónica, temperatura y pH del agua de alimentación son parámetros que inciden directamente en las condiciones y límites de operación de las membranas.

- Respecto a la composición química, constituye la base de partida del diseño y conocerla es por tanto imprescindible para seleccionar las membranas más adecuadas. Dicha composición deber ser lo más exacta posible, con especial referencia a los iones que presentan más dificultades para su separación, como los monovalentes, sin olvidar elementos como el hierro, aluminio o estroncio, y otros como el flúor y sílice, que pueden plantear serios problemas a la membrana, de solubilidad y precipitados, respectivamente, reduciendo la eficiencia de la membrana.
 - En cuanto al pH, el rechazo de sales de las membranas depende en cierta medida de él, pues cada membrana tiene un pH al que el rechazo es máximo. Cuanto mayor sea el pH (más básico), mayor será el rechazo de sales, y por consiguiente, mayor será la concentración de estas en el agua de rechazo. Si se superan los márgenes establecidos para cada modelo, las membranas tienden a hidrolizarse perdiendo sus características. Esto sucede en las membranas de acetato de celulosa. Las membranas de poliamida son menos sensibles.
 - Respecto a la temperatura, la temperatura máxima de operación suele estar sobre los 45°C, previniendo así una compactación excesiva en las mismas.
- Presiones y pérdidas de carga en las membranas

Para membranas de agua de mar, las presiones máximas teóricas suelen rondar los 80 bar. En la práctica no se puede alcanzar porque estaríamos forzando las membranas, con un excesivo ensuciamiento que conllevaría al aumento del consumo energético. Con el incremento de la presión se consigue una mayor producción cuando la

membrana es nueva, a medida que pasa el tiempo la membrana se va ensuciando y disminuye el caudal.

La pérdida de carga en membranas en espiral puede alcanzar hasta un máximo de 4 kg/cm² por etapa, pero por motivos de seguridad y eficiencia, deben ser mucho mejor. En fibra hueca no deben alcanzar los 2,5 kg/cm² por membrana.

➤ Edad de las membranas y otros factores

Cuando arranca la instalación las membranas están nuevas y operan con la mayor eficiencia, es decir, con la presión más baja de alimentación. A medida que pasa el tiempo, las membranas van acumulando sales y reduciendo por tanto el área de rechazo y con ello la calidad del permeado. Es aquí donde interviene el factor de ensuciamiento de las membranas.

El análisis del sistema se suele llevar a cabo para una edad de las membranas de 3 a 5 años, consiguiendo así un modelado más realista y significativo.

Otros factores como el factor de incremento de paso de sales depende del modelo de membrana

➤ Tipos de membranas para agua de mar

Para la desalación de agua de mar, actualmente se fabrican dos tipos de membranas, las de fibra hueca y las de arrollamiento en espiral.

Las membranas de arrollamiento espiral son más adecuadas por la facilidad para la limpieza de las mismas y su menor precio. Además hay que citar que las membranas de fibra hueca son fabricadas únicamente por Dupont y Toyobo, y estas empresas no proporcionan un programa de cálculo, por lo que no se tendrán en cuenta para el dimensionado

El enrollamiento en espiral permite introducir una gran superficie de membrana en un espacio reducido. Estas membranas están formadas por láminas rectangulares enrolladas alrededor de un eje cilíndrico provisto de perforaciones que permiten la recogida del permeado

Para estudiar estos y otros factores, así como para decidir cuál es el tipo de membrana de ósmosis más conveniente en este caso, se ha recurrido a un programa de simulación de ósmosis inversa, el “IMS Design: Integrated Membrane Solutions”, facilitado por la empresa “Hydranautics”. Mediante el uso de este programa se pretende definir la membrana más adecuada para el diseño, así como para estudiar distintas condiciones de trabajo.

En la Tabla 4-7 se muestran los requisitos más restrictivos de cara al dimensionado:

Parámetro	Unidad	Valor
<i>pH</i>		6,5-8,5
<i>TDS</i>	mg/l	120-500
<i>Boro</i>	mg/l	≤ 2,40

Tabla 4-7 Requisitos básicos a cumplir en el dimensionamiento de las membranas.

Mientras, en se recogen los parámetros de operación de las mismas:

Parámetro	Valor
<i>Rango de temperaturas °C</i>	22-31
<i>pH de alimentación</i>	7,95
<i>Composición química del agua</i>	Según Tabla 2-1
<i>Edad de las membranas</i>	5 años
<i>Caudal de permeado</i>	100.500 m ³ /día
<i>Conversión</i>	42%
<i>Factor de ensuciamiento, descenso de flujo y paso de sal.</i>	Según fabricante

Tabla 4-8 Parámetros de operación de las membranas

Debemos indicar que la conversión podría elevarse un poco más, ya que actualmente los avances en las membranas lo permiten, pero ello implica un aumento de la presión (forzar la membrana), de los índices de Boro y TDS, y lo más destacable, un incremento de la salinidad de la salmuera que conlleva a problemas de solubilidad y precipitación sobre la membrana.

Por tanto, se diseñará un sistema de ósmosis inversa de un paso con una eficiencia de conversión de un 42%. Además, se evaluará el caso con la utilización de un sistema recuperador de energía ERI, en el que se tendrá que tener en cuenta el mixing que se produce en estos equipos, el cual afecta a la cantidad de sólidos disueltos a la entrada de las membranas.

Existirán 5 líneas de ósmosis, por lo que dispondremos de un flujo de permeado diario de 20.100 m³/día por bastidor.

A partir de estos datos, el programa nos aporta los datos restantes del sistema, así como el análisis químico del permeado, para una amplia gama de membranas de ósmosis inversa.

Por último, se obtendrá la presión de trabajo mayor con la temperatura de 22°, mientras que los índices de Boro y TDS más desfavorables se obtienen para la temperatura más elevada, de 31°C.

4.3.1.1 Aplicación IMS Design del fabricante Hydranautics.

El fabricante Hydranautics tiene una amplia gama de productos para la desalación de agua de mar.

Teniendo en cuenta el aumento de presión necesaria para conseguir los niveles de boro exigidos por legislación se simulará, con el “IMS Design”, la utilización de membranas de la serie “SWC4”, especialmente diseñadas para aguas con una alta concentración de boro.

El estudio se va a evaluar teniendo en cuenta la temperatura mínima y máxima de diseño y los años de las membranas. Dichas temperaturas son las que marcan los parámetros más restrictivos de funcionamiento y que cumplen con los requisitos de diseño, por lo que son los datos que se tienen en cuenta para la evaluación final del sistema.

A medida que se incrementa la temperatura, los índices de Boro y la salinidad del agua producto aumentan. Por el contrario, la presión de alimentación de las membranas crece cuando la temperatura es menor.

En primer lugar, para comenzar la simulación de la ósmosis inversa, se debe introducir el análisis químico del agua de mar en cuestión, en la pestaña del software denominada “Análisis”, tal y como se muestra en la Ilustración 4-15.



Ilustración 4-15 Datos de alimentación software IMS Design

Una vez introducidos los datos químicos del análisis, pasamos a la siguiente ventana, “Diseño OP”. En ella, se pueden estudiar las distintas concentraciones finales de sales en el permeado, así como los diferentes flujos y presiones del sistema, tras ser introducidos los parámetros de diseño.

Gracias a este programa, se pueden estudiar de forma sencilla diversas situaciones para cada membrana.

Por tanto, si simulamos en las condiciones de temperatura más elevada y para una edad de las membranas de 5 años obtenemos los resultados mostrados en la Tabla 4-9:

	TDS (ppm)	Boro (ppm)	Caida de presión (bar)
SWC4 MAX	303	1,19	2,1
SWC4B MAX	303	0,927	2,1
SWC4 LD	271	1,07	1
SWC4B LD	270	0,833	1

Tabla 4-9 Configuraciones de membranas de Hydranautics

Aunque el estándar Omaní 8/2012 nos permite concentraciones de boro de hasta 2,4 ppm, los estándares europeos de calidad del agua potable establecen el límite en 1 ppm, por lo que se va a intentar no superar este valor.

Puede observarse que este nivel de boro se cumple solo para las membranas **SWC4B MAX** y **SWC4B LD**.

La configuración de membranas más eficiente y que posee unos resultados en cuanto a calidad del agua producto mejores, es el modelo **SWC4B LD**.

Se justifica la misma por ser la disposición que tiene el mayor rechazo de boro y tiene un amplio margen si hubiese variaciones en las características del agua. Además, se consigue el menor contenido en sales del permeado, por lo que la calidad del agua es mucho mejor, y por último, la pérdida de cargas es muy pequeña, de lo que resulta una mayor recuperación de energía y eficiencia de las propias membranas, abaratando los costes de la instalación

Una vez seleccionada la membrana más apropiada para esta situación (“SWC4B-LD”), procedemos a diseñar el proceso. Como ya comentamos, se implantarán 5 líneas de proceso, cada una de ellas deberá ser capaz de producir un caudal de 20.100 de permeado al día. Las características del sistema se muestran en la Tabla 4-10:

Conversión aproximada (%)	42
Nº de pasos	1
Nº de líneas	5
Flujo específico (lmh)	14,8
	Permeado 20.100
Caudales (m3/d)	Aporte 47.857,1
	Rechazo 27.757,1
Nº de membranas por tubo	8
Nº de tubos por línea	190
Nº de membranas por línea	1520
Nº de membranas totales	7600

Tabla 4-10 Características del sistema con membranas SWC4B-LD

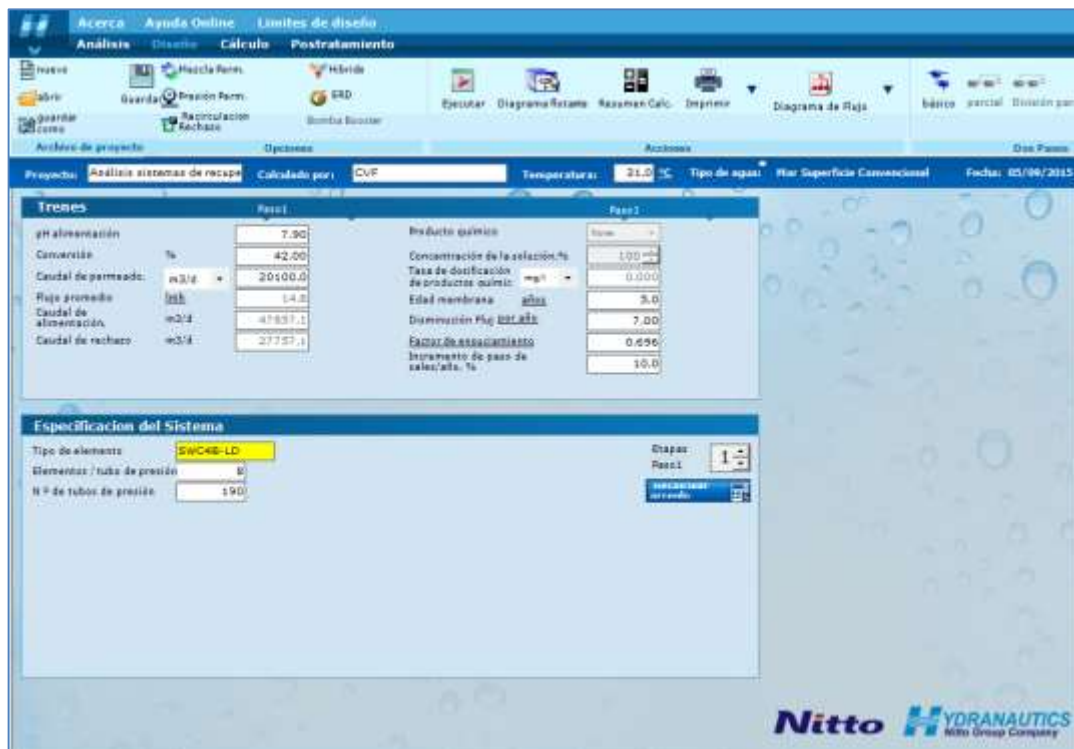


Ilustración 4-16 Diseño OI con elección de membranas software IMS Design

Una vez determinado el diseño del proceso, simulamos el sistema para la temperatura más elevada del rango para así obtener los niveles más elevados de boro y de la salinidad del agua producto

Esta situación se corresponde una temperatura de 31 °C y con una edad de membrana de 5 años. Este último valor se fija en 5 años, ya que un diseño evaluado pensando en el arranque de la planta (0 años), no es fiable. Los valores típicos para una correcta predicción a la hora de dimensionar las membranas es una edad entre 3 y 5 años.

Además de indicar estos parámetros, hay que especificar el factor de ensuciamiento de cada membrana y el aumento del paso de sal anual.

El factor de ensuciamiento de la membrana va ligado a la edad de la misma y a la disminución del flujo por año, por lo que al modificarlas, dicho factor se corrige automáticamente. Por ejemplo, un factor de ensuciamiento de 0,8 indica que el 80% de la permeabilidad de las membranas se utiliza en el cálculo de la presión de alimentación requerida.

El porcentaje de disminución de flujo considerado normalmente oscila entre el 4,5 y el 8,5 %. Depende de la calidad del agua y de la eficacia del tratamiento previo. En nuestro caso se fija en un 7 %.

El factor de incremento de paso de sales anual, por el contrario, viene definido según el material y modelo del elemento, aunque podemos modificarlo sin salirnos del rango para las membranas de poliamida [5-15 % anual]. En el diseño se establece en un 10%. Esto quiere decir que al cabo de 5 años, la salinidad del permeado se incrementará un 50 % más respecto a la inicial.

Una vez insertados todos los datos, ejecutamos la aplicación y nos muestra los resultados de funcionamiento obtenidos.

Resultados de Cálculo								
Arreglo	Tubo de presión	Alimentación (bar)	Conc (bar)	Alimentación (m3/h)	Conc (m3/h)	Flujo (lmh)	Flujo máximo (l/h)	Beta máximo
1-1	190	61,6	60,7	10,49	6,09	14,8	24,8	1,03

Concentración de permeado											
Ca	1,107	K	4,047	Sr	0,012	Cl	153,913	P04	0,000	CO2	0,838
Mg	2,386	NH4	0,000	HCO3	1,943	N03	0,089	SiO2	0,001	CO3	0,000
Na	94,726	Ba	0,000	SO4	4,631	F	0,026	B	0,816	pH	6,5
										TDS	263,70 mg/l

Ilustración 4-17 Resultados de la primera iteración software IMS Design

Es importante señalar que tendremos que ejecutar la aplicación para dos situaciones según el tipo de intercambiador de presión que se utilice.

Como se comentó en el capítulo 3, en el caso de los ERI se produce el fenómeno conocido como «mixing». El contacto entre las corrientes de agua de mar y salmuera no se salda sin consecuencias y, como resultado, el agua de mar incrementa su salinidad, lo que implica que, para que la producción sea la misma, es necesario introducir el agua de mar en las membranas con más presión.

En este caso, hemos considerado un 2,4% de mixing, que es un valor típico en este tipo de recuperadores.

En la Tabla 4-11 se muestran los datos de mayor relevancia para ambos casos:

	Sin mixing	Con mixing
	5 años	5 años
TDS	264	270
Boro	0,816	0,833
pH	6,52	6,52
Presión de entrada membranas	61,6	63

Tabla 4-11 Resultados obtenidos para la situación límite en niveles de TDS y Boro.

Como comentamos anteriormente, dimensionar el sistema considerando la temperatura más elevada del rango y 5 años para las membranas nos proporciona los niveles más altos de Boro y de salinidad del agua producto.

Los índices de Boro disminuyen cuando desciende la temperatura del agua. Con la salinidad del producto sucede

exactamente lo mismo, a una mayor temperatura, mayor es la cantidad de sal disuelta en el agua.

La Ilustración 4-18 muestra como varían estos parámetros:

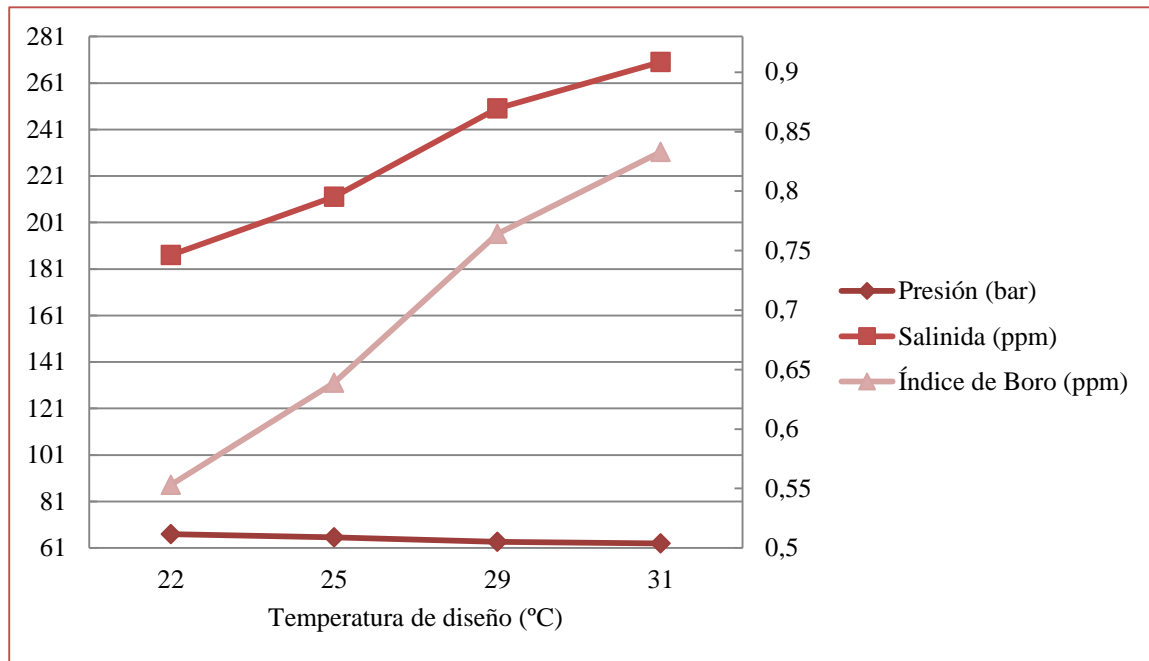


Ilustración 4-18 Variación de la salinidad, presión e índice de boro con la temperatura.

Consideramos, por tanto, aceptable el índice de Boro del agua de producto desalada por nuestro sistema en las condiciones de mayor temperatura.

Por otro lado, el contenido de salinidad del agua producto está dentro del rango típico de valores en los que puede oscilar el agua para el consumo humano, debiendo ser menor que 500 ppm.

Para continuar con el correcto dimensionado debemos de realizar todo el proceso anterior, pero variando la temperatura de diseño a 22° C. Con esta temperatura obtendremos los valores de presión más elevados, los cuales tendremos que tener en cuenta para el posterior diseño del recuperador de energía y los equipos de bombeo.

Al igual que en el caso anterior, obtendremos los resultados para ambos casos según el recuperador de energía:

		Sin mixing 5 años	Con mixing 5 años
22°C	Presión de entrada (bar)	65,7	67
	Presión de rechazo (bar)	64,7	66,1

Tabla 4-12 Resultados obtenidos para la situación límite en valores de presión

En la Tabla 4-13 se muestra un análisis completo según los diferentes parámetros:

		Sin mixing		Con mixing	
		0 años	5 años	0 años	5 años
22°C	<i>TDS</i>	124	183	127	187
	<i>Boro</i>	0,369	0,542	0,377	0,553
	<i>pH</i>	6,17	6,33	6,17	6,34
	<i>Presión de entrada membranas</i>	58,2	65,7	59,4	67
25°C	<i>TDS</i>	140	207	144	212
	<i>Boro</i>	0,427	0,626	0,436	0,639
	<i>pH</i>	6,23	6,39	6,23	6,5
	<i>Presión de entrada membranas</i>	57,3	64,1	58,6	65,5
29°C	<i>TDS</i>	165	243	170	250
	<i>Boro</i>	0,512	0,748	0,522	0,764
	<i>pH</i>	6,31	6,47	5,31	6,48
	<i>Presión de entrada membranas</i>	56,4	62,4	57,7	63,7
31°C	<i>TDS</i>	179	264	184	270
	<i>Boro</i>	0,56	0,816	0,571	0,833
	<i>pH</i>	6,35	6,52	6,36	6,52
	<i>Presión de entrada membranas</i>	56	61,6	57,3	63

Tabla 4-13 Resultados obtenidos "IMS Design"

4.3.2 Diseño de los recuperadores de energía

4.3.2.1 Recuperador de energía ERI

A continuación se reflejan los valores extraídos del informe resultante del software de membranas de Hydranautics, y que se necesitan para dimensionar el intercambiador de presión a través del software que facilita la empresa Energy Recovery Inc. (Ilustración 4-19)

La presión de captación es fijada como la presión mínima necesaria a la entrada de las bombas de alta presión y es recomendada por el fabricante del intercambiador de presión a la entrada del mismo.

	Alimentación	Captación	Rechazo	Permeado
<i>Presión (bar)</i>	67	2	66,1	0

- Recuperación: 42%
- N° de líneas: 5
- Temperatura: 22°C
- TDS captación: 38.000 ppm
- TDS permeado: 187 ppm

- Caudal de permeado por línea: 837,5 m3/h

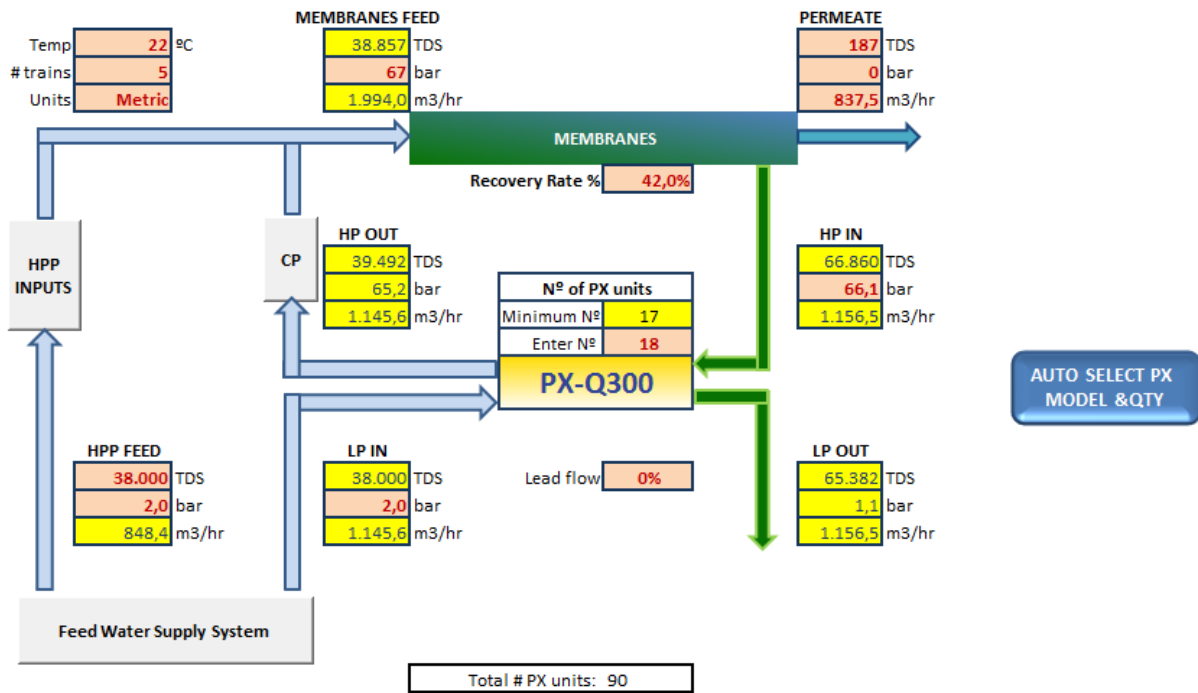


Ilustración 4-19 Software del recuperador de energía ERI.

Introducida la información señalada y eligiendo un tipo de modelo de ERI, según las especificaciones a cumplir que señala el software y el número mínimo de los mismos, en nuestro caso un modelo PX-Q300, se obtienen los siguientes resultados:

PX Technology Performance	
PX unitary flow	64,3 m3/hr
Salinity Increase at membranes	2,3%
Volumetric mixing VM	5,2%
Lubrication flow (LF) per PX array	10,9 m3/hr
LF as % of concentrate flow	0,9%
HP DP	0,9 bar
LP DP	0,9 bar
RO Specific Energy **	2,36 kWh/m3
Efficiency	96,45%

Como se observa, el programa nos proporciona datos de funcionamiento del intercambiador de presión. Si volcamos de nuevo la analítica del agua en la aplicación de las membranas considerando un 2,3% de aumento de salinidad en lugar del 2,4% que habíamos tenido en cuenta, observamos que los resultados no varían.

Además, nos proporciona el caudal que circulará por la bomba de Alta y la bomba Booster:

- Bomba de Alta: 848,4 m³/h.
- Bomba Booster: 1145,6 m³/h.

4.3.2.2 Turbocharger

Al igual que para el caso anterior, la Tabla 4-14 refleja los valores extraídos del informe resultante del software de membranas de Hydranautics, y que se necesitan para dimensionar el turbocharger:

	Turbocharger Sin mixing							
	22°C		25°C		29°C		31°C	
	0 años	5 años	0 años	5 años	0 años	5 años	0 años	5 años
TDS	38000	38000	38000	38000	38000	38000	38000	38000
Recuperación	42%	42%	42%	42%	42%	42%	42%	42%
Presión entrada a las membranas (bar)	58,2	65,7	57,3	64,1	56,4	62,4	56	61,6
Presión rechazo salmuera (bar)	57,2	64,7	56,4	63,2	55,5	61,4	55,1	60,7
Presión entrada bomba de alta (bar)	2	2	2	2	2	2	2	2
Caudal de alimentación (m³/h)	1994,04	1994,04	1994,04	1994,04	1994,04	1994,04	1994,04	1994,04
Caudal de rechazo (m³/h)	1156,54	1156,54	1156,54	1156,54	1156,54	1156,54	1156,54	1156,54

Tabla 4-14 Resultados de IMS Design para el diseño del Turbocharger

Del mismo modo que los recuperadores de energía ERI, “Energy Recovery Inc.”, obtenemos los resultados que se muestran en la Ilustración 4-20.

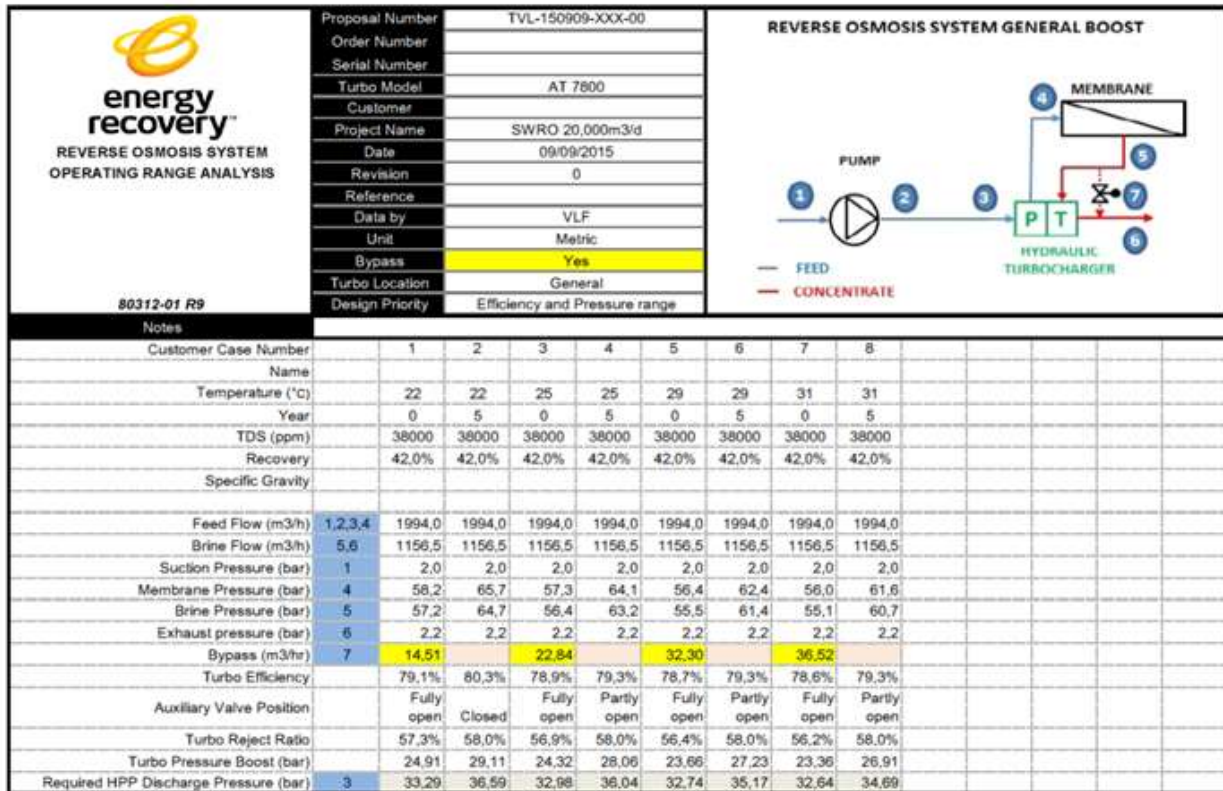


Ilustración 4-20 Diseño el Turbocharger

De esta forma, obtenemos la presión requerida a la entrada del turbocharger, que será la presión que tendrá que proporcionar la bomba de alta presión.

Turbocharger
Sin mixing
5 años
22 °C

**Presión requerida a la
 entrada de turbocharger
 (bar)** 36,59

4.3.3 Diseño de las bombas

4.3.3.1 Deduciones teóricas de cálculo

La ecuación de Bernoulli habla de la energía expresada en forma de altura. La energía del fluido en un punto de la instalación sería la suma de la energía de presión, cinética y de cota:

$$E = E_p + E_c + E_z \tag{4-1}$$

Donde:

$$E_p = \text{Energía de presión} = P * V$$

$$E_c = \text{Energía cinética} = \frac{1}{2} * m * v^2$$

$$E_p = \text{Energía de cota} = m * g * z$$

La ecuación de Bernoulli nos permite definir la energía en forma de altura del fluido en un punto. Para obtener esto debemos dividir la ecuación 4-1 por (m·g), resultando:

$$H = \frac{P}{\gamma} + \frac{v^2}{2 * g} + z \quad 4-2$$

Donde nos encontramos un nuevo término:

$$\gamma: \text{Peso específico} = \rho * g \left[\frac{Kg}{m^2 * s^2} \right]$$

La ecuación 4-2 expresa la altura en metros del fluido en un punto de la instalación. El siguiente paso sería realizar un balance de energía entre dos puntos cualesquiera de la instalación, “i” y “j” utilizando la expresión de Bernoulli. Para ello debemos suponer que la altura en el punto inicial “i” de la instalación, más la energía que pueda suministrar alguna bomba, menos las pérdidas de carga que se produzcan a lo largo del recorrido, debe ser igual a la altura en el punto final “j”:

$$H_i + H_B = H_j + H_r \quad 4-3$$

Donde, expresado en metros:

$$H_i = \text{Energía en el punto } i$$

$$H_B = \text{Energía suministrada por la bomba}$$

$$H_j = \text{Energía en el punto } j$$

$$H_r = \text{Pérdida de carga en el tramo } i - j$$

El rendimiento para una bomba que usaremos se define según la ecuación 4-4:

$$\eta_B = \frac{P}{P_a} \quad 4-4$$

Donde ‘P’ es la potencia útil y ‘Pa’ es la potencia absorbida. La potencia útil de una bomba se calcula de la siguiente manera:

$$P = \gamma * Q * H_B \quad 4-5$$

Donde la altura útil de la bomba corresponde a ‘H_B’, el caudal ‘Q’ y el peso específico γ . Por lo tanto la expresión del rendimiento quedaría según la ecuación

$$\eta = \frac{\gamma * Q * H_B}{P} \quad 4-6$$

Para calcular dicha altura útil se utilizará el balance de energía con Bernoulli que se ha explicado anteriormente, entre la entrada y la salida del equipo en cuestión. Para una bomba cualquiera se aplica Bernoulli entre la entrada y la salida de la misma y aplicando la ecuación 4-3, despejamos el término correspondiente a la altura útil de la bomba (H_B), obteniendo la ecuación 4-7:

$$H_B = H_j - H_i + H_r \quad 4-7$$

Si se sustituyen la expresión 4-2 para la altura de un fluido en un punto cualquiera, nos queda la ecuación 4-8:

$$H_B = \frac{P_j - P_i}{\gamma} + \frac{v_j^2 - v_i^2}{2 * g} + (z_j - z_i) + H_r \quad 4-8$$

La expresión general 4-8 será utilizada para calcular la altura útil que proporciona una bomba al fluido. Las variaciones de velocidad se consideran despreciables por lo que el término correspondiente a la energía cinética no se tiene en cuenta en los cálculos.

4.3.3.2 Bomba de Alta presión con ERI

Cálculo de las pérdidas de carga

Una vez deducida la ecuación de la altura calculamos las pérdidas de carga (Hr) de la tubería desde la salida de la bomba de alta presión hasta la entrada a las membranas. En primera instancia evaluamos el número de Reynolds, coeficiente adimensional que nos va a proporcionar información sobre el tipo el tipo de régimen del fluido (laminar, turbulento o de transición).

$$Re = \frac{\rho v D}{\mu} \quad 4-9$$

Para obtenerlo, antes de nada debemos determinar el diámetro de la conducción conocido el caudal a través de la definición $Q = v * S$:

Caudal (m3/h)	Diámetro interno (m)	Diámetro nominal (")	Velocidad (m/s)	Material
848,4	0,2	8	7,5	Superduplex
848,4	0,25	10	4,8	Superduplex
848,4	0,3	12	3,33	Superduplex
848,4	0,35	14	2,45	Superduplex

En este caso escogemos un diámetro de 300 mm, ya que un diámetro menor origina velocidades muy elevadas. Para un material como el superduplex, se consideran admisibles velocidades entorno a las 3,5 m/s.

La viscosidad dinámica del fluido a la temperatura de 22°C es:

$$\mu(22^{\circ}C) = 9,474 * 10^{-3} \text{ N * s/m}^2$$

Por otro lado, la densidad del agua de mar:

$$\rho(TDS = 38.000) = 1030,5 \text{ Kg/m}^3$$

El número de Reynolds resultante es $Re = 1087932$. Como es mayor de 4000, deducimos que el régimen es turbulento.

Una de las fórmulas más exactas para el cálculo de las pérdidas hidráulicas es la ecuación 4-10, conocida como la ecuación de Darcy-Weisbach:

$$H_r = f * \frac{L}{D} * \frac{v^2}{2 * g} \quad 4-10$$

Para el cálculo de " f " existen múltiples ecuaciones. La ecuación 4-11 de Colebrook-White (1939) es además válida para todo tipo de flujos y rugosidades. Es la más exacta y universal, pero el problema radica en su complejidad y en que requiere de iteraciones.

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 * \log \left(\frac{k/D}{3,71} + \frac{2,51}{Re\sqrt{f}} \right)$$

El proceso iterativo comienza suponiéndose un “f”. Cuando el error del coeficiente obtenido es lo suficientemente pequeño se deduce que dicho valor es fiable y se concluye el proceso iterativo.

La rugosidad relativa (k/D) para la tubería es de:

$$\frac{k}{D} = \frac{0,0457}{300} = 1,523 * 10^{-4}$$

Siendo la rugosidad (k) del acero inoxidable de 0,0457 mm.

Comenzamos suponiendo un f=0,02. En la *Tabla 4-15* se muestra las iteraciones y el resultado final:

Nº de iteraciones	Valor inicial	Valor calculado
1	0,02	0,0138974
2	0,0138974	0,0140558
3	0,0140558	0,0140505
4	0,0140505	0,0140507
5	0,0140507	0,0140507

Tabla 4-15 Cálculo del coeficiente de fricción

Finalizado el proceso iterativo, el coeficiente de fricción es de f=0,0140507.

De la ecuación 4-10 de Darcy-Weisbach obtenemos:

$$H_r = f * \frac{L}{D} * \frac{v^2}{2 * g} = 0,1327 \text{ m}$$

Además, consideramos la pérdida local ocasionada por los accesorios. En este tramo se instalaron tres codos de 90°, una válvula macho, una válvula de retención y dos reducciones.

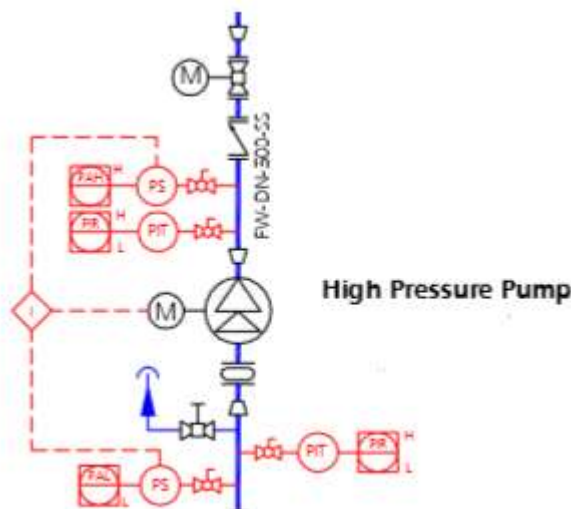


Ilustración 4-21 Bomba de alta presión

Calculamos las pérdidas a través de la longitud equivalente con forme a la ecuación 4-12:

$$H_{ra} = f * \frac{L_{eq}}{D} * \frac{v^2}{2 * g} \quad 4-12$$

Para considerar la longitud equivalente, en la Tabla 4-16 se muestran las longitudes que representan los accesorios:

Accesorio	L_{eq}/D	L_{eq}
<i>Codo de 90°</i>	30	9
<i>Válvula de retención</i>	80	24
<i>Válvula macho</i>	100	30
<i>Reducción</i>	5	1,5

Tabla 4-16 Longitud equivalente de los accesorios

En este caso:

$$L_{eq} = 84 \text{ m}$$

Aplicando la fórmula 4-12 obtenemos:

$$H_{ra} = 2,2289 \text{ m}$$

Las pérdidas de carga totales en la conducción de impulsión de la bomba de alta presión serán:

$$H_{rT} = H_r + H_{ra} = 2,362 \text{ m}$$

Cálculo del punto de funcionamiento

Una vez calculadas las pérdidas de carga y la presión necesaria a la entrada de las membranas podemos calcular la altura total a proporcionar por la bomba de alta presión haciendo uso de la ecuación 4-8:

$$H_B = \frac{P_j - P_i}{\gamma} + \frac{v_j^2 - v_i^2}{2 * g} + (z_j - z_i) + H_r$$

Las variaciones de velocidad se consideran despreciables por lo que el término correspondiente a la energía cinética no se tiene en cuenta en los cálculos

Los datos que se recogen en la tabla son extraídos del fabricante de membranas, excepto la presión de captación, que es fijada como la presión mínima necesaria a la entrada de las bombas de alta presión y la recomendada por el fabricante del intercambiador de presión a la entrada del mismo.

	Alimentación	Captación	Rechazo	Permeado
<i>Presión (bar)</i>	67	2	66,1	0

La diferencia de cota del último tubo de presión del tren de ósmosis inversa y la bomba de alta presión es de 5 metros.

De esta forma, calculamos la altura a proporcionar por la bomba:

$$H_B = 651 \text{ m}$$

En la Tabla 4-17 se muestra el punto de diseño de la bomba para la máxima presión requerida:

	Presión (bar)	Caudal (m ³ /h)
Bomba de Alta presión	65,74	848,4

Tabla 4-17 Punto de diseño de la bomba de Alta presión con ERI

El resto de puntos de funcionamiento se muestran en la Tabla 4-18:

	ERI							
	Con mixing							
	22°C		25°C		29°C		31°C	
	0 años	5 años	0 años	5 años	0 años	5 años	0 años	5 años
Caudal de alimentación bomba de Alta (m³/h)	848,4	848,4	848,4	848,4	848,4	848,4	848,4	848,4
TDH (m)	575,7 4	651,0 0	567,8 2	636,1 4	558,9 1	618,3 2	554,9 5	611,3 9
Presión bomba de Alta (bar)	58,14	65,74	57,34	64,24	56,44	62,44	56,04	61,74

Tabla 4-18 Puntos de funcionamiento bomba de Alta presión con ERI

Dimensionado de la bomba

La bomba de alta presión elegida es la bomba modelo MBN RO 200-385 G / 3s del fabricante Sulzer. La *Ilustración 4-22* muestra las curvas características de la bomba en cuestión para todos sus puntos de funcionamiento.

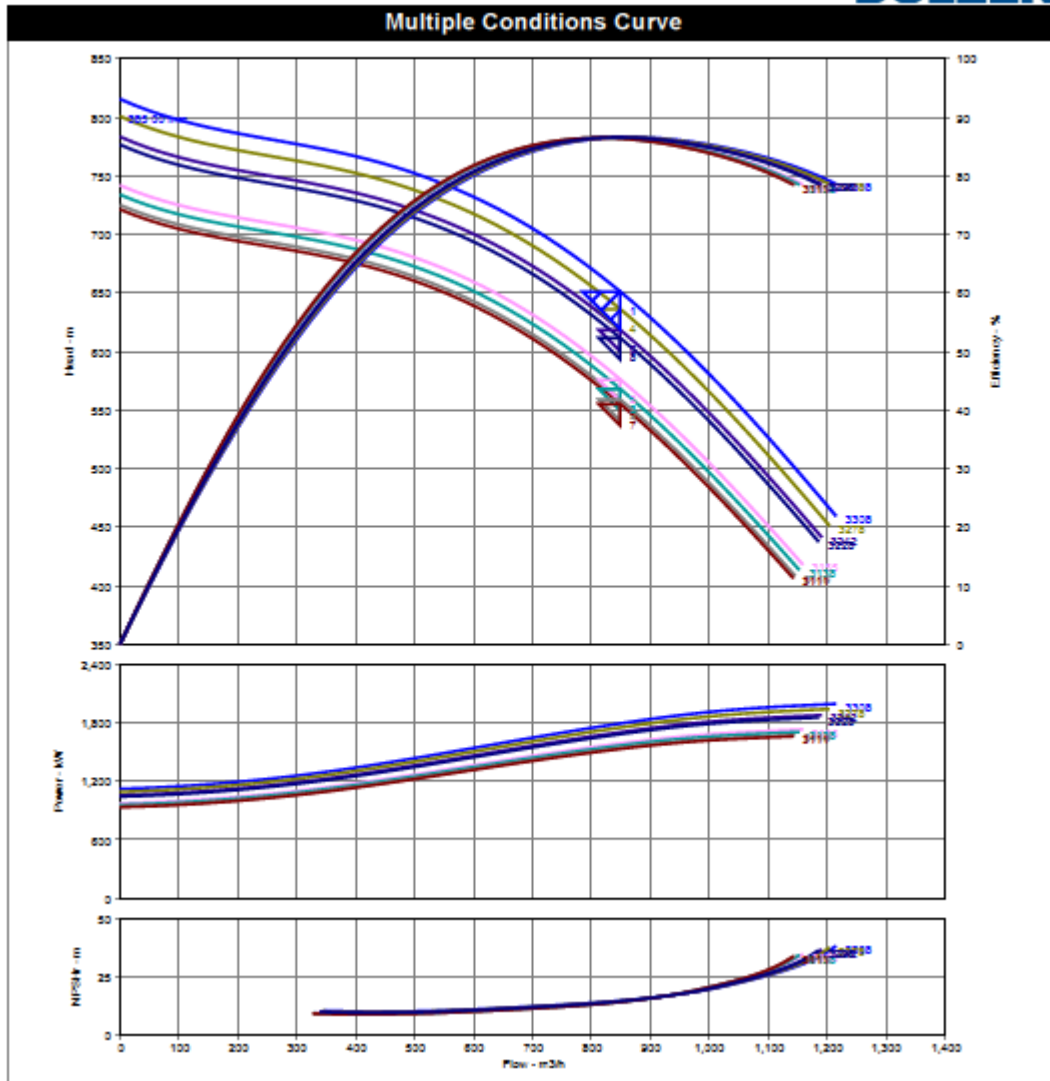


Ilustración 4-22 Curva característica bomba de Alta con ERI

Los resultados obtenidos para nuestro punto de diseño se muestran en la Tabla 4-19:

General Information			
1	Service	High Pressure Pumps 1	
2	Sulzer Type /Model	MBN RO 200-385 G / 3s	
3	Quantity	1	
Operating conditions			
5	Liquid	Seawater	
6	Salinity (TDS)	ppm	40.000 (assumed)
7	Temperature	°C	30 (assumed)
8	Specific gravity at P.T.	kg/m3	1.030 (assumed)
Design			
10	Capacity	m3/h	848,4
11	NPSH available	m	t.b.a
12	NPSH required	m	14,75
13	Suction pressure	bar g	t.b.a
14	Discharge pressure	bar g	t.b.a
15	Differential pressure	bar g	65,7
16	Differential head	m	651
17	Speed	rpm	3308
18	Efficiency ISO 9906 Gr.1E	%	86,6
19	Pump input	KW	1790,9
20	Required Power	KW	2000

Tabla 4-19 Condiciones de operación bomba de Alta con ERI

Como se puede observar, el rendimiento de la bomba de alta presión es de 86,6 %.

Aplicando la ecuación 4-5 podemos calcular la potencia útil de la bomba:

$$P = \gamma * Q * H_B = 1550,94 kW$$

La potencia absorbida por la bomba, por otro lado, se obtiene de la expresión 4-6, aplicando el rendimiento de la misma:

$$P_a = \frac{\gamma * Q * H_B}{\eta} = 1790,9 kW$$

La potencia requerida por el motor será:

$$P_{req} = 2000 kW$$

4.3.3.3 Bomba Booster con ERI

Cálculo de las pérdidas de carga

Al igual que hemos hecho para la bomba de alta presión, vamos a calcular la pérdida de carga desde la salida de la bomba Booster hasta la entrada a las membranas. La longitud de este tramo es de unos 7 metros.

Determinamos en primer lugar el diámetro de la conducción conocido el caudal:

Caudal (m ³ /h)	Diámetro interno (m)	Diámetro nominal (")	Velocidad (m/s)	Material
1145,6	0,3	12	4,5	Superduplex
1145,6	0,35	14	3,31	Superduplex
1145,6	0,4	16	2,53	Superduplex
1145,6	0,45	18	2	Superduplex

En este caso escogemos un diámetro de 350 mm.

Por otro lado, la densidad del agua de mar aumenta con respecto al caso anterior ya que el total de sólidos disueltos es mayor debido al mixing que se produce en los intercambiadores de presión de este tipo:

$$\rho(TDS = 39.579) = 1031,7 \text{ Kg}/m^3$$

El número de Reynolds resultante es $Re = 1260358$. Como es mayor de 4000, deducimos que el régimen es turbulento.

La rugosidad relativa (k/D) para la tubería es de:

$$\frac{k}{D} = \frac{0,0457}{350} = 1,306 * 10^{-4}$$

Realizamos el proceso iterativo para el cálculo de f :

Nº de iteraciones	Valor inicial	Valor calculado
1	0,0200000	0,0134746
2	0,0134746	0,0136406
3	0,0136406	0,0136350
4	0,0136350	0,0136352
5	0,0136352	0,0136352

Tabla 4-20 Cálculo del coeficiente de fricción

Finalizado el proceso iterativo, el coeficiente de fricción es de $f=0,0136352$.

De la ecuación 4-10 de de Darcy-Weisbach obtenemos:

$$H_r = f * \frac{L}{D} * \frac{v^2}{2 * g} = 0,1520m$$

Por otro lado, en este tramo se instalaron dos codos de 90°, un codo de 45°, una válvula de retención y dos reducciones.

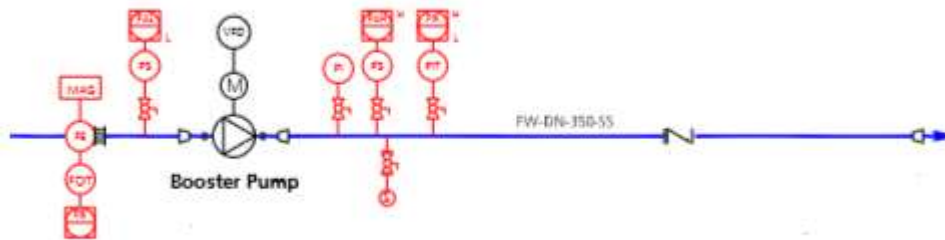


Ilustración 4-23 Bomba Booster

Accesorio	L_{eq}/D	L_{eq}
Codo de 90°	30	10,5
Codo de 45°	14	4,9
Válvula de retención	80	28
Reducción	5	1,75

Tabla 4-21 Longitud equivalente de los accesorios

Luego, en este caso:

$$L_{eq} = 57,4 m$$

Aplicando la ecuación 4-12 obtenemos:

$$H_{ra} = 1,2462 m$$

Las pérdidas de carga totales en la conducción de impulsión de la bomba de alta presión serán:

$$H_{rT} = H_r + H_{ra} = 1,398 \text{ m}$$

Cálculo del punto de funcionamiento

Como vimos anteriormente, la presión de entrada a las membranas es proporcionada por el fabricante de las membranas. Por otro lado, la presión de aspiración de la bomba Booster, se obtiene con el software implementado para el diseño del intercambiador de presión ERI.

	Entrada a las membranas	Aspiración bomba Booster
Presión (bar)	67	65,2

La Ilustración 4-24 muestra el resultado obtenido para la temperatura de 22°C y 5 años para las membranas, ya que es el punto de máxima presión requerida a las membranas

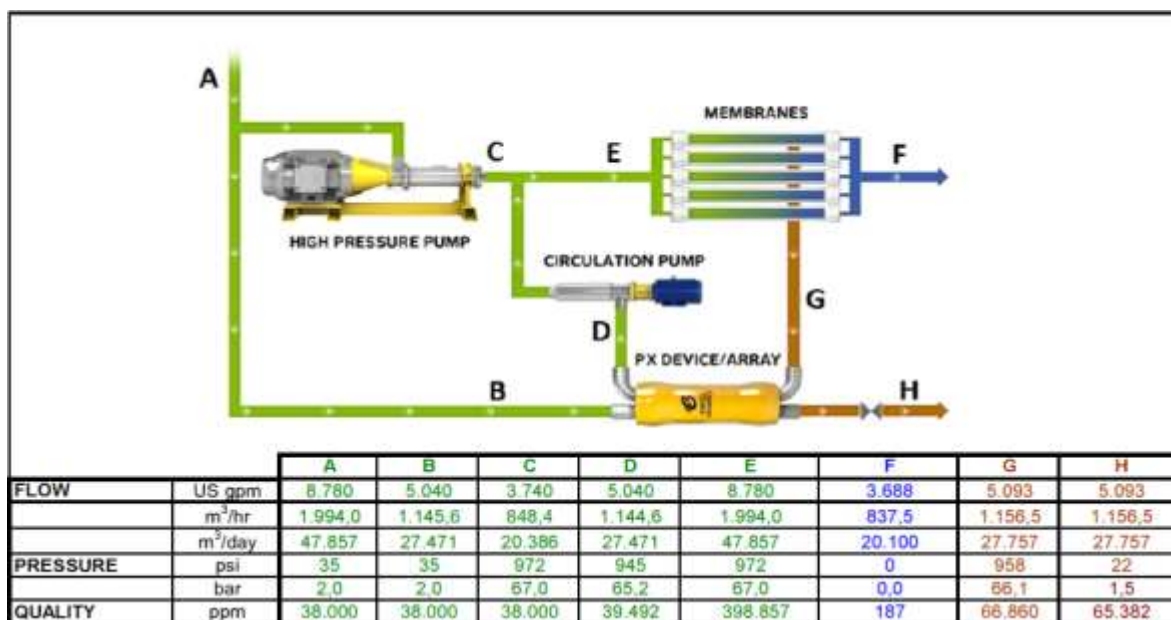


Ilustración 4-24 Implementación software intercambiador de presión ERI

La diferencia de cota del último bastidor del tren de ósmosis inversa y la bomba de alta presión es de 5 metros.

De esta forma, calculamos la altura a proporcionar por la bomba:

$$H_B = 24,2 \text{ m}$$

En la Tabla 4-22 se muestra el punto de diseño para la bomba Booster:

	Presión (bar)	Caudal (m3/h)
Bomba Booster	2,45	1145,6

Tabla 4-22 Punto de diseño bomba Booster

El resto de puntos de funcionamiento se muestran en la Tabla 4-23:

	22°C		25°C		29°C		31°C	
	0 años	5 años	0 años	5 años	0 años	5 años	0 años	5 años
Caudal de alimentación bomba Booster (m3/h)	1145,6	1145,6	1145,6	1145,6	1145,6	1145,6	1145,6	1145,6
TDH (m)	24,20	24,20	25,18	25,18	25,18	24,20	24,20	25,18
Presión bomba Booster (bar)	2,45	2,45	2,55	2,55	2,55	2,45	2,45	2,55

Tabla 4-23 Puntos de funcionamiento bomba Booster

Dimensionado de la bomba

En este caso, la bomba seleccionada es la bomba modelo ZF 301-400 del fabricante Sulzer. La Ilustración 4-25 muestra las curvas características de la bomba:

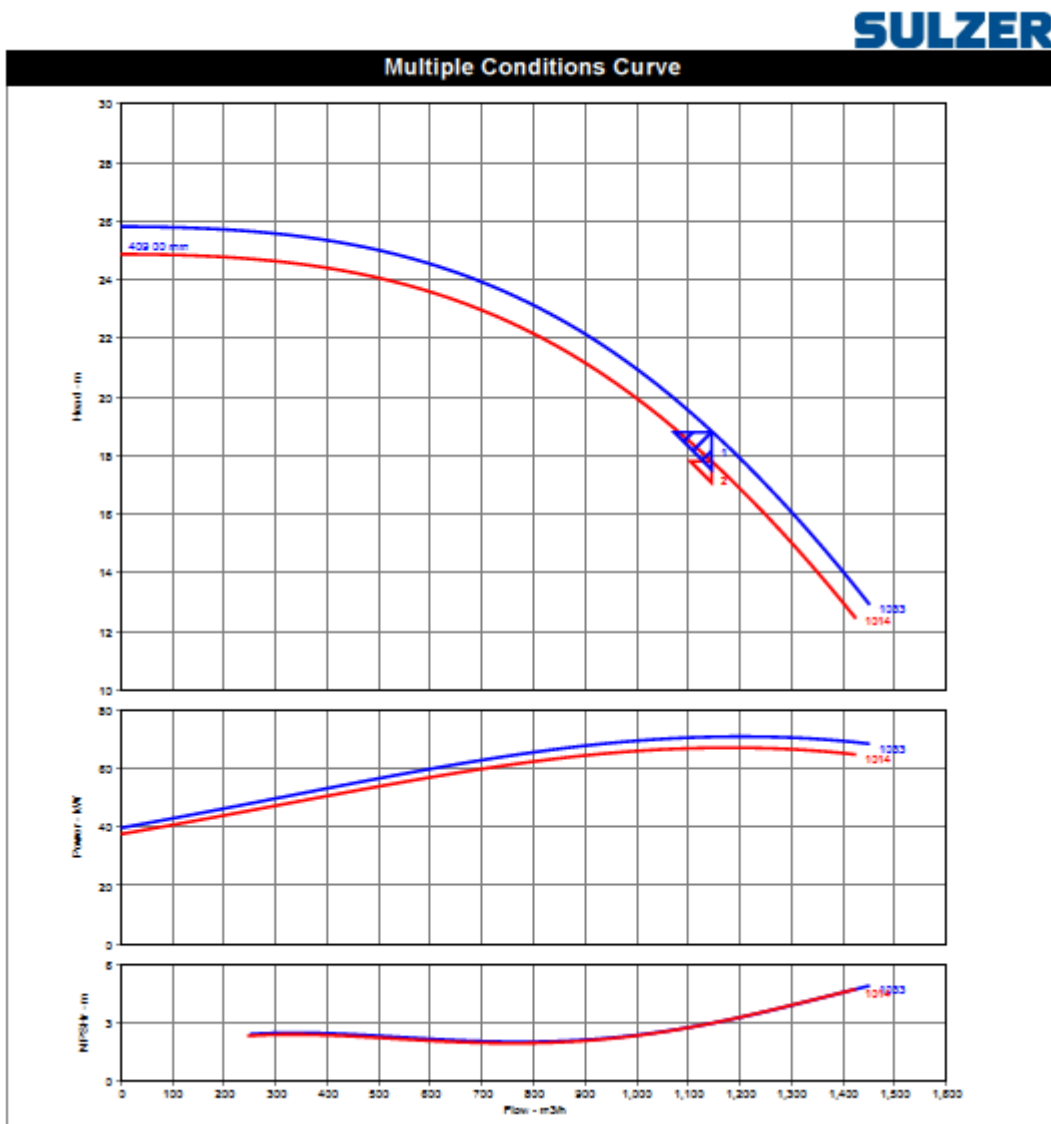


Ilustración 4-25 Curva característica bomba Booster

Los resultados obtenidos para nuestro punto de diseño se muestran en la Tabla 4-24.

General Information				
1	Service	High Pressure Booster Pumps		
2	Sulzer Type /Model	ZF 301-400		
3	Quantity	1		
Operating conditions				
5	Liquid	Seawater		
6	Salinity (TDS)	ppm	40.000	(assumed)
7	Temperature	°C	30	(assumed)
8	Specific gravity at P.T.	kg/m3	1.030	(assumed)
9			Design	
10	Capacity	m3/h	1145,6	
11	NPSH available	m	Ample	
12	NPSH required	m	3,02	
13	Suction pressure	bar g	t.b.a	
14	Discharge pressure	bar g	t.b.a	
15	Differential pressure	bar g	2,4	
16	Differential head	m	24,2	
17	Speed	rpm	1129	
18	Efficiency ISO 9906 Gr.1E	%	85,5	
19	Pump input	KW	91,0	
20	Required Power	KW	110	

Tabla 4-24 Condiciones de operación bomba Booster.

Como se puede observar, el rendimiento de la bomba de alta presión es de 85,5 %.

Aplicando la ecuación 4-5 podemos calcular la potencia útil de la bomba:

$$P = \gamma * Q * H_B = 77,94 \text{ kW}$$

La potencia absorbida por la bomba, por otro lado, se obtiene de la expresión 4-6, aplicando el rendimiento de la misma:

$$P_a = \frac{\gamma * Q * H_B}{\eta} = 91,1 \text{ kW}$$

La potencia requerida por el motor será:

$$P_{req} = 110 \text{ kW}$$

4.3.3.4 Bomba de Alta presión con Turbocharger

Cálculo de las pérdidas de carga

Para el cálculo de las pérdidas de carga vamos a seguir el mismo procedimiento que en los casos anteriores. A continuación se muestran los resultados obtenidos:

- Diámetro de la conducción:

Caudal (m3/h)	Diámetro interno (m)	Diámetro nominal (")	Velocidad (m/s)	Material
1994	0,35	14	5,76	Superduplex
1994	0,4	16	4,41	Superduplex
1994	0,45	18	3,48	Superduplex
1994	0,5	20	2,82	Superduplex

En este caso el diámetro será de 450mm.

- El número de Reynolds resultante es $Re = 1704650$
- La rugosidad relativa (k/D) para la tubería es de:

$$\frac{k}{D} = \frac{0,0457}{400} = 1,015 * 10^{-4}$$

- Cálculo de f:

Nº de iteraciones	Valor inicial	Valor calculado
1	0,02	0,0127811
2	0,0127811	0,0129506
3	0,0129506	0,0129452
4	0,0129452	0,0129453
5	0,0129453	0,0129453

Finalizado el proceso iterativo, el coeficiente de fricción es de $f=0,0129453$

- Pérdida de carga para una longitud de 5 metros:

$$H_r = f * \frac{L}{D} * \frac{v^2}{2 * g} = 0,089 \text{ m}$$

- Pérdida de carga ocasionada por los accesorios:

Accesorio	L_{eq}/D	L_{eq}
<i>Codo de 90°</i>	30	13,5
<i>Válvula de retención</i>	80	36
<i>Válvula macho</i>	100	45
<i>Reducción</i>	5	2,25

$$L_{eq} = 126 \text{ m}$$

- Pérdida de carga total:

$$H_{rT} = H_r + H_{ra} = 2,329 \text{ m}$$

Cálculo del punto de funcionamiento

La presión que debe proporcionar la bomba de alta es la presión requerida a la entrada del turbocharger, suministrada por el fabricante del mismo:

	Aspiración Turbocharger	Captación
Presión (bar)	36,59	2

La diferencia de cota del último bastidor del tren de ósmosis inversa y la bomba de alta presión es de 5 metros.

De esta forma, calculamos la altura a proporcionar por la bomba:

$$H_B = 349,84 \text{ m}$$

En la *Tabla 4-25* se muestra el punto de funcionamiento de la bomba de alta presión:

	Presión (bar)	Caudal (m ³ /h)
Bomba de alta presión	35,33	1994

Tabla 4-25 Punto de diseño de la bomba de Alta presión con Turbocharger

El resto de puntos de funcionamiento se muestran en la *Tabla 4-26*:

	22°C		25°C		29°C		31°C	
	0 años	5 años	0 años	5 años	0 años	5 años	0 años	5 años
Caudal de alimentación bomba de alta (m³/h)	1994	1994	1994	1994	1994	1994	1994	1994
TDH (m)	317,17	349,84	314,10	344,40	311,72	335,78	310,73	331,03
Presión bomba de alta (bar)	32,03	35,33	31,72	34,78	31,48	33,91	31,38	33,43

Tabla 4-26 Punto de funcionamiento bomba de Alta presión con Turbocharger

Dimensionado de la Bomba

En este caso, la bomba seleccionada es la bomba modelo HSB 14x14x20 del fabricante Sulzer. La

Ilustración 4-26 muestra las curvas características de la bomba:

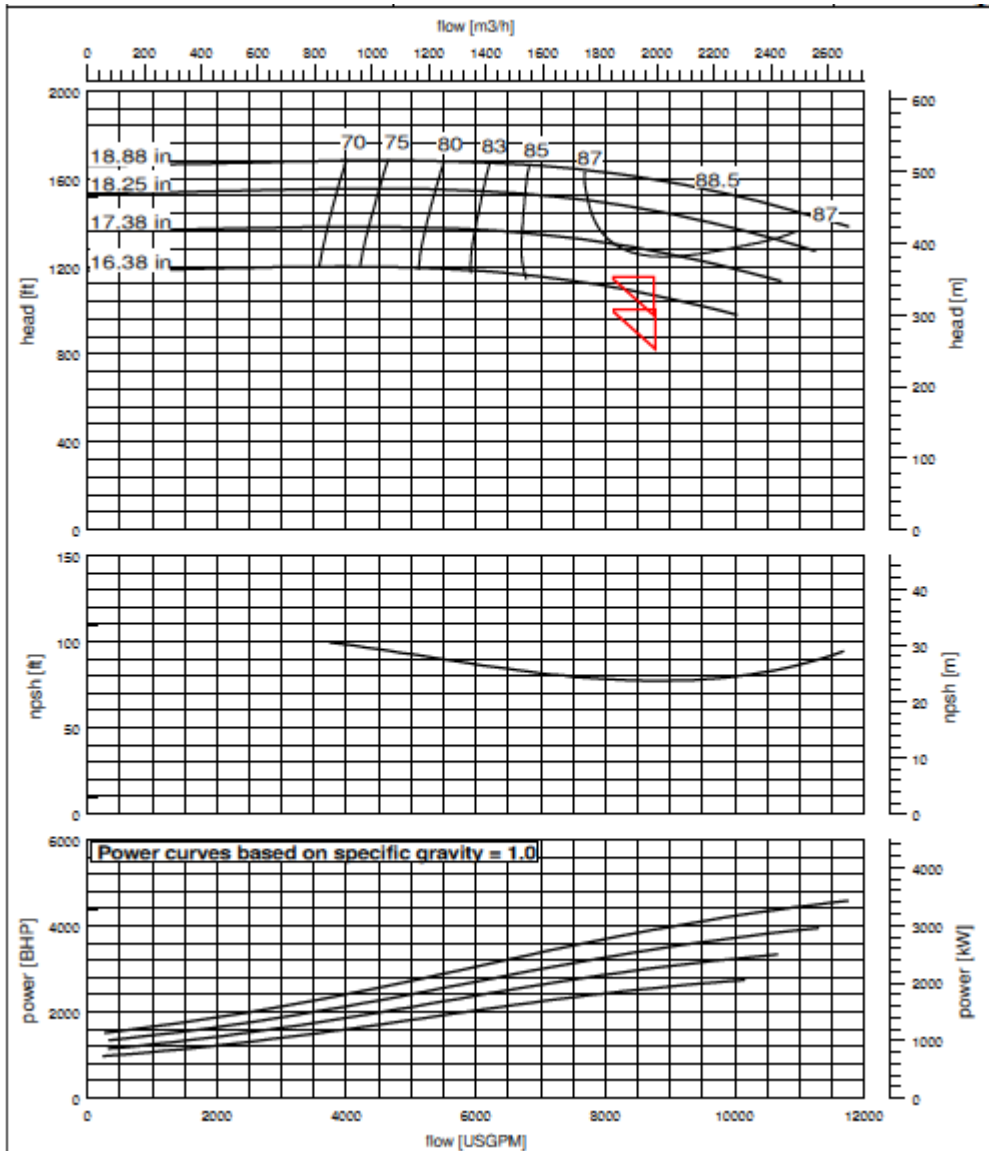


Ilustración 4-26 Curva característica bomba de Alta con Turbocharger

Se muestran los resultados obtenidos para nuestro punto de diseño en la Tabla 4-27.

General Information				
1	Service	High Pressure Pumps 2		
2	Sulzer Type /Model	HSB 14x14x20		
3	Quantity	1		
4	Operating conditions			
5	Liquid	Seawater		
6	Salinity (TDS)	ppm	40.000	(assumed)
7	Temperature	°C	30	(assumed)
8	Specific gravity at P.T.	kg/m ³	1.030	(assumed)
9			Max	Min
10	Capacity	m ³ /h	1994	1994
11	NPSH available	m	t.b.a	t.b.a
12	NPSH required	m	26	30
13	Suction pressure	bar g	t.b.a	t.b.a
14	Discharge pressure	bar g	t.b.a	t.b.a
15	Differential pressure	bar g	35,3	31,4
16	Differential head	m	349,84	310,73
17	Speed	rpm	3100	2965
18	Efficiency ISO 9906 Gr.1E	%	87,5	87
19	Pump input	KW	2238,7	1998,8
20	Required Power	KW	2500	

Tabla 4-27 Condiciones de operación bomba de Alta con Turbocharger

Como se puede observar, el rendimiento de la bomba de alta presión es de 87,5 %.

Aplicando la ecuación 4-5 podemos calcular la potencia útil de la bomba:

$$P = \gamma * Q * H_B = 1958,88 \text{ kW}$$

La potencia absorbida por la bomba, por otro lado, se obtiene de la expresión 4-6, aplicando el rendimiento de la misma:

$$P_a = \frac{\gamma * Q * H_B}{\eta} = 2238,7 \text{ kW}$$

La potencia requerida por el motor será:

$$P_{req} = 2500 \text{ kW}$$

4.3.3.5 Bomba de Alta presión sin recuperador

Las pérdidas de carga en este caso serán idénticas a las obtenidas en el apartado 4.3.3.4:

$$H_{rT} = H_r + H_{ra} = 2,329 \text{ m}$$

Lo único que variará será la altura a proporcionar por la bomba. La presión que debe suministrar la bomba será la presión necesaria a la entrada de las membranas.

	Entrada a las membranas	Captación
Presión (bar)	65,7	2

En este caso, es algo menor que la obtenida en el apartado 4.3.3.2. Como ya vimos, esto es debido a la ausencia de mixing

La diferencia de cota del último bastidor del tren de ósmosis inversa y la bomba de alta presión es de 5 metros.

De esta forma, calculamos la altura a proporcionar por la bomba:

$$H_B = 638,09 \text{ m}$$

En la se muestra el punto de funcionamiento de la bomba de alta presión:

	Presión (bar)	Caudal (m3/h)
Bomba de alta presión	64,44	1994

Tabla 4-28 Punto de diseñode la bomba de Alta presión sin recuperador

El resto de puntos de funcionamiento se muestran en la *Tabla 4-29*:

	22°C		25°C		29°C		31°C	
	0 años	5 años	0 años	5 años	0 años	5 años	0 años	5 años
Caudal de alimentación bomba de alta (m3/h)	1994	1994	1994	1994	1994	1994	1994	1994
TDH (m)	563,83	638,09	554,91	622,25	546,00	605,41	542,04	597,49
Presión bomba de alta (bar)	56,94	64,44	56,04	62,84	55,14	61,14	54,74	60,34

Tabla 4-29 Punto de funcionamiento bomba de Alta presión sin recuperador

Dimensionado de la bomba

Por último, seleccionamos el modelo MSD 14x14x1,5 del fabricante Sulzer. Como en los casos anteriores, se muestran las curvas características de la bomba en la Ilustración 4-27 Curva característica bomba de Alta sin recuperador.

SULZER

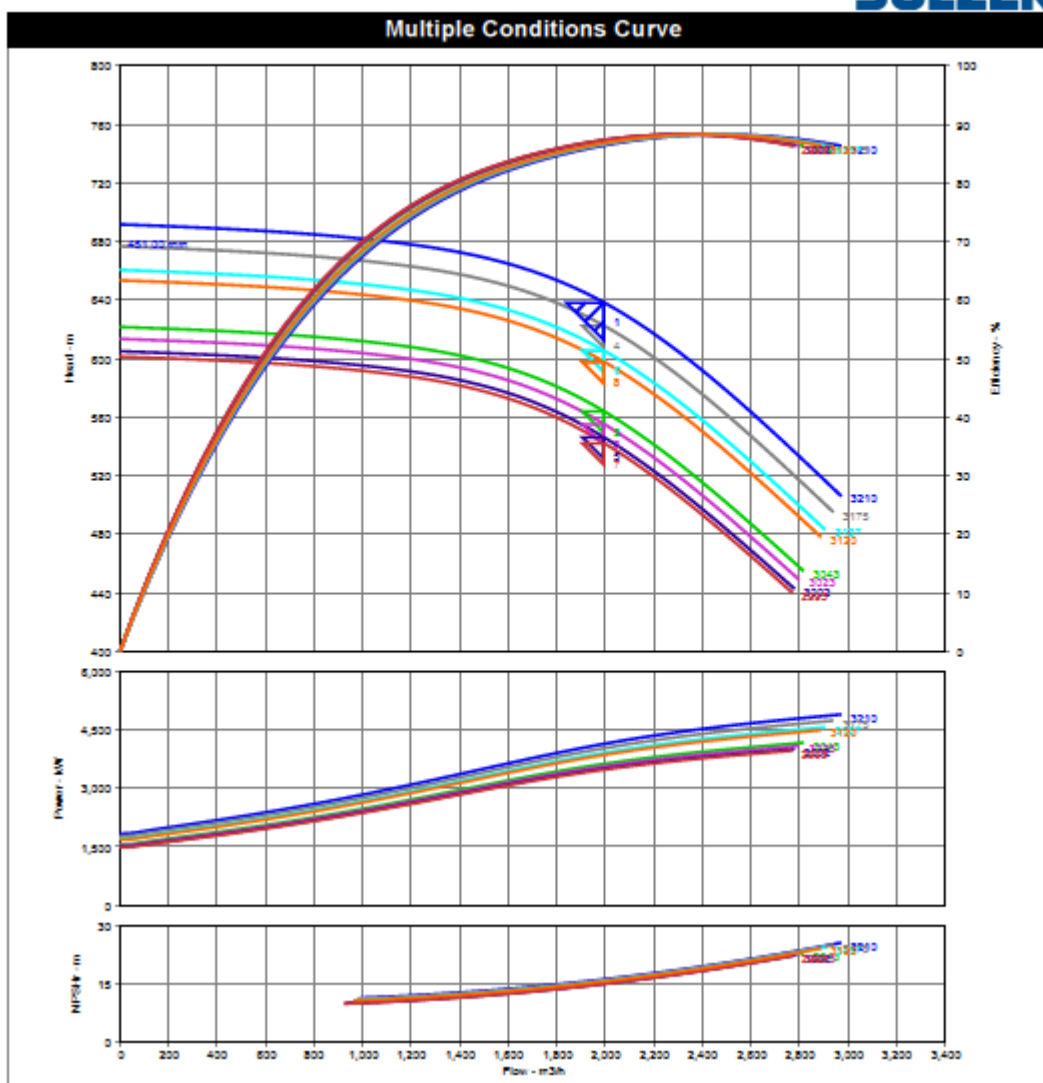


Ilustración 4-27 Curva característica bomba de Alta sin recuperador.

Los resultados obtenidos para nuestro punto de diseño se muestran en la Tabla 4-30.

General Information				
1	Service	High Pressure Pumps 3		
2	Sulzer Type /Model	MSD D 14x14x1.5		
3	Quantity	1		
4	Operating conditions			
5	Liquid	Seawater		
6	Salinity (TDS)	ppm	40.000	(assumed)
7	Temperature	°C	30	(assumed)
8	Specific gravity at P.T.	kg/m ³	1.030	(assumed)
9		Max	Min	
10	Capacity	m ³ /h	1994	1994
11	NPSH available	m	t.b.a	t.b.a
12	NPSH required	m	16,12	14,95
13	Suction pressure	bar g	t.b.a	t.b.a
14	Discharge pressure	bar g	t.b.a	t.b.a
15	Differential pressure	bar g	64,4	54,7
16	Differential head	m	638	542
17	Speed	rpm	3210	2993
18	Efficiency ISO 9906 Gr.1E	%	86,4	87,3
19	Pump input	KW	4135,3	3474,4
20	Required Power	KW	4600	

Tabla 4-30 Condiciones de operación bomba de Alta sin recuperador

Como se puede observar, el rendimiento de la bomba de alta presión es de 86,4 % para nuestro punto.

Aplicando la ecuación 4-5 calculamos la potencia útil de la bomba:

$$P = \gamma * Q * H_B = 3572,9 \text{ kW}$$

La potencia absorbida por la bomba, por otro lado, se obtiene de la expresión 4-6, aplicando el rendimiento de la misma:

$$P_a = \frac{\gamma * Q * H_B}{\eta} = 4135,3 \text{ kW}$$

La potencia requerida por el motor será:

$$P_{req} = 4600 \text{ kW}$$

4.4 Cálculo del consumo específico

El consumo específico de una instalación desaladora es un parámetro de la instalación que indica el consumo externo de energía por m³ de agua producida. El consumo principal de una planta de ósmosis inversa es debido a la bomba de alta presión y suele estar en torno al 80% del consumo total.

La Tabla 4-31 muestra la potencia requerida en cada uno de los tres casos, por bastidor y para el sistema completo:

		P _{req} (kW)	P _{req total} (kW)
<i>Sin sistema de recuperación</i>		4.600	23.000
<i>Sistema de recuperación con ERI</i>	<i>Bomba de alta presión</i>	2.000	10.000
	<i>Bomba Booster</i>	110	550
<i>Sistema de recuperación con Turbocharger</i>		2.500	12.500

Tabla 4-31 Potencia requerida en el sistema de ósmosis inversa

Sabiendo que nuestra producción es de 100.500 m³/día, podemos calcular el consumo específico:

	Consumo específico (kWh/m³)	Consumo específico (kWh/m³)
<i>Sin sistema de recuperación</i>	5,49	5,49
<i>Sistema de recuperación con ERI</i>	<i>Bomba de alta presión</i>	2,39
	<i>Bomba Booster</i>	0,13
<i>Sistema de recuperación con Turbocharger</i>	2,99	2,99

Tabla 4-32 Consumo específico en el sistema de ósmosis inversa

Como hemos comentado anteriormente, el consumo principal de energía es el generado en el núcleo de la desalación, soliendo estar en torno a un 80% del consumo total.

La *Tabla 4-33* muestra una estimación de cual sería el consumo específico de la planta en los diferentes casos:

	Consumo específico total (kWh/m³)
<i>Sin sistema de recuperación</i>	6,86
<i>Con sistema de recuperación ERI</i>	3,15
<i>Con sistema de recuperación Turbocharger</i>	3,74

Tabla 4-33 Consumo específico total de toda la instalación

Como vemos en *Tabla 4-33* el valor del consumo específico para los casos con recuperación de energía entra dentro del rango actual de valores para un sistema de desalación por ósmosis inversa con turbocharger y cámaras de presión isobáricas. Dicho rango oscila entre 2,5 y 4 kWh/m³.

5 ESTUDIO ECONÓMICO DE LAS INVERSIONES

5.1 Objeto del estudio

La finalidad de este apartado es valorar y comparar la repercusión económica de las distintas medidas de mejora energética propuestas para el sistema de desalación, atendiendo a su coste de implantación y a la correspondiente reducción de la factura energética derivada de la ejecución de dichas medidas.

Al margen de la viabilidad de estas inversiones, es conveniente conocer sus plazos de recuperación y la rentabilidad estimada durante su ciclo de vida útil.

Se aporta un estudio económico que ofrece la información necesaria para la toma de decisiones respecto a la inversión a realizar.

El presente estudio utiliza criterios de valoración estáticos y dinámicos, considerando en estos últimos los factores que más incidencia tienen sobre la recuperación de la inversión, como es el caso de la variación del precio de la energía, la tasa de inflación y la tasa de interés para la financiación del proyecto.

5.2 Consideraciones de índole económica

5.2.1 El precio de la energía y la inflación

El precio de la energía y la inflación son dos factores que influyen de forma determinante en la economía en general y, de forma específica, en el estudio económico de una inversión energética, ya que afectan directamente al plazo de recuperación o retorno de dicha inversión.

La inflación es el aumento generalizado y continuado de los precios de los bienes y servicios de una economía. Sus causas son diversas, siendo las más relevantes los ciclos de crecimiento y decrecimiento de la economía, el comportamiento de los tipos de interés y el incremento del precio de la energía.

La subida constante del precio de la energía se debe fundamentalmente a la creciente demanda por parte de los usuarios.

Existen otras causas de índole técnica y política que hacen que la energía se encarezca con el paso del tiempo.

La necesidad de mejorar y renovar las infraestructuras productoras de energía eléctrica, y el hecho de tener que saldar el déficit tarifario, implican una ineludible subida del precio de la energía, lo cual, por otra parte, ha propiciado el fomento de políticas de ahorro y eficiencia energética.

5.2.2 Diferencia entre el incremento anual del precio de la energía y la tasa de inflación

La subida del precio de la energía es, sin lugar a dudas, un factor negativo para la economía en general y ruinoso para las economías domésticas. Sin embargo, en una inversión de mejora de la eficiencia energética, el aumento del precio de la energía supone una reducción considerable de los plazos de amortización de la inversión inicial, ya que los futuros ahorros energéticos se incrementan año tras año, como consecuencia de la reducción del consumo por la implantación de las medidas de mejora, siempre y cuando la tasa de inflación se mantenga por debajo de la subida del precio de la energía.

En este sentido, los gobiernos y las autoridades monetarias de los distintos países intentan, con sus políticas económicas, regular y mantener baja la tasa de inflación, ya que un aumento excesivo de ésta repercute de forma negativa en la economía.

El precio de la energía, sin embargo, se escapa en general del control de los gobiernos, debido a que gran parte

de la energía consumida es importada de otros países productores de energía primaria.

Se puede concluir que, para calcular la amortización de una inversión energética, resulta imprescindible tener en cuenta la diferencia entre el incremento anual del precio de la energía y la tasa de inflación, al ser un indicativo de los ahorros energéticos esperados en el futuro

Otro factor a tener presente en los proyectos de inversión es el precio del dinero definido mediante la tasa de interés, que puede variar en función del riesgo que entraña la operación financiera y de la solvencia del cliente.

5.2.3 Definiciones y criterios de valoración de inversiones

De manera resumida, se exponen las definiciones y criterios de valoración en el estudio económico.

- *Tasa de interés nominal*: es un índice expresado en porcentaje, que refleja el coste de un crédito o la rentabilidad de los ahorros. Se considera un valor de referencia en las operaciones financieras y suele ser fijado por las autoridades para regular préstamos y depósitos.
- *Tasa de inflación*: Es un índice expresado en porcentaje, que refleja la variación de los precios de una zona para un período de tiempo determinado. Suele ser mensual, trimestral o, preferentemente, anual. El más utilizado por afectar a las economías familiares es el Índice de Precios al Consumo (IPC).
- *Tasa de interés real*: Es la tasa de interés esperada, teniendo en cuenta la pérdida de valor del dinero a causa de la inflación. Se calcula mediante el ajuste del tipo de interés nominal según la tasa de inflación.

$$Tasa\ de\ interés\ real = Tasa\ de\ interés\ nominal - Tasa\ de\ inflación$$

- *Tasa de descuento*: Es la tasa de interés utilizada para calcular el valor presente de un importe futuro. Representa la oportunidad perdida de invertir en otros proyectos presentes, por lo que también se le suele denominar tasa de oportunidad.

$$Tasa\ de\ descuento \approx Tasa\ de\ interés\ real = Tasa\ de\ interés\ nominal - Tasa\ de\ inflación$$

- *Plazo de recuperación simple de la inversión (Payback)*: es un criterio estático de valoración de inversiones, que determina el tiempo necesario para recuperar la inversión inicial a través de los flujos de caja netos, es decir, mediante la diferencia entre los ingresos y los gastos previstos en el proyecto, sin tener en cuenta la fluctuación de su valor en el tiempo.
- *Plazo de recuperación con descuento*: Es un criterio dinámico de valoración de inversiones, que determina el tiempo necesario para recuperar la inversión inicial, aplicando a los flujos de caja netos su correspondiente tasa de descuento.

El carácter dinámico de este criterio se basa en considerar los flujos de caja actualizados, lo cual supone una mejor aproximación del plazo de recuperación, en comparación con el Payback.

- *Valor actualizado neto (VAN)*: también denominado valor capital de una inversión, es la diferencia entre el valor actualizado de los cobros esperados y el valor actualizado de los pagos previstos.

El criterio del VAN tiene en cuenta la variación del valor del dinero en el tiempo y todos los flujos de caja generados por el proyecto, lo cual lo convierte en una excelente herramienta para la evaluación y selección de inversiones.

5.3 Estudio de los costes

5.3.1 Coste de la inversión

Tanto el fabricante de los recuperadores de energía, ERI, como el de las bombas, Sulzer, nos proporcionan los precios necesarios para calcular cada una de nuestras inversiones.

Tal y como vimos en el apartado del dimensionamiento, para la inversión 1 tendremos que instalar 90 sistemas

de recuperación PX-Q300, así como una 5 bombas de alta presión modelo MBN RO 200-385 G y 5 bombas booster modelo ZF 301-400.

Price Listings		# Units / Train	# RO Trains	Discounted Unit Price	Total Qty of Units	Total Discounted Price
PX Assembly Model						
PX-Q300 Pressure Exchanger energy recovery devices, installation manual and dimensioned drawings.		18	1	\$ 33.000,00	18	\$ 594.000,00

Ilustración 5-1 Precio 18 unidades PX-Q300

Por otro lado, para la inversión 2 instalaremos 5 turbocharger modelo AT 7800 y 5 bombas de alta presión modelo HSB 14x14x20.

Turbo			
Qty	Description	Unit Price	Extended Price
1	Turbo: AT 7800	\$ 316,207.22	\$ 316,207.22
	TurboCharger		
	Material of Construction		
	Material Class: Super Duplex SS 2507		
	Material of Construction: It is the responsibility of the Buyer to specify the correct equipment material of construction. ERI encourages all Buyers to read Technical Bulletin 80436-01.		
	Component Materials		
	Rotating Assembly Material: Super Duplex SS 2507	Included	Included
	Bearing Material: Carbon Graphite	Included	Included
	Thrust Line Material: Super Duplex SS 2507	Included	Included
	Aux Line Material: Super Duplex SS 2507	Included	Included
	Aux Valve Material: Super Duplex SS 2507	Included	Included
	Bolting Materials (non-wetted): 316 SS	Included	Included
	Volute Insert Material: PET-P	Included	Included
	Thrust Bearing Type: ERI Thrust Bearing	Included	Included
	TurboCharger Connections		
	Pump Side Connections: Grooved-end Flexible	Included	Included
	Turbine Side Connections: Grooved-end Flexible	Included	Included
	Baseplate Type		
	Baseplate Material: None		
	Testing		
	Testing Details		
	Hydro-Testing : Non-Witness	Included	Included
	Hydraulic Performance: Non-Witness	Included	Included
	Noise (information only): None		
	Vibration: None		
	Material Certifications: Standard Chemical Material Certifications	Included	Included
	NDT Testing: None		
	PMI: None		
	Optional Tests: None		
	Crating		
	Crating Details		
1	Crating: Export Crating	\$ 3,162.07	\$ 3,162.07
	Shipping		
	Shipping Details		
	Shipping method: Ex-work	Included	Included
Turbo Total			\$ 319,369.29

Ilustración 5-2 Precio Turbocharger modelo AT 7800

En la Tabla 5-1 Coste de las inversiones se muestran los costes asociados a las dos inversiones:

	Recuperador de energía (€)	Bomba de Alta (€)	Bomba Booster (€)	Total (€)	Total 5 trenes (€)
Inversión 1	538.045,20	275.850,00	62.475,00	876.370,20	4.381.851,00
Inversión 2	289.284,70	314.585,00	-	603.869,70	3.019.348,51

Tabla 5-1 Coste de las inversiones

5.3.2 Coste de mantenimiento anual

El coste de mantenimiento anual de ambos recuperadores de energía se ha estimado según la información proporcionado por el fabricante ERI.

- Para el caso del sistema ERI, se ha supuesto un coste de mantenimiento del 0,5% de su precio total.
- Para el caso del Turbocharger, se ha calculado estimando las pérdidas que supondría la parada de la planta durante un día para su mantenimiento. (El beneficio neto de producir agua desalada se estima en 0,25 \$/m³)

Los resultados se muestran en la

	Coste de mantenimiento anual (€)
Sistema de recuperación ERD	21.909,26
Sistema de recuperación Turbocharger	23.777,25

Tabla 5-2 Coste de mantenimiento anual para los recuperadores de energía

5.3.3 Ahorro energético anual

El ahorro anual corresponde al ahorro energético generado por las inversiones de mejora energética.

La Tabla 4-31 obtenida en el capítulo anterior, muestra la potencia requerida en cada uno de los casos:

	P_{req} (kW)	P_{req total} (kW)
Sin sistema de recuperación	4.600	23.000
Sistema de recuperación con ERI	Bomba de alta presión	2.000
	Bomba Booster	110
Sistema de recuperación con Turbocharger	2.500	12.500

Tabla 5-3 Potencia requerida en el sistema de ósmosis inversa

Si consideramos un precio para la energía de 0,1€/kWh y una disponibilidad esperada de la planta del 98%, podemos calcular el ahorro energético anual para las dos inversiones:

	Ahorro (kW)	Ahorro anual (€)
Sistema de recuperación ERD	12.450	10.688.076
Sistema de recuperación Turbocharger	10.500	9.014.040

Tabla 5-4 Ahorro anual de las inversiones

5.4 Resumen de los resultados

5.4.1 Análisis estático: Payback

En la Tabla 5-5 se muestran los valores del plazo de recuperación de la inversión para cada medida de mejora, en función del coste de la inversión y el ahorro anual neto

	Inversión 1	Inversión 2
<i>Coste total</i>	4.381.851,00 €	3.019.348,51 €
<i>Coste de mantenimiento anual</i>	21.909,26 €	23.777,25 €
<i>Ahorro energético anual</i>	10.688.076 €	9.014.040 €
<i>Ahorro anual neto</i>	10.666.166,74 €	8.990.262,75 €
<i>Periodo recuperación inversión (años)</i>	0,41	0,34

Tabla 5-5 Plazo de recuperación de las inversiones de mejora energética

5.4.2 Análisis dinámico: Cálculo del VAN

Vamos a utilizar el Valor Actualizado Neto (VAN) como criterio dinámico de valoración de inversiones, con el fin de determinar unos resultados más ajustados a la realidad.

Este criterio se basa en la determinación de los ahorros futuros, a partir de la variación del valor del dinero en el tiempo y de todos los flujos de caja generados por el Proyecto. Su resultado viene expresado por la diferencia entre dichos ahorros futuros y el coste neto de la inversión.

$$VAN = \text{Ahorros futuros actualizados} - \text{Coste neto de la inversión}$$

- *Ahorros futuros actualizados.* Los ahorros futuros actualizados se han determinado teniendo en cuenta el incremento del precio de la energía y la tasa de descuento, mediante la actualización de los flujos de caja de la inversión. Se han considerado como flujos positivos todos los ahorros que se generarán como consecuencia de la mejora de la eficiencia energética y, como flujos negativos, todos los costes derivados del mantenimiento. La tasa de descuento definida en el proyecto corresponde a la diferencia entre la tasa de interés nominal y la tasa de inflación.

$$\begin{aligned} & \text{Ahorros futuros actualizados} \\ &= \text{Ahorro energético actualizado} - \text{Coste de mantenimiento actualizado} \end{aligned}$$

- *Ahorro energético actualizado.* El ahorro energético actualizado viene determinado por:

$$\text{Ahorro energético actualizado} = \sum_{i=1}^n \left[\frac{(1 + kP_{\text{energía}})}{(1 + T_{\text{descuento}})} \right]^i * \text{Ahorro energético anual}$$

$kP_{\text{energía}}$: Incremento anual previsto del precio de la energía

$T_{\text{descuento}}$: Tasa de descuento \approx Tasa de interés nominal – Tasa de inflación

- *Coste de mantenimiento actualizado.* Viene determinado por la expresión:

$$\begin{aligned} & \text{Coste de mantenimiento actualizado} \\ &= \sum_{i=1}^n \left[\frac{(1 + T_{\text{inflación}})}{(1 + T_{\text{interés}})} \right]^i * \text{Coste anual de mantenimiento} \end{aligned}$$

$T_{\text{inflación}}$: Tasa de inflación prevista

$T_{\text{interés}}$: Tasa de interés nominal

La Tabla 5-6 y la Tabla 5-7 muestran el cálculo del VAN para ambas inversiones:

<i>Incremento anual previsto de la energía</i>	4%
<i>Tasa de inflación prevista (IPC)</i>	1,2%
<i>Tipo de interés bancario</i>	8%
<i>Tasa de interés real</i>	6,8%
<i>Periodo (años)</i>	25

Inversión 1						
Año	Costes de inversión	Costes de mantenimiento	Costes acumulados	Ahorros	Ahorros acumulados	VAN
<i>1</i>	4.381.851,0 €	20.529,8 €	4.402.380,8 €	10.407.864,3 €	10.407.864,3 €	6.005.483,5 €
<i>2</i>		19.237,2 €	4.421.618,0 €	10.134.998,9 €	20.542.863,2 €	16.121.245,2 €
<i>3</i>		18.025,9 €	4.439.643,9 €	9.869.287,3 €	30.412.150,5 €	25.972.506,6 €
<i>4</i>		16.891,0 €	4.456.534,9 €	9.610.542,0 €	40.022.692,5 €	35.566.157,6 €
<i>5</i>		15.827,5 €	4.472.362,3 €	9.358.580,2 €	49.381.272,7 €	44.908.910,3 €
<i>6</i>		14.830,9 €	4.487.193,3 €	9.113.224,2 €	58.494.496,8 €	54.007.303,6 €
<i>7</i>		13.897,1 €	4.501.090,4 €	8.874.300,7 €	67.368.797,5 €	62.867.707,1 €
<i>8</i>		13.022,1 €	4.514.112,5 €	8.641.641,1 €	76.010.438,6 €	71.496.326,1 €
<i>9</i>		12.202,2 €	4.526.314,7 €	8.415.081,2 €	84.425.519,9 €	79.899.205,1 €
<i>10</i>		11.433,9 €	4.537.748,7 €	8.194.461,1 €	92.619.981,0 €	88.082.232,3 €
<i>11</i>		10.714,0 €	4.548.462,7 €	7.979.625,1 €	100.599.606,1 €	96.051.143,4 €
<i>12</i>		10.039,4 €	4.558.502,1 €	7.770.421,4 €	108.370.027,5 €	103.811.525,4 €
<i>13</i>		9.407,3 €	4.567.909,4 €	7.566.702,5 €	115.936.730,0 €	111.368.820,6 €
<i>14</i>		8.815,0 €	4.576.724,4 €	7.368.324,5 €	123.305.054,5 €	118.728.330,1 €
<i>15</i>		8.260,0 €	4.584.984,4 €	7.175.147,5 €	130.480.202,0 €	125.895.217,6 €
<i>16</i>		7.739,9 €	4.592.724,3 €	6.987.035,0 €	137.467.237,0 €	132.874.512,7 €
<i>17</i>		7.252,6 €	4.599.976,9 €	6.803.854,3 €	144.271.091,3 €	139.671.114,4 €
<i>18</i>		6.795,9 €	4.606.772,8 €	6.625.476,1 €	150.896.567,4 €	146.289.794,6 €
<i>19</i>		6.368,0 €	4.613.140,9 €	6.451.774,5 €	157.348.341,9 €	152.735.201,1 €
<i>20</i>		5.967,1 €	4.619.107,9 €	6.282.626,8 €	163.630.968,8 €	159.011.860,8 €
<i>21</i>		5.591,4 €	4.624.699,3 €	6.117.913,8 €	169.748.882,5 €	165.124.183,2 €
<i>22</i>		5.239,3 €	4.629.938,7 €	5.957.519,0 €	175.706.401,6 €	171.076.462,9 €
<i>23</i>		4.909,5 €	4.634.848,1 €	5.801.329,4 €	181.507.731,0 €	176.872.882,8 €
<i>24</i>		4.600,3 €	4.639.448,5 €	5.649.234,6 €	187.156.965,6 €	182.517.517,1 €
<i>25</i>		4.310,7 €	4.643.759,2 €	5.501.127,3 €	192.658.092,9 €	188.014.333,8 €

Tabla 5-6 Cálculo del VAN para la Inversión 1

Inversión 2						
Año	Costes de inversión	Costes de mantenimiento	Costes acumulados	Ahorros	Ahorros acumulados	VAN
1	3.019.348,5 €	22.280,2 €	3.041.628,7 €	8.777.716,9 €	8.777.716,9 €	5.736.088,2 €
2		20.877,3 €	3.062.506,0 €	8.547.589,4 €	17.325.306,3 €	14.262.800,3 €
3		19.562,8 €	3.082.068,9 €	8.323.495,3 €	25.648.801,6 €	22.566.732,8 €
4		18.331,1 €	3.100.400,0 €	8.105.276,4 €	33.754.078,0 €	30.653.678,0 €
5		17.176,9 €	3.117.576,9 €	7.892.778,5 €	41.646.856,5 €	38.529.279,6 €
6		16.095,4 €	3.133.672,3 €	7.685.851,7 €	49.332.708,2 €	46.199.035,9 €
7		15.082,0 €	3.148.754,3 €	7.484.350,0 €	56.817.058,2 €	53.668.303,9 €
8		14.132,4 €	3.162.886,7 €	7.288.131,1 €	64.105.189,2 €	60.942.302,5 €
9		13.242,6 €	3.176.129,3 €	7.097.056,5 €	71.202.245,7 €	68.026.116,4 €
10		12.408,8 €	3.188.538,0 €	6.910.991,3 €	78.113.237,0 €	74.924.698,9 €
11		11.627,5 €	3.200.165,5 €	6.729.804,3 €	84.843.041,3 €	81.642.875,7 €
12		10.895,4 €	3.211.060,9 €	6.553.367,5 €	91.396.408,7 €	88.185.347,8 €
13		10.209,4 €	3.221.270,3 €	6.381.556,3 €	97.777.965,0 €	94.556.694,7 €
14		9.566,6 €	3.230.836,9 €	6.214.249,6 €	103.992.214,7 €	100.761.377,8 €
15		8.964,2 €	3.239.801,1 €	6.051.329,2 €	110.043.543,9 €	106.803.742,8 €
16		8.399,8 €	3.248.200,9 €	5.892.680,1 €	115.936.224,0 €	112.688.023,1 €
17		7.870,9 €	3.256.071,9 €	5.738.190,4 €	121.674.414,4 €	118.418.342,5 €
18		7.375,4 €	3.263.447,2 €	5.587.750,9 €	127.262.165,3 €	123.998.718,1 €
19		6.911,0 €	3.270.358,2 €	5.441.255,6 €	132.703.420,9 €	129.433.062,7 €
20		6.475,8 €	3.276.834,1 €	5.298.601,0 €	138.002.021,8 €	134.725.187,8 €
21		6.068,1 €	3.282.902,2 €	5.159.686,3 €	143.161.708,2 €	139.878.806,0 €
22		5.686,0 €	3.288.588,2 €	5.024.413,6 €	148.186.121,8 €	144.897.533,6 €
23		5.328,0 €	3.293.916,2 €	4.892.687,4 €	153.078.809,2 €	149.784.893,0 €
24		4.992,6 €	3.298.908,8 €	4.764.414,7 €	157.843.224,0 €	154.544.315,2 €
25		4.678,2 €	3.303.587,0 €	4.639.505,0 €	162.482.729,0 €	159.179.141,9 €

Tabla 5-7 Cálculo del VAN para la Inversión 2

5.4.3 Resumen de resultados

En la Tabla 5-8 se expresan, de forma resumida, los resultados económicos y energéticos para cada una de las medidas de mejora, en relación al coste estimado de la inversión, la reducción anual de la factura energética, el plazo de recuperación de la inversión en años según el Payback y el VAN.

	Coste de la inversión (€)	Reducción anual de la factura energética (€)	Payback (años)	VAN (€)
<i>Inversión 1: Instalación sistema de resuperación de energía ERI</i>	4.381.851	10.688.076	0,41	188.014.333,8
<i>Inversión 2: Instalación sistema de recuperación de energía Turbocharger</i>	3.019.348,51	9.014.040	0,34	159.179.141,9

Tabla 5-8 Resumen de los resultados económicos y energéticos para las inversiones

6 CONCLUSIONES

El desarrollo de sistemas de recuperación de energía ha sido uno de los factores claves en la evolución de la desalación. Tal y como muestran los resultados, es enorme la mejora que supone recuperar la energía de la salmuera en lugar de tirarla.

Estos sistemas permiten trabajar con bombas de alta presión de menor tamaño, lo que implica un menor consumo energético.

Por este motivo, como podemos observar, ambas inversiones resultan altamente rentables, debido a la gran capacidad de recuperación de energía de ambos sistemas y a la gran reducción de la factura energética anual que esto supone.

	Coste de la inversión (€)	Reducción anual de la factura energética (€)	Payback (años)	VAN (€)
<i>Inversión 1: Instalación sistema de resuperación de energía ERI</i>	4.381.851	10.688.076	0,41	188.014.333,8
<i>Inversión 2: Instalación sistema de recuperación de energía Turbocharger</i>	3.019.348,51	9.014.040	0,34	159.179.141,9

Tabla 6-1 Resumen de los resultados económicos y energéticos para las inversiones

Como podemos observar, el plazo de recuperación de ambas inversiones no llega al año.

Si nos fijamos en el Payback, observamos que este es menor en el caso de la Inversión 2, es decir, en la instalación del Turbocharger.

Sin embargo, hay que recordar que el plazo de recuperación o pay-back es un método estático para seleccionar inversiones. Se basa en suponer que el valor del dinero es constante en el tiempo, por ello los flujos de caja tienen el mismo valor aunque se hayan producido en diferentes momentos. Este método no tiene en cuenta la inflación ni el tipo de interés.

Para la selección de la inversión, es más conveniente utilizar el método VAN.

El VAN es un método de selección de inversiones que tiene en cuenta el diferente valor del dinero según el momento en el que se produce el flujo de caja (ya sea positivo o negativo), es decir, tiene en cuenta la inflación y el tipo de interés.

Por tanto, teniendo en cuenta los flujos de caja actualizados, escogeremos aquella inversión cuyo VAN sea mayor. En este caso, observamos que la Inversión 1 es más rentable que la 2.

	VAN (€)
<i>Inversión 1: Instalación sistema de resuperación de energía ERI</i>	188.014.333,8
<i>Inversión 2: Instalación sistema de recuperación de energía Turbocharger</i>	159.179.141,9

Tabla 6-2 VAN de ambas inversiones

Aunque la inversión inicial sea menor en el caso del Turbocharger, los recuperadores de energía ERI presentan

ciertas ventajas frente a los Turbocharger, destacando su curva de rendimiento.

Como comentamos en capítulos anteriores, su principal ventaja es que presentan altas eficiencias para cualquier rango de operación. Frente a cambios en las condiciones de trabajo, estos dispositivos mantienen constante su eficiencia, por lo que posibles cambios de presión y caudal no producen cambios significativos en el consumo específico de la planta.

Por el contrario, estos cambios de presión y caudal en un equipo centrífugo significarían una reducción en la eficiencia energética que, añadida al incremento de consumo específico, empeoraría más aún el consumo eléctrico de la planta.

Por otro lado, la utilización de los intercambiadores ERI-PX hace que el caudal de la bomba de alta presión disminuya, de tal manera que solamente tiene que bombear el caudal del permeado.

Por tanto, tras los resultados obtenidos, observamos que los recuperadores de energía PX son los dispositivos que proporcionan un mayor ahorro de energía actualmente. Podemos decir que su flexibilidad operativa, su alta eficiencia y, principalmente, su bajo consumo específico, hacen de ellos la mejor opción a la hora de instalar recuperadores de energía en una planta de ósmosis inversa.

7 ANEXOS

En este capítulo se recogen las especificaciones técnicas y de operación de los equipos dimensionados en el capítulo 4.

Se indican las siguientes especificaciones, por orden de visualización:

- Especificaciones técnicas de la bomba de alta presión MBN RO 200-385 G / 3s
- Especificaciones técnicas de la bomba booster ZF 301-400
- Especificaciones técnicas de la bomba de alta presión HSB 14x14x20
- Especificaciones técnicas de la bomba de alta presión MSD D 14x14x1,5
- Especificaciones técnicas del Sistema PX-Q300
- Especificaciones técnicas del Turbocharger AT-7800

SULZER**Centrifugal Pump Data Sheet**

Customer:	Claudia Viciana Forte		Sulzer Reference ID:	ESP.2454-GPA.15.0702	
Project Name	STANDARDIZATION		Application Engineer:	Maria Camacho	
Item Nr	1		Date:	19.10.2015	
General Information					
1	Service	High Pressure Pumps 1			
2	Sulzer Type /Model	MBN RO 200-385 G / 3s			
3	Quantity	1			
Operating conditions					
4					
5	Liquid	Seawater			
6	Salinity (TDS)	ppm	40.000	(assumed)	
7	Temperature	°C	30	(assumed)	
8	Specific gravity at P.T.	kg/m3	1.030	(assumed)	
9	Design				
10	Capacity	m3/h	848,4		
11	NPSH available	m	t.b.a		
12	NPSH required	m	14,75		
13	Suction pressure	bar g	t.b.a		
14	Discharge pressure	bar g	t.b.a		
15	Differential pressure	bar g	65,7		
16	Differential head	m	651		
17	Speed	rpm	3308		
18	Efficiency ISO 9906 Gr.1E	%	86,6		
19	Pump input	KW	1790,9		
20	Required Power	KW	2000		
Design & materials					
21					
22	Suction	DN 300 / ANSI 150#			
23	Position	Top			
24	Discharge branch size/rating	DN 200 / ANSI 600#			
25	Position	Top			
26	Design	Multistage, radial split			
27	Bearings	Product lubricated bearings			
28	Lubrication	Product lubrication			
29	Thrust balance	PLBs + Balancing disc			
30	Shaft seal	Mechanical seal			
31	Seal flushing	Plan 11			
32	Rotation	Clockwise			
33	Coupling	Flexible			
34					
35	Performance curve	Attached			
36	Description	Brochure			
37	Dimensional drawing	Attached			
38					
39	Casing	A 890 Gr.5A			
40	Impeller	A 890 Gr.5A			
41	Wear ring	A 890 Gr.5A			
42	Shaft	1.4410			
43	Bearing housing	A 890 Gr.5A			
Scope of supply					
44					
45	Pump with mechanical seal	included			
46	Coupling & guard	included			
47	Baseplate for pump & driver	included			
48	E-Motor 2000 kW; 6.6 kV; 50 Hz	included			
49					
50					
51					
52					
53					
54					
55					
56					
57					
58	Frequency converter	by others			
59	Packing & delivery ex works	included			
60	Delivery, months, ex works	11 months to confirm in case of firm inquiry.			

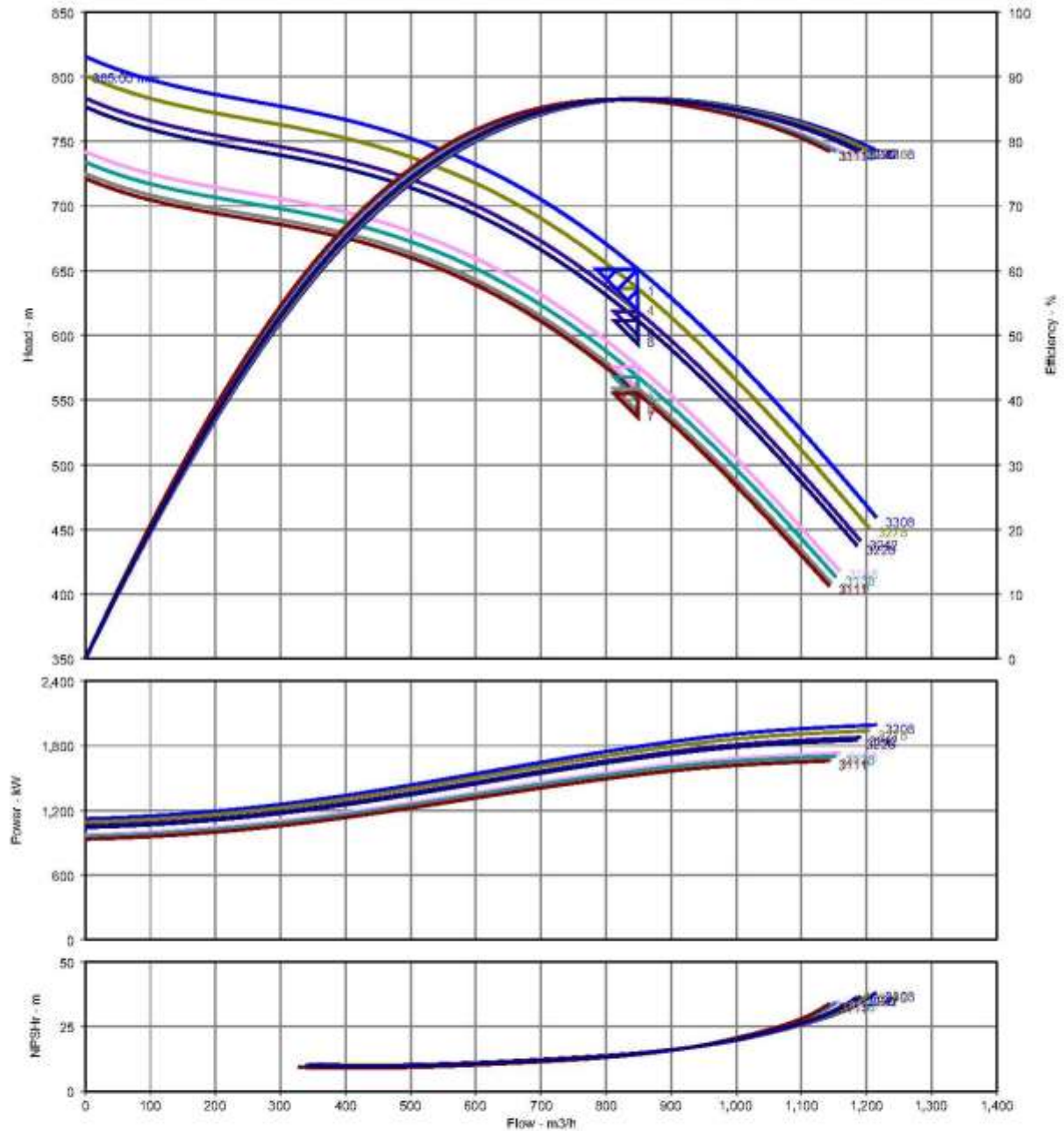


Multiple Conditions Datasheet

Customer	: Claudia Viciana Forte	Quantity	: 1	Type / Size	: MBN RO 200-385 G / 3				
Inquiry Number/ID	:	Sulzer Reference ID	: ESP 2454-SPA.15.0702-P0	Stages	: 3				
Item number	: 1	Date of Last Update	: 19 Oct 2015 12:14 PM	Speed, rated	: 3308				
Service	: High Pressure Pumps								
Condition #		1	2	3	4	5	6	7	8
Description		-	-	-	-	-	-	-	-
Temperature, max	deg C	20.00	20.00	20.00	20.00	20.00	20.00	20.00	20.00
Fluid density, rated / max	kg/dm3	1.030 / 1.030	1.030 / 1.030	1.030 / 1.030	1.030 / 1.030	1.030 / 1.030	1.030 / 1.030	1.030 / 1.030	1.030 / 1.030
Viscosity, rated	cSt	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Primary condition		Ⓕ	Ⓒ	Ⓒ	Ⓒ	Ⓒ	Ⓒ	Ⓒ	Ⓒ
Type / Size		MBN RO 200-385 G / 3							
Stages		3							
Impeller diameter, rated	mm	385.00							
Flow, rated	m3/h	848.4	848.8	848.8	848.8	848.8	848.8	848.8	848.8
Head, rated (requested)	m	651.0	575.7	567.8	636.1	558.9	618.3	555.0	611.4
Suction pressure, rated / max	bar.g	0.00 / 0.00	0.00 / 0.00	0.00 / 0.00	0.00 / 0.00	0.00 / 0.00	0.00 / 0.00	0.00 / 0.00	0.00 / 0.00
NPSH available, rated	m	Ample	Ample	Ample	Ample	Ample	Ample	Ample	Ample
Speed, rated	rpm	3308	3155	3138	3278	3119	3242	3111	3228
Selection status		Acceptable	Acceptable	Acceptable	Acceptable	Acceptable	Acceptable	Acceptable	Acceptable
Cq/Ch/Ce/Cn [ANSI/HI 9.6.7-2010]		1.00 / 1.00 / 1.00 / 1.00	1.00 / 1.00 / 1.00 / 1.00	1.00 / 1.00 / 1.00 / 1.00	1.00 / 1.00 / 1.00 / 1.00	1.00 / 1.00 / 1.00 / 1.00	1.00 / 1.00 / 1.00 / 1.00	1.00 / 1.00 / 1.00 / 1.00	1.00 / 1.00 / 1.00 / 1.00
Efficiency	%	86.6	86.5	86.4	86.6	86.4	86.6	86.4	86.6
NPSH (3% head drop)	m	14.75	14.33	14.30	14.66	14.26	14.55	14.24	14.51
Power, rated	kW	1,790	1,587	1,565	1,750	1,541	1,701	1,531	1,683



Multiple Conditions Curve



Customer	: Claudia Viciana Forte	Type / Size	: MBN RO 200-385 G / 3
Inquiry Number/ID	:	Stages	: 3
Item number	: 1	Speed, rated	: 3308 rpm
Service	: High Pressure Pumps	Based on curve number	: K61631 / 3 Rev 1
Quantity	: 1	Efficiency	: 86.6 %
Sulzer Reference ID	: ESP.2454-SPA.15.0702-P0	Power, rated	: 1,790 kW
Date of Last Update	: 19 Oct 2015 12:14 PM	NPSH (3% head drop)	: 14.75 m
Flow, rated	: 848.4 m3/h	Viscosity	: 1.00 cSt
Differential head / pressure, rated	: 651.0 m	Cq/Ch/Ce/Cn [ANSI/HI 9.6.7-2010]	: 1.00 / 1.00 / 1.00 / 1.00
Fluid density, rated / max	: 1.030 / 1.030 kg/dm3	Submergence	: -

SULZER**Centrifugal Pump Data Sheet**

Customer:	Claudia Viciana Forte		Sulzer Reference ID:	ESP.2454-SPA.15.0702	
Project Name	STANDARDIZATION		Application Engineer:	Maria Camacho	
Item Nr	2		Date:	19.10.2015	
General Information					
1	Service	High Pressure Booster Pumps			
2	Sulzer Type /Model	ZF 301-400			
3	Quantity	1			
Operating conditions					
5	Liquid	Seawater			
6	Salinity (TDS)	ppm	40.000	(assumed)	
7	Temperature	°C	30	(assumed)	
8	Specific gravity at P.T.	kg/m3	1.030	(assumed)	
9	Design				
10	Capacity	m3/h	1145,6		
11	NPSH available	m	Ample		
12	NPSH required	m	3,02		
13	Suction pressure	bar g	t.b.a		
14	Discharge pressure	bar g	t.b.a		
15	Differential pressure	bar g	2,4		
16	Differential head	m	24,2		
17	Speed	rpm	1129		
18	Efficiency ISO 9906 Gr.1E	%	85,5		
19	Pump input	KW	91,0		
20	Required Power	KW	110		
Design & materials					
22	Suction	DN 300 / ANSI 600#			
23	Position	End			
24	Discharge branch size/rating	DN 300 / ANSI 600#			
25	Position	Top			
26	Design	Single stage, overhung			
27	Bearings	Antifriction			
28	Lubrication	Oil			
29	Thrust balance	Thrust bearing			
30	Shaft seal	Mechanical Seal			
31	Seal flushing	Plan 11			
32	Rotation	Clockwise			
33	Coupling	Flexible			
34					
35	Performance curve	Attached			
36	Description	Brochure			
37	Dimensional drawing	Attached			
38					
39	Casing	A 890 Gr.5A			
40	Impeller	A 890 Gr.5A			
41	Wear ring	A 890 Gr.5A			
42	Shaft	UNS S32750			
43	Bearing housing	Carbon Steel			
Scope of supply					
45	Pump with mechanical seal	included			
46	Coupling & guard	included			
47	Baseplate for pump & driver	included			
48	E-Motor 110 kW; 415 V; 50 Hz	included			
49					
50					
51					
52					
53					
54					
55					
56					
57					
58	Frequency converter	by others			
59	Packing & delivery ex works	included			
60	Delivery, months, ex works	8 months to confirm in case of firm inquiry.			

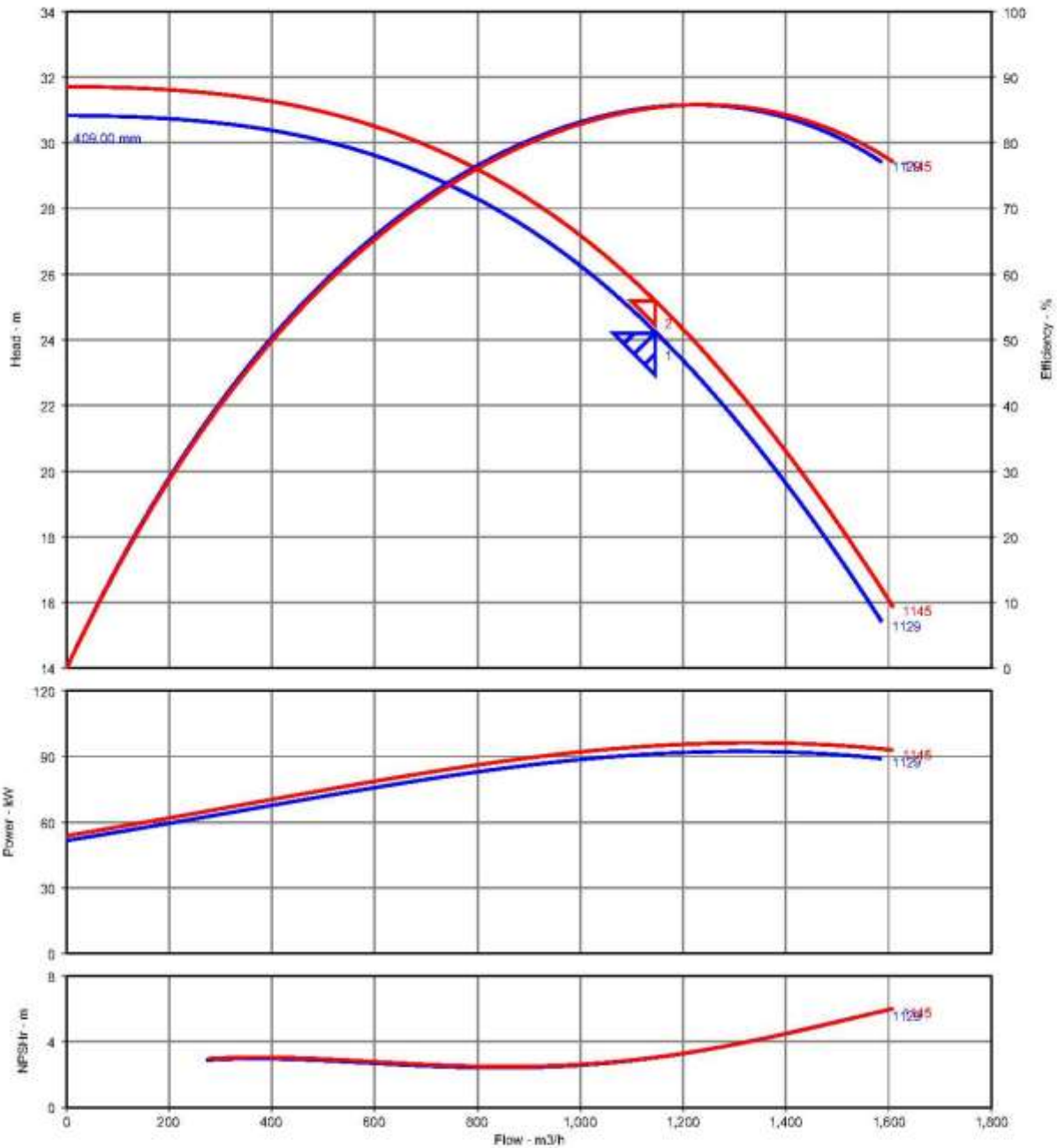


Multiple Conditions Datasheet

Customer	: Claudia Viciana Forte	Quantity	: 1	Type / Size	: ZF 301-400				
Inquiry Number/ID	:	Sulzer Reference ID	: ESP.2454-SPA.15.0702-P0	Stages	: 1				
Item number	: 2	Date of Last Update	: 19 Oct 2015 12:19 PM	Speed, rated	: 1129				
Service	: Booster Pumps								
Condition #		1	2	3	4	5	6	7	8
Description		-	-						
Temperature, max	deg C	20.00	20.00						
Fluid density, rated / max	kg/dm3	1.030 / 1.030	1.030 / 1.030						
Viscosity, rated	cSt	1.00	1.00						
Primary condition		#	C	C	C	C	C	C	C
Type / Size		ZF 301-400							
Stages		1							
Impeller diameter, rated	mm	409.00							
Flow, rated	m3/h	1,145.6	1,145.6						
Head, rated (requested)	m	24.20	25.18						
Suction pressure, rated / max	bar.g	63.00 / 63.00	63.00 / 63.00						
NPSH available, rated	m	Ample	Ample						
Speed, rated	rpm	1129	1145						
Selection status		Acceptable	Acceptable						
Cq/Ch/Ce/Cn [ANSI/HI 9.6.7-2010]		1.00 / 1.00 / 1.00 / 1.00	1.00 / 1.00 / 1.00 / 1.00						
Efficiency	%	85.5	85.3						
NPSH (3% head drop)	m	3.02	3.04						
Power, rated	kW	91.20	94.88						



Multiple Conditions Curve

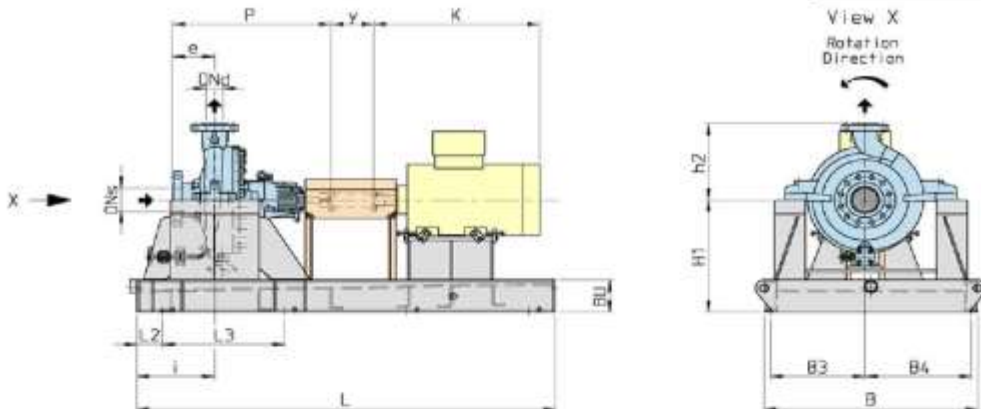


Customer	: Claudia Viciana Forte	Type / Size	: ZF 301-400
Inquiry Number/ID	:	Stages	: 1
Item number	: 2	Speed, rated	: 1129 rpm
Service	: Booster Pumps	Based on curve number	: Z-965.501-62-22-01
Quantity	: 1	Efficiency	: 85.5 %
Sulzer Reference ID	: ESP.2454-SPA.15.0702-P0	Power, rated	: 91.20 kW
Date of Last Update	: 19 Oct 2015 12:19 PM	NPSH (3% head drop)	: 3.02 m
Flow, rated	: 1,145.6 m³/h	Viscosity	: 1.00 cSt
Differential head / pressure, rated	: 24.20 m	Cq/Ch/Ce/Cr [ANSI/HI 9.6.7-2010]	: 1.00 / 1.00 / 1.00 / 1.00
Fluid density, rated / max	: 1.030 / 1.030 kg/dm³	Submergence	: -

SULZER
DIMENSIONAL DATA – TYPE ZF
Outline Drawings – API Baseplate

Series 2.14
 DIMENSIONS
 March 2012

Page
 ISO
 D04m



All dimensions are in nominal mm and for guidance only. Certified drawings will be issued for actual construction

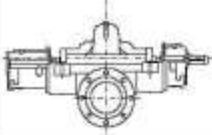
Pump Size	Branches		Bearing Frame Size	Motor size (IEC-size)	Dimensions (mm)														Weight (kg)	
	DNd	DNs			B ⁴⁾	B3	B4	H1 ⁵⁾	h2 ³⁾	BU	K _{max} ²⁾	L	L2	L3	P ¹⁾	e ³⁾	i	y	Pump	Baseplate
250-500	250	250	6	315	1550	687.5	787.5	800	820	240	1485	3305	150	750	1285	320	455	300	1194	1279
				Siemens_1LA6_315L							1735	3555	175	800						1305
				Siemens_1LA6_355							1990	3810	175	700						1432
				Siemens_1LA6_400							2245	4065	155	750						1487
				Siemens_1LA6_450																
250-630	250	250	6	315	1650	747.5	827.5	850	860	240	1435	3305	150	750	1315	360	455	350	1301	1417
				Siemens_1LA6_315L							1620	3390	155	770						1428
				Siemens_1LA6_355							1685	3555	175	800						1477
				Siemens_1LA6_400							1940	3810	155	700						1537
				Siemens_1LA6_450							260	2450	4320	160						800
300-360	300	300	4	200	1550	662.5	612.5	760	800	200	885	2450		715	1070	310	455	250	835	824
				226							975	2540		750						844
				250							1190	2755		615						1040
				280							1485	3050		690						1102
				Siemens_1LA6_315L							240	1740	3305							750
300-400	300	300	4	225	1395	610	710	760	610	200	845	2450		715	1070	320	455	300	919	854
				250							835	2540		750						872
				280							1150	2755		615						950
				315							1445	3050		690						1033
				Siemens_1LA6_315L							240	1700	3305							750
			Siemens_1LA6_355	1950	3555	175	800	1258												
			Siemens_1LA6_400	200	1040	2755	150	615	960											
			5	280	1395	610	710	760	610	240	1500	3215	155	725	1180	320	455	300	995	1159
			315	1840							3555	175	800	1270						
			Siemens_1LA6_315L																	
Siemens_1LA6_355																				
Siemens_1LA6_400																				
300-500	300	300	5	315	1395	605	715	800	830	240	1505	3215	155	725	1185	340	455	300	1183	1201
				Siemens_1LA6_315L							1845	3555	175	800						1270
				Siemens_1LA6_355							2355	4065	155	750						1399
				Siemens_1LA6_400																
Siemens_1LA6_450																				

Notes:

- 1) Only long shaft to be used for execution with and without fan (fan and fan cover optionally to be mounted if cooling is required)
- 2) Actual dimension K varies with driver selection.
- 3) Dimensions e and h2 only valid for 800# flanges acc. to ASME B16.5. For other flange ratings not covered by this dPM refer to factory.
- 4) Baseplate width only valid for arrangement with seal reservoirs or coolers. When piping plans 23, 41, E2 and/or S3A/B/C are supplied, baseplate width (dims B, B3 & B4) and weight may be greater than listed (all other dimensions remain unchanged)
- 5) When piping plans 65 or 75 for leakage collection systems are supplied, dimension H1 may be greater than listed. Also width B and consequently weight may be larger.
- 6) Weights do not include motor weight.

SULZER**Centrifugal Pump Data Sheet**

Customer:	Claudia Viciana Forte		Sulzer Reference ID:	ESP.2454-SPA.15.0702	
Project Name	STANDARDIZATION		Application Engineer:	Maria Camacho	
Item Nr	3		Date:	19.10.2015	
General Information					
1	Service	High Pressure Pumps 2			
2	Sulzer Type /Model	HSB 14x14x20			
3	Quantity	1			
4	Operating conditions				
5	Liquid	Seawater			
6	Salinity (TDS)	ppm	40.000	(assumed)	
7	Temperature	°C	30	(assumed)	
8	Specific gravity at P.T.	kg/m3	1.030	(assumed)	
9			Max	Min	
10	Capacity	m3/h	1994	1994	
11	NPSH available	m	t.b.a	t.b.a	
12	NPSH required	m	26	30	
13	Suction pressure	bar g	t.b.a	t.b.a	
14	Discharge pressure	bar g	t.b.a	t.b.a	
15	Differential pressure	bar g	35,3	31,4	
16	Differential head	m	349,84	310,73	
17	Speed	rpm	3100	2965	
18	Efficiency ISO 9906 Gr.1E	%	87,5	87	
19	Pump input	KW	2237,5	1998,8	
20	Required Power	KW	2500		
21	Design & materials				
22	Suction	14" / ANSI 600#			
23	Position	Side			
24	Discharge branch size/rating	14" / ANSI 600#			
25	Position	Side			
26	Design	Axial split, between bearings. Double suction			
27	Bearings	Antifriction			
28	Lubrication	Oil			
29	Thrust balance	Thrust bearing			
30	Shaft seal	Mechanical Seal			
31	Seal flushing	Plan 11			
32	Rotation	Clockwise			
33	Coupling	Flexible			
34					
35	Performance curve	Attached			
36	Description	Brochure			
37	Dimensional drawing	Attached			
38					
39	Casing	A 890 Gr.5A			
40	Impeller	A 890 Gr.5A			
41	Wear ring	A 890 Gr.5A			
42	Shaft	UNS S32750			
43	Bearing housing	Carbon Steel			
44	Scope of supply				
45	Pump with mechanical seal	included			
46	Coupling & guard	included			
47	Baseplate for pump & driver	included			
48	E-Motor 2500 kW; 6.6 kV; 50 Hz	included			
49					
50					
51					
52					
53					
54					
55					
56					
57					
58	Frequency converter	by others			
59	Packing & delivery ex works	included			
60	Delivery, months, ex works	12 months to confirm in case of firm inquiry.			

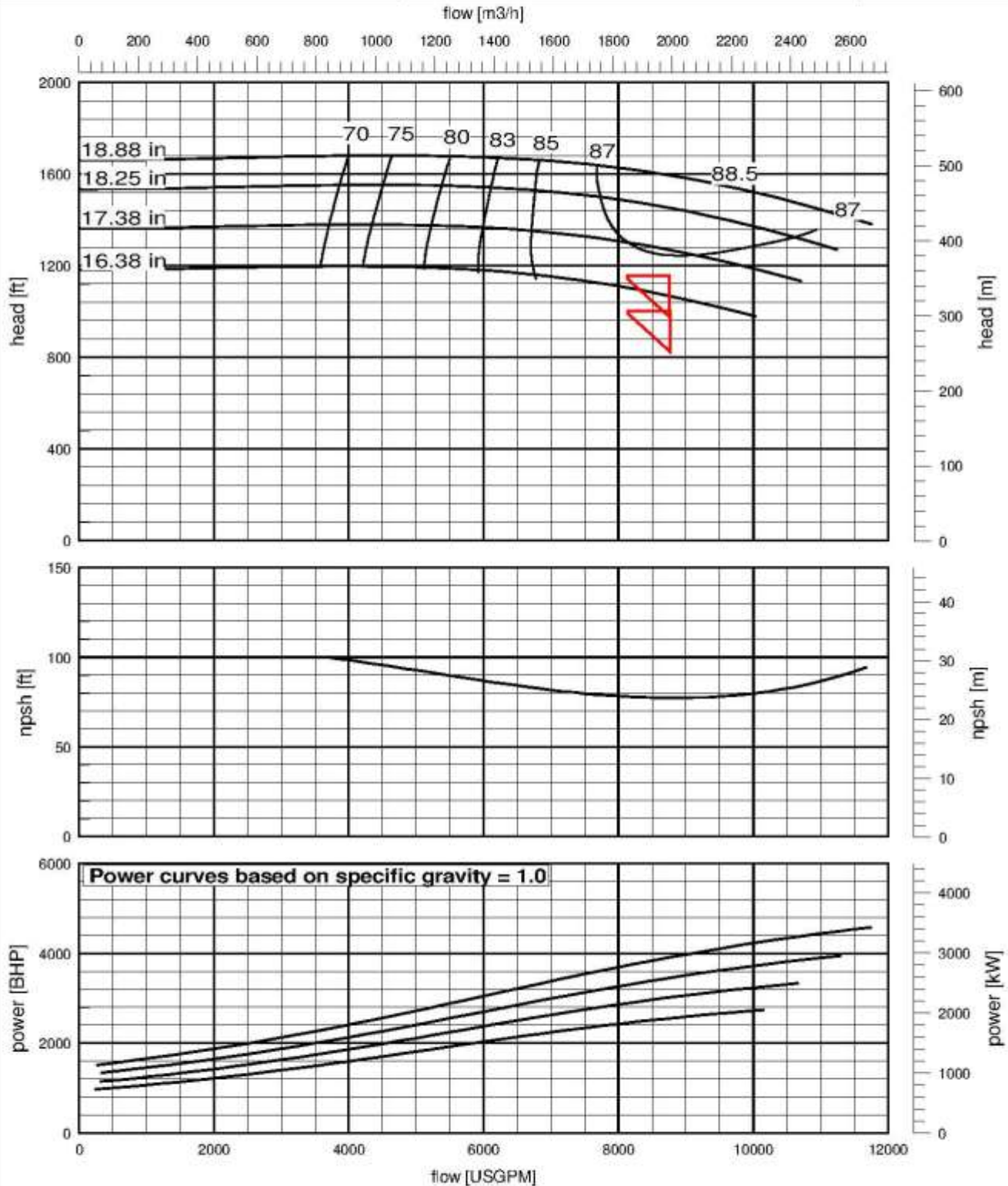


14 x 14 x 20B HSB

SULZER

Series 4.01 / 60Hz

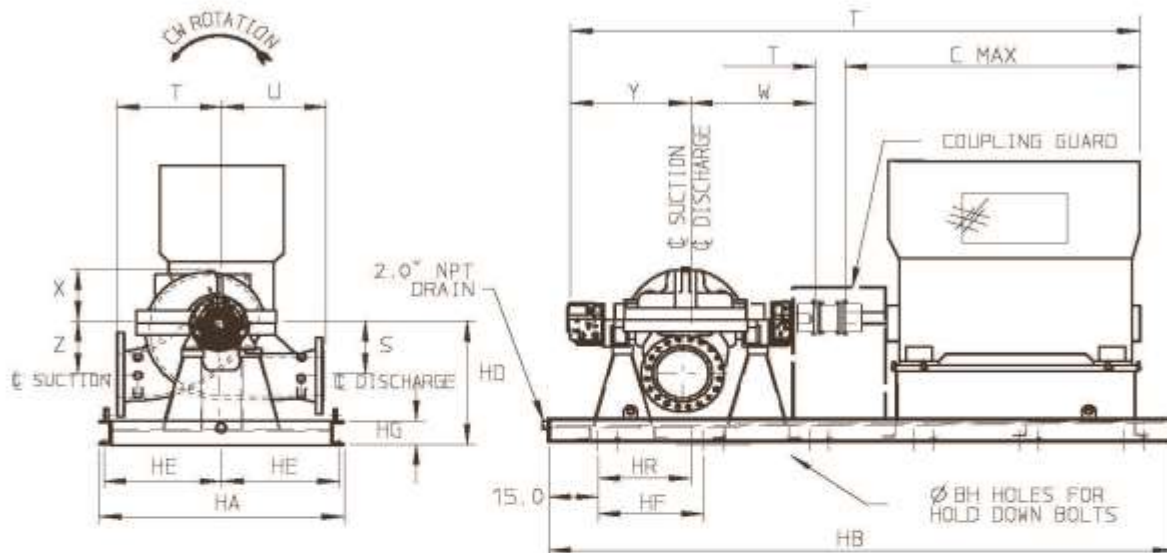
Curve No.	HB 143-1-1-00	Nss	9550 (185)	Speed 3560 rpm
Efficiency Basis	Sulzer Clearances	Ns	1390 (19)	
Max Solid		Rotation		



Rated Conditions			
Project		Item	
H =		Q =	P =
Calculated Efficiency =			NPSH _{3%} =
Issued: MLH / 30-April 2005			

SULZER
DIMENSIONAL DATA - TYPE HSB
Clockwise Rotation - Optional

Series	5.04	Page
DIMENSIONS		US
August - 07		D05



HSB Pump Sizes	C*	Y	W	S	Z	T	U	X	HD*	HR	HB*	HF*	HE*	HA*	HC*	HH*	HT	HG*	BW
10x14x16.5	126.0	33.9	34.2	12.5	12.5	27.5	25.0	14.0	38	40	228	39.5	31.5	66	201	6	7	8	3366
10x14x17.5	106.0	33.9	34.2	15.0	15.0	28.0	22.0	15.6	42	35	204	34.5	31.5	66	181	6	7	8	3142
10x14x20.62	136.0	33.2	33.4	12.0	15.0	26.0	28.0	17.0	38	40	234	40.5	34.5	72	210	6	7	8	3614
12x12x15.25	106.0	33.2	33.4	12.5	12.5	27.5	25.0	14.0	38	40	204	34.5	31.5	66	180	6	7	8	3112
14x14x12.5	104.0	34.9	35.2	15.5	14.5	30.0	25.0	15.3	44	42	210	36.0	34.5	72	181	6	7	10	3581
14x14x15	136.0	34.9	35.5	15.5	14.5	30.0	25.0	15.5	44	37	234	40.5	34.5	72	213	6	7	10	3865
14x14x15.5	136.0	33.2	33.4	15.5	14.5	30.0	25.0	15.3	44	42	240	42.0	34.5	72	210	6	7	10	3935
14x14x16.5	136.0	34.9	35.2	15.5	14.5	32.0	25.0	15.3	44	42	240	42.0	34.5	72	213	6	7	10	3935
14x14x17.5	136.0	34.9	35.2	15.5	14.5	32.0	25.0	15.0	44	40	240	42.0	34.5	72	213	6	7	10	3935
14x14x19	136.0	33.2	33.4	15.5	14.5	32.0	25.0	15.3	44	42	240	42.0	34.5	72	210	6	7	10	3935
14x14x20	104.0	35.2	35.4	17.5	17.5	32.0	32.0	17.5	46	42	210	36.0	40.5	84	214	6	7	10	3935
14x14x23	106.0	35.2	35.4	18.5	18.5	32.0	28.0	18.5	47	43	210	36.0	37.5	78	214	6	7	10	3935
16x16x18	136.0	44.6	42.0	20.0	20.0	42.0	33.4	16.0	52	46	252	44.5	46.5	96	232	6	8	10	5051
16x16x20	106.0	44.6	42.7	20.5	20.5	42.0	34.0	21.2	52	46	222	38.5	46.5	96	201	6	8	10	4620
16x16x20B	140.0	40.4	40.0	17.5	17.5	33.0	24.0	18.1	46	42	250	44.5	40.5	84	222	6	8	10	5201
16x16x20C	140.0	40.4	40.0	17.5	17.5	33.0	24.0	18.1	46	42	250	44.5	40.5	84	222	6	8	10	5201
16x16x21	106.0	44.6	42.7	20.5	20.5	42.0	34.0	21.6	52	46	222	38.5	46.5	96	201	6	8	10	4620

NOTES:

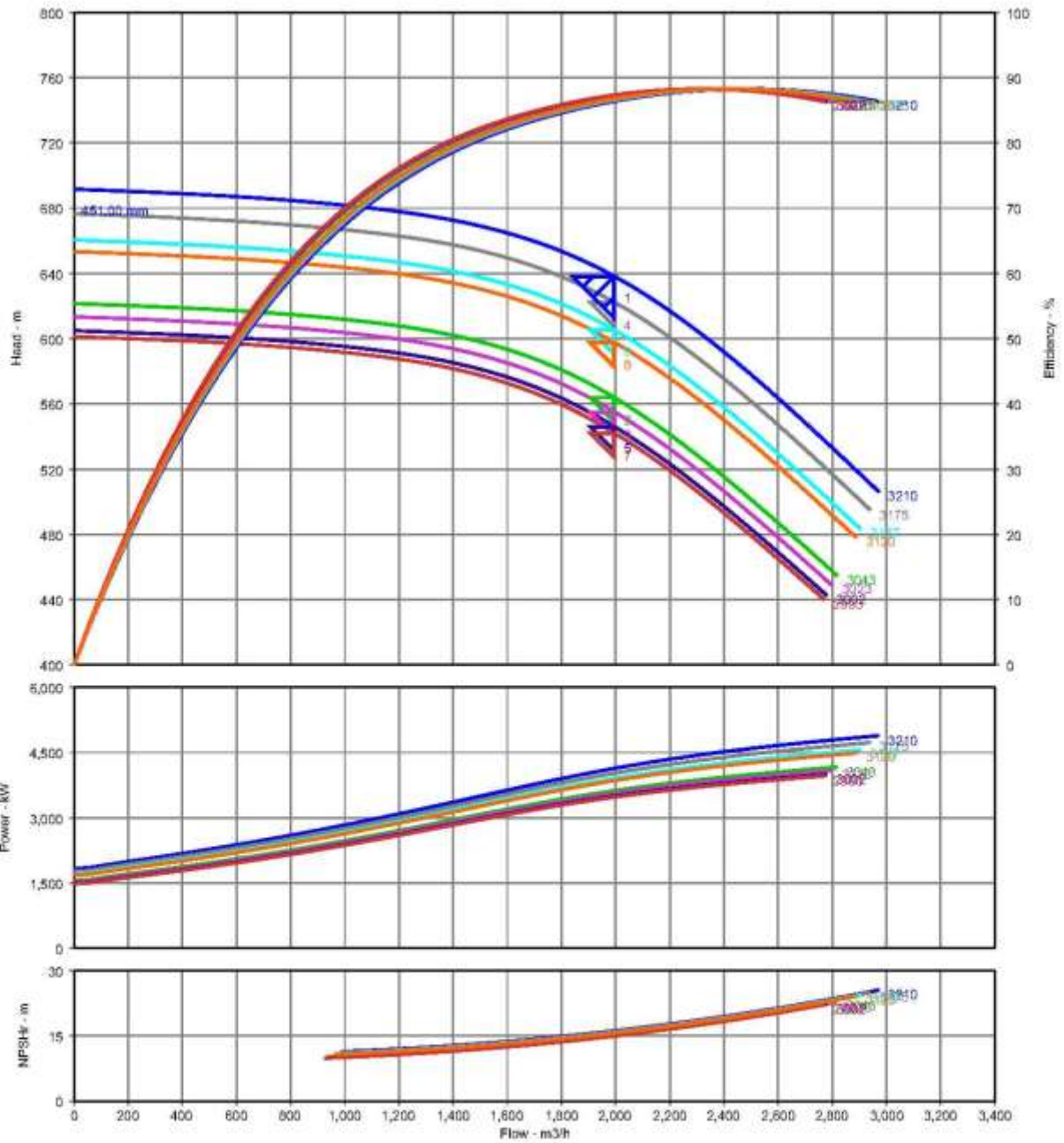
- Dimensions C, HD, HB, HF, HE, HA, HC, HG and HH may vary according to driver selection.
- Pumps can be offered with either Clockwise or Counter Clockwise Rotation; sense of rotation is based on looking from the driving end.
- All Dimensions are in inches and are for guidance only.
- Certified Drawings will be provided in all cases of actual construction.
- "BW" dimension is a nominal caseplate weight in lbs.
- Special piping or equipment may require changing base dimensions.
- "HD" dimension is based on 8.0 in. (203 mm) drain rim height.
- Pumps provided with NEMA taper (0.75 in / foot [19 mm / 304.8 mm] shaft extension standard).
- Sleeve/Ball bearings shown. Add 23.2 in. (591 mm) dimensions "Y" and "HC" for fan fitted to sleeve/ball and ball/ball bearings.
- Subtract 5.5 in. (140 mm) from dimensions "Y" and "HC" for ball/ball bearings.
- Add 11.5 in. (292 mm) to dimensions "Y" & "HC" for sleeve/pivot bearings with shaft driven LOP. Or, add 2.8 in. (71 mm) to "HC" for sleeve/pivot bearings without shaft driven LOP.

Centrifugal Pump Data Sheet					
Customer:	Claudia Viciana Forte			Sulzer Reference ID:	ESP.2454-SPA.15.0702
Project Name	STANDARDIZATION			Application Engineer:	María Camacho
Item Nr	4			Date:	18.10.2015
General Information					
1	Service	High Pressure Pumps 3			
2	Sulzer Type /Model	MSD D 14x14x1.5			
3	Quantity	1			
Operating conditions					
5	Liquid	Seawater			
6	Salinity (TDS)	ppm	40.000	(assumed)	
7	Temperature	°C	30	(assumed)	
8	Specific gravity at P.T.	kg/m3	1.030	(assumed)	
9			Max	Min	
10	Capacity	m3/h	1994	1994	
11	NPSH available	m	t.b.a	t.b.a	
12	NPSH required	m	16,12	14,95	
13	Suction pressure	bar g	t.b.a	t.b.a	
14	Discharge pressure	bar g	t.b.a	t.b.a	
15	Differential pressure	bar g	64,4	54,7	
16	Differential head	m	638	542	
17	Speed	rpm	3210	2993	
18	Efficiency ISO 9906 Gr.1E	%	86,4	87,3	
19	Pump input	KW	4132,4	3474,4	
20	Required Power	KW	4600		
Design & materials					
22	Suction	14" / ANSI 600#			
23	Position	Side			
24	Discharge branch size/rating	14" / ANSI 600#			
25	Position	Side			
26	Design	Axial split, between bearings, Double suction			
27	Bearings	Antifriction			
28	Lubrication	Oil			
29	Thrust balance	Thrust bearing			
30	Shaft seal	Mechanical Seal			
31	Seal flushing	Plan 11			
32	Rotation	Clockwise			
33	Coupling	Flexible			
34					
35	Performance curve	Attached			
36	Description	Brochure			
37	Dimensional drawing	Attached			
38					
39	Casing	A 890 Gr.5A			
40	Impeller	A 890 Gr.5A			
41	Wear ring	A 890 Gr.5A			
42	Shaft	UNS S32750			
43	Bearing housing	Carbon Steel			
Scope of supply					
44					
45	Pump with mechanical seal	included			
46	Coupling & guard	included			
47	Baseplate for pump & driver	included			
48	E-Motor 4600 kW; 6.6 kV; 50 Hz	included			
49					
50					
51					
52					
53					
54					
55					
56					
57					
58	Frequency converter	by others			
59	Packing & delivery ex works	included			
60	Delivery, months, ex works	12 months to confirm in case of firm inquiry.			

SULZER											
Multiple Conditions Datasheet											
Customer	: Claudia Viciana Forte			Quantity	: 1			Type / Size	: MSD-D 14x14x18.5CN		
Inquiry Number/ID	:			Sulzer Reference ID	: ESP.2454-SPA.15.0702-P0			Stages	: 2		
Item number	: 4			Date of Last Update	: 19 Oct 2015 12:24 PM			Speed, rated	: 3210		
Service	: HPP_3										
Condition #		1	2	3	4	5	6	7	8		
Description		-	-	-	-	-	-	-	-		
Temperature, max	deg C	20.00	20.00	20.00	20.00	20.00	20.00	20.00	20.00		
Fluid density, rated / max	kg/dm3	1.030 / 1.030	1.030 / 1.030	1.030 / 1.030	1.030 / 1.030	1.030 / 1.030	1.030 / 1.030	1.030 / 1.030	1.030 / 1.030		
Viscosity, rated	cSt	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00		
Primary condition		R	C	C	C	C	C	C	C		
Type / Size		MSD-D 14x14x18.5CN									
Stages		2									
Impeller diameter, rated	mm	451.00									
Flow, rated	m3/h	1,994.0	1,994.0	1,994.0	1,994.0	1,994.0	1,994.0	1,994.0	1,994.0		
Head, rated (requested)	m	638.0	563.8	554.9	822.3	548.0	805.4	542.0	597.5		
Suction pressure, rated / max	bar.g	0.00 / 0.00	0.00 / 0.00	0.00 / 0.00	0.00 / 0.00	0.00 / 0.00	0.00 / 0.00	0.00 / 0.00	0.00 / 0.00		
NPSH available, rated	m	Ample	Ample	Ample	Ample	Ample	Ample	Ample	Ample		
Speed, rated	rpm	3210	3043	3023	3175	3002	3137	2993	3120		
Selection status		Acceptable	Acceptable	Acceptable	Acceptable	Acceptable	Acceptable	Acceptable	Acceptable		
Cq/Ch/Ce/Cn [ANSI/HI 9.6.7-2010]		1.00 / 1.00 / 1.00 / 1.00	1.00 / 1.00 / 1.00 / 1.00	1.00 / 1.00 / 1.00 / 1.00	1.00 / 1.00 / 1.00 / 1.00	1.00 / 1.00 / 1.00 / 1.00	1.00 / 1.00 / 1.00 / 1.00	1.00 / 1.00 / 1.00 / 1.00	1.00 / 1.00 / 1.00 / 1.00		
Efficiency	%	88.4	87.1	87.2	88.5	87.3	88.7	87.3	88.8		
NPSH (3% head drop)	m	16.12	15.21	15.10	15.92	15.00	15.71	14.95	15.62		
Power, rated	kW	4.134	3.622	3.563	4.024	3.501	3.908	3.475	3.854		



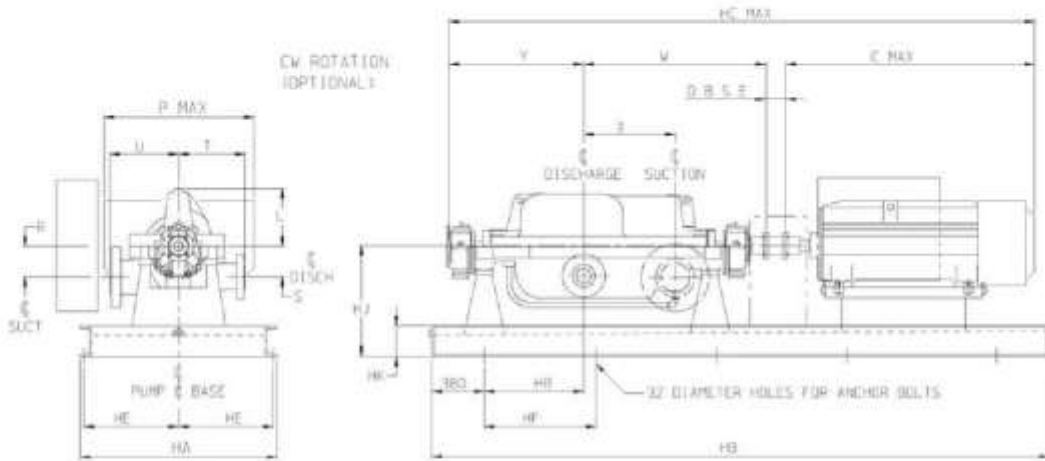
Multiple Conditions Curve



Customer	: Claudia Viciana Forte	Type / Size	: MSD-D 14x14x18.5CN
Inquiry Number/ID	:	Stages	: 2
Item number	: 4	Speed, rated	: 3210 rpm
Service	: HPP_3	Based on curve number	: MSD-727.191-51-11-02
Quantity	: 1	Efficiency	: 86.4 %
Sulzer Reference ID	: ESP.2454-SPA.15.0702-P0	Power, rated	: 4,134 kW
Date of Last Update	: 19 Oct 2015 12:24 PM	NPSH (3% head drop)	: 16.12 m
Flow, rated	: 1,994.0 m3/h	Viscosity	: 1.00 cSt
Differential head / pressure, rated	: 638.0 m	Cq/Ch/Ce/Cn [ANSI/HI 9.6.7-2010]	: 1.00 / 1.00 / 1.00 / 1.00
Fluid density, rated / max	: 1.030 / 1.030 kg/dm3	Submergence	: -

SULZER
DIMENSIONAL DATA - TYPE MSD
Pump and Base - CW Rotation
Double Suction

Series 5.04	Page
DIMENSIONS	ISO
March-12	D69



Pump is clockwise rotation (CW) as standard pump rotation as viewed from coupling end of pump shaft. See previous page for counterclockwise rotation (CCW).

Outline dimensions based on pumping cold water with a standard 50hz IEC 40°C Zone 1 motor. Variations in pumped product or environmental data will have a direct effect on package dimensions.

HH - Number of Base Hold Down Holes Each side equally spaced
 HF - Distance between Hold Down Holes

Dimensions based on ANSI Class 600# RF flanges

14x14x18.5 - Double Suction

Stage	X	Y	W	HR	C	P	HA	HE	HC	HB	HF	HH	HJ	HK	L	R	S	T	U	D mm	PUMP Wt (kg)	BASE Wt (kg)
2	349	994	1261	870	3600	1700	1900	912	6105	6500	825	8	1330	380	620	368	368	686	686	250	4840	3800

Notes:

- (1) All dimensions are mm and are for guidance only. DO NOT USE FOR ACTUAL CONSTRUCTION. Certified drawings will be provided for construction.
- (2) See Section "F" for baseplate descriptions and sizing procedures, or when additional equipment must be accommodated.
- (3) Special piping or equipment may require changing base dimensions.
- (4) Pumps provided with NEMA taper 19 mm (0.75 in.) on diameter / 305 mm (12 in.) shaft extension standard.
- (5) ADD 81 mm (3.2 in) to dimensions 'Y' & 'HC' for fan. (Ball/Ball or Sleeve/Ball bearings. Ball/Ball bearings shown.)
- (6) N/A
- (7) ADD 417 mm (16.4 in) to dimension 'Y' & 'HC' for Sleeve/Pivot bearings with shaft driven LOP or 196 mm (7.7 in) to 'Y' & 'HC' for Sleeve/Pivot bearings w/o shaft driven LOP.
- (8) ADD 51 mm (2.0 in) to dimension 'T' & 'U' for 900# flange or larger.
- (9) Base Plate weight is based on table above. Additional information on base plates in Section F, Base Plate pages. For Skid add 227 Kg (500 LBS).



Technical & Commercial Proposal

For

Claudia Viciano Forte

SWRO 20,000m³/d

PBVL-150909-XXX-00

September 9, 2015

1717 Doolittle Drive

San Leandro, California 94577 USA

Phone: +1 (510) 483-7370 Fax: +1 (510) 483-7371

www.energyrecovery.com





Product Description

The Energy Recovery Inc (ERI®) PX Pressure Exchanger® energy recovery device recovers hydraulic energy from the high-pressure reject stream from a reverse osmosis (RO) system and transfers it to low-pressure feedwater. In a typical RO system, pressurized feedwater from the PX® devices is pumped to the RO membranes by a Booster Pump. PX devices provide extremely high efficiency – up to 98 percent – and can reduce RO power costs by 60 percent, making it a great value. Among several advantages, PX technology gives the operator the flexibility to vary the RO system recovery rate to maximize process productivity and energy efficiency over a wide range of feed conditions.

The two most important measures of energy recovery device performance are energy transfer efficiency and concentrate-feedwater mixing. Arrays of PX Pressure Exchanger devices typically operate at greater than 95% efficiency where efficiency is computed with the following equation. HP, LP, in, and out refer to PX-array high-pressure and low-pressure feed and discharge streams.

$$\text{Efficiency} = \frac{((\text{HP out Pressure} \times \text{Flow}) + (\text{LP out Pressure} \times \text{Flow}))}{((\text{HP in Pressure} \times \text{Flow}) + (\text{LP in Pressure} \times \text{Flow}))}$$

The salinity at the membrane inlet of a RO system equipped with PX technology does not typically exceed the salinity of the system feedwater by more than 3% as a result of concentrate/feedwater mixing in the PX devices. RO system performance for the Project, which depends upon the feed and operating conditions, is detailed in the attached PX Power Model.

Compared to older turbine technologies, such as the Pelton Wheel, RO systems consume 15 to 30% less power with PX technology. Compared to other positive-displacement energy recovery devices, such as the DWEER units, PX devices offer higher reliability, durability and flexibility. PX technology is vibration and maintenance-free and provides smooth start-up and high performance operation. ERI offers rotary, isobaric devices made of state-of-the-art non-corrosive ceramics that are wear-free. With one moving part designed for high pressure applications and no foundational impact, PX technology includes a five-year warranty on ceramic components. For these reasons, PX

Detailed product design, performance and application information is provided in the attachments of this proposal and in the product Installation, Operations and Service (O&M) manual available on ERI’s website. ERI’s sales, engineering and service teams stand ready to answer any questions and help the Project to be successful.

With our current acquisition of Pump Engineering, we are also pleased to offer to our clients the highest efficiency high pressure pump and ERD solution in the market – a High Efficiency Integrated Power Solution. The Multi-Stage Reverse Osmosis (AquaBold) Pump is the most efficient multi-stage centrifugal RO pump available. It is has the lowest total life cycle cost of pumps in its category. In conjunction with the PX technology, ERI can provide you with a complete energy efficient package solution for your desalination needs. Please refer to the attached proposal.



COMMERCIAL PROPOSAL

Proposal ref. number

PBVL-150909-XXX-00

Price Listings	# Units / Train	# RO trains	Discounted Unit Price	Total Qty of Units	Total Discounted Price
Product					
PX Assembly Model					
PX-Q300 Pressure Exchanger energy recovery devices, installation manual and dimensioned drawings.	18	1	\$ 33.000,00	18	\$ 594.000,00
Spare Parts, Tools & Kits					
20033-01 Quadribaric Series Spare Parts Kit	9	1	\$ 161,19	9	\$ 1.450,70
20037-01 Quadribaric Series Tool Kit	1	1	\$ 750,64	1	\$ 750,64
Field Service Support					
	Qty				
On-site Support and Training Days	-	-	\$ 1.000,00	0	\$ -
Travel Days	-	-	\$ 550,00	0	\$ -
<i>*TRAVEL & EXPENSES - EXCLUDED (TO BE BILLED)</i>					
Total Price in US DOLLAR, EX-FACTORY					Discount Price
					\$ 596.201,34

Delivery Time: (Lead Time starts counting upon the receipt of Signed Sales Order Confirmation.)

Pressure Exchanger:

12-14 weeks EX-Works

Terms of payment

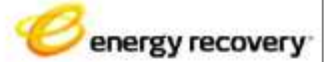
International Orders: Credit approval needed on credit terms other than L/C At Sight and Prepaid. Price does not include customs legalization, shipping (Unless agreed above), taxes, or duties. ERI standard packing is included. Orders processes but not taken possession of by Buyer by delivery date may be subject to warehousing fee or returned to inventory.

Documents: All documents (quality, engineering, etc.) to be provided in English.

Witness Testing: Not included, should this become a requirement, it would represent an additional cost & lead time.

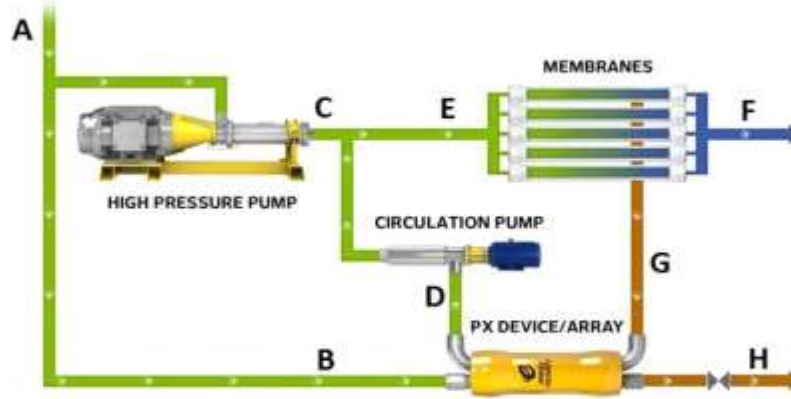
Product testing: According to ERI's standard IPP (Inspection Point Programs) and FAT (Factory Acceptance Test). Should you need to check on this information, please ask to your ERI representative. Any required deviation from ERIs standard IPPs and FATs need to be approved and valued in advance.

Crating (ocean shipment): Not included, please consider an additional fee of 1% value of the order for booster pumps and PX crating.



PX® Energy Recovery Device System Analysis

PBVL-150909-XXX-00



		A	B	C	D	E	F	G	H
FLOW	US gpm	8.780	5.046	3.735	5.046	8.780	3.688	5.093	5.093
	m ³ /hr	1.994	1.146	848	1.146	1.994	838	1.157	1.157
	m ³ /day	47.857	27.501	20.356	27.501	47.857	20.100	27.757	27.757
PRESSURE	psi	35	35	861	835	861	0	848	22
	bar	2.0	2.0	59,4	57,6	59,4	0,0	58,5	1,5
QUALITY	ppm	38.000	38.000	38.000	40.534	39.882	127	68.669	67.149

PX DEVICE ARRAY		
PX model		PX-Q300
Number of PX units	quantity	18
PX unit flow	m ³ /hr	64,3
PX lubrication per array	m ³ /hr	10,7
PX lubrication flow	%	0,9%
Differential pressure HP side	bar	0,9
Differential pressure LP side	bar	0,9
PX efficiency	%	96,1%
PX mixing at membrane feed	%	2,3%
Operating capacity	%	94,3%
PX Power Savings	kW	2077,3
Estimated CO ₂ Savings	tons/year	10,731

HIGH PRESSURE PUMP		
Pump efficiency	%	88%
Motor efficiency	%	96%
Power consumed	kW	1.590,7

CIRCULATION / BOOSTER PUMP		
ERI PX booster pump model	50 Hz	
Number of PX booster pumps	quantity	
Pump efficiency	%	87%
Motor efficiency	%	95%
VFD efficiency	%	97%
Power consumed	kW	71,7

SYSTEM FEED PUMP		
	kW	0,0


Notes:

ERI PX device and circulation pump selection is based upon assumptions not stated here. Please refer ERI sales personnel for additional information.

INPUT DESCRIPTIONS	0 years	INPUTS
Units Metric or English	M or E	M
Manual or auto efficiencies	m or a	a
Permeate flow	m ³ /day	20.100
RO recovery rate	%	42,0%
RO feed pressure	bar	59,4
Membrane differential pressure	bar	0,9
PX LP discharge pressure	bar	1,5
Feedwater salinity	mg/l	39.000
Motor power Hz	50 or 60	50
Currency	type	\$
Cost of power	\$/kWh	0,10
Temperature	°C	22
HP pump efficiency	%	
HP pump motor efficiency	%	
Circulation pump efficiency	%	
Circulation pump motor efficiency	%	
Circulation pump VFD efficiency	%	
PX device design margin	%	

PX SYSTEM POWER RESULTS		
Total power consumption	kW	1.662
Specific power consumption	kWh/m ³	1,98
Specific power consumption	kWh/kgal	7,5
Power cost saved with PX	\$/year	\$ 1819737

Warnings	NONE		
Suggestions	NONE		

		1717 Doolittle Dr. San Leandro, CA 94577, USA Phone: 1-510-483-7370 FAX: 1-510-483-7371		Energy Recovery, Inc. Specifications Sheet PX-Q300		REV	BY	CKD	REVISION	DATE
		DESCRIPTION: TECHNICAL DATA SHEET, POSITIVE DISPLACEMENT ENERGY RECOVERY DEVICE		Sheet Page 1 of 1 Document number: 80315-01		1	RBC	RAB	General update	2/13/2012
						2	RBC	RAB	Corrected typo	3/13/2012
						3	RAB	RBC	Updated logo & Material for LP ports	8/28/2014
						4	RAB	RBC	Updated PN	2/2/2015
1. Part number		40037		2. Service		3. Reference				
OPERATING CONDITIONS	4	Liquid	Seawater	46	Performance	Standard				
	5	Operating Temperature	33°F-120°F (0.6-49°C)	47	Case Hydrotest	Standard				
	6	Max. Temperature	120°F (49°C)	48	Rotation Speed Test	Standard				
	7	Specific Gravity	1.03	49	Die Penetrant Test (ceramics)	Standard				
	8	Viscosity	1.060 cP @ 70°F (21.1°C)	50	Cavitation Test	Standard				
	9	Flow range	200 - 300 gpm (45 - 68m3/h)	51	Witnessed Test	Optional				
	10	Maximum High-Pressure Inlet Flow	300 gpm (68 m3/h)	52						
	11	Maximum Low-Pressure Outlet Flow	300 gpm (68 m3/h)	53						
	12	Maximum Inlet High Pressure	1200 psi (82.7 bar)	54						
	13	Maximum Inlet Low Pressure	145 psi (10 bar)	55						
PERFORMANCE	14	Minimum Discharge Pressure	12 psi (0.8 bar)	56						
	15	Filtration Requirement (Nominal)	20 µm	57						
	16			58	Outside Dimensions	Standard				
	17			59	Internal Components	Standard				
	18			60	Housing Dimensions	Standard				
	19			61	Ceramic Dimensions	Standard				
	20	Peak Efficiency	98%	62	Material Certificates	Standard				
	21	Maximum High Pressure Differential	14.5 psi (1 bar) @ 300 gpm	63	Visual	Standard				
	22	Maximum Low Pressure Differential	14.5 psi (1 bar) @ 300 gpm	64	Packing and Crating	Standard				
	23	Maximum Lubrication Flow	4.4 gpm (1 m3/h) @ 300 gpm	65						
MATERIALS	24	Maximum Rotational Speed	800 rpm @ 300 gpm	66						
	25	Maximum Salinity Increase at Membranes	3% @ 40% Recovery	67						
	26	Noise Per ISO 3744	Less Than 85 dB(A)	68						
	27	Warranted Efficiency***	97.2%	69						
	28	Housing**	GRP	70	PX-Q300 unit Shipping Dimensions	47x17x17 inch 119x43x43 cm				
	29	Rotor, Sleeve, Endcover Assembly	Ceramic-alumina		PX-Q300 unit Shipping Weight	210 lbs. (95 kg)				
	30	Low Pressure Inlet Port Fitting	Superduplex (S32750 OR S32760)	71	Dry PX-Q300 unit weight	200 lbs. (91 kg)				
	31	Low Pressure Outlet Port Fitting	Superduplex (S32750 OR S32760)	72	Cartridge Shipping Dimensions	20x12x12 inch 51x31x31 cm				
	32	High Pressure Inlet Port Fitting	Superduplex (S32750 OR S32760)	73	Cartridge Weight	49 lbs. (22 kg)				
	33	High Pressure Outlet Port Fitting	Superduplex (S32750 OR S32760)	74	Shipping and Storage Temperature	33°F-120°F (0.6-49°C)				
PIPING CONNECTIONS	34	Internal Low Pressure Interconnector	Titanium	75						
	35	Fasteners/Hardware (non-wetted)	316SS	76						
	36	Tension Rod Assembly*	AL-6XN* / C-276	77						
	37	O-rings	EPDM	78	Internal Volume	830 in ³ (13,601 cm ³)				
	38			79	Wet Weight	230 lbs. (104 kg)				
	39	Low Pressure Inlet Port Fitting	4" (DN100) Grooved-end Flexible Pipe Coupling	80						
	40	Low Pressure Outlet Port Fitting	3" (DN80) Grooved-end Flexible Pipe Coupling	81						
	41	High Pressure Inlet Port Fitting		82						
	42	High Pressure Outlet Port Fitting		83						
	43			84						
44										
45										
*AL-6XN is a registered trademark of Allegheny Ludlum **Housing designed in accordance with the engineering standards of the Boiler and Pressure Vessel Code of the American Society of Mechanical Engineers. ***The standardized efficiency test is conducted under conditions of balanced flow, 1000psi pressure and the mid-flow for the PX model under test. ERI RESERVES THE RIGHT TO MAKE SPECIFICATION CHANGES AT ANY TIME WITHOUT PRIOR NOTICE.										
PRICE: sales@energyrecovery.com										
MANUFACTURER: Energy Recovery Inc					MODEL: PX-Q300					



1717 Doolittle Dr.
San Leandro, CA
94577, USA
Phone: +1(510)483-7370
Fax: +1(510)483-7371

ENERGY RECOVERY, INC.
PX-Q300

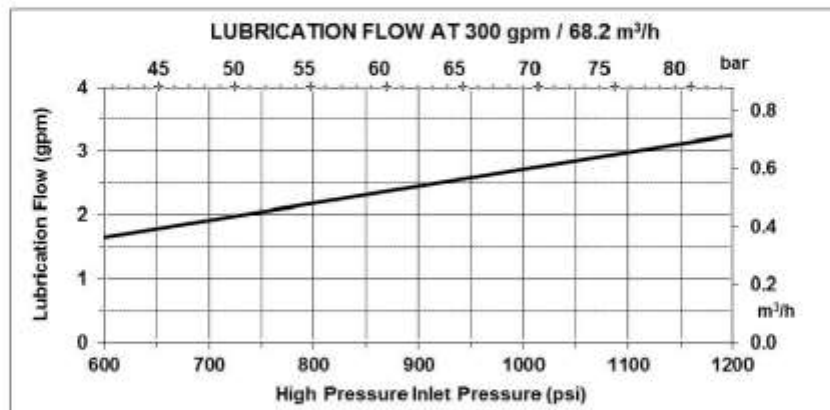
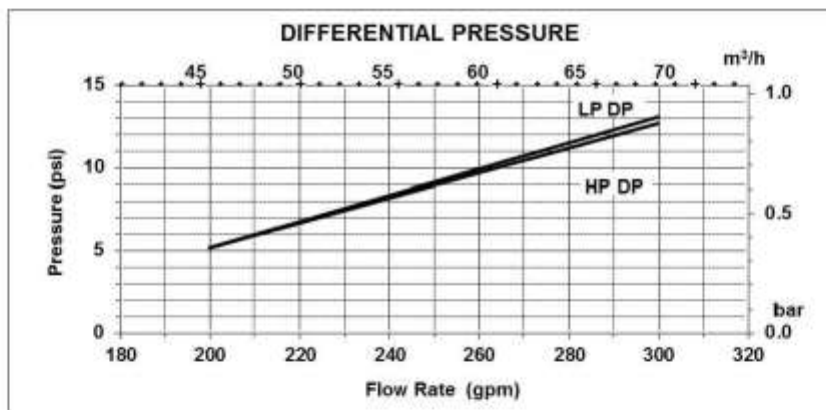
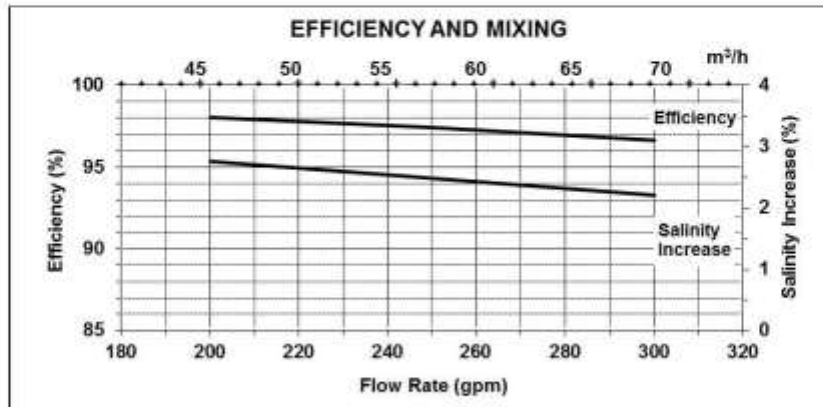
REV	BY	CKD	REVISION	DATE
0	JLA	APT	Initial Release	1/19/12

SHEET
1 of 1

DOCUMENT NUMBER
80328-01 Rev 0

MANUFACTURER
ERI

PERFORMANCE CURVES, POSITIVE
DISPLACEMENT ENERGY RECOVERY
DEVICE



NOTE: See ERI document number 80008-01 for definitions and test conditions.

Energy Recovery Inc



Quotation

09 Sep 2015

Claudia Viciana Forte

Edificio Torre Urbis c/ Ombu 3, 3 Planta
Madrid 28045

Attn: Claudia Viciana Forte

Project: SWRO 20000m3d
Your reference:

Quotation number:
Revision:

TVL-150909-XXX-00
0

We thank you for your above referenced inquiry, and are pleased to submit our quotation for your consideration.

Please see the next page for a summary of our offer. Full details can be found in subsequent pages.

We hope you find our quotation in line with your requirements. However, if you have any questions, please do not hesitate to contact us.

Sincerely,

Vicky Lopez-Feliu
Sales Manager, Desalination
Energy Recovery Inc
Email: VLopezFeliu@energyrecovery.com
Mobile: +34 659 542 634



Customer Price Sheet Details

Customer	Claudia Viciana Forte		
Item number	002		
Customer reference		Quote number	TVL-150909-XXX-00

Totals


Grand Total	\$ 319,369.29	Lead Time Total	40 wks
Turbo Total	\$ 319,369.29		
Commissioning Total	\$ 0.00		


Turbo

Qty	Description	Unit Price	Extended Price
1	Turbo: AT 7800	\$ 316,207.22	\$ 316,207.22
	TurboCharger		
	Material of Construction		
	Material Class: Super Duplex SS 2507		
	Material of Construction: It is the responsibility of the Buyer to specify the correct equipment material of construction. ERI encourages all Buyers to read Technical Bulletin 80436-01.		
	Component Materials		
	Rotating Assembly Material: Super Duplex SS 2507	Included	Included
	Bearing Material: Carbon Graphite	Included	Included
	Thrust Line Material: Super Duplex SS 2507	Included	Included
	Aux Line Material: Super Duplex SS 2507	Included	Included
	Aux Valve Material: Super Duplex SS 2507	Included	Included
	Bolting Materials (non-wetted): 316 SS	Included	Included
	Volute Insert Material: PET-P	Included	Included
	Thrust Bearing Type: ERI Thrust Bearing	Included	Included
	TurboCharger Connections		
	Pump Side Connections: Grooved-end Flexible	Included	Included
	Turbine Side Connections: Grooved-end Flexible	Included	Included
	Baseplate Type		
	Baseplate Material: None		
	Testing		
	Testing Details		
	Hydro-Testing : Non-Witness	Included	Included
	Hydraulic Performance: Non-Witness	Included	Included
	Noise (Information only): None		
	Vibration: None		
	Material Certifications: Standard Chemical Material Certifications	Included	Included
	NDT Testing: None		
	PMI: None		
	Optional Tests: None		
	Crating		
	Crating Details		
1	Crating: Export Crating	\$ 3,162.07	\$ 3,162.07
	Shipping		
	Shipping Details		
	Shipping method: Ex-work	Included	Included
Turbo Total			\$ 319,369.29

Commissioning

Qty	Description	Unit Price	Extended Price
	Commissioning Services Required: No		
Commissioning Total			\$ 0.00

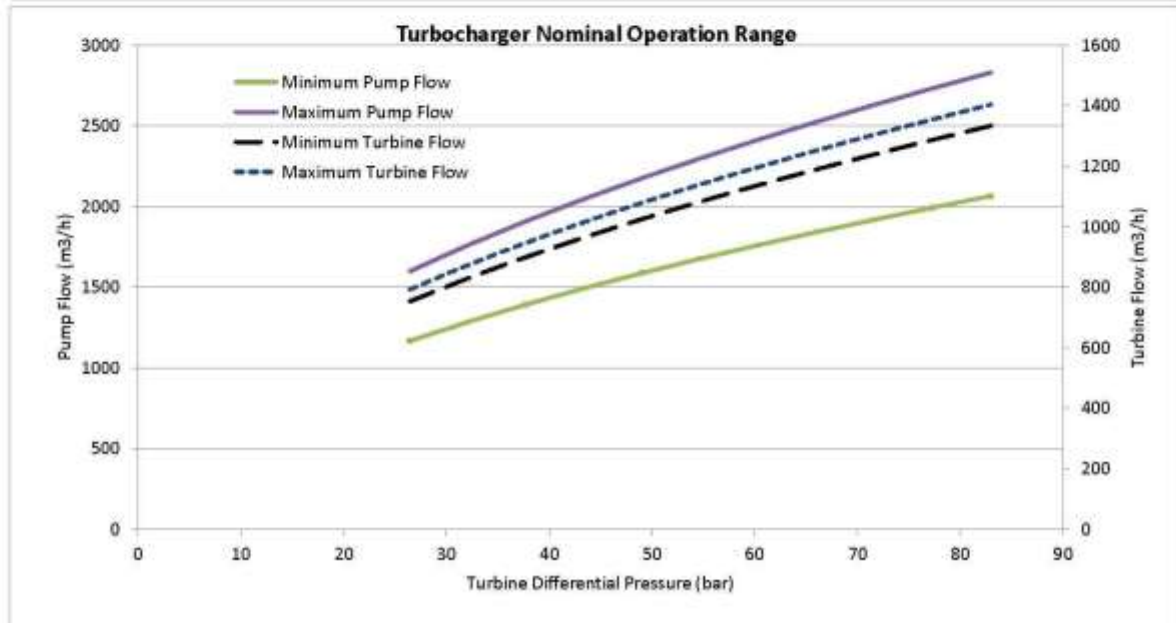
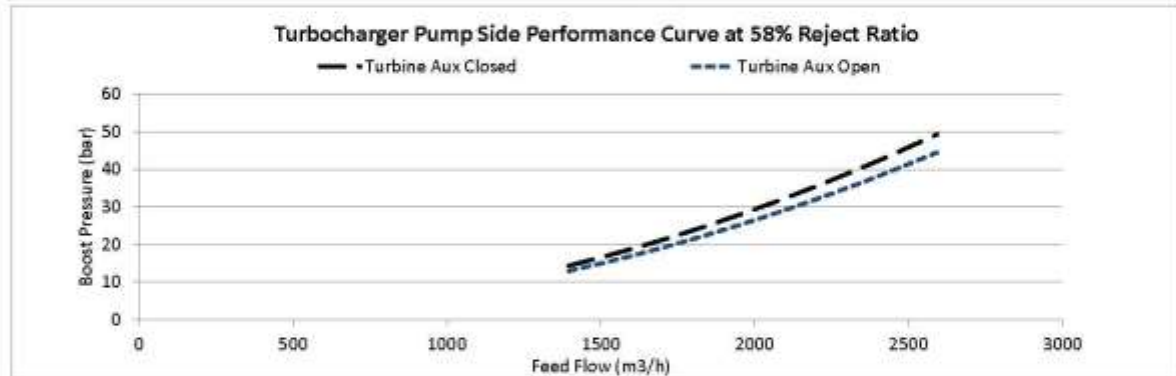
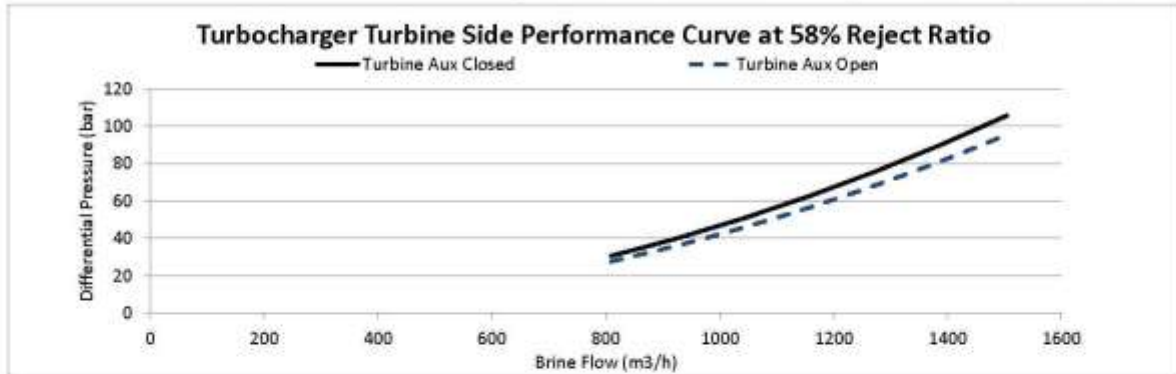
1717 Doolittle Drive San Leandro CA 94577 energyrecovery.com P 510.483.7370 F 510.483.7371				Energy Recovery, Inc. Turbocharger Specifications Sheet AT-7800		REV	BY	CKD	DESCRIPTION	DATE	
DESCRIPTION: TECHNICAL DATA SHEET, CENTRIFUGAL ENERGY RECOVERY DEVICE				Sheet Page 1 of 1		0	ERK	RBC	Initial Release	10/1/12	
				Document number: 80386-01							
1. Part number		S/N:		2. Service		3. Reference					
OPERATING CONDITIONS	4	Liquid	Seawater/Concentrate	38	TESTS	Performance	Standard				
	5	Operating Temperature	33°F-120°F (0.6-49°C)	39		Case Hydrotest	Standard				
	6	Max. Temperature	120°F (49°C)	40		Balance Test Rotating Assy	Standard				
	7	Specific Gravity (Nominal)	1030 kg/m3	41		Witnessed Test	Optional				
	8	Allowable Hydraulic Envelope	See Turbocharger Projection	42		Certified Test Data	Optional				
	PERFORMANCE	9	Maximum Turbocharger Operating Pressure	1200 psig (82.7 bar)	43	INSPECTION	Outside Dimensions	Standard			
		10	Maximum Outlet Low Pressure, Turbine-Side	N/A	44		Internal Components	Standard			
		11	Minimum Exhaust Pressure	14.5 psig (1.0 bar)	45		Casing Dimensions	Standard			
		12	Filtration Requirement (Nominal)	10µm	46		Bearing Dimensions	Standard			
		13	Bearing Lubrication	Process Lubricated	47		Visual	Standard			
		14	Peak Efficiency	Contact ERI	48		Packing and Crating	Standard			
		15	Maximum Boost Pressure	Contact ERI	49		Material Certificates	Optional			
		16	Maximum Salinity Increase at Membranes	0%	50						
17		Nominal Sound level	85 dBA	51							
18				52							
19				53							
20				54							
MATERIALS		21	Casing	Duplex 2205	55		SHIPPING WEIGHT & DIMENSIONS	Estimated Unit Weight	5500lbs. (2494.8kgs.)		
	22	Rotating Assembly	Duplex 2205	56	Unit Dimensions	SEE DRAWING					
	23	Bearings	Carbon Graphite	57	Estimated Shipping Weight	5621lbs. (2550 kgs.)					
	24	Fasteners/Hardware (non-wetted)	316SS	58	Estimated Shipping Dimensions	57" x 44" x 50"					
	25	O-rings	EPDM	59							
	26	Thrust Line Assembly	Duplex 2205 or better	60							
	27	Auxiliary Line & Fittings	Duplex 2205 or better	61							
	28	Auxiliary Valve	Duplex 2205 or better	62							
	29	Volute Inserts	PET-P	63							
	30			64							
PIPING CONNECTIONS	31	Pump-Side Inlet Port Fitting	10" Grooved-end Flexible Pipe Coupling	65	* OPTIONAL	*Complete Unit (wetted parts)	Super Duplex 2507				
	32	Pump-Side Outlet Port Fitting		66		*Pipe Connections	Flanges				
	33	Turbine-Side Inlet Port Fitting	8" Grooved-end Flexible Pipe Coupling	67							
	34	Turbine-Side Outlet Port Fitting		68							
	35			69							
	36			70							
	37			71							
Notes: Flow capacities are typical or nominal for the selected model. Variations in pressures may shift the flow capacities up or down. Please contact ERI for final sizing. ERI reserves the right to make specification changes at any time without prior notice.											
PRICE: sales@energyrecovery.com					Authorization:						
MANUFACTURER: Energy Recovery Inc					MODEL: AT-7800						



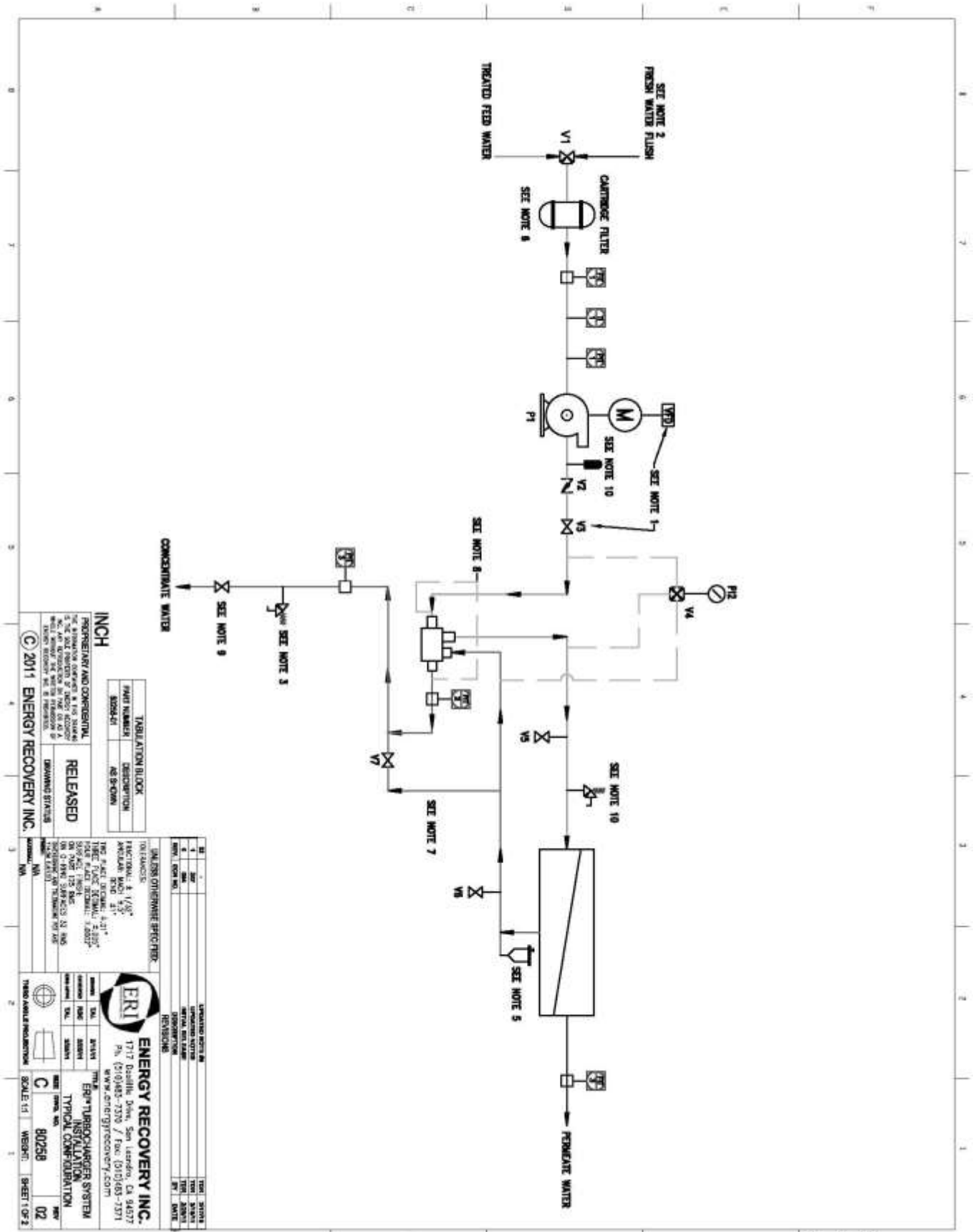
CENTRIFUGAL TURBOCHARGER PERFORMANCE CURVES

Date:	09/09/2015
Customer:	Claudia Viciana Forte
Project:	SWRO 20,000m3/d
Order No.:	
Serial No.:	
Model:	AT 7800

Condition #	Design	English	Metric
Feed Flow (gpm / m3/h):		8779,4	1994,04
Brine Flow (gpm/ m3/h):		5092,0	1156,54
Suction Pressure (psig / barg):		29,0	2,00
Membrane Pressure (psig / barg):		952,7	65,70
Brine Pressure (psig / barg):		938,2	64,70
Exhaust Pressure (psig/barg):		31,9	2,20
Bypass (gpm/ m3/h)		0,0	0,00
Turbo Efficiency (%)		80,30%	80,30%
Auxiliary Valve Position		Closed	Closed
Turbo Reject Ratio (%)		58,00%	58,00%
Turbo Boost Pressure (psig/ barg):		422,1	29,11



Notes: Quoted efficiency is for the design point only. Efficiency will vary throughout the entire hydraulic envelope.



INCH

FRAGMENTARY AND CONSERVATIVE
 5% MAX. REDUCTION OF MESH SIZES
 5% MAX. INCREASE IN MESH SIZES
 5% MAX. INCREASE IN MESH SIZES
 5% MAX. INCREASE IN MESH SIZES

© 2011 ENERGY RECOVERY INC.

TUBULATION BLOCK	
PART NUMBER	DESCRIPTION
80258-01	AS SHOWN

RELEASED	
DATE	BY
12/11/11	AS SHOWN

DRAWING DETAILS	
DATE	BY
12/11/11	AS SHOWN

GENERAL NOTES	
1.	SEE NOTE 1
2.	SEE NOTE 2
3.	SEE NOTE 3
4.	SEE NOTE 4
5.	SEE NOTE 5
6.	SEE NOTE 6
7.	SEE NOTE 7
8.	SEE NOTE 8
9.	SEE NOTE 9
10.	SEE NOTE 10

ENERGY RECOVERY INC.	
1717 Basille Drive, San Leandro, CA 94677	TEL: 510.885.7338
P.O. Box 10000, San Leandro, CA 94677	FAX: 510.885.7337
www.energyrecovery.com	

ENERGY RECOVERY INC.	
1717 Basille Drive, San Leandro, CA 94677	TEL: 510.885.7338
P.O. Box 10000, San Leandro, CA 94677	FAX: 510.885.7337
www.energyrecovery.com	

ENERGY RECOVERY INC.	
1717 Basille Drive, San Leandro, CA 94677	TEL: 510.885.7338
P.O. Box 10000, San Leandro, CA 94677	FAX: 510.885.7337
www.energyrecovery.com	

8 BIBLIOGRAFÍA

- Abengoa. 2015.** ¿Cómo está distribuida el agua del planeta? Enero de 2015. <http://www.laenergiadelcambio.com/como-esta-distribuida-el-agua-del-planeta>.
- . **2014.** Conceptos básicos que debe saber sobre el agua desalada. Diciembre de 2014. <http://www.laenergiadelcambio.com/conceptos-basicos-que-deber-saber-sobre-el-agua-desalada>.
- Acuamed. 2007.** *La Desalinización en España*. s.l. : Ministerio de Agricultura, Alimentación y Medio Ambiente; Gobierno de España, 2007.
- American Water Works Association (AWWA). 2002.** *Calidad y tratamiento del agua*. Madrid : McGraw Hill, 2002.
- Chillón Arias, María Fernanda. 2009.** *Reducción de boro en aguas procedentes de desalación*. Alicante : s.n., 2009.
- Dow Chemical Company.** <http://www.dow.com>.
- Ecoagua. 2009.** *Desalación mediante compresión de vapor*. s.l. : Ecoagua Ingenieros, 2009.
- . **2009.** *Desalación mediante electrodiálisis*. s.l. : Ecoagua Ingenieros, 2009.
- . **2009.** *Desalación mediante evaporación instantánea multietapa*. s.l. : Ecoagua Ingenieros, 2009.
- . **2009.** *Desalación mediante evaporación multiefecto en tubos horizontales*. s.l. : Ecoagua Ingenieros, 2009.
- Energy Recovery, Inc.** <http://www.energyrecovery.com/>.
- . *PX Power models definitions*. 80443-01.
- . *Technical bulletin ERI Turbocharger bypass valve*. 80386-01.
- Fariñas Iglesias, Manuel. 1999.** *Ósmosis inversa. Fundamentos, tecnología y aplicaciones*. s.l. : McGraw-Hill, 1999.
- Flowserve.** *Equipos para sistemas de desalinización mediante ósmosis inversa*.
- Hernández Suárez, Manuel. 2015.** *Tablas para la evaluación del funcionamiento de las plantas desaladoras de agua de mar de ósmosis inversa*. 2015.
- Hidalgo Montesinos, Asunción María. 2006.** *Desalación de aguas ósmosis inversa. Implicaciones medioambientales y lucha contra la sequía*. 2006.
- Martínez Lezaun, Andrés. 2014.** *Diseño de una planta desaladora en el municipio de Telde (Canarias)*. Navarra : s.n., 2014.
- Martínez Morales, Francisco y María, Sánchez Sánchez Juan. 2005.** *Mejora de la eficiencia energética en plantas desaladoras: nuevos sistemas de recuperación de energía*. s.l. : Ingeniería y territorio, 2005.
- Martiz Vega, Patricio. 2014.** *Desalación para procesos industriales*. Chile : s.n., 2014.
- Medina San Juan, José Antonio. 1999.** *Desalación de aguas salobres y de mar. Ósmosis inversa*. s.l. : Mundi Prensa, 1999.
- Ruiz Jiménez, Miguel Ángel. 2014.** Situación Global de la Desalación. [En línea] 26 de Febrero de 2014. <http://www.eoi.es/blogs/miguelangelruizjimenez/2014/02/26/situacion-global-de-la-desalacion>.
- Salas Orta, Jorge. 2014.** Análisis de configuraciones del proceso O.I en desalación. 2014.
- Sánchez, Juan María, y otros. 2009.** *Guía de Desalación: aspectos técnicos y sanitarios en la producción de agua de consumo humano*. s.l. : Ministerio de Sanidad y Política Social, Secretaria General Técnica, 2009.
- Torres Corral, Miguel. Jefe del Área de Calidad de Aguas, Centro de estudios y Experimentación de Obras Públicas (CEDEX).** *La desalación de agua de mar, ¿Recurso hídrico alternativo?*
- Zeco Turbine.** Zeco Turbine. <https://www.zeco.it/zeco-turbinas/turbina-pelton/?lang=es>.

