



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA



**EFICIENCIA DEL PRE TRAMIENTO DE FILTRACIÓN DIRECTA SOBRE
ÓSMOSIS INVERSA EN UNA PLANTA PILOTO**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

INGENIERO QUÍMICO

P R E S E N T A:

WALTER GARCÍA ESTRADA

Director de tesis: Dra. Rosa María Ramírez Zamora



**INSTITUTO
DE INGENIERÍA
UNAM**

México, D.F.

2010



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
ZARAGOZA
JEFATURA DE LA CARRERA DE INGENIERÍA
QUÍMICA

OFICIO: FESZ/JCIQ/005/10

ASUNTO: Asignación de Jurado

ALUMNO: GARCÍA ESTRADA WALTER
P R E S E N T E

En respuesta a su solicitud de asignación de jurado, la jefatura a mi cargo, ha propuesto a los siguientes sinodales:

PRESIDENTE	I. Q. Rafael Coello García
VOCAL	Dra. Rosa María Ramírez Zamora
SECRETARIO	I. Q. Alejandro Juvenal Guzmán Gómez
SUPLENTE	M en C. Fausto Calderas García
SUPLENTE	M. en I. Cresenciano Echavarrieta Albiter

Sin más por el momento, reciba un cordial saludo.

A T E N T A M E N T E
"POR MI RAZA HABLARÁ EL ESPÍRITU"

México D. F., a 19 de Marzo de 2010

JEFA DE LA CARRERA

I. Q. ZULA GENNY SANDOVAL VILLANUEVA



Agradecimientos

*"Hay una fuerza motriz más poderosa que el vapor,
la electricidad y la energía atómica: la voluntad".*

Albert Einstein

Son muchas las personas, todas especiales en diferentes formas que me gustaría agradecer su amistad, apoyo, ánimo y compañía en las diferentes etapas de mi vida. Algunas están aquí conmigo y otras en mis recuerdos, sin importar donde estén o si alguna vez lleguen a leer estas dedicatorias quiero darles las gracias a todos por formar parte de mí y por todo lo que me han brindado.

Gracias especialmente a mis padres y hermana, a toda mi familia, a mi novia y amigos, por haberme dado su apoyo, amor y comprensión para llegar hasta aquí.

A la Universidad Nacional Autónoma de México y en especial a la Facultad de Estudios Superiores Zaragoza por permitirme realizar allí mis estudios y formar parte de esta institución.

A mis profesores de licenciatura y también a todos los que me formaron a lo largo de mi etapa escolar, por sus enseñanzas y consejos.

Al Instituto de Ingeniería de la UNAM y a la Dra. Rosa María Ramírez Zamora, por haberme dado la oportunidad de realizar este trabajo en sus instalaciones, por su tiempo y ayuda.

Al I.Q. Oswaldo Cerón, por haberme permitido realizar este trabajo junto con él, por su gran ayuda, consejos y amistad.

Walter García Estrada

RESUMEN	10
INTRODUCCIÓN	12
OBJETIVO GENERAL	14
OBJETIVOS PARTICULARES	14
CAPÍTULO 1 MARCO TEÓRICO	15
1.1 ASPECTOS GENERALES DE LA DESALACIÓN	15
1.1.1 DEFINICIÓN	15
1.1.2 TIPOS DE AGUA SALADA	16
1.1.3 CARACTERÍSTICAS FÍSICOQUÍMICAS	18
1.1.4 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DEL TIPO DE AGUA A DESALAR	20
1.1.5 CIFRAS DE DESALINIZACIÓN EN EL MUNDO	21
1.1.6 TECNOLOGÍAS DE DESALINIZACIÓN	23
1.1.6.1 CLASIFICACIÓN Y CARACTERÍSTICAS	24
1.1.6.2 TECNOLOGÍAS DE PLANTAS DESALADORAS	26
1.1.6.3 VENTAJAS Y DESVENTAJAS TÉCNICAS, ECONÓMICAS Y AMBIENTALES DE LAS TECNOLOGÍAS DE DESALINIZACIÓN	29
1.2 LA ÓSMOSIS INVERSA COMO PRINCIPAL TECNOLOGÍA DE DESALINIZACIÓN	31
1.2.1 DEFINICIÓN Y CLASIFICACIÓN	32
1.2.2 FACTORES DE INFLUENCIA EN LA OPERACIÓN	34
1.2.3 PRE-TRATAMIENTOS	35
1.2.4 COMPONENTES PRINCIPALES	45
1.2.4.1 TIPOS DE MÓDULOS	45
1.2.4.2 TIPOS DE MEMBRANAS EMPLEADAS	47
1.2.5 ENSUCIAMIENTO DE LAS MEMBRANAS	48
1.2.6 MANTENIMIENTO Y LIMPIEZA DE MEMBRANAS	49
1.2.7 POS-TRATAMIENTOS	50
CAPÍTULO 2 ESTUDIO EXPERIMENTAL	52
2.1 MATERIALES, REACTIVOS Y EQUIPO	53
2.1.1 EQUIPO PARA EL ARMADO DE LA PLANTA	53
2.1.2 EL AGUA A DESALAR	55
2.1.3 REACTIVOS EMPLEADOS EN LAS PRUEBAS DE PRE Y POS-TRATAMIENTO DEL AGUA SALADA	55
2.2 SISTEMAS Y TÉCNICAS EXPERIMENTALES PARA EL PRE-TRATAMIENTO DE AGUA DE MAR	56

2.3 DISEÑO E INSTALACIÓN DE UNA PLANTA PILOTO DE DESALACIÓN DE AGUA DE MAR POR ÓSMOSIS INVERSA COMPUESTA POR EL PRE- TRATAMIENTO DE FILTRACION DIRECTA.....	59
2.4 REALIZACIÓN DE PRUEBAS DE PRE-TRATAMIENTO DE AGUA CON LA PLANTA PILOTO DE DESALINIZACION DE OSMOSIS INVERSA.....	60
2.5 TÉCNICAS ANALÍTICAS.....	60
2.5.1 METODO ESTANDAR PARA LA MEDICION DEL INDICE DE DENSIDAD DE ENSUCIAMIENTO (SDI).....	61
CAPITULO 3 RESULTADOS Y DISCUSION.....	64
3.1 ANÁLISIS BIBLIOGRÁFICO PARA LA DETERMINACIÓN DE LAS PROPIEDADES DEL AGUA DE TRABAJO APARTIR DE DATOS REPORTADOS POR DIVERSAS FUENTES.....	64
3.2 DISEÑO E INSTALACIÓN DE LA PLANTA PILOTO DE DESALINIZACIÓN POR ÓSMOSIS INVERSA COMPUESTA POR EL PRE-TRATAMIENTO DE FILTRACIÓN DIRECTA.....	66
3.2.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.....	74
3.3 REALIZACION DE PRUEBAS DE PRE-TRATAMIENTO CON UNA PLANTA PILOTO DE ÓSMOSIS INVERSA.....	75
3.3.1 DETERMINACIÓN DEL FLUJO DE PERMEADO DE DISENO DE SISTEMA.....	75
3.3.2 PRUEBAS DEL TREN DE PRE-TRATAMIENTO DE FILTRACIÓN DIRECTA.....	76
3.3.3 PRUEBAS DE OPERACION DE LA PLANTA PILOTO DE OSMOSIS INVERSA CON PRE-TRATAMIENTO DE SEDIMENTACIÓN-FILTRACIÓN DIRECTA.....	80
3.3.4 CALIDAD DEL AGUA DE PERMEADO Y SU POS-TRATAMIENTO.....	81
3.3.4.1 POS-TRATAMIENTO PARA EL AGUA DE PERMEADO.....	84
3.4 PROCEDIMIENTOS DE LIMPIEZA.....	85
3.4.1 RETROLAVADO DE FILTRO DUAL.....	85
3.4.2 LIMPIEZA DE LAS MEMBRANAS.....	85
3.5 ESTIMACION ECONOMICA DEL PRE TRATAMIENTO APLICADO.....	86
CAPÍTULO 4 CONCLUSIONES.....	89
BIBLIOGRAFIA.....	91
ANEXOS.....	97
ANEXO A. NORMATIVIDAD APLICABLE EN MATERIA DE AGUA EN MEXICO.....	97
ANEXO B. DIVERSOS LÍMITES PARA ALGUNOS PARÁMETROS DE AGUA POTABLE.....	99
ANEXO C. METODOLOGÍA DE MEDICIÓN DE PARÁMETROS EVALUADOS.....	100
ANEXO D. PREPARACION DE LAS SOLUCIONES EMPLEADAS.....	102
ANEXO E. RESULTADOS DE PRUEBAS EN LA PLANTA PILOTO.....	103
ANEXO F. TABLA DE COSTOS DE DESALINIZACIÓN POR ÓSMOSIS INVERSA REPORTADOS EN LA BIBLIOGRAFÍA.....	106
ANEXO G. ENERGIA MINIMA DE DESALACION.....	107

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.1 Rango de salinidad de los diferentes tipos de agua (Medina, 2000).....	17
Tabla 1.2 Concentraciones de sales en distintos mares u océanos (Medina, 2000).....	18
Tabla 1.3 Constituyentes principales del agua de mar (Medina, 2000).....	19
Tabla 1.4 Comparación de agua de mar y salobre de distintas fuentes (Lauren <i>et al.</i> , 2009 e IMPULSA, 2009)).....	20
Tabla 1.5 Clasificación de los procesos de desalinización (Medina, 2000).....	24
Tabla 1.6 Inventario de las plantas de desalación más grandes del mundo (Gleick, 2009)...	27
Tabla 1.7 Situación de la desalación en México (IDA, 2006).....	28
Tabla 1.8 Aplicabilidad de los procesos de desalinización (John A., 2006).....	29
Tabla 1.9 Características principales de los procesos de desalación más usados en el mundo (Adaptado de John A., 2006; Fuentes y Ramírez, 2003).....	30
Tabla 1.10 Tabla del estudio bibliográfico de pre-tratamientos aplicados a nivel mundial (Cerón, 2010).....	37
Tabla 1.11 Tamaño de los compuestos existentes en el agua (Medina, 2000).....	39
Tabla 1.12 Principales características de los filtros (Medina, 2000).....	42
Tabla 1.13 Condiciones de resistencia de las membranas (Fritzmann <i>et al.</i> , 2007).....	48
Tabla 2.1 Principales parámetros para evaluar la eficiencia del pre-tratamiento (Fritzmann <i>et al.</i> , 2007).....	52
Tabla 2.2 Valores de SDI recomendados para la calidad del influente de la membrana (Alawadhi, 1997).....	52
Tabla 2.3 Indicaciones para valores de SDI (Fritzmann <i>et al.</i> , 2007 y Lenntech, 2008).....	52
Tabla 2.4 Características de los medios filtrantes utilizados en la en el pre-tratamiento.....	57
Tabla 2.5 Comparación de medios filtrantes utilizados en la planta piloto y los datos reportados en artículos de desalinización de agua de mar.....	58
Tabla 2.6 Dosis de reactivos reportados en la bibliografía.....	59
Tabla 2.7 Resumen de las técnicas empleadas en la caracterización del agua cruda, del influente y del efluente con el pre y pos-tratamiento aplicado.....	61
Tabla 3.1 Comparación de características promedio del agua de trabajo en la planta piloto de desalinización por ósmosis inversa con las reportadas en diversas fuentes.....	64
Tabla 3.2 Resultados de los parámetros evaluados en la determinación de la eficiencia del pre-tratamiento de filtración directa en la planta piloto de ósmosis inversa.....	76
Tabla 3.3 Resultados promedio de pre-tratamiento sedimentación-filtración directa en la planta de ósmosis inversa.....	78
Tabla 3.4 Tiempo de sedimentación de partículas de diferente tamaño (Powell, 1954).....	78
Tabla 3.5 Valores reportados de pre-tratamiento en otras plantas de desalinización por ósmosis inversa.....	79
Tabla 3.6 Costo de los reactivos utilizados en la operación de tratamiento.....	86
Tabla 3.7 Resultados de la estimación del costo por metro cúbico de agua a tratar en la planta piloto de ósmosis inversa.....	88
Tabla 3.8 Relación del volumen de agua a tratar y el volumen de agua potable obtenida....	88
Tabla B. 1 Diversos límites para algunos parámetros para agua potable (Fritzmann <i>et al.</i> , 2007 y NOM-127-SSA-1994).....	99
Tabla F. 1 Costo unitario promedio de pre tratamiento convencional para ósmosis inversa (Shahamal <i>et al.</i> , 2002).....	106
Tabla F. 2 Costo del agua producida a gran escala (Lauren <i>et al.</i> , 2009).....	106

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1 Capacidad Mundial de Desalinización a enero de 2005 (Wangnick/GWI, 2005) .	21
Figura 1.2 Capacidad Global de Desalinización por fuente de agua (Wangnick/GWI, 2005)	22
Figura 1.3 Países con más de 1% de Capacidad Global de Desalación a enero de 2005 (Wangnick/GWI, 2005).....	23
Figura 1.4 Capacidad total de plantas de desalinización alrededor del mundo por tipo de tecnología empelada (Cooley, 2006).....	26
Figura 1.5 Capacidad Global de desalinización por proceso a enero de 2005 (Wangnick/GWI, 2005).....	27
Figura 1.6 Costo relativo de la producción de agua por ósmosis inversa, ED, MSD e II (Adaptado de John A., 2006 y Fritzmann et al., 2007).....	32
Figura 1.7 Tren de tratamiento convencional para ósmosis inversa.....	38
Figura 1.8 Esquema de la operación de filtración.....	40
Figura 1.9 Filtro de arena.....	40
Figura 1.10 Filtros cartucho.....	40
Figura 1.11 Selectividad de los procesos de separación (Perry y Green, 1997).....	44
Figura 1.12 Flujo a través de un modulo de membranas en espiral (Fritzmann et al., 2007)	46
Figura 1.13 Reacción de hidrólisis (Fritzmann et al., 2007).....	48
Figura 2.1 Diagrama de bloques de pre y pos-tratamiento aplicado a nivel planta piloto de desalinización por ósmosis inversa (Fritzmann et al., 2007).....	56
Figura 2.2 Aparato para la medición del SDI.....	62
Figura 3.1 Presión de operación contra % de recuperación del sistema.....	76
Figura 3.2 Gráfica de caídas de presión de filtros y tiempos de vida media.....	79
Figura 3.3 Datos obtenidos durante la operación de la planta piloto de ósmosis inversa a 500 psi.....	80
Figura 3.4 Datos obtenidos durante la operación de la planta piloto de ósmosis inversa.....	81
Figura 3.5 Valores de turbiedad en tres puntos de muestreo durante la operación de la planta piloto de ósmosis inversa con filtración directa como pre-tratamiento.....	82
Figura 3.6 Valores de color en tres puntos de muestreo durante la operación de la planta piloto de ósmosis inversa con filtración directa como pre-tratamiento.....	82
Figura 3.7 Valores de conductividad en tres puntos de muestreo durante la operación de la planta piloto de ósmosis inversa con filtración directa como pre-tratamiento.....	83
Figura 3.8 Valores de pH en tres puntos de muestreo durante la operación de la planta piloto de ósmosis inversa con filtración directa como pre-tratamiento.....	83
Figura 3.9 Curva de estabilización de pH para una muestra de permeado de 100 mL.....	84
Figura E. 1 Valores de los porcentos de los flujos de los efluentes de la planta de desalinización de ósmosis inversa con pre-tratamiento de filtración directa.....	103
Figura E. 2 Unidades de turbiedad de los efluentes de la planta piloto de ósmosis inversa	104
Figura E. 3 Color de los efluentes de la planta piloto de ósmosis inversa.....	104
Figura E. 4 Conductividad de los efluentes de la planta piloto de ósmosis inversa.....	105
Figura E. 5 pH de los efluentes de la planta piloto de ósmosis inversa.....	105

ÍNDICE DE FOTOGRAFÍAS

Fotografía 2.1 Equipo de ósmosis inversa.....	53
Fotografía 2.2 Tablero de sistema de ósmosis inversa.....	54
Fotografía 2.3 Bomba dosificadora peristáltica.....	54
Fotografía 3.1 Equipos que componen la planta piloto de ósmosis inversa.....	71

Fotografía 3.2 Conexión de filtros de cartucho de la planta piloto de ósmosis inversa.....	71
Fotografía 3.3 Instalación de sistema de retro lavado.....	72
Fotografía 3.4 Dispositivo de medición de SDI.....	72
Fotografía 3.5 Bombas dosificadoras de reactivos.....	73
Fotografía 3.6 Instalación completa de ósmosis inversa	73

RESUMEN

Tomando como punto de partida el desabasto de suministro de agua potable en las regiones con una situación hídrica más desfavorable, se buscó proponer una opción actual que satisficiera una de las preocupaciones no sólo a nivel nacional, sino mundial y que le abriera a nuestro país una puerta a la tecnología que otros países han probado desde hace años con resultados técnica, económica y socialmente sustentables.

Este trabajo tiene por objetivo general determinar a nivel de planta piloto, la eficiencia del tren de pre-tratamiento de filtración directa sobre la vida útil de las membranas del proceso de ósmosis inversa para la desalinización de agua salada con alta contaminación preparada artificialmente.

En el Capítulo 1 se presenta el marco teórico, que expone las generalidades de la desalación y estadísticas a nivel mundial y nacional, donde en particular se habla de el proceso de ósmosis inversa, para este proceso se describe el sistema, sus parámetros y características particulares, así como la necesidad de adecuar el agua a desalar como la ya desalada y controlar dentro de ciertos parámetros algunas características de ésta.

En el Capítulo 2 se describen las principales etapas que constituyen la metodología experimental aplicada en este trabajo: 1) Los materiales, reactivos y equipo con el que se cuenta; 2) Las técnicas experimentales utilizadas durante la realización de las pruebas de filtración directa y ósmosis inversa en la planta piloto; 3) La descripción de los métodos estandarizados para la medición de parámetros durante las pruebas; 4) Se describe en base a que se determinó el diseño de funcionamiento de la planta y las condiciones a las que se trabajaron. Es importante mencionar que en este capítulo se ha desarrollado, para una planta piloto de desalinización por ósmosis inversa, la ingeniería básica (diagrama de bloques y DFP), algunos aspectos de la ingeniería de detalle (DTI, PLG e Isométrico) y la estimación del costo aproximado del proceso de pre-tratamiento y la desalinización completa.

En el Capítulo 3 se presentan los resultados y análisis de las pruebas realizadas del tren de pre-tratamiento por filtración directa y su influencia sobre el proceso de ósmosis inversa en la planta piloto. De manera general los resultados más importantes fueron los siguientes: En la realización de las pruebas de filtración directa con y sin ósmosis se determinó el % de disminución en el índice de densidad de ensuciamiento que varía del 4 al 10%, eliminando la mayor parte de materia suspendida y llevando el valor de la turbiedad hasta 1 NTU, aunque generalmente la turbiedad se relaciona con el SDI en este caso no se logró disminuir el SDI por debajo de 5 (% taponamiento/min) como se recomienda en la bibliografía ya que el agua de trabajo contiene mayor cantidad de contaminación coloidal lo que obliga a optar por un tratamiento más complejo. Aunque en general en el proceso de ósmosis inversa se obtuvo la calidad de permeado que se esperaba de acuerdo a los fabricantes de equipos de ósmosis, la operación con este pre-tratamiento tendría consecuencias graves en el equipo.

Finalmente, en el Capítulo 4 con base en los resultados obtenidos, se presentan las conclusiones de los objetivos planteados (general y específicos). Como conclusión general de este estudio se determinó en una planta piloto, que el tren de pre-tratamiento de filtración directa no fue eficiente para la remoción de contaminantes que influyen en la vida útil de las membranas del proceso de ósmosis inversa para la desalación de un agua salada con alta contaminación preparada artificialmente, con base en los resultados obtenidos de los dos parámetros principales para evaluar la calidad del pre-tratamiento reportados en la literatura: para calidad del influente el SDI con un máximo de disminución del 10% y el corto tiempo de duración del ciclo de filtrado de 16 h.

INTRODUCCIÓN

La escasez de agua es un fenómeno relativamente reciente en la historia, en los años 50 afectaba a un pequeño número de naciones, pero a finales de los 90 afectó a unos 26 países con una población de 300 millones de personas, el número puede elevarse a 41 países en el año 2020 y a 66 para el año 2050 que concentraran 2/3 partes de la población mundial (WHO, 2001).

En el caso de nuestro país se pueden dividir dos grandes zonas donde aproximadamente 12 millones de habitantes carecen de agua potable: la zona norte, centro y noreste donde se concentra el 77% de la población pero únicamente existe el 31% del agua renovable; y la zona sur sureste, donde habita el 23% de la población y en la que se encuentra el 69 % del agua renovable (CNA, 2008).

Debido a estas diferencias de disponibilidad de agua surge la necesidad de buscar alternativas viables para proporcionar a estas regiones agua potable de calidad y al mismo tiempo una alternativa confiable que contribuya al desarrollo socioeconómico de la región donde se implementa. El ahorro de agua en los sectores más consumidores, la utilización de tecnologías de riego avanzadas, la depuración de aguas residuales para evitar la contaminación de otras fuentes y por último la desalación como forma de incrementar los recursos hídricos permiten un desarrollo adecuado al margen de esa dependencia del agua.

El proceso de desalinización por ósmosis inversa (OI) es una de las mejores alternativas para proveer agua de una alta calidad para la población y también para procesos industriales. Sin embargo, una desventaja crucial en la OI es la susceptibilidad de ensuciamiento de la membrana de este proceso, debido a la presencia de partículas coloidales, incrustaciones de minerales y contaminantes biológicos, ocasionando problemas para continuar operando como son; la disminución de la capacidad de desalinización y el rápido deterioro de las membranas, produciendo también importantes caídas de presión que demandan mayor energía para continuar operando, disminuyendo la capacidad de rechazo de sales y disminuyendo el flujo de agua tratada (Lauren *et al.*, 2009).

Consecuentemente, el factor crítico para un buen resultado en la desalación de aguas saladas (de mar y salobres) es el pre-tratamiento, el cual puede reducir el potencial de ensuciamiento contenido en el agua salada y proporcionar una alimentación de alta calidad a las membranas.

Debido a esta problemática es necesario implementar un pre-tratamiento al influente de la ósmosis inversa que sea de gran factibilidad técnica y económica, como lo puede ser la filtración directa que proporcione una mejor calidad al agua para garantizar el buen funcionamiento y operación del proceso de desalación, así como aumentar la durabilidad de las membranas utilizadas, además de un pos-tratamiento al efluente de la ósmosis ya que debido a su bajo contenido de sales no es apto para el consumo humano; el pos-tratamiento gira en torno a la calidad del agua desalada y a su pretendida aplicación, donde principalmente se lleva a cabo un

enriquecimiento químico para inhibir la tendencia agresiva a las tuberías y una desinfección para su posterior distribución.

Con el fin de observar su comportamiento ante distintas condiciones de operación e identificar problemas de incrustación y ensuciamiento que seguramente habrán de presentarse en las grandes plantas de operación, se construyen plantas piloto que aportan experiencia sobre el funcionamiento frente a diversas situaciones.

En este estudio se optó probar el pre-tratamiento de filtración directa por la sencillez del sistema y un menor uso de agentes químicos, respecto al de coagulación-floculación en línea con coagulantes; sin embargo estudios internacionales han demostrado que estos compuestos utilizados y en especial las sales de aluminio pueden ocasionar enfermedades como el Alzheimer debido a que se adicionan en el proceso pudiéndose obtener residuos de estos compuestos en el agua producto (Flaten, 2001).

Por otro lado, el sulfato de magnesio y el cloruro férrico son coagulantes utilizados en Estados Unidos así como en la Unión Europea, lo cual significa que son sustancias adecuadas para el pre-tratamiento de agua de mar, ciertamente sus costos son más elevados en comparación con los coagulantes anteriores aunque la utilización de estos compuestos se traduciría en un aumento del costo de la desalación.

Aun cuando en muchos lugares del mundo este proceso ya se aplica exitosamente, nuestro país no ha incursionado plenamente en materia debido principalmente al alto costo de estas tecnologías y al renuencia cultural siendo todavía un reto tecnológico para nuestra ingeniería, por lo cual este trabajo es presentado con el fin de obtener un mayor conocimiento sobre las técnicas de desalinización de agua utilizadas a nivel mundial para su aplicación en la explotación de los recursos naturales existentes en nuestro país. Con base en lo anterior, se plantearon en este estudio los objetivos que se presentan en la siguiente sección.

OBJETIVO GENERAL

Determinar en una planta piloto la eficiencia del tren de pre-tratamiento de filtración directa para la remoción de contaminantes que influyen la vida útil de las membranas del proceso de ósmosis inversa para la desalinización de un agua salada preparada con alta contaminación.

OBJETIVOS PARTICULARES

- Realizar el diseño y la instalación de una planta piloto de desalinización compuesta por un tren de pre-tratamiento de filtración directa y ósmosis inversa como proceso principal, con base en la información reportada en la literatura.
- Determinar las mejores condiciones de operación de la planta piloto de desalinización por ósmosis inversa que permitirán realizar pruebas de pre-tratamiento de filtración directa y ósmosis inversa para la desalinización de un agua salada preparada con alta contaminación.
- Realizar el monitoreo de la planta piloto de desalinización mediante la cuantificación de los valores de tres parámetros fisicoquímicos de calidad del influente pre-tratado (índice de densidad de ensuciamiento SDI, color y turbiedad).
- Estimar el costo de reactivos químicos del tren de pre-tratamiento de filtración directa para el proceso de ósmosis inversa para la desalinización de agua salada.

CAPÍTULO 1 MARCO TEÓRICO

1.1 ASPECTOS GENERALES DE LA DESALACIÓN

Aunque la desalación propiamente dicha comenzó a finales del siglo XIX con el aprovechamiento del vapor de las calderas de los pequeños barcos para consumo humano, siempre ha existido este fenómeno en el propio ciclo hidrológico, en el proceso de evaporación de aguas de mar donde aproximadamente se evaporan 502 800 km³ de agua de los océanos y 65 200 km³ de agua de los continentes anualmente (Botero, 2000).

El significativo desarrollo de las tecnologías de desalación de agua comienza con los avances de los años 50 del siglo XX en materia de sistemas a base de destilación térmica y sistemas de membrana impulsados eléctricamente, durante los años 60's se incluye el desarrollo de los sistemas de membranas a base de presión, permitiendo una reducción significativa en los costos de los procesos de desalinización y permitiendo un uso más amplio.

Para los años 80 del siglo XX las tecnologías de desalinización se hacían parte de una empresa totalmente comercial y éstas se beneficiaban de las experiencias operativas de las unidades que habían sido construidas y operadas en las décadas anteriores. En los años 90 el uso de tecnologías de desalinización que tuvieron al inicio una aplicación principalmente para uso urbano y doméstico habían derivado hacia otros usos como la industria y la agricultura; esto se debe fundamentalmente a la entrada de nuevas tecnologías más económicas y sencillas de implementar como es el caso de la ósmosis inversa.

Actualmente la desalación con fines de abastecimiento urbano, especialmente en el caso de agua de mar han sido superadas en número y capacidad por las instalaciones con fines industriales siendo por lo tanto estas últimas las más importantes.

En términos generales se dice que el mayor porcentaje de las instalaciones de desalación se encuentran en el Medio Oriente y el Golfo Pérsico, y en otros lugares donde las opciones son limitadas como las Islas del Mediterráneo donde las personas están dispuestas a pagar altos precios por el agua (Cooley, 2006)

1.1.1 DEFINICIÓN

Como su nombre lo indica, desalar es el proceso contrario a salar, es decir, quitar sales de un líquido, sin embargo en la literatura castellana aparece con frecuencia otro término, <<desalinizar>> también correcto gramáticamente, según el diccionario de la Real Academia de la Lengua Española tanto un término como otro son válidos y precisa que se habla de desalar cuando se refiere al proceso y desalinizar cuando es la tecnología concreta (Medina, 2000).

Desde el punto de vista termodinámico, la desalación de agua se obtiene aplicando la energía necesaria para separar las sales que contiene previamente mezcladas en un proceso natural. La cantidad mínima necesaria para desalar puede obtenerse por lo tanto siguiendo el camino inverso del proceso de salación, midiendo la energía que se desprende en la disolución de sales en agua pura, y puede representarse por la siguiente fórmula (El-Sayed y Silver, 1980):

$$W_{\min} = R * T * \ln a_w \dots \dots \dots (1.1)$$

Donde W_{\min} es la energía desprendida en el proceso de mezcla (kwh/m^3), R es la constante universal de los gases ($R = 0.082 \text{ atm} \cdot \text{L/K} \cdot \text{mol}$), T es la temperatura absoluta de la mezcla ($T = \text{Temperatura } (^\circ\text{C}) + 273.15$) y a_w es la actividad de los electrolitos que componen la disolución salina, de valor cercano a la unidad para aguas marinas. Como la actividad depende fuertemente de la concentración de dichos electrolitos (es directamente proporcional a la molaridad de los constituyentes tanto iónicos como no iónicos), la energía mínima desprendida en el proceso y por lo tanto la necesaria para desalar depende de su concentración en el agua, para un agua bruta media del mar de 35000 ppm de sólidos totales disueltos (SDT), dicha energía a 25 °C es de 0.88 kwh/m^3 y desciende hasta los 0.3 kwh/m^3 a una concentración de 15000 ppm (anexo G).

1.1.2 TIPOS DE AGUA SALADA

Menos del 3% del agua mundial presenta un contenido de salinidad que pueda ser considerado apto para consumo humano, de acuerdo a la Organización Mundial de la Salud los sólidos disueltos totales (SDT) deben ser menores a 1000 mg/L en agua potable, y la EPA ha establecido un valor estándar secundario para SDT en agua potable de 500 mg/L, en comparación el agua de mar tiene un promedio de SDT mayor a 30 000 mg/L (Tabla 1.1). En consecuencia, la gran mayoría del agua disponible en la tierra es muy salina para uso potable, y aun más la gran mayoría de agua fresca está atrapada en las capas de hielo polares o se encuentra localizada bajo tierra. Se estima que menos del 1.5% del agua mundial es de fácil accesibilidad y además no presenta niveles aceptables de salinidad (NAP, 2004).

La salinidad de un agua es el contenido total de sales que se encuentran en la misma y se expresa como residuo seco a 105 °C o SDT y se mide normalmente en mg/L o ppm.

Su determinación se realiza pesando una muestra de agua, que se lleva a una estufa en la que se calienta hasta la temperatura de 105 °C hasta que se evapore totalmente el agua, se pesa la muestra nueva mente y la diferencia del peso de la muestra antes y después es el valor buscado. Como esta determinación es lenta y requiere de la toma de una muestra y su traslado al laboratorio de análisis, en los procesos no se determina este valor sino la conductividad eléctrica, dado que este parámetro al contrario del anterior si puede medirse de forma rápida y bastante precisa in situ.

La conductividad eléctrica es, al contrario de la resistencia eléctrica la facilidad que tiene una sustancia para conducir la corriente eléctrica. Un agua químicamente pura no conduce la corriente, pero a medida que se van disolviendo en ella distintas sales se va haciendo conductora y cuanto mayor cantidad de elementos disueltos contiene, mas conductora será, como unidad de conductividad se utilizan los mS/cm o incluso en $\mu\text{S}/\text{cm}$, lógicamente existe una relación entre la conductividad y la salinidad, lo que permite el paso inmediato de una a otra unidad, en un agua natural el coeficiente de paso aproximado entre una y otra magnitud es de 0.64 múltiplos de este valor según cuales sean las unidades elegidas, es decir que:

$$\text{TDS (mg/l)} = \text{CE } (\mu\text{S}/\text{cm}) * 0.64 = \text{CE mS}/\text{cm} * 640 \dots\dots\dots(1.2)$$

Pero esta relación es algo distinta en otros tipos de aguas, en función de la composición química de estas. Por ejemplo, en las aguas desaladas por ósmosis inversa, dichas aguas contienen más sodio y cloruros, que calcio, magnesio y sulfatos, al rechazar mejor las membranas los iones divalentes o trivalentes que los monovalentes.

Por esta razón, de forma aproximada puede obtenerse el SDT de un agua producto dividiendo su conductividad por 2 ó multiplicando por 0.5.

En la tabla 1.1 se presenta un espectro de las diferentes salinidades que puede tener un agua, que no tiene otro sentido que indicar las grandes variaciones a que puede estar sometida y de ella debe inferirse que cada una de ellas tendrá unas aplicaciones concretas o unas limitaciones en función del uso que se quiera hacer de la misma.

Tabla 1.1 Rango de salinidad de los diferentes tipos de agua (Medina, 2000)

Espectro de salinidades TDS	Salmuera	300 000 ppm
	Agua de mar	30 000 ppm
	Agua salobre	3 000 ppm
	Agua potable	300 ppm
	Agua de uso industrial	30 ppm
	Agua des ionizada	3 ppm
	Agua pura de calderas	0.3 ppm
	Agua ultra pura	0.03 ppm

Por otra parte en cuanto a la salinidad de los mares y los océanos del planeta, dependiendo de la región, el contenido total de sales varía (Tabla 1.2), la salinidad de los mares presenta estas variaciones cuando se comparan las cuencas, las distintas latitudes o las diferentes profundidades, donde son mayores las concentraciones de sales en las áreas tropicales debido a la elevada evaporación y menores salinidades en la proximidad de las desembocaduras de ríos y altas precipitaciones.

Tabla 1.2 Concentraciones de sales en distintos mares u océanos (Medina, 2000)

Mar / Océano	Salinidad (ppm de TDS)
Mar Báltico	28 000
Mar del Norte	34 000
Océano Pacífico	33 600
Océano Atlántico del Sur	35 000
Mar Mediterráneo	36 000
Mar Caribe	36 000
Mar Rojo	44 000
Golfo Pérsico	43 000 – 50 000
Mar Muerto	120 000 – 370 000
Media Mundial	34 800

1.1.3 CARACTERÍSTICAS FISICOQUÍMICAS

Cuatro son las características básicas que definen un agua desde el punto de vista químico:

- Conductividad eléctrica o salinidad.
- Dureza.
- pH.
- Anhídrido carbónico libre.

Puede decirse que aunque las cuatro están relacionadas con la composición química del agua, la primera es una característica más general que proporciona una idea en conjunto, mientras que las otras tres recogen aspectos más concretos que en relación con la desalación deben tomarse en cuenta en el diseño y operación de las instalaciones desaladoras.

El agua de los océanos es salada porque en ella se encuentran disueltos una variedad de materiales sólidos que principalmente son sales, así como gases atmosféricos. A los mencionados sólidos se suman también materiales suspendidos orgánicos e inorgánicos, y junto con los anteriores forman parte de esta solución acuosa algunos organismos microscópicos vivos, vegetales y animales conocidos respectivamente como fitoplancton y zooplancton, al poblar el agua de los océanos, éstos participan de su composición, actuando sobre las concentraciones de las sustancias disueltas o suspendidas.

Tabla 1.3 Constituyentes principales del agua de mar (Medina, 2000)

Constituyente	Símbolo	g/kg en agua de mar	% peso
Cloruro	Cl ⁻	19.35	55.07
Sodio	Na ⁺	10.76	30.62
Sulfato	SO ₄ ⁻	2.71	7.72
Magnesio	Mg ⁺⁺	1.29	3.68
Calcio	Ca ⁺⁺	0.41	1.17
Potasio	K ⁺	0.39	1.10
Bicarbonato	HCO ₃ ⁻	0.14	0.40
Bromuro	Br ⁻	0.067	0.19
Estroncio	Sr ⁺⁺	0.008	0.02
Bario	B	0.004	0.01
Fluoruro	F ⁻	0.001	0.01
Total	----	35	99.99

En virtud de la abundancia con que se hallan presentes en el agua de mar, las sales disueltas descritas en el cuadro anterior se reconocen como "constituyentes principales", mientras que otras, que lo están en cantidades más pequeñas, se denominan "constituyentes secundarios", parte de ellos son los nutrientes (nitrito: NO₂⁻; fosfato: PO₄⁻; nitrato: NO₃⁻; silicato: Si (OH)₄, y amonio: (NH₄)⁺).

Los constituyentes principales figuran como iones metálicos y iones básicos en los porcentajes expuestos en la tabla 1.3, en tanto que los "constituyentes secundarios" no superan el 0.025% de los primeros, a pesar de lo cual representan un papel importante en relación con la actividad biológica del mar.

Temperatura: La temperatura del agua varía bastante no sólo en función de la zona, sino también según se trate de aguas subterráneas, superficiales o aguas de mar, e incluso en la época del año de que se trate. En nuestras latitudes (14° 32' - 32° 43') las temperaturas medias del agua de mar varían entre 18 y 24 °C entre el invierno y el verano, pero a medida que se acerca a los polos se pueden encontrar temperaturas entre 8 y 18 °C, como ocurre en Sudáfrica, Namibia o Chile; por el contrario en los países de Golfo Pérsico las temperaturas son más elevadas pudiendo alcanzar temperaturas superiores a 30 °C.

pH: Es el logaritmo negativo de la concentración de iones H⁺ en el agua y es consecuencia de las sales que lleva en la solución, el promedio de pH de las aguas de mar es de 8.1

Alcalinidad: Es la capacidad de un agua para neutralizar un ácido. Los iones carbonato y bicarbonato contribuyen a la alcalinidad, pero los iones cloruro, sulfato y

nitrato no. Los iones OH^- afectan a la alcalinidad pero normalmente las aguas presentan valores muy bajos de este ion que apenas tiene importancia.

1.1.4 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DEL TIPO DE AGUA A DESALAR

Es importante conocer la composición del agua o la calidad del agua cuando se trata de someterla a la desalación, en este caso mediante membranas, por cuatro razones principales:

- No todas las membranas tienen el mismo rechazo de sales.
- Una misma membrana rechaza los distintos tipos de iones de forma distinta.
- Existen iones específicos que presentan limitaciones a su separación.
- El pH óptimo, tanto de funcionamiento como de rechazo de sales de una membrana está claramente determinado.

En los procesos de desalación por ósmosis inversa es importante conocer la proporción relativa de unos iones sobre otros, ya que estas proporciones son importantes por su incidencia en la precipitación o incrustación de sales sobre las membranas.

La composición de las aguas de mar no varía tan drásticamente como la composición que pueden tener las aguas salobres, que es muy diferente según se trate de aguas superficiales, ríos, lagos, o de aguas subterráneas, siendo generalmente las primeras de mejor calidad y más equilibradas desde el punto de vista iónico. Para ilustrar las diferencias fundamentales entre el agua salobre y el agua de mar se muestra la tabla 1.4, donde la fuente de agua de mar es del Mar Mediterráneo y las dos fuentes de aguas salobres son subterráneas del área de California y Florida E.U.

Tabla 1.4 Comparación de agua de mar y salobre de distintas fuentes (Lauren *et al.*, 2009 e IMPULSA, 2009))

Componente	Agua de mar, Mar Mediterráneo, Toulon Francia (mg/L)	Agua salobre, Port Hueneme California USA (mg/L)	Agua salobre, Martyn Country Florida USA (mg/L)	Agua salobre, Península de Baja California, México (mg/L)
Ca^{2+}	440 - 670	175	179	1600
Mg^{2+}	1400 - 1550	85	132	80
Ba^{2+}	0.01	< 0.1	0.06	-
Sr^{2+}	5 - 7.5	-	26.4	-
Br^{2+}	4.9 - 5.3	-	-	-
Na^+	12 000	170	905	5200
Cl^-	21 000 - 23 000	72	1867	10800
SO_4^{2-}	2 400 - 2670	670	384	351
HCO_3^-	120 - 142	260	146	317
TDS	38 000 - 40000	1320	3664	16530
DOC	< 2	-	1.4	-

Los datos muestran diferencias evidentes entre los dos tipos de agua, las aguas salobres tienen en comparación con el agua de mar un TDS mucho menor mientras que entre ellas tienen valores cercanos (Lauren *et al.*, 2009).

La diferencia entre las fuentes de agua de tomas a mar abierto y en la playa, es la concentración de partículas y material orgánico en el agua, similares a los recursos de agua salobre (agua subterráneas, lagos y ríos), el agua de pozo es naturalmente filtrada a través de medios porosos (arena, arcilla, piedra, etc.) y gran parte de la materia orgánica típicamente presentes en la superficie de las aguas se va eliminando (Lauren *et al.*, 2009). Por tal motivo el desalar aguas de río o subterráneas saladas es preferible que el desalar agua de mar ya que es relativamente fácil y más rentable para la industria.

1.1.5 CIFRAS DE DESALINIZACIÓN EN EL MUNDO

La Asociación Internacional de Desalinización reporta para enero de 2005 la existencia de más de 15000 plantas desaladoras, las cuales tienen una capacidad promedio de 100 m³/día donde el mayor número de plantas se encuentran en Arabia Saudita que concentra el 18 % de la capacidad mundial instalada (Wangnick/GWI, 2005). Alrededor del mundo la capacidad estimada es de 36 millones de m³/d, aunque la producción real puede ser menor ya que algunas de estas plantas no funcionan a máxima capacidad (Cooley, 2006).

En la figura 1.1 se muestra la capacidad de desalación a nivel mundial instalada anual y la capacidad acumulada hasta enero de 2005.

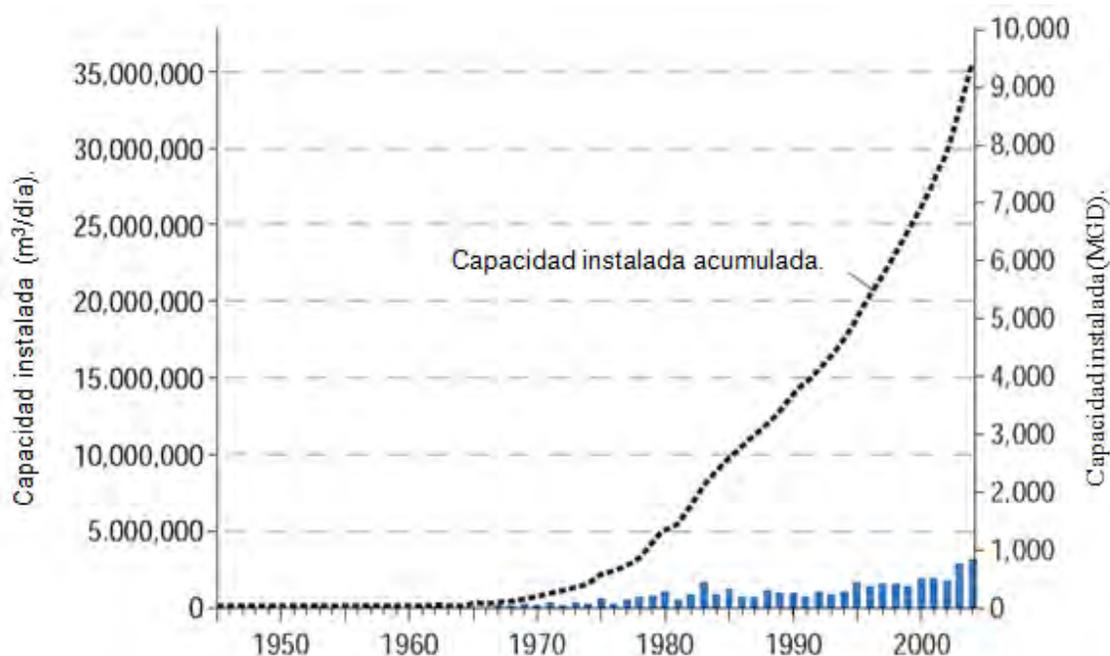


Figura 1.1 Capacidad Mundial de Desalinización a enero de 2005 (Wangnick/GWI, 2005)

Las tecnologías disponibles pueden desalinizar el agua de una variedad de fuentes, que son presentadas en la figura 1.2, alrededor de 5300 MGD (20 millones de m^3 / d) o el 56% de la capacidad de desalación, se diseñó para procesar el agua de mar, otros 2200 MGD (8.5 millones de m^3 / d) o el 24% de la capacidad total, puede procesar agua salobre, la capacidad restante se utiliza para desalar aguas de otros tipos (Cooley, 2006).

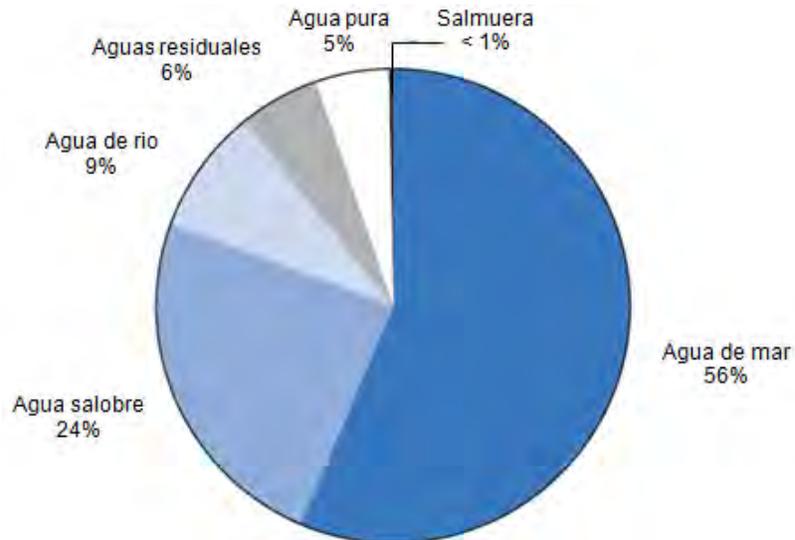


Figura 1.2 Capacidad Global de Desalinización por fuente de agua (Wangnick/GWI, 2005)

La mitad de la capacidad de desalinización del mundo se encuentra en el Medio Oriente, el Golfo Pérsico y la parte Norte de África. La figura 1.3 muestra los países con más del 1% de la capacidad mundial de desalación hasta enero de 2005, dieciocho por ciento de la capacidad mundial está en Arabia Saudita, seguido de Estados Unidos con el 17%, 13% en los Emiratos Árabes Unidos, 6% en España, y el 5% en Kuwait (Wangnick/GWI, 2005). La mayoría de las plantas en Arabia Saudita, Kuwait y los Emiratos Árabes Unidos hacen uso de la destilación, mientras que en los Estados Unidos dependen de la OI y CV (compresión de vapor).

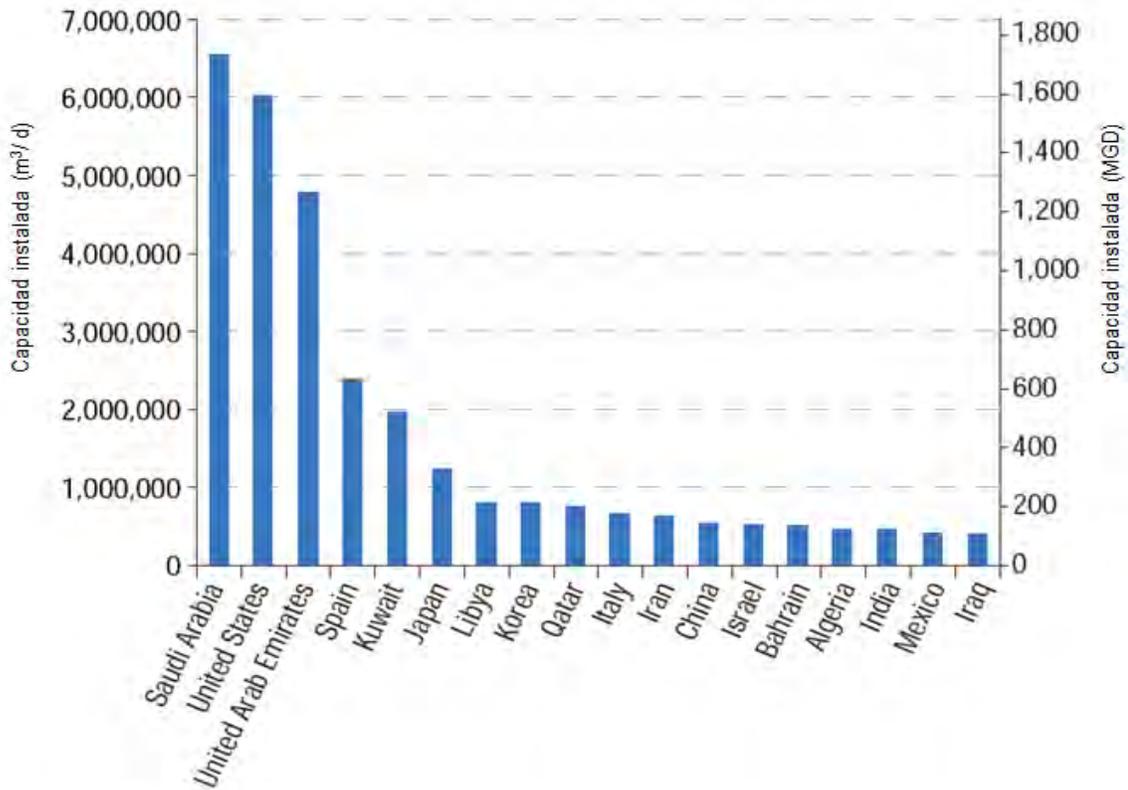


Figura 1.3 Países con más de 1% de Capacidad Global de Desalación a enero de 2005 (Wangnick/GWI, 2005)

1.1.6 TECNOLOGÍAS DE DESALINIZACIÓN

Un proceso de desalación esencialmente separa el agua salina en dos corrientes: una con baja concentración de sales disueltas (agua dulce), y otra que contiene el concentrado de sales (salmuera), la desalación implica el uso de una serie de procesos que permitan separar la sal del agua o el agua de la sal utilizando las diferencias que existen entre las moléculas del agua y los iones de las sales en términos de tamaño, carga, y la energía para romper los enlaces moleculares (Medina, 2000).

Este proceso de separación requiere de alguna forma de energía y es precisamente la forma en que se aplica esa energía uno de los elementos diferenciadores de estos procesos. En unos procesos se utiliza vapor como fuente principal para eliminación de sales, se trata de procesos conocidos con el nombre genérico de destilación y de los que se han desarrollado tres tecnologías principales: Destilación Súbita Multietapa (MSF), Destilación Multiefecto (MED) y Compresión de Vapor (CV), cada una de ellas con distintas variantes. En otros casos la energía utilizada es la carga eléctrica, respondiendo a este tipo la Electrodialisis (ED) y por último el sistema más divulgado a base de presión, la Ósmosis Inversa (OI).

1.1.6.1 CLASIFICACIÓN Y CARACTERÍSTICAS

Teniendo en cuenta los aspectos mencionados se muestra la tabla 1.5 que presenta todas las tecnologías de desalación algunas de ellas experimentales, junto con las que más se utilizan.

Tabla 1.5 Clasificación de los procesos de desalinización (Medina, 2000)

Clase de separación	Energía utilizada	Proceso	Sistema
Separación agua de sales	Vapor	Evaporación	Destilación solar
			Destilación súbita simple
			Destilación en tubos sumergidos
			Destilación súbita multietapa
			Destilación multiefecto de tubos horizontales
			Destilación multiefecto de tubos verticales
			Compresión mecánica de vapor
			Termo compresión de vapor
	Frio	Cristalización	Formación de hidratos Congelación
Presión	Membrana	Ósmosis inversa	
Separación sales del agua	Carga eléctrica	Membrana selectiva	Electrodialisis
	Atracción química	Resina	Intercambio iónico

Destilación súbita por efecto flash (MSF): La desalación obtenida por destilación flash consiste en calentar el agua para luego ser alimentada a un recipiente con presión reducida donde experimenta una expansión súbita que conduce a la formación de dos fases, vapor que no contiene sales (estas son volátiles a partir de los 300 °C) y líquido con alta concentración de sales, para después condensar el vapor en el interior o exterior de los tubos de la instalación, los sistemas desaladores suelen funcionar por debajo de la presión atmosférica por lo que necesitan un sistema de vacío (bombas o eyectores), además de extracción del aire y gases no condensables (CIRCE, 2001).

Destilación por múltiple efecto (MED): En la evaporación por múltiple efecto, la evaporación se produce de forma natural en una cara de los tubos de un intercambiador aprovechando el calor latente desprendido por la condensación del vapor en la otra cara del mismo. Una planta MED tiene varias etapas conectadas en serie a diferentes presiones de operación, dichos efectos sucesivos tienen a su vez un punto de ebullición más bajo por los efectos de dicha presión, esto permite que el agua de alimentación experimente múltiples ebulliciones en los sucesivos efectos sin necesidad de recurrir a calor adicional a partir del primer efecto.

Compresión de vapor (CV): Este proceso evapora un líquido, en este caso el agua salada en un lado de la superficie de intercambio y se comprime lo suficiente para que se condense del otro lado y pueda mantenerse el ciclo de la destilación de agua salvando las pérdidas en el proceso y la elevación de la temperatura de ebullición del agua salada respecto a la pura.

Una de las variantes de este proceso es la compresión térmica de vapor; este proceso obtiene el agua destilada con el mismo proceso que una destilación MED pero utiliza una fuente de energía térmica diferente: son los llamados compresores térmicos o termocompresores, que consumen vapor de media presión proveniente de la planta de producción eléctrica o vapor de proceso que succiona parte del vapor generado en la última etapa a muy baja presión comprimiéndose y dando lugar a un vapor de media presión, adecuado para aportarse a la primera etapa, en la que se recuerda que es la única que consume energía en el proceso.

Congelación: Consiste en congelar el agua y recoger los cristales de agua formados para fundirlos posteriormente y obtener agua dulce independientemente de la concentración del agua inicial.

Formación de hidratos: Es otro método basado en el principio de cristalización, que consiste en obtener mediante la adición de hidrocarburos a la solución salina, unos hidratos complejos en forma cristalina, con una relación molécula de hidrocarburo/molécula de agua del orden de 1/18 (Torres, 1999).

Ósmosis inversa (OI): Es una técnica de separación en la que, aplicando una diferencia de presión a través de una membrana semipermeable, las sales disueltas y demás contaminantes son retenidos dando lugar a un flujo de permeado con baja cantidad de sólidos disueltos totales y un flujo de concentrado o salmuera.

Electrodialisis (ED): Este proceso permite la desmineralización de aguas haciendo que los iones de diferente signo se muevan hacia zonas diferentes aplicando campos eléctricos con diferencias de potencial aplicados sobre electrodos, utilizando membranas selectivas que permiten sólo el paso de los iones en una solución electrolítica.

Intercambio iónico: Las resinas de intercambio son sustancias insolubles que cuentan con la propiedad de intercambiar iones con la sal disuelta en que se ponen en contacto. Hay dos tipos de resinas: aniónicas, que sustituyen aniones del agua por iones OH^- (permutación básica), y resinas catiónicas, que sustituyen cationes por iones H^+ (permutación ácida). La desmineralización por intercambio iónico proporciona agua de gran calidad si la concentración de sal es menor a 1 g/L.

1.1.6.2 TECNOLOGÍAS DE PLANTAS DESALADORAS

En años recientes los procesos por membrana han presentado un incremento acelerado en la capacidad instalada a nivel mundial, en la figura 1.4 se muestra la tendencia presentada por este tipo de proceso y los procesos de tipo térmicos.

Una gran parte de la capacidad de desalación está ubicada en el Medio Oriente, en países como Arabia Saudita, Kuwait y los Emiratos Árabes Unidos donde prefieren los procesos térmicos como la destilación debido al bajo costo de la energía en esa región y por su capacidad de combinación con la generación de energía eléctrica, mientras que en los países de Europa y los Estados Unidos, dependen de la OI y la CV (Fritzmann *et al.*, 2007).

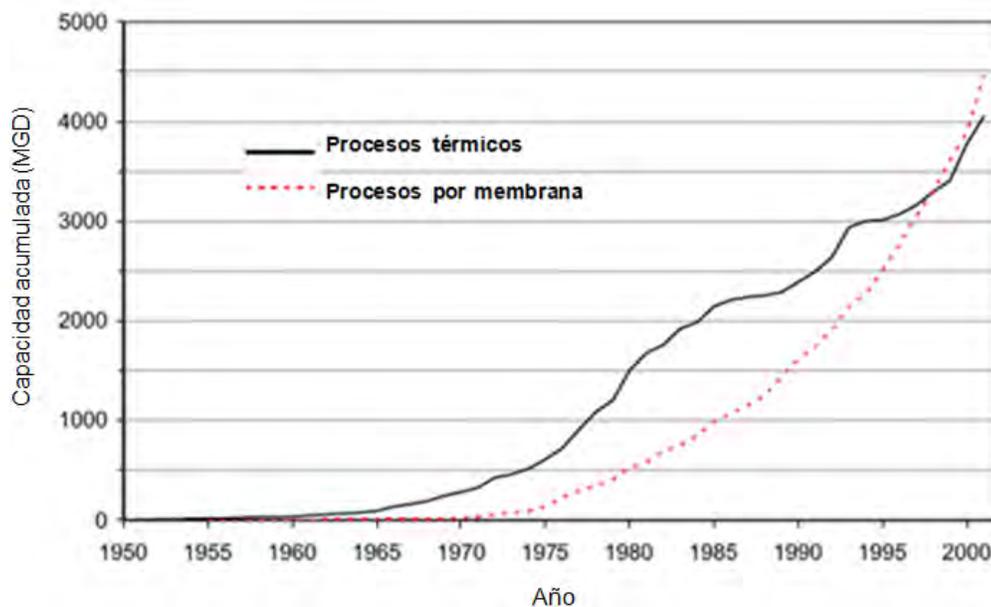


Figura 1.4 Capacidad total de plantas de desalinización alrededor del mundo por tipo de tecnología empelada (Cooley, 2006)

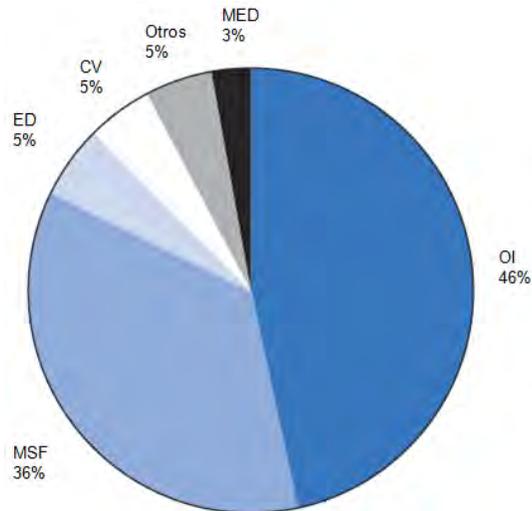


Figura 1.5 Capacidad Global de desalinización por proceso a enero de 2005 (Wangnick/GWI, 2005)

El Instituto del Pacífico, en uno de sus reportes titulado “The world’s water 2008-2009”; presenta un inventario acerca de las 100 plantas más grandes a nivel mundial del cual se muestran en la tabla 1.6 las 10 plantas de desalación más grandes en el mundo.

Tabla 1.6 Inventario de las plantas de desalación más grandes del mundo (Gleick, 2009)

No.	País	Ubicación	Capacidad (m ³ /día)	Fuente de agua
1	Arabia Saudita	Shuaiba III	880000	Mar
2	Arabia Saudita	Ras Al-Zour	800000	Mar
3	Arabia Saudita	Al Jobail II Ex	730000	Mar
4	Emiratos Árabes Unidos	Jebel Ali M	600000	Mar
5	Kuwait	Al-Zour North	567000	Mar
6	Emiratos Árabes Unidos	Shuweihat	455000	Mar
7	Emiratos Árabes Unidos	Shuweihat 2	454600	Mar
8	Estados Unidos	CA San Francisco	454200	Mar
9	Emiratos Árabes Unidos	Fujairah II	454000	Mar
10	Emiratos Árabes Unidos	Qidfa	454000	Mar
61	México	Hermosillo	128690	Mar

El Instituto Mexicano de Tecnología del agua (IMTA) reporta en su página web que existen en México 320 sitios donde están instaladas desaladoras, y en éstos hay 435 plantas. El estado con el mayor número de desaladoras es Quintana Roo con 124 unidades; le sigue Baja California Sur con 73. Este último cuenta con la planta municipal más grande del país que se encuentra en Los Cabos y que produce 200 L/s de agua potable (17 280 m³/d), es una concesión por 20 años a una empresa española, y el costo por m³ actualmente está alrededor de los diez pesos con cincuenta centavos (Fuentes, 2007), se observa que en la actualidad sólo se encuentra operando un porcentaje del 65% del total de unidades construidas en el país, debido a falta de presupuesto para reparaciones y mantenimiento de los equipos.

A pesar de que en diversos estados funcionan plantas desaladoras, un ejemplo de la situación por la que atraviesan las plantas en México es el caso de Quintana Roo, en este estado hay plantas de OI como en Xcalak cerca de Chetumal e Isla Contoy que prácticamente están abandonadas por falta de refacciones (en la actualidad para este proceso más de 50% del equipo es de importación), o porque realmente nunca falta agua en las comunidades donde se instalaron. La tabla 1.7 muestra que 53% de las plantas desaladoras existentes en nuestro país son para uso turístico, el 35% para uso municipal, y el 12% son para uso industrial, donde el proceso más utilizado para desalar es la OI (Fuentes y Ramírez, 2003).

Tabla 1.7 Situación de la desalación en México (IDA, 2006)

Estado	Sitios donde hay plantas desalinizadoras	Número de unidades	% Nacional	Operan		Capacidad máxima instalada
				Sí	No	m ³ /d
Baja California	23	38	8.74	24	14	51938
BCS*	71	73	16.78	53	20	36971
Campeche	8	19	4.37	14	5	5456
Coahuila	31	33	7.59	23	10	7668
Colima	17	18	4.14	2	DES	2856
Edo. México	3	4	0.92	2	2	7000
Distrito Federal	14	17	3.91	12	5	95471
Durango	26	26	5.98	13	13	868
Guerrero	6	6	1.38	3	3	2355
Jalisco	3	4	0.92	3	1	2865
Morelos	2	21	4.83	21	--	110
Nuevo León	5	5	1.15	5	--	2847
Oaxaca	1	4	0.92	4	--	14256

Tabla 1.7 Situación de la desalación en México (continuación)

Estado	Sitios donde hay plantas desalinizadoras	Número de unidades	% Nacional	Operan		Capacidad máxima instalada
				Sí	No	
Q. Roo*	79	124	28.51	73	51	53339
SLP	1	1	0.23	1	0	60
Sonora	16	22	5.06	15	7	9349
Tamaulipas	4	4	0.92	2	2	5100
Veracruz	9	15	3.45	11	4	12167
Yucatán	1	1	0.23	1	--	700
Total Nacional	320	435	100.00	282	137	311376

1.1.6.3 VENTAJAS Y DESVENTAJAS TÉCNICAS, ECONÓMICAS Y AMBIENTALES DE LAS TECNOLOGÍAS DE DESALINIZACIÓN

Después de la exposición de los diferentes procesos de desalación actualmente existentes, tan solo algunos procesos son tecnológicamente viables a escala industrial: Evaporación súbita por efecto flash (MSF), destilación por múltiple efecto (MED), compresión de vapor (CV), ósmosis inversa (OI) y electrodiálisis (ED).

A modo de recopilación es conveniente realizar un análisis comparativo de las ventajas e inconvenientes de cada uno de los métodos tecnológicamente avanzados para la desalación de agua salada. Las tablas 1.8 y 1.9 presentan las principales características de las tecnologías de desalinización que tienen mayor uso comercial en la actualidad y provee una rápida referencia para la identificación de los procesos aplicables dadas ciertas condiciones y necesidades.

Tabla 1.8 Aplicabilidad de los procesos de desalinización (John A., 2006)

Factores	Procesos de desalinización						
	OI	ED	MSF	MED	CV	FR	II
SDT (ppm) de alimentación.							
500-1000	+	+	-	-	-	-	+
1000-3000	+	+	-	-	-	-	-
3000-8000	+	+	-	-	-	+	-
8000-50000	+	-	+	+	+	+	-
Capacidad de producción de la planta (m ³ /d).							
190-1900	+	+	-	-	+	+	0
1900-3800	+	+	-	-	+	+	-

Tabla 1.8 Aplicabilidad de los procesos de desalinización (continuación)

Factores	Procesos de desalinización						
	OI	ED	MSF	MED	CV	FR	II
3800- 38000	+	+	-	-	0	-	-
>38000	+	+	+	+	-	-	-
Estatus comercial.	+	+	+	+	+	0	+
Asociada con generación eléctrica.	0	0	+	+	+	-	-

Nota: + Generalmente aplicable
 0 Aplicable
 - No aplicable
 OI, ósmosis inversa; ED, electrodiálisis; MSF evaporación súbita efecto flash; MED, destilación múltiple efecto; CV, compresión de vapor; FR congelamiento; II intercambio iónico.

Tabla 1.9 Características principales de los procesos de desalación más usados en el mundo (Adaptado de John A., 2006; Fuentes y Ramírez, 2003)

Característica	MSF	MED	CV	OI	ED
Tipo de energía.	Térmica	Térmica	Eléctrica	Eléctrica	Eléctrica
Consumo energético (kj/kg).	Alto > 200	Alto/medio 150-200	Medio 100-150	Bajo <80	Bajo < 60
Relación energía/salinidad	Independiente de la salinidad	Independiente de la salinidad	-	Incrementa con la salinidad	Rápido incremento con la salinidad
Costo de las instalaciones.	Alto	Alto/medio	Alto	Medio	Medio
Posibilidad de ampliación.	Difícil	Difícil	Difícil	Fácil	Fácil
Fiabilidad de operación.	Alta	Media	Baja	Alta	Alta
Desalación de agua de mar.	Si	Si	Si	Si	No
Calidad del agua desalada (ppm)	Alta <50	Alta <50	Alta <50	Media 300-500	Media <300
Superficie de terreno requerida.	Alta	Media	Poca	Poca	Poca
Facilidad de escalamiento	Bajo	Bajo	Bajo	Alto	Bajo
Costo (USD/m ³)	1.14 – 1.68	0.83 – 1.11	-	0.32 – 0.61	0.17 – 0.32
Consumo de energía eléctrica (KWh/m ³).	3.5 - 4	1.5 – 2.5	-	2.4 - 45	1 – 2

En cuanto a las problemáticas ambientales de los vertidos de salmuera que generalmente tienen una concentración entre 60 000 y 65 000 ppm, y en los procesos térmicos con hasta 70 °C además de la contaminación provocada por la adición de químicos, son aspectos que se deben tener en cuenta antes de la implantación de la planta desalinizadora y su disposición final.

La disposición debe incluir un tratamiento para hacerlo compatible con el lugar de descarga final y puede también requerir transporte al sitio de ubicación. Entre los métodos de disposición de concentrado se encuentran:

- Inyección a un acuífero.
- Descarga a un cuerpo de agua superficial.
- Descarga a una instalación sanitaria.
- Aplicación a suelos.
- Evaporación y cristalización.
- Lagunas de evaporación.

1.2 LA ÓSMOSIS INVERSA COMO PRINCIPAL TECNOLOGÍA DE DESALINIZACIÓN

El consumo de energía de la ósmosis inversa es de los más bajos entre todas las opciones para la desalación y sólo compiten con ella la electrodiálisis y las técnicas térmicas como el proceso flash multietapas (Fritzmann *et al.*, 2007). La OI ofrece grandes ventajas sobre las tecnologías de desalación térmicas debido a su menor consumo de energía con concentración de sales baja, el costo variable en plantas de desalación térmica es casi independiente de la salinidad del agua de alimentación mientras que el costo variable en los procesos de membrana es casi proporcional a la salinidad del agua de alimentación y por lo tanto menor en agua salobre que en agua de mar, haciendo los procesos más económicos de desalación a la OI y la ED.

La figura 1.6 esquematiza el costo relativo total del proceso sobre la salinidad de la alimentación para la destilación, la OI y la ED.

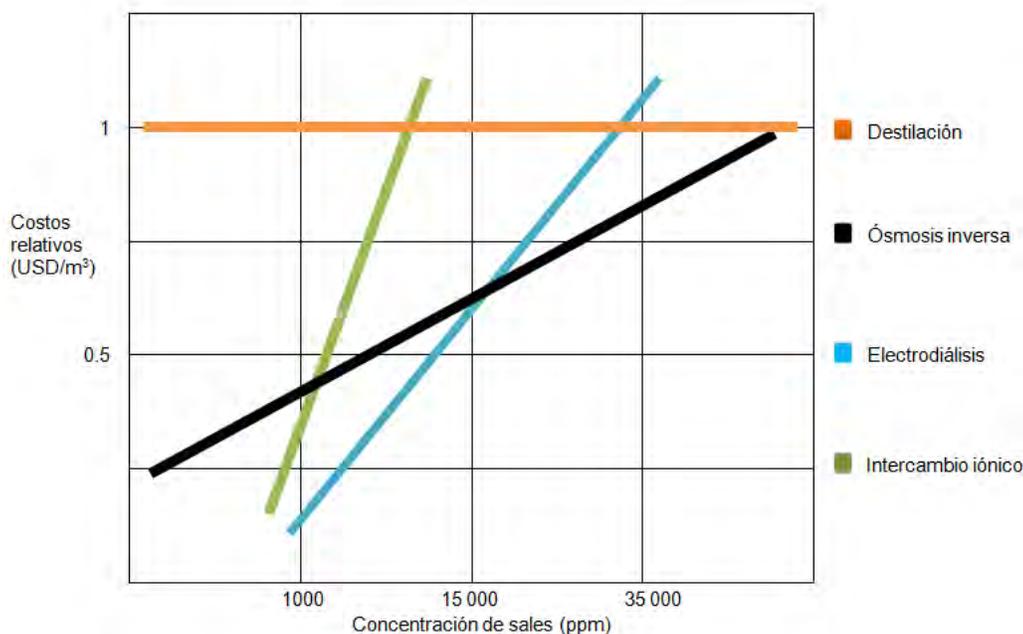


Figura 1.6 Costo relativo de la producción de agua por ósmosis inversa, ED, MSD e II (Adaptado de John A., 2006 y Fritzmann et al., 2007)

1.2.1 DEFINICIÓN Y CLASIFICACIÓN

La ósmosis inversa es una técnica de separación en la que, aplicando una diferencia de presión a través de una membrana semipermeable, las sales disueltas y demás contaminantes son retenidos dando lugar a un flujo de permeado con bajo contenido de sales disueltas y un flujo de concentrado o salmuera (Lauren *et al.*, 2009).

La OI, se basa en la característica que tienen ciertos polímeros, llamada semipermeabilidad, la cual permite el paso de ciertas moléculas o iones a través de ellos, mientras que son muy permeables para el agua, su permeabilidad para las sustancias disueltas es baja. Aplicando una diferencia de presión a través de la membrana el agua contenida en la alimentación se fuerza a pasar a través de ella con una bomba que eleva la presión con base en la concentración de sólidos disueltos, en el porcentaje deseado de recuperación y el desempeño de la membrana. La presión de alimentación alcanza típicamente valores de entre 500 a 800 psi en la desalación de agua de mar y para desalación de aguas salobres se encuentra en el intervalo de 150 a 200 psi (Medina, 2000).

La tecnología de OI se basa en el proceso de ósmosis que es un fenómeno natural que se produce en los seres vivos por el cual dos soluciones de distinta concentración salina puestas en contacto a través de una membrana semipermeable tienden a igualar sus concentraciones. Para ello se produce un movimiento desde la

solución más diluida hacia la más concentrada, que se detiene cuando se alcanza el 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 y la temperatura.

Termodinámicamente la presión osmótica se define como:

$$\pi = \frac{-RT}{V_b} \ln(X_w) \dots \dots \dots (1.3)$$

Donde π es la presión osmótica, V_b es el volumen molar del agua, X_w es la fracción mol de agua, T es la temperatura y R es la constante de los gases ideales. En soluciones diluidas la presión osmótica puede ser estimada usando la ecuación de Van't Hoff, la cual es similar a la ley de los gases ideales.

$$\pi = - \frac{n_s}{V} RT \quad \text{o} \quad \pi = CRT \dots \dots \dots (1.4)$$

Donde n_s representa los moles totales de los solutos en la solución, C es la concentración total de los solutos (mol/L) y V es el volumen del solvente.

Tomando en consideración la disociación de los iones en la disolución y que se trata de un caso no ideal, la ley de Van't Hoff puede reescribirse como:

$$\pi = i \phi CRT \dots \dots \dots (1.5)$$

Donde i representa el parámetro de disociación, el cual es igual al número de iones y moléculas por mol de soluto producidas por los efectos de disolución del soluto y ϕ es un factor de corrección que toma en cuenta la no idealidad.

Como posible estimación del valor de la presión osmótica en el agua de mar podemos hacer el cálculo asumiendo que se trata de una solución de cloruro de sodio (NaCl) de igual concentración de sólidos disueltos totales. Para una concentración baja de NaCl la presión osmótica es aproximadamente igual a:

$$\pi = 8 \text{ bar} / (\%p/p)_{\text{NaCl}} \dots \dots \dots (1.6)$$

El valor verdadero de la presión osmótica del agua de mar es aproximadamente 10% menor que el de una solución de NaCl de igual concentración de sólidos disueltos totales, debido a la presencia de especies de mayor peso molecular (Fritzmann *et al.*, 2007).

1.2.2 FACTORES DE INFLUENCIA EN LA OPERACIÓN

La desalinización por OI queda enmarcada por una serie de variables que intervienen en el proceso y que deben conocerse ya que en última instancia permiten realizar el proyecto o el diseño de las instalaciones.

- A) Calidad del agua: Dado el diferente origen del agua que es susceptible de ser desalada y por consiguiente sus distintas características fisicoquímicas, es conveniente conocer estas características antes de ser aplicado el proceso de desalinización ya que puede tener incidencia en la forma de realizar el diseño además de las precauciones que deben de tomarse para lograr un funcionamiento continuo y sin grandes alteraciones en la operación.
- B) Rechazo de sales: Es el parámetro más importante de la membrana y se basa en el proceso de fabricación y en los polímeros que forman la membrana. Este valor para cualquier membrana varía para los distintos iones, los iones trivalentes por ejemplo, son rechazados mejor que los divalentes y estos a su vez mejor que los monovalentes (Medina, 2000).
- C) Recuperación o recobro del sistema: Es el porcentaje de producto que se obtiene a partir de un determinado volumen de agua de alimentación.

Las tasas de recuperación de las membranas espirales por módulo suelen ser de 12 a 15% si se trata de agua salobre y del 10% en caso de ser agua de mar (Medina, 2000). A nivel industrial cuando se aplica la OI en aguas salobres (BWRO) la recuperación se ve limitada por el riesgo de incrustación de precipitados y se encuentra en el intervalo de 75 a 80% de recuperación, en los sistemas de OI para agua de mar (SWRO) las tasas de recuperación alcanzan un 60% debido a la presión limitada en la alimentación y al incremento en el consumo energético cuando se tienen elevadas concentraciones de sales disueltas (Fritzmann *et al.*, 2007). Por lo que el máximo de etapas que se suelen colocar son 3 (Medina, 2000).

- D) Polarización de la membrana: El rechazo de la materia disuelta y de las partículas por la membrana conduce a la acumulación y concentración de estas sustancias directamente sobre la superficie de la membrana a este fenómeno se le llama polarización de la membrana y tiene varios efectos negativos sobre la productividad. Entre ellos están la disminución del permeado y del rechazo debido al alto flujo de sales a consecuencia de su concentración en la superficie de la membrana, la precipitación especialmente de los iones bivalentes por el exceso en los límites de solubilidad y su deposición sobre la superficie de la membrana (Medina, 2000).
- E) Presión de operación: La presión de operación debe ser la necesaria para vencer la presión osmótica diferencial entre las soluciones existentes a un lado y del otro de la membrana, dependiendo del módulo de que se trate

existe una presión máxima de operación que no debe sobrepasarse por la posibilidad de compactación, ruptura o destrucción de la misma.

F) Factor de ensuciamiento: Las condiciones físicas y químicas del agua producen un ensuciamiento más o menos importante en las membranas que hacen descender las prestaciones de estas (e.j. rechazo de sales, recuperación de producto), dicho índice es un número menor que la unidad y que trata de expresar el deterioro que experimenta la membrana cada determinado tiempo a consecuencia del uso (Medina, 2000).

G) pH: El rechazo de sales y la durabilidad de las membranas dependen en gran medida del pH con el que se operen, principalmente porque dependiendo del material del cual estén fabricadas las membranas tienden a reaccionar (se hidrolizan), fuera de los valores recomendados de pH las membranas pierden sus características de forma irreversible (Medina, 2000).

1.2.3 PRE-TRATAMIENTOS

Debido al ensuciamiento de las unidades de ósmosis inversa, se requiere de un agua de alimentación con alta calidad para asegurar el funcionamiento estable a largo plazo, el agua que se va a desalar contiene una serie de componentes orgánicos y no orgánicos que deben ser controlados dentro de unos determinados límites para que pueda aplicarse directamente a unos elementos tan sensibles como son las membranas, el pre-tratamiento sirve para reducir el potencial de ensuciamiento e incrustamiento sobre su superficie e incrementar la vida útil de la membrana (Fritzmann *et al.*, 2007).

El pre-tratamiento se puede definir como el acondicionamiento del agua cruda de tal forma que no afecte los componentes del proceso de desalinización y de esta forma reducir el mantenimiento del equipo de desalinización. Las principales características en un esquema de pre-tratamiento son:

- Bajo contenido de material particulado representado por los sólidos suspendidos totales.
- Baja actividad biológica.
- Baja concentración de metales pesados.
- Ausencia de elementos que puedan oxidarse a material particulado.

Debe por tanto acondicionarse el agua salada cruda sometiéndola a una serie de tratamientos que globalmente son de dos tipos:

Físicos: Destinados a eliminar fundamentalmente los elementos sólidos y materia orgánica en suspensión.

Químicos: Destinados a evitar ataques a la membrana o precipitaciones de sales sobre la misma.

La tabla 1.10 muestra los diferentes pre-tratamientos aplicados a nivel mundial y la calificación obtenida de acuerdo a la remoción de diversos parámetros fisicoquímicos (Cerón, 2010); el estudio se realizó dividiendo los pre-tratamientos en siete grupos de acuerdo a las combinaciones encontradas en la literatura: (convencional, convencional + microfiltración + ultrafiltración, convencional + flotación con aire disuelto, convencional + flotación con aire disuelto + ultrafiltración, convencional + ultrafiltración, ablandamiento + ultrafiltración y ultrafiltración) y los parámetros en cuatro grupos (físicos, químicos, microbiológicos y mixtos); con base en resultados reportados sobre la remoción de estos parámetros para cada proceso se le proporcionaron ciertas calificaciones:

Calificación 0 = No funciona
Calificación 1 = Funciona poco
Calificación 2 = Funciona bien
Calificación 3 = Funciona muy bien

Posteriormente, se sumaron y dividieron las calificaciones parciales entre el número de parámetros, obteniendo la calificación por grupo de parámetros y finalmente se sumaron las calificaciones de cada grupo para obtener la calificación final por pre-tratamiento.

Con base en un análisis de los pre-tratamientos aplicados al agua de mar a nivel mundial, se determinó que:

- El 53% de los pre-tratamientos utilizados para agua de mar son de tipo convencional (coagulación-floculación-filtración, filtración directa, coagulación-filtración) siendo el más aplicado a nivel mundial coagulación-floculación-filtración para el pre-tratamiento de agua de mar.
- Aunque los procesos de micro filtración y/o ultrafiltración obtuvieron las mejores calificaciones; no son procesos ampliamente aplicados para pre-tratamientos de agua de mar debido a que son procesos con elevado costo. Además, no se tuvo la suficiente información para calificar todos los parámetros, por lo que se tuvieron que proponer algunos valores para obtener la calificación final.
- Debido a lo anterior, se determinó que el pre-tratamiento convencional coagulación-floculación-filtración y filtración directa, son pre-tratamientos eficientes, de mayor aplicación a nivel mundial y son procesos económicamente viables.

Tabla 1.10 Tabla del estudio bibliográfico de pre-tratamientos aplicados a nivel mundial (Cerón, 2010)

PRETRATAMIENTOS							
	Convencional	C+MF+UF	Con+DAF	Con+DAF+UF	Con+UF	Abland+UF	UF
Nivel de estudio	11P 7PL	P	P	P	P	PL	P
Reportes técnicos = 34	18	1	1	2	1	1	10
Físicos							
Temperatura	-	-	-	-	-	-	-
pH	-	-	-	-	-	-	-
Químicos							
TDS	1	2	1	2	2		1.5
Conductividad	1	2	1	2	2	-	1.5
DOC	1.5	2	1.5	2.5	2	-	1
TOC	2	3	2	2.5	1	-	1.5
Fe	3	3	3	2.5	3	-	-
Total por grupo	1.7	2.4	1.7	2.3	2		1.37
Microbiológicos							
Clorofila-a	2.5	3	2.5	3	3	-	3
Coliformes totales	2.5	3	2.5	3	3	-	2
Fitoplancton	2.5	3	3	3	3	-	3
Total por grupo	2.5	3	2.67	3	3		2.5
Mixtos							
SDI	2.5	3	3	3	3	-	3
Turbiedad	2.5	3	3	3	3	3	3
Total por grupo	2.5	3	3	3	3	3	3
Total	6.7	8.4	7.37	8.3	8		6.87

Nota: 0-No funciona, 1-Funciona poco, 2-Funciona bien, 3-Funciona muy bien, P: Piloto, PL: Planta

Para caracterizar el potencial de ensuciamiento de la corriente de alimentación, se utiliza el valor de SDI (Índice de densidad de ensuciamiento). Los proveedores de las membranas recomiendan valores de $SDI_{15} < 3$ en el agua de alimentación para ósmosis inversa para evitar el incremento en la pérdida de presión en los módulos y para reducir su contaminación.

La mayoría de las plantas de ósmosis inversa usan un pre-tratamiento convencional que se define como el uso de un pre-tratamiento químico y físico sin el uso de tecnología de membranas. El tren de pre-tratamiento convencional mas empleado a nivel mundial para el proceso de OI se muestra en la figura 1.7 (Lauren F *et al.*, 2009).

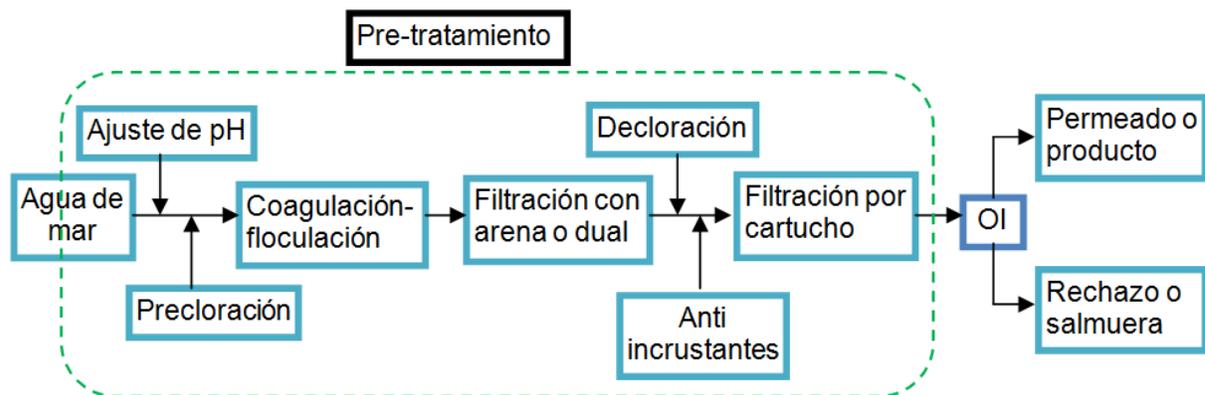


Figura 1.7 Tren de tratamiento convencional para ósmosis inversa

El tren de tratamiento convencional para OI está integrado principalmente por las etapas de: ajuste de pH, pre-cloración, coagulación-floculación, filtración con arena o filtración dual, de-cloración, y filtración sobre cartuchos. Cabe mencionar que en los trenes de tratamiento no siempre todos estos procesos y operaciones unitarias son aplicados y otros procesos como la coagulación-floculación y en especial la filtración por membranas (ultra y nano filtración) son aplicados de manera variable en el pre-tratamiento para ósmosis inversa, dependiendo de la calidad del agua a tratar.

Ajuste de pH del agua: El agua que se va a desalar tiene generalmente un pH de 8 en el agua de mar y valores superiores en las aguas salobres. En estas condiciones el funcionamiento de las membranas no es el óptimo y la eficiencia de la instalación se reduce, la acidificación se emplea principalmente con dos objetivos:

- Colocar el pH del agua a un nivel óptimo para la membrana.
- Prevenir la precipitación del bicarbonato calcio

En el caso de las membranas de acetato de celulosa, que son fácilmente degradables, el ácido sulfúrico previene su hidrólisis a celulosa y a ácido acético, que se produce rápidamente cuando se sale del estrecho margen de pH (5-6) a que pueden trabajar.

Cloración: La cloración es necesaria antes de aplicarse el tratamiento físico al agua, para evitar el crecimiento bacteriológico en la superficie de la membrana llamado <<biofouling>>.

Filtración: Los componentes físicos en suspensión del agua comprenden desde arenas, hasta partículas coloidales que proceden de la erosión del terreno, la disolución de sustancias minerales y la descomposición de sustancias orgánicas. Todos estos elementos deben eliminarse de los circuitos hidráulicos de la instalación o al menos controlarse dentro de unos parámetros.

Las partículas sólidas que arrastra el agua pueden ser: arena gruesa, arena fina, limo y arcilla, y por su tamaño se clasifican en:

- Partículas coloidales (diámetro entre 0.1 – 3 micras).
- No coloidales (diámetro mayor a 1 micra).

Tabla 1.11 Tamaño de los compuestos existentes en el agua (Medina, 2000)

Componentes	Dimensiones en micras	Tamaño
Algas	700-1	Particular
Arenas	200-100	Particular
Limos	100-20	Particular
Arcillas	10-0.1	Particular
Polen	60-20	Particular
Ácidos húmicos	0.005-1	Macromolecular
Negro de humo	0.02-0.08	Molecular
Bacterias	.7-80	Macromolecular
Virus	0.003-0.03	Molecular
Sales disueltas	0.0008-0.004	Iónico
Iones metálicos	<0.0006	Iónico

Además, muchas veces resulta difícil incluso desligar la incidencia de los componentes físicos de los químicos del agua, pues la presencia de los primeros también induce la de los segundos (Medina, 2000).

La filtración es una operación unitaria que consiste en la separación de sólidos en suspensión, haciendo pasar el agua a través de un lecho de medio poroso empacado en una columna o filtro. La clasificación del filtrado responde esencialmente a dos conceptos principales.

Filtración gruesa y filtración fina, La primera trata de hacer una separación de materiales de tamaños y estructuras determinadas, mientras que la segunda llega a separaciones de tamaño micrométrico. Empleados tanto de forma individual como de forma conjunta los equipos que normalmente se utilizan son: (Medina, 2000).

- Filtros de arena.
- Filtros de cartucho o de bujías.

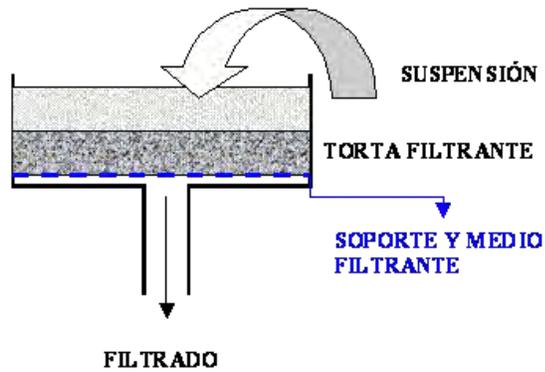


Figura 1.8 Esquema de la operación de filtración



Figura 1.9 Filtro de arena



Figura 1.10 Filtros cartucho

Los filtros de arena constan de una o más capas de material filtrante, sean o no de arena, porque en la mayoría de los casos más que de arena se trata de distintos materiales de granulometría variable, que se colocan en capas de distinto espesor. En ellos se introduce el agua por la parte superior y va percolando a través de las distintas capas, para recogerse el agua filtrada por la parte inferior. La velocidad de filtración depende de varios factores como:

- La presión aplicada.
- La granulometría utilizada.
- La profundidad de la capa o capas de material.

Los filtros se pueden clasificar por su velocidad de filtrado, en filtros de gravedad (filtros lentos) con un flujo de filtrado menor a $5 \text{ m}^3/\text{m}^2 \times \text{h}$, lo que determina mayores necesidades de espacio para su instalación, o filtros a presión (filtros rápidos) con flujos mayores a $5 \text{ m}^3/\text{m}^2 \times \text{h}$ y presiones de 50 a 100 psi (3.5 a 7.5 kg/cm^2), estos últimos son los que comúnmente se utilizan en la desalinización de agua de mar (Hoyos, 2003).

Pueden ser verticales u horizontales, su tamaño debe ser acorde con el volumen a tratar y se colocan generalmente por parejas y en paralelo, con un filtro de repuesto para realizar el lavado de forma individual, sin tener que detener la operación. Estos filtros son depósitos generalmente metálicos y en ocasiones plásticos, cuyo tamaño viene limitado por el precio y la resistencia de los materiales que se emplea. En la parte inferior se colocan, al igual que en los filtros abiertos, unos colectores o placas con boquillas que recogen el agua que atraviesa en forma descendente el material filtrante.

Los diámetros más grandes que se utilizan están entre los 3.5 y 4 m, no conviene hacerlos demasiado largos por problemas de manipulación y transporte, no rebasando generalmente en los filtros horizontales los 20 m. Los filtros verticales se construyen con la misma limitación de diámetros que los horizontales, siendo sus dimensiones normales de 1.5 a 4 m de alto y diámetros de 1 a 3.5m (Medina, 2000).

Generalmente, los filtros presurizados son los más empleados con un lecho de arena que generalmente es de 91 a 122 centímetros de profundidad y un lecho de soporte con grava cuyo espesor oscila alrededor de los 30 cm. Los filtros de arena remueven partículas con densidades mayores a $2 \text{ g}/\text{cm}^3$ alcanzando valores de eficiencia de remoción hasta de 90% de la materia suspendida presente en el agua y logrando niveles de remoción menores a 1 NTU (Fritzmann *et al.*, 2007).

Las ventajas de los filtros arena son:

- 1.- Facilidad de operación y mantenimiento, ideales para sistemas pequeños (con caudales de 30 a 60 $\text{m}^3/\text{m}^2 \text{ h}$, con baja turbidez en el efluente.
- 2.- Bajo costo de mantenimiento y operación.
- 3.- Bajo requerimiento de espacio.
- 4.- Algunas arenas pueden ser utilizadas en repetidas ocasiones, lo que representa un funcionamiento más económico.

Las limitantes o desventajas de usar filtros de medio poroso para la desalinización son:

- 1.- Los sistemas de filtración de arena requieren agua cruda a la entrada del proceso con baja cantidad de partículas sedimentables.
- 2.- En climas sujetos a temperaturas de congelación, los filtros por lo general deben ser cubiertos, o pueden requerir calefacción y ventilación ya que en ellos se puede formar una capa de hielo que impida la limpieza.
- 3.- Su uso no es adecuado para agua con alta turbidez. Las aguas que contienen arriba de 30 NTU deben pasar por un pre-tratamiento como la coagulación (Aqua-Latina, 2009).

Tabla 1.12 Principales características de los filtros (Medina, 2000)

Características	Filtros lentos de arena	Filtros rápidos de arena	Filtros de alta tasa
Tasa de filtración	<5 m/h	5-12 m/h	>12 m/h
Medio	Arena	Arena	Arena y antracita
Distribución del medio	No estratificado	Estratificado: fino a grueso	Estratificado: grueso
Duración carrera	20-60 días	12-36 horas	12-36 horas
Pérdida de carga	Inicial: 0.6 m Final: 1.2 m	Inicial: 0.3 m Final: 2.4-3.0 m	Inicial: 0.3 m Final: 2.4-3.0 m
Agua de lavado	No usa	2-4% del agua filtrada	6% del agua filtrada
Profundidad del medio	0.6-1.0 m	0.6-0.75 m	Antracita 0.4-0.6 m Arena 0.15-0.3 m
Profundidad de grava	0.30 m	0.3-0.45 m	0.3-0.45 m
Drenaje	Tubería perforada	Tubería perforada. Falsos fondos	Falsos fondos

Aunque con aguas sin demasiados problemas de turbidez, una simple capa de arena suele ser suficiente, cuando el agua es más problemática, para mejorar las características del filtrado se emplean filtros multicapa, formados por varias capas de distintos materiales. En estos casos suele haber al menos una o más capas de grava de diferente granulometría, que se colocan en la parte inferior del filtro y sobre ella se van colocando las sucesivas capas de distintas arenas.

También se emplean materiales como granate, tierras diatomeas, etc., y generalmente en la parte superior se deposita una capa de antracita, ésta es mucho menos pesada que la arena y de mayor porosidad. Los tamaños medios más usados comúnmente para estos materiales son: antracita de 0.8-1.2 mm, arena de 0.5-0.8 mm, granate de 0.4-0.6 mm y magnetita de 0.3-0.4 mm.

La granulometría de los materiales de filtración se determina mediante el cernido a través de mallas de un tamaño determinado y viene definida por dos parámetros:

- Tamaño efectivo: En relación al porcentaje en peso que pasa por las mallas de una serie granulométrica, el tamaño efectivo se refiere al tamaño de granos correspondiente al 10% en peso.
- Coeficiente de uniformidad: Con relación al porcentaje en peso que pasa por las mallas de una serie granulométrica, el coeficiente de uniformidad es igual a la relación entre el tamaño de los granos correspondiente al 60% en peso y el tamaño de los granos correspondiente al 10% en peso. El coeficiente de uniformidad cuanto más cercano a 1 es más uniforme el material.

Así como en los filtros lentos la arena suele tener un tamaño efectivo de grano de 0.35 mm, para filtros rápidos las arenas deben ser lógicamente más gruesas aunque inferiores a 2 mm, con un coeficiente de uniformidad variable entre 1.3 y 1.6.

Coagulación – floculación: Cuando el tratamiento a través de un medio filtrante es insuficiente, antes de pasar el agua a desalar por los filtros es preferible recurrir a la coagulación- floculación en línea. El objeto de la coagulación es desestabilizar las partículas en suspensión y facilitar su aglomeración; esto se realiza mediante la inyección y dispersión rápida de los productos químicos, la floculación tiene por finalidad favorecer mediante un mezclado lento, el contacto entre las partículas desestabilizadas, estas partículas se aglutinan para formar un floculo que puede eliminarse por decantación o filtración fácilmente. Se utilizan generalmente sales de hierro o aluminio, o una combinación con polímeros. Los coagulantes más utilizados son el cloruro férrico $FeCl_3$, sulfato de hierro $Fe_2(SO_4)_3$ y sulfato de aluminio $Al_2(SO_4)_3$. Durante la coagulación se reduce la alcalinidad y se produce CO_2 (Fritzmán *et al.*, 2007).

Filtración sobre cartucho: Se utilizan en las instalaciones para poder garantizar un nivel de filtración mínimo de 5 micras que es el requerido por los fabricantes de las membranas, se trata de depósitos metálicos recubiertos interiormente, de posición vertical y utilizan como medio filtrante unos cartuchos constituidos por un eje hueco, provisto de orificios sobre el que se enrolla un hilo de polipropileno u otro material plástico a unas determinadas tensiones que garantizan la separación de sólidos hasta de ese tamaño.

Las dimensiones de los cartuchos son de de 1.5” a 2” de diámetro y variable entre 0.25 m y 1.25 m de longitud. Las velocidades media de filtración que se establecen son de 2 a 3 m^3/hr por cartucho de 1 metro de longitud de 2 ½” de diámetro.

Decloración: Las membranas, especialmente las de poliamida son muy sensibles a los oxidantes y especialmente al Cl_2 libre residual que puede encontrarse en el agua después del proceso de cloración. El producto que generalmente es empleado, es el bisulfito o metabisulfito de sodio, que en la práctica generalmente se utilizan 3 mg de bisulfito para eliminar 1.0 mg de cloro libre en contraste con el 1.34 mg teóricamente necesario (Fritzmán *et al.*, 2007). Además del metabisulfito suele utilizarse carbón activado para reducir el cloro libre residual.

Inhibición: Su finalidad es aumentar la solubilidad de los distintos iones en el agua, hasta varias veces su solubilidad normal. Su acción se concentra principalmente en la inhibición de precipitados de sales derivadas de sulfatos (CaSO_4 , BaSO_4 , SrSO_4 , etc.). El primer inhibidor utilizado fue el hexametafosfato sódico (NaPO_3)₆ siendo los polifosfatos los productos más empleados. Posteriormente, se han desarrollado diferentes polímeros orgánicos de síntesis que mejoran su efectividad; aunque aparecen con diferentes nombres comerciales en general se tratan de ácidos poliacrílicos, polímeros de metacrilato, ácidos policarboxílicos, poliacrilamidas y ácidos aminoalcalifosfóricos (Fritzmann *et al.*, 2007).

Filtración por membranas (pre tratamiento no convencional): Son filtros especiales cuya aplicación queda restringida por los elevados costos de instalación y mantenimiento. Utilizan membranas parecidas para la ósmosis inversa pero de tamaño de poro mucho mayor (Lauren *et al.*, 2009).

- Micro filtración: Efectúa una separación de partículas incluyendo sólidos en suspensión y coloides mediante membranas cuyo tamaño de poro es de unos 0.1 – 0.2 micras.
- Ultra filtración: Las membranas que se emplean tienen un tamaño de poro de 0.01 micra, separando partículas, proteínas y sustancias orgánicas.
- Nano filtración: Efectúa una separación de 0.001-0.01 micras, las membranas son muy parecidas a las de ósmosis inversa y se utilizan para retirar cierto tipos de compuestos ej. recuperar azúcares en alimentos, cervezas y refrescos, desmineralizado y decolorado entre otros.

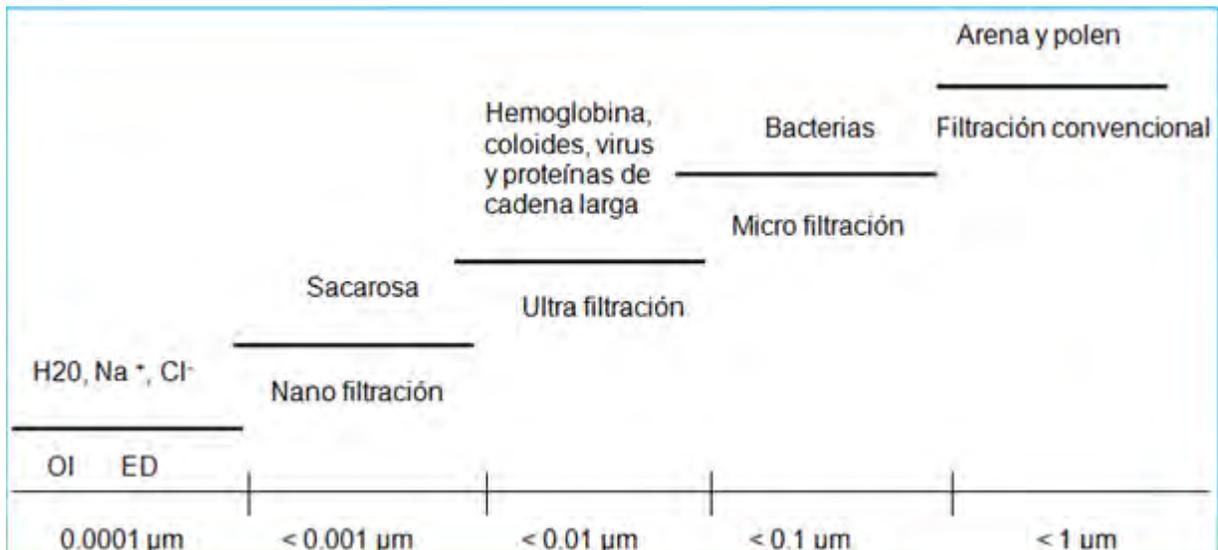


Figura 1.11 Selectividad de los procesos de separación (Perry y Green, 1997)

1.2.4 COMPONENTES PRINCIPALES

Los principales componentes de un sistema de ósmosis inversa son:

- Bomba de alta presión: Es el equipo que proporciona una presión mayor a la osmótica al agua para que pasa a través de las membranas de ósmosis inversa.
- Membranas: Láminas de material semipermeable para el tratamiento del agua.
- Estructura mecánica: Es empleada para soportar los esfuerzos a los cuales se somete la membrana por el proceso de separación.
- Contenedor: Empleado para colocar la membrana para su operación en el tratamiento del agua.

En general en el proceso de ósmosis inversa se incluyen las siguientes etapas:

- Extracción del agua a tratar.
- Pre-tratamiento del agua.
- Sistema de bombeo.
- Unidad de separación con membrana.
- Sistema de recuperación de la energía.
- Pos-tratamiento.
- Sistema de control.

1.2.4.1 TIPOS DE MÓDULOS

La membrana que realiza la separación es una lámina delgada que por sí sola no soportaría los esfuerzos a la cual es sometida en el proceso de separación, por lo anterior necesita estar integrada a una estructura mecánica que le permita soportar estos esfuerzos y ocupar el menor espacio posible, esta estructura que contiene a la membrana se le llama módulo y con respecto al análisis de fallos, la configuración del módulo es importante porque algunos tipos son más fiables que otros (EPA, 1996).

Los módulos de membranas son comercialmente disponibles en cuatro configuraciones:

- Placa y marco
- En espiral
- Fibra hueca
- Tubular

Placa y marco: Son módulos donde se utilizan hojas planas de membrana y son dispuestas entre separadores y soportes. Los apoyos forman un canal de flujo para el permeado del agua, donde el flujo de alimentación atraviesa las hojas de una capa hacia otra (EPA, 1996).

En espiral: Consiste en varias membranas de hoja plana que se adhieren juntas en parejas en tres lados con un separador para que pase el permeado a través de ellas, formando una especie de bolsa. Los bolsillos de la membrana se enrollan alrededor del tubo con separadores entre cada bolsillo, de esta manera se crean canales de alimentación y de permeado, la alimentación entra en el módulo y es en ésta parte donde es forzada a través de la membrana, el permeado se recoge en el tubo colector, mientras que el concentrado abandona la membrana por el lado opuesto a la entrada de la alimentación. El montaje básico de un módulo de membranas en espiral de ósmosis inversa se muestra en la figura 1.12 (Fritzmann *et al.*, 2007).

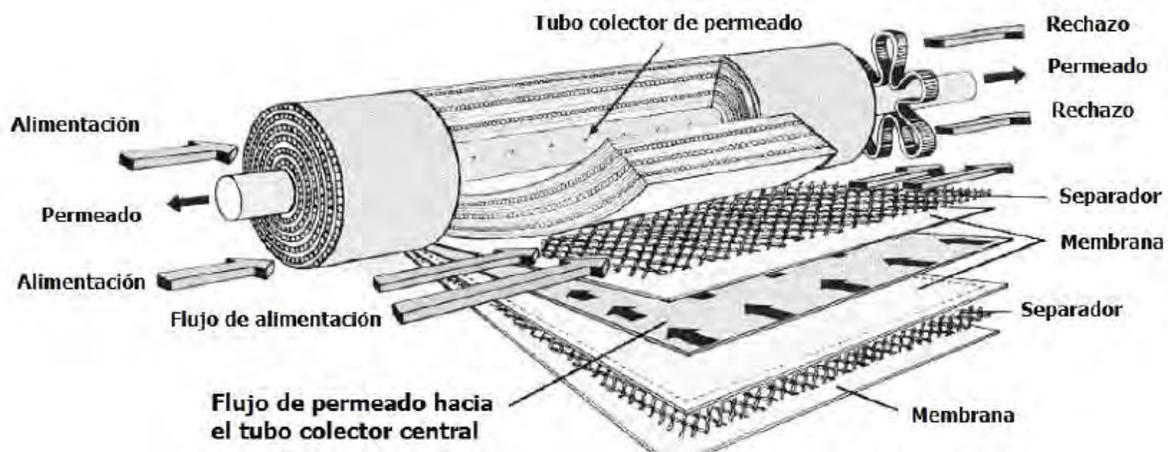


Figura 1.12 Flujo a través de un modulo de membranas en espiral (Fritzmann *et al.*, 2007)

Típicamente los módulos simples de ósmosis inversa funcionan con una recuperación del 5 al 15%. Además de proporcionar una trayectoria del flujo para la alimentación a lo largo de la hoja de la membrana, los espaciadores también crean remolinos, que reducen la polarización de la membrana y aumentan así el flujo a través de esta. El estándar industrial actual de los módulos más usados es de 8" de diámetro, pero están disponibles de 4" y 2.5" para aplicaciones a nivel laboratorio (Fritzmann *et al.*, 2007).

Fibra hueca: Están estructuradas por un haz de millones de tubos capilares del tamaño de un cabello humano con huecos, el agua se aplica a la membrana desde el exterior del capilar y la pared de la fibra actúa como lámina separadora reteniendo las sales, mientras que por el interior del capilar circula el agua producto que ha atravesado la membrana, la salmuera se remueve de manera radial mediante un colector para su evacuación. La superficie de estas membranas es muy grande debido a que está conformada por millones de tubos capilares (Kelle, 1976).

Tubulares: Membranas generalmente de diámetro de 0.2-0.6", se encuentran alojadas en el interior de un tubo de PVC, que soporta la presión del proceso. En algunos casos se colocan varias membranas en el interior del tubo de 1.5 a 2" de

diámetro, el tubo contiene orificios necesarios para la entrada y salida de los flujos que intervienen en el proceso (Lenntech, 2008).

1.2.4.2 TIPOS DE MEMBRANAS EMPLEADAS

Las membranas consisten hoy en día de una capa activa no porosa muy fina y una capa porosa de soporte para la estabilidad mecánica. La capa de soporte protege a la membrana contra rasgaduras y rupturas, mientras que la capa activa es responsable de casi toda la resistencia al transporte de masa y de la selectividad de la membrana. Las membranas que ofrecen esta combinación de una capa activa y una estructura de soporte son llamadas membranas asimétricas (Fritzmán *et al.*, 2007).

Las caras superficiales para la corriente de alimentación de dichas membranas tienen poros muy pequeños de tamaño (0.0005 a 0.002 micras) con una profundidad de 1000 a 2000 angstroms, el rechazo de sólidos está en función del tamaño del poro, sucede en la superficie y es independiente del espesor de la membrana. Las membranas se clasifican como celulósicas o no celulósicas, poliméricas e inorgánicas.

Las membranas celulósicas son muy comerciales y son muy aceptadas, dentro de éstas se incluye el acetato de celulosa, triacetato de celulosa o una combinación de ambos. Una membrana típica tiene aproximadamente 100 μ de espesor y un revestimiento superficial de 0.2 μ , el cual constituye la superficie de rechazo. El resto de la película es esponjosa y contiene aproximadamente dos tercios de agua.

Las propiedades de permeoselectividad y transporte del revestimiento de la membrana de acetato de celulosa, vienen controladas por la combinación de varios factores:

- 1.- El contenido de grupos acetilo del acetato de celulosa que se utiliza en el moldeo de preparación de la película.
- 2.- Aditivos que componen la disolución de moldeo, tales como perclorato magnésico, cloruro de zinc, etc.
- 3.- Selección y proporciones de los disolventes de la solución de moldeo, generalmente acetona, agua y formamida.
- 4.- Condiciones de moldeo, incluyendo la velocidad del secado con aire, temperatura, etc.
- 5.- Condiciones del tratamiento térmico (recocido).

Las membranas no celulósicas están compuestas de una variedad de polímeros sintéticos, ejemplo las poliamidas, que comercialmente se utilizan en las separaciones alcohol/agua.

Una de las principales desventajas de las membranas de acetato de celulosa es la posibilidad del deterioro por hidrólisis. En contacto con el agua la membrana comienza a dañarse de acuerdo a la siguiente reacción:

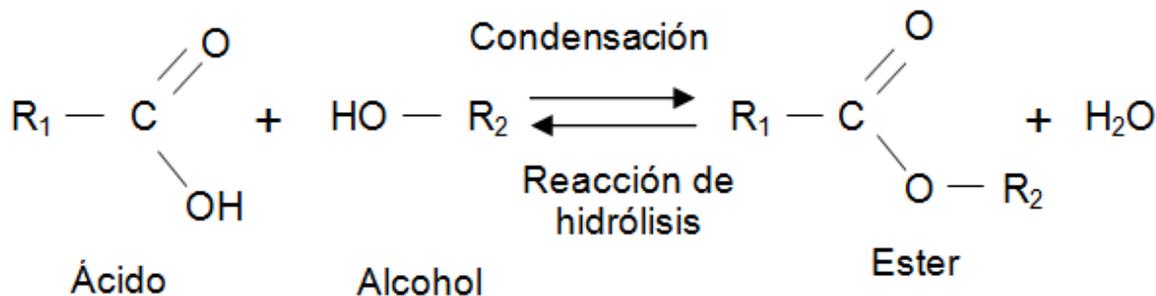


Figura 1.13 Reacción de hidrólisis (Fritzmann *et al.*, 2007)

Esta reacción es fuertemente dependiente del pH, para valores de pH entre 4 y 5, la vida útil de la membrana puede alcanzar fácilmente hasta 4 años de vida, y para valores cercanos a 1 ó 9 la vida útil de la membrana es de unos pocos días. Además las membranas de acetato de celulosa, bajo una alta presión de operación tienden a compactarse fuertemente de tal modo que el rendimiento del proceso se ve disminuido.

Las membranas compuestas son química y físicamente más estables, exhiben una mayor resistencia a la degradación bacteriana, no se afectan por reacciones de hidrólisis, tienen menor tendencia a la compactación y son estables a una mayor rango de pH (3-11). Sin embargo estas membranas tienen una tendencia más fuerte al ensuciamiento y se deterioran con pequeñas cantidades de cloro libre en la corriente de alimentación. Todos los materiales para las membranas disponibles en el mercado tienen una limitada estabilidad a los oxidantes usados en la etapa de pre-tratamiento tales como el cloro libre u ozono; el cloro libre residual tiene por tanto que ser reducido con la adición de bisulfito o meta bisulfito de sodio, o el contacto con carbón activado.

Tabla 1.13 Condiciones de resistencia de las membranas (Fritzmann *et al.*, 2007)

	Membranas de acetato de celulosa.	Membranas compuestas (Thing Film Composite, TFC)
Valor de pH	4-5	3-11
Cloro libre continuo	< 1 ppm	200 ppm – 1000 hrs de tolerancia
Bacterias	No resistente	Resistente
Oxígeno libre	Resistente	Resistente

1.2.5 ENSUCIAMIENTO DE LAS MEMBRANAS

En general se observan dos mecanismos de ensuciamiento en los procesos de membrana: suciedad e incrustaciones en la superficie y en los poros. Sin embargo, las membranas de Ol no tienen poros distinguibles y se consideran esencialmente no porosas, así que el principal mecanismo de ensuciamiento es en la superficie y puede producirse por una variedad de contaminantes, incluyendo partículas en suspensión (orgánica e inorgánica), materia orgánica disuelta, sólidos disueltos y

material biológico (Amiri y Samiei, 2007). Además, la contaminación se puede desarrollar de forma desigual a través de un módulo de membrana o de algún elemento, se puede producir entre las hojas de la membrana de un módulo o donde se encuentran los espaciadores.

En general, el ensuciamiento de las membranas de OI en las plantas para agua de mar es por la admisión de material orgánico y material particulado, mientras que el ensuciamiento en las plantas para agua salobre es provocada por sales inorgánicas y precipitaciones, los tipos de contaminantes son específicas de cada sitio y dependen también del proceso de pre tratamiento aplicado (Lauren *et al.*, 2009).

1.2.6 MANTENIMIENTO Y LIMPIEZA DE MEMBRANAS

El ensuciamiento de las membranas no se puede evitar totalmente, incluso si es eficaz el pre-tratamiento del agua de alimentación, para restaurar el rendimiento y evitar el daño permanente de las membranas tienen que ser eliminadas las incrustaciones existentes con una limpieza a intervalos definidos, con la utilización de soluciones de limpieza normalizadas demandadas por las llamadas buenas prácticas de operación, estas soluciones de limpieza pueden modificar las condiciones iniciales de operación en las primeras 48 hrs de funcionamiento de la planta, por ejemplo: disminuir el flujo de permeado en 10%, aumentar la pérdida de presión en un 15% y aumentar el rechazo de sales en un 10% de las membranas (Fritzmann *et al.*, 2007).

Un procedimiento típico de limpieza de membranas consiste en:

- 1.- Preparación de la solución de limpieza.
- 2.- Bombeo de solución. Se precalienta la solución de limpieza y se envía a la presión mínima para evitar la redeposición de la suciedad en la membrana, no se produce gran cantidad de permeado y los efluentes son expulsados del sistema y desechados.
- 3.- Recirculación. Después se recircula la solución de limpieza y si es necesario se ajusta el pH.
- 4.- Remojo. Se dejan las membranas de ósmosis inversa inundadas por la solución de limpieza con las bombas apagadas de 1 a 15 horas.
- 5.- Operación con alto caudal. Se realiza el encendido de las bombas para vaciar el sistema de la solución de limpieza.
- 6.- Purga. Cualquier solución de limpieza presente en el sistema tiene que ser purgada con agua de permeado. La aplicación de agua cruda podría dar lugar a una reacción de sus componentes con la solución limpiadora.

La elección de los productos químicos de limpieza adecuados y el pH de la solución para una limpieza eficiente son fuertemente dependientes de las condiciones de suciedad (Fritzmann *et al.*, 2007).

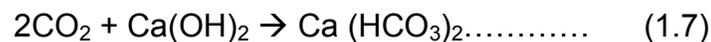
La limpieza que comúnmente se le realiza a las membranas de ósmosis inversa es utilizando combinaciones de soluciones químicas ácidas o básicas. Las soluciones ácidas más comunes son el ácido clorhídrico, ácido fosfórico, sulfato de sodio ($\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$) y el ácido sulfámico ($\text{NH}_2\text{SO}_3\text{H}$), mientras que las soluciones básicas incluyen lauril sulfato de sodio, hidróxido de sodio, (Na_4 EDTA) y productos comerciales ej. Permaclean^{MR} (Reverberi y Gorenflo, 2007).

La mayoría de las soluciones de limpieza se preparan a una concentración de 0.3 a 2 % en peso (Fritzmann *et al.*, 2007).

1.2.7 POS-TRATAMIENTOS

El pos-tratamiento es definido como el acondicionamiento del agua para su uso final, en este caso para agua potable, el permeado proveniente de las plantas de OI no se encuentra conforme a los estándares del agua potable tales como los criterios de calidad de la Organización Mundial de Salud, la normatividad mexicana ni otros como los estándares de calidad para agua potable del Golfo (Gulf Drinking Water Quality Standards). Los requerimientos básicos son que ésta contenga sabor y olor aceptables, que sea estable y sin problemas de corrosión, y que sea propiamente desinfectada.

Remineralización y recarbonatación: Un método de uso general para aumentar la alcalinidad del agua y hacerla no corrosiva es la disolución de hidróxido de Sodio o de Calcio, también llamada cal [$\text{Ca}(\text{OH})_2$] con dióxido de carbono según:



El uso de cal hidratada puede dar lugar a un incremento en la turbiedad del agua producto por arriba de 5NTU, violando los criterios para agua potable de la OMS (Withers, 2005).

El método posiblemente más aplicado para la re-mineralización es la disolución de piedra caliza con el dióxido de carbono, el agua se mineraliza de acuerdo:



Este método producirá agua con un valor de pH igual al de equilibrio y teóricamente será necesario la mitad del CO_2 (Withers, 2005).

El CO_2 residual tiene que ser neutralizado por la adición de NaOH o carbonato de sodio (Na_2CO_3). Para las plantas más grandes, el proceso de desgasificación de CO_2 junto con su recuperación puede ser más económico que la neutralización.

Desinfección: Aunque el permeado proveniente de una planta de OI sea de alta calidad, libre de bacterias y virus, la desinfección es aun necesaria para proteger a los consumidores contra la contaminación introducida durante su distribución o almacenaje (Lauren *et al.*, 2009).

Los métodos para la desinfección incluyen:

- Gas cloro: Muy extendido en los abastecimientos por su menor coste cuando se tratan grandes caudales. Su manipulación es más peligrosa y se requiere de aislar los equipos adecuadamente.
- Hipoclorito sódico: Es el procedimiento más barato tanto de implantación como de funcionamiento.
- Hipoclorito cálcico: Similar en su aplicación al anterior y tiene sobre él la ventaja de aportar calcio, que sirve para elevar el contenido de éste elemento en el agua producto.

En ocasiones se puede intentar la re-carbonatación y cloración de una sola vez con la dosificación de cloruro cálcico, éste procedimiento se usa cuando el depósito principal de almacenamiento está alejado de la planta desaladora y no se dispone de personal, con lo que desde la propia planta se pueden realizar ambos post-tratamientos (Medina, 2000).

CAPÍTULO 2 ESTUDIO EXPERIMENTAL

La determinación de la eficiencia de la filtración directa como pre-tratamiento para ósmosis inversa se evalúa en términos de la calidad del filtrado y la duración de los ciclos de filtrado (Bonnelye *et al.*, 2007 y Fritzmann *et al.*, 2007). Los parámetros para evaluar esta calidad son los siguientes:

Tabla 2.1 Principales parámetros para evaluar la eficiencia del pre-tratamiento (Fritzmann *et al.*, 2007)

Características	Antes del pre tratamiento	Después del pre tratamiento
Turbiedad		
SDI		
Color U (Pt-Co)		
Hidrocarburos, ppm		

Debido a que en este estudio se utilizó un agua salada preparada artificialmente no se midieron hidrocarburos y se sustituyó por la medición del color en unidades (Pt-Co) que algunos estudios también lo reportan como parámetro para evaluar la efectividad del pre-tratamiento.

El grado de pre-tratamiento también depende de la configuración de la membrana, donde el indicador más importante para la calidad del filtrado y medir así su desempeño que es el SDI puede tomar diversos valores, que son recomendados por los fabricantes de cada tipo de membranas.

Tabla 2.2 Valores de SDI recomendados para la calidad del influente de la membrana (Alawadhi, 1997)

Configuración de las membranas	SDI ₁₅ del influente
Fibras huecas	<3
Espirales	≤4
Placas y marcos	<5

De manera adicional se reportan valores de SDI con el tiempo de aplicaciones de limpieza para las membranas:

Tabla 2.3 Indicaciones para valores de SDI (Fritzmann *et al.*, 2007 y Lenntech, 2008)

SDI<1	Varios años, influente sin contaminación coloidal
SDI<3	Varios meses para aplicación de limpieza ~ 1 a 2 veces por año
SDI 3-5	Contaminación particular es un problema común, frecuente limpieza ~ 4 a 12 veces por año
SDI>5	Inaceptable, es necesario un tren de pre-tratamiento

Donde los sistemas de filtración por arena o dual son diseñados principalmente para remover la materia en suspensión y para tener una calidad de agua de salida con valores ≤ 4 de SDI cuando su arreglo es eficiente (Alawadhi, 1997).

2.1 MATERIALES, REACTIVOS Y EQUIPO

2.1.1 EQUIPO PARA EL ARMADO DE LA PLANTA

La determinación de la eficiencia del tren de pre-tratamiento de filtración directa sobre la ósmosis inversa se realizó en un planta piloto ubicada en el Instituto de Ingeniería de la UNAM (de agosto a diciembre de 2009). El sistema piloto de ósmosis inversa para desalar agua de mar es de Marca Matrix Desalination, Inc. Este sistema puede producir 1000 galones de agua dulce cada 24 h a partir de agua de mar con 35 000 mg/L de sólidos disueltos y temperatura de agua de 25 °C.

Equipos y accesorios de la planta paquete de ósmosis inversa:

- Filtración por tipo cartucho de 20 y 5 μm
- Bomba de alta presión de desplazamiento positivo, motor TEFC, aleación de níquel, aluminio y bronce.
- Bomba de alimentación de tipo centrífuga, de aleación de níquel, aluminio y bronce.
- Para los dos tubos de presión, están hechos de fibra de vidrio resistentes a corrosivos.
- Membranas de Poliamida en configuración en espiral 4" X 40" (Dos).
- Instalación eléctrica, control de cercado NEMA 4X FRP.
- Manómetros de presión con glicerina, aleación de níquel, cobre y hierro SS316.
- Indicadores de producto y flujo integrados al tablero de control.
- Interruptores de alta y baja presión para protección del sistema.
- Conexiones de alta presión de acero inoxidable 316.
- Filtro dual 24 X 72" de polietileno.
- Bomba de retro lavado, 0.5 HP de tipo centrífuga.
- Bombas dosificadoras (4), Q= 2.9 L/h (0.8 GPM) y P = 116 psi (8 bar), de tipo peristáltico.



Fotografía 2.1 Equipo de ósmosis inversa

En la fotografía 2.1 se observan los componentes principales de la planta piloto de ósmosis inversa, con el arreglo propuesto para la conexión de los equipos y los recipientes por medio de la tubería de PVC cédula 80.



Fotografía 2.2 Tablero de sistema de ósmosis inversa

Tablero de control de la planta piloto de ósmosis inversa (fotografía 2.2), en donde es regulada la presión dentro de las membranas mediante la obstrucción del agua de salida como rechazo.



Fotografía 2.3 Bomba dosificadora peristáltica

Bomba dosificadora (fotografía 2.3) para la dosificación de reactivos con se respectivo regulador de flujo de dosificación.

2.1.2 EL AGUA A DESALAR

El agua salada se preparó de manera artificial, con agua proveniente de la red de suministro de Ciudad Universitaria, adicionando 35 000 ppm de sal de mar, para simular la concentración de sales, color y turbiedad cercanos a los valores reportados para el agua de mar colectada en las costas de Acapulco en el Océano Pacífico (Cerón, 2010).

La turbiedad y el color aumentaron por la propia adición de sal (NaCl), Sal natural de mar, marca "Sal Bahía", la turbiedad, el color y la contaminación orgánica era ajustada con sedimentos provenientes de la presa Madín. El agua era agitada a 70 rpm y homogeneizada hasta alcanzar una turbiedad de 7 NTU en recipientes de 450 y 1000 L por medio de un agitador para la dilución de la sal. Esta agua fue la que posteriormente se introdujo al pre-tratamiento. Determinando tanto para el agua de alimentación o agua cruda, como para el agua tratada y el agua desalada: el pH, la conductividad eléctrica, color, turbiedad, temperatura, SDI y cloro libre residual.

2.1.3 REACTIVOS EMPLEADOS EN LAS PRUEBAS DE PRE Y POSTRATAMIENTO DEL AGUA SALADA.

- A) Para la realización de las soluciones ácidas para el ajuste de pH y lavado de membranas se utilizó una solución comercial de ácido sulfúrico (H_2SO_4) J.T. Baker^R, 97.7 % de pureza. Este es dosificado en línea cuando sea necesario por una bomba dosificadora para mantener el pH cerca de 6.5.
- B) En el caso de la etapa de desinfección por cloración se utilizó una solución comercial de blanqueador Cloralex^{MR} con una concentración de cloro libre del 5.3% la cual fue medida y a partir de ésta se preparó la solución que fue dosificada.
- C) En la etapa de dechloración se utilizó una solución de bisulfito de sodio ($NaHSO_3$) J.T. Baker^R, 66.4 % de pureza. Que se dosificó con el fin de remover el cloro libre residual presente.
- D) La gravilla presente dentro del filtro dual empleada para las pruebas de filtración tiene un tamaño efectivo de (2-4 mm).
- E) La arena presente dentro del filtro dual empleada para las pruebas de filtración es de marca Southern Filter Media^{MR} (0.4-0.8 de tamaño efectivo).
- F) La antracita presente dentro del filtro dual empleada para las pruebas de filtración tiene un tamaño de 0.8-1.6 mm.
- G) Se utilizaron filtros MILIPORE 0.45 μm , de 47 mm de diámetro para las pruebas de SDI.

- H) Hidróxido de calcio Ca(OH)_2 e Hidróxido de sodio NaOH marca J.T Baker^R, empleados para ajuste de pH.
- I) Sal natural (marca La Bahía): empleada en la preparación de agua de mar sintética.

2.2 SISTEMAS Y TÉCNICAS EXPERIMENTALES PARA EL PRE-TRATAMIENTO DE AGUA DE MAR.

El pre tratamiento convencional que se evaluó consiste en una serie de etapas, en las cuales mediante procesos químicos y físicos, se acondiciona el agua de mar para tener la calidad requerida para el proceso de ósmosis inversa. La figura 2.1 muestra el tren de pre tratamiento evaluado a nivel planta piloto y el pos tratamiento aplicado al agua de permeado.

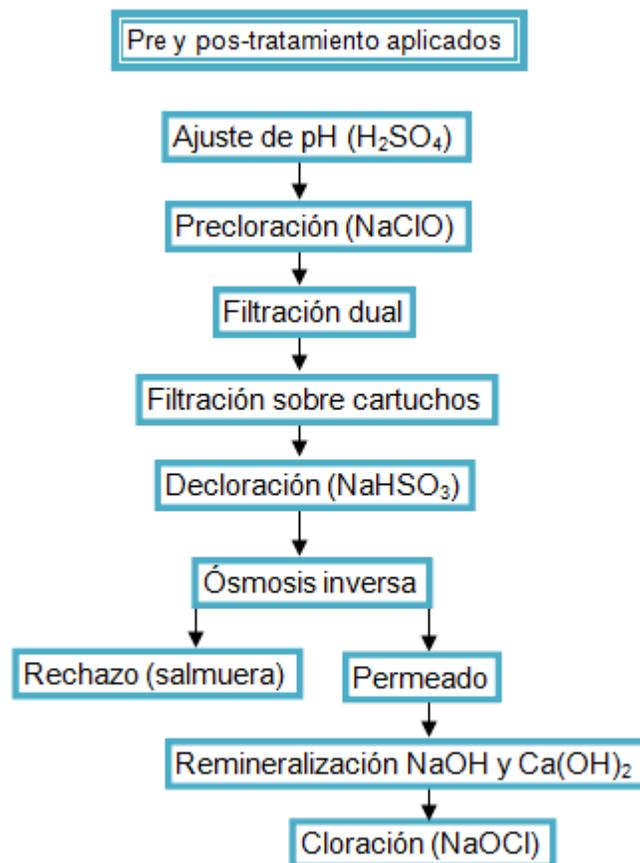


Figura 2.1 Diagrama de bloques de pre y pos-tratamiento aplicado a nivel planta piloto de desalinización por ósmosis inversa (Fritzmann *et al.*, 2007).

A continuación se describen las etapas en el sistema evaluado.

Ajuste de pH: Se realizó utilizando ácido sulfúrico, este reactivo es normalmente el más utilizado en las plantas desaladoras de ósmosis inversa para evitar incrustaciones por carbonatos. La dosificación de este reactivo se hace mediante una bomba dosificadora cuando sea necesario disminuir el pH del agua de alimentación, donde normalmente es de 7.8-8 y se disminuye a 6.5.

Precloración: La pre-cloración se realizó mediante la dosificación de una solución de hipoclorito de sodio con una concentración de 1000 ppm, preparada a partir de una solución comercial de este oxidante. La dosificación se realizó después de ajustar el pH y como etapa previa a la filtración dual y la filtración por cartucho.

Es muy importante que exista una cierta cantidad de cloro residual en el agua de alimentación (0.2 a 1.5 mg/l) NOM-127-SSA1-1994, para prevenir el crecimiento de microorganismos dentro de los filtros y sobre la superficie de las membranas, por lo que se determinó la cantidad de cloro libre residual. El procedimiento para la medición de cloro libre residual se describe en el anexo C.

Filtración dual: El proceso de filtración se realizó en el filtro dual incluido en la planta de desalinización. La tabla 2.4 muestra los diferentes medios filtrantes utilizados y sus características de marca Southern Filter Media^{MR} y que fueron propuestos con base en el análisis de información de estudios que reportan la altura de estos lechos utilizados en el pre-tratamiento (Tabla 2.5).

Tabla 2.4 Características de los medios filtrantes utilizados en la en el pre-tratamiento

Característica	Arena	Antracita	Gravilla
Tamaño efectivo de partícula, cm	0.04-.08	0.08-0.16	0.2-0.4
Coefficiente de uniformidad	< 1.5	< 1.5	1.4 – 1.8
Densidad, kg/m ³	1550	730	2400
Altura del lecho cm	24.18	35	21.2

Tabla 2.5 Comparación de medios filtrantes utilizados en la planta piloto y los datos reportados en artículos de desalinización de agua de mar

Referencia	Antracita		Arena fina		Arena gruesa		Gravilla		Gravilla gruesa		Granate		Otro		Q de filtrado		Velocidad de filtrado
	Tamaño esp., cm	Espesor, cm	Tamaño esp., cm	Espesor, cm	Tamaño esp., cm	Espesor, cm	Tamaño esp., cm	Espesor, cm	Tamaño esp., cm	Espesor, cm	Tamaño esp., cm	Espesor, cm	Tamaño esp., cm	Espesor, cm	m ³ /h	gpm	m/h
(Hoek <i>et al.</i> , 2000)					0.02-0.1	08-120											0.5
(Shahalam <i>et al.</i> , 2002)	0.12-0.3	20	0.06-0.08	41	0.07-0.13	15	03-1	15	1.3-1.5	15							
(Shahalam., 2002)			0.03-0.05	53	0.7-0.13	15	0.3-1	22	0.3-1.5	13							
(Bonnélye <i>et al.</i> , 2004)	0.15-0.9		0.05								0.03			16 Piedra pómez			
(Ebrahim <i>et al.</i> , 2001)	0.14-.025	70			0.07-0.13	100								30 Varios	3.2		10
(khawaji <i>et al.</i> , 2007)	0.08-0.16	60	0.04-0.08	40			0.2-0.4	20									
(Mitroulli <i>et al.</i> , 2008)	0.12-0.25				0.08-0.12												
(Leparc <i>et al.</i> , 2007)		30				90											11-16
(Miller, 1972)	0.125-0.25	45.72	0.05-0.01	38.1	0.3-0.5	17										2.6	
(Abdel-Jawad, <i>et al.</i> , 1997)					0.07-0.125	100											5-10
(IINGEN, 2009)	0.08-0.16	35	0.04-0.08	24.18			0.2-0.4	21.2							0.954 = 0.265 L/s	0.69 = 1000 GPD	3.54

Decloración: Para remover el cloro residual presente que pudiera dañar las membranas, se dosificó una solución de bisulfito de sodio (NaHSO_3) a 3 000 ppm para poder dosificar el menor volumen utilizado en la etapa de precloración, considerando que lo reportado en la literatura indica que en la práctica se dosifican 3mg de bisulfito de sodio por 1 mg de cloro libre (Bonnelye *et al.*, 2004). Por lo que una vez cuantificado la cantidad de cloro residual presente después de la filtración, se procede a dosificar el bisulfito con una bomba dosificadora.

Tabla 2.6 Dosis de reactivos reportados en la bibliografía

Referencia	Precloración (NaOCl , ppm)	Ajuste de pH (H_2SO_4 ppm)	Decloración (NaHSO_3 ppm)	Pos- tratamiento
Sadwani <i>et al.</i> , 2005	0.5-3	0.6-16.4	0.2-2	n.r.
Sadwani <i>et al.</i> , 2005	1.4	6.4	0.6-3.4	n.r.
Khawaji <i>et al.</i> , 2007	1.1	17	1.4	6.7 de NaOH 45.7 de $\text{Ca}(\text{OH})_2$

Para la etapa de pos-tratamiento del agua de permeado:

Remineralización y ajuste de pH: Para acondicionar el agua de permeado proveniente de la planta piloto de ósmosis inversa de acuerdo a los criterios de la NOM-127-SSA1-1994, aumentando su alcalinidad, haciéndola no corrosiva se probaron dos diferentes sustancias para evaluar su efectividad, $\text{Ca}(\text{OH})_2$ e NaOH a una misma concentración de 250 ppm. Las curvas de remineralización y ajuste de pH que se encuentran en los resultados, se realizaron aplicando a dos muestras de agua de permeado de 100 mL, la solución de 250 ppm de estas dos sustancias para determinar el volumen a adicionar.

Poscloración o desinfección final: El agua proveniente de la planta de ósmosis inversa no contiene cloro residual debido a que este es eliminado antes de introducirse a las membranas por el bisulfito de sodio, ya que cualquier rastro de él en la alimentación provoca la destrucción de éstas. Debido a eso el efluente producido está propenso a volverse a contaminar por microorganismos, por ello es necesario agregar una dosis de cloro de 0.5 mg/L para protegerla de dicha contaminación y para obtener un cloro residual como lo marca la norma NOM-127-SSA1-1994.

2.3 DISEÑO E INSTALACIÓN DE UNA PLANTA PILOTO DE DESALACIÓN DE AGUA DE MAR POR ÓSMOSIS INVERSA COMPUESTA POR EL PRE-TRATAMIENTO DE FILTRACIÓN DIRECTA.

Las principales fuentes bibliográficas indican los arreglos más comúnmente usados y los diseños simplificados de distintas plantas de desalinización de agua por ósmosis inversa a nivel mundial y con base en esa investigación, se realizó el diagrama de flujo de proceso con el pre-tratamiento de filtración directa, estableciendo la disposición de los equipos, los reactivos utilizados así como su orden y su

dosificación, la composición y las alturas de los medios filtrantes, los parámetros de operación de la planta y los parámetros a evaluar.

2.4 REALIZACIÓN DE PRUEBAS DE PRE-TRATAMIENTO DE AGUA CON LA PLANTA PILOTO DE DESALINIZACIÓN DE ÓSMOSIS INVERSA.

Las pruebas de pre-tratamiento para la planta piloto de desalinización por ósmosis inversa se realizaron en la coordinación de Ingeniería Ambiental del Instituto de Ingeniería de la UNAM

Secuencia de pruebas en planta piloto:

- Preparación del agua de trabajo: Se alimentaban los recipientes de 1000 y 450 L con agua proveniente de la red de suministro, se medían los parámetros de (color, turbiedad, pH y cloro residual) y se le adicionaban las 35 000 ppm de sal mientras era agitada por medio de un agitador, se le adicionaba sedimentos de la presa de Madín ubicada en Atizapán de Zaragoza, y se medía la turbiedad constantemente hasta llegar al valor de 7 NTU, una vez que se llegaba a este valor era medido el SDI y la conductividad. Se utilizaron los sedimentos de esta presa porque es la presa con la que mas acercamiento ha tenido el equipo de trabajo del área de ingeniería ambiental y en la cual se están realizando diversos trabajos de investigación.
- Pruebas de pre-tratamiento: El agua preparada sintéticamente continuaba en agitación durante la duración de las pruebas y los mismos parámetros eran medidos cada 15 minutos excepto el SDI que era medido cada 45 min, y registrados durante las pruebas, estos mismos parámetros eran tomados después del pre tratamiento en los mismos intervalos de tiempo.
- Pruebas con la planta de OI: Los mismos parámetros (color, turbiedad, conductividad, pH, SDI y cloro residual) eran tomados en los mismos intervalos de tiempo del agua preparada sintéticamente (antes del pre-tratamiento), después del pre-tratamiento (antes de la desalinización) y después de la desalinización.

2.5 TÉCNICAS ANALÍTICAS

Para la preparación, el pre-tratamiento y el pos-tratamiento del agua se requiere de la medición de ciertos parámetros que nos indican algunas de las características fisicoquímicas que se tienen. Los parámetros medidos fueron los siguientes: turbiedad, color, cloro libre residual, pH y conductividad eléctrica. En la tabla 2.7 se describen los parámetros medidos, la técnica aplicada y los materiales utilizados.

Tabla 2.7 Resumen de las técnicas empleadas en la caracterización del agua cruda, del influente y del efluente con el pre y pos-tratamiento aplicado

Parámetro	Técnica	Equipo utilizado
Turbiedad, NTU	APHA, 1995, 2130B	Turbidímetro Turbiquant 1000 IR Merck TM
Color, U Pt-Co	Hach Company, 1998. Método 8025	Espectrofotómetro HACH ^R DR/5000
pH y Conductividad eléctrica, mS/cm	Método potenciométrico. ASTM D 1293-84 y ASTM D 1125 1125-82	Medidor multiparámetros marca Orion ^R 4 Star Plus Portable, pH/Conductividad.
Cloro libre residual, mg/L	HACH Company, 2008. Método DPD 10069	Espectrofotómetro HACH ^R DR/5000 DPD, Reactivo para cloro libre HACH ^R cat. 14070-99
SDI (Índice de Densidad de Ensuciamiento)	ASTM D4189-82	Dispositivo para determinar SDI

NOTA: mS/cm milisiemens, ASTM American Society for Testing Materials, APHA The American Public Health Association.

2.5.1 MÉTODO ESTÁNDAR PARA LA MEDICIÓN DEL ÍNDICE DE DENSIDAD DE ENSUCIAMIENTO (SDI).

A continuación se describe la técnica estandarizada para la medición del parámetro SDI.

La técnica estándar que regula la realización de esta prueba es la D 4189-82 de la ASTM que se nombra como “Método de Prueba estándar para el índice de densidad de ensuciamiento (SDI) del agua”, en la cual se describe el siguiente procedimiento:

- Se instala el dispositivo de medición de SDI como se muestra en la figura 2.2 y se establece una presión a 30 psi (207 KPa).
- Antes de colocar el filtro de membrana, se hace pasar agua con la que se realizará la prueba a través del aparato para remover los contaminantes presentes. Se requiere de un apropiado aparato presurizador, tal como una bomba que suministre una presión de alimentación > 40 psi (276 KPa).
- Se mide la temperatura del agua.
- Se coloca un filtro de membrana de 0.45 µm de tamaño de poro en el contenedor del lado más claro hacia arriba. (Manejar el filtro solo con pinzas, evitando tocarlo con los dedos por riesgo a dañarlo).

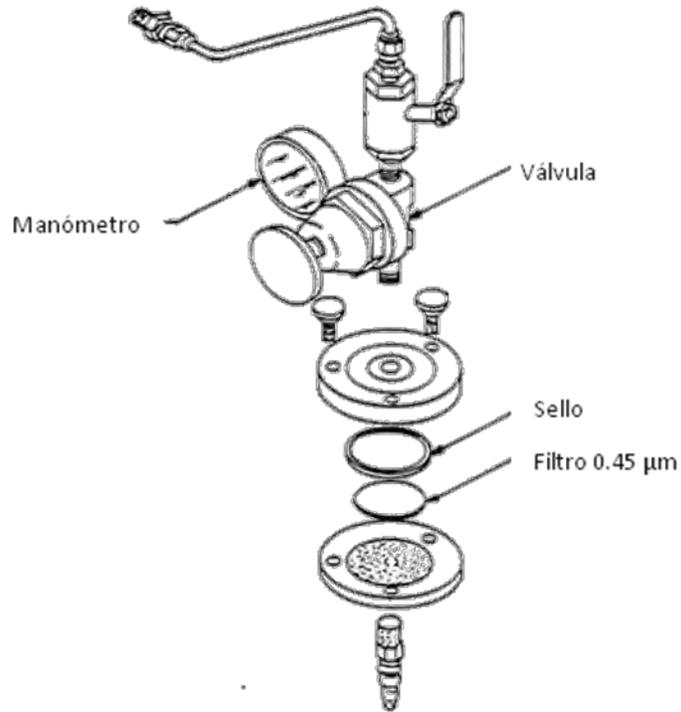


Figura 2.2 Aparato para la medición del SDI

- Se debe asegurar que el empaque (O-ring) del contenedor este en buenas condiciones y colocado apropiadamente. Volver a colocar la parte superior del contenedor del filtro y cerrar.
- Se purga el aire atrapado mediante la válvula. Se cierra la válvula y se aprieta el contenedor del filtro.
- Se abre la válvula. Simultáneamente usando un cronometro se mide el tiempo requerido para un volumen de 500 mL. Se registra el tiempo inicial (t_i) y se deja abierta la válvula para que continúe el flujo.
- Se miden y registran los tiempos para coleccionar los volúmenes adicionales de 500 ml de muestra, cuando transcurran 5, 10 y 15 min. (tiempo final, t_f) del tiempo total (t_T) del flujo, verificando la presión en cada muestra.
- Después de completar la prueba, el filtro de membrana puede ser conservado para futuras referencias.

Para calcular el SDI se tiene la siguiente ecuación (Lauren *et al.*, 2009):

$$SDI_T = \frac{\% P_{30}}{t_T} = \frac{[1 - t_i/t_f]}{t_T} \times 100 \dots \dots \dots (2.1)$$

Donde:

% P_{30} = Porcentaje de taponamiento a 30 PSI (207 KPa) de presión de alimentación.

t_T = tiempo total de flujo transcurrido, usualmente 15 minutos.

t_i = tiempo inicial requerido para coleccionar el volumen de muestra.

t_f = tiempo requerido para coleccionar el volumen de muestra después del tiempo total (t_T) de la prueba, usualmente 15 minutos.

Por último, para reportar la información se sugiere lo siguiente:

- Reportar los valores de SDI, con un subíndice indicando el tiempo total de flujo transcurrido (t_{total}) en minutos.
- La temperatura del agua durante la prueba.
- El fabricante del filtro membrana de 0.45 μm usado para la prueba, así como sus datos de identificación.

Para las mediciones de SDI, se utilizaron filtros membrana marca Milipore^R fabricados a partir de una mezcla de esteres de celulosa con un tamaño de poro de 0.45 μm y 47 mm de diámetro. La medición se realizó a una temperatura de 18°C.

CAPÍTULO 3 RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3.1 ANÁLISIS BIBLIOGRÁFICO PARA LA DETERMINACIÓN DE LAS PROPIEDADES DEL AGUA DE TRABAJO APARTIR DE DATOS REPORTADOS POR DIVERSAS FUENTES

Con base en los estudios reportados en la bibliografía, se elaboro una tabla de las condiciones promedio del influente de agua de mar con las que trabajan diversas plantas de desalinización por ósmosis inversa alrededor del mundo (Tabla 3.1); El promedio de estos datos sirvió de referencia para poder acondicionar los valores de pH, turbiedad y SDT del agua con la que se hicieron las pruebas en la planta piloto.

Tabla 3.1 Comparación de características promedio del agua de trabajo en la planta piloto de desalinización por ósmosis inversa con las reportadas en diversas fuentes

Ubicación y bibliografía.	pH	Turbiedad (NTU)	Color U (Pt-Co)	Conductividad (mS/cm)	SDT (ppm)	SDI ₁₅ (%/min)
Mar Mediterráneo (Fritzmán <i>et al.</i> , 2007)	7.8-8.2	2.9	n.r.	n.r.	35,000-43,000	17.8
Mar Mediterráneo (Abdessemed <i>et al.</i> , 2008)	8.4	8.4	n.r.	55	n.r.	n.r.
Golfo de Omán, Océano Indico (Bonnelye <i>et al.</i> , 2007)	8.13	1.22	n.r.	55.3	n.r.	6.2
Gibraltar (Brehant <i>et al.</i> , 2002)	8.1	0.7	n.r.	48.7	n.r.	13
Océano Atlántico, Islas Canarias (Fritzmán <i>et al.</i> , 2007)	6.33	n.r.	n.r.	46.2	n.r.	14.6
Mar Mediterráneo, Gibraltar (Leparc <i>et al.</i> , 2007)	8.07	1.6	n.r.	49.6	n.r.	3.7-5.6
Océano Pacífico, Chile (Petry <i>et al.</i> , 2007)	7.4-7.9	0.1-0.2	n.r.	52	n.r.	n.r.
Océano Pacífico, China (Zhang <i>et al.</i> , 2006)	8.17	295	n.r.	48.7	n.r.	n.r.

Tabla 3.1 Comparación de características promedio del agua de trabajo en la planta piloto de desalinización por ósmosis inversa con las reportadas en diversas fuentes (continuación)

Ubicación y bibliografía.	pH	Turbiedad (NTU)	Color U (Pt-Co)	Conductividad (mS/cm)	SDT (ppm)	SDI₁₅ (%/min)
Océano Indico, Singapur (Chua <i>et al</i> , 2003)	n.r.	n.r.	n.r.	n.r.	n.r.	6.1-6.5
Océano Atlántico, UK (Durham <i>et al.</i> , 2001)	n.r.	2.5	n.r.	n.r.	n.r.	6
Mar Mediterráneo (Glueckstern, 2002)	n.r.	1-10	n.r.	n.r.	40,500	6.5
Mar Rojo (Gluescktern <i>et al</i> , 2002)	n.r.	0.11-0.12	n.r.	n.r.	42,000	1.6-2.3
Golfo Pérsico, EUA (Fritzmman <i>et al.</i> , 2007).	n.r	0.36	n.r.	n.r.	n.r.	14.6
Océano Pacífico, USA (Ebrahim <i>et al.</i> , 2001)	8.14	n.r	n.r.	n.r.	n.r.	6.47
Océano Pacífico, México (Ortiz, 2009)	8.17	1.63	4	n.r.	n.r.	4.4
Océano Pacífico, México (Ortiz, 2009)	8.14	2.74	18	51	n.r.	4.55
Océano Pacífico, México (Cerón, 2010)	8.08	6.17	32	n.r.	n.r.	n.r.
Océano Pacífico, México (Cerón, 2010)	6.7	7.8	54	39.6	n.r.	n.r.
Planta piloto OI (IINGEN, 2009)	7	7	76.63	40.6	35,000	6.18

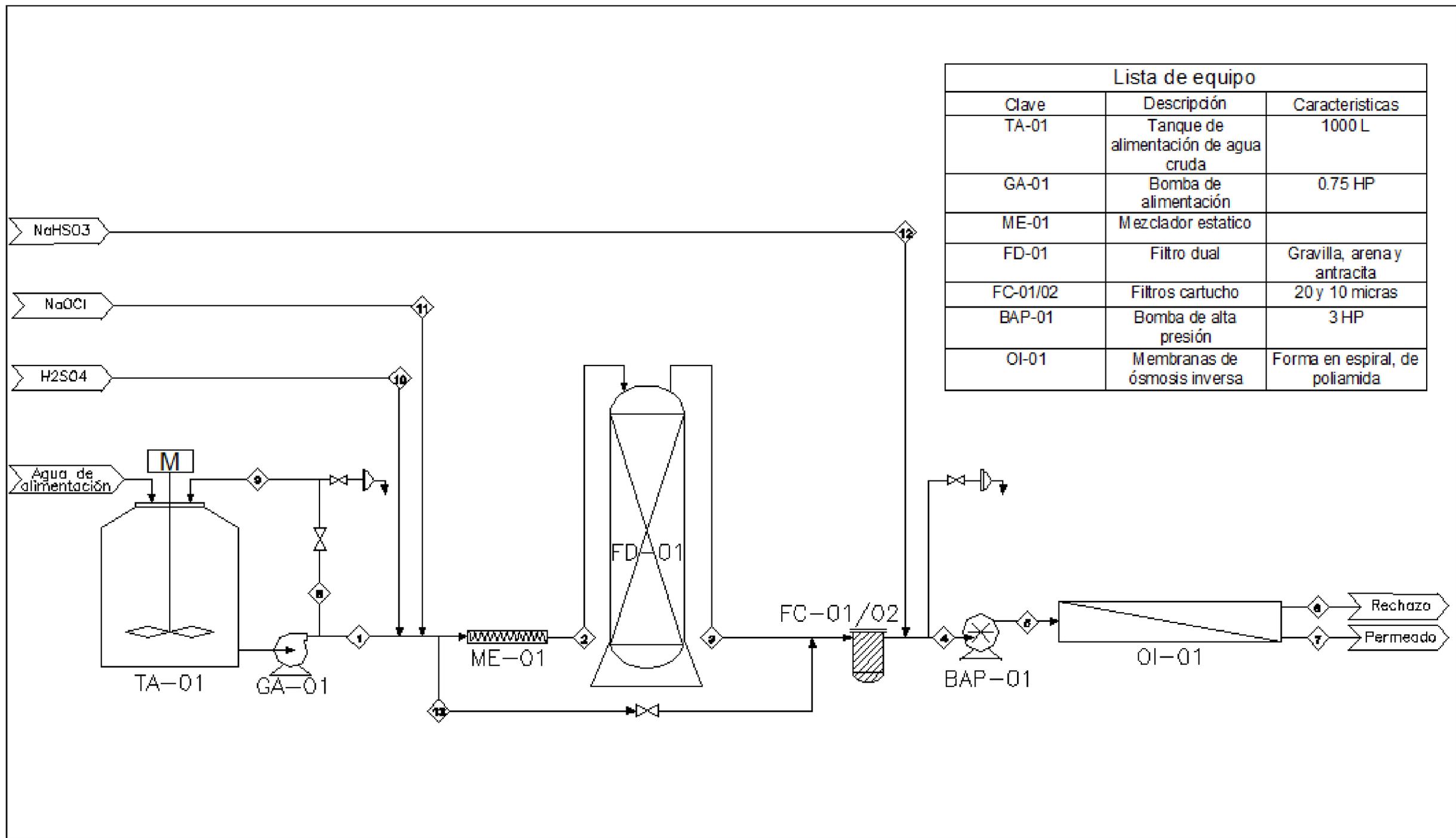
Los valores de estos parámetros presentados en la tabla 3.1 para el agua preparada y utilizada en las pruebas realizadas en este estudio son el promedio de 20 diferentes mediciones por duplicado. Los valores del influente de SDI y turbiedad que son los parámetros más importantes para la evaluación de la eficiencia del pre-tratamiento para ósmosis inversa, son cercanos a los promedio reportados en las distintas fuentes. Los valores de los parámetros restantes, dependen de las características específicas de cada lugar, como pueden ser: el nivel y el tipo de contaminación, las características adicionales que le aportan la materia orgánica presente y las propiedades fisicoquímicas del lecho marino de cada lugar que modifican la calidad del agua respecto a cada lugar.

3.2 DISEÑO E INSTALACIÓN DE LA PLANTA PILOTO DE DESALINIZACIÓN POR ÓSMOSIS INVERSA COMPUESTA POR EL PRE-TRATAMIENTO DE FILTRACIÓN DIRECTA.

El diseño se basó en la comparación de la información reportada en diversos artículos técnicos y científicos (Fritzmann *et al.*, 2007, Lauren *et al.*, 2009, Zhang *et al.*, 2006, Yorgung *et al.*, 2008, Amiri y Samiei, 2007), con base en la cual se determinaron las cantidades de los reactivos a adicionar y el medio filtrante a probar. A continuación se presentan los diagramas realizados para el armado de la planta piloto así como fotografías del equipo.

Diagramas elaborados:

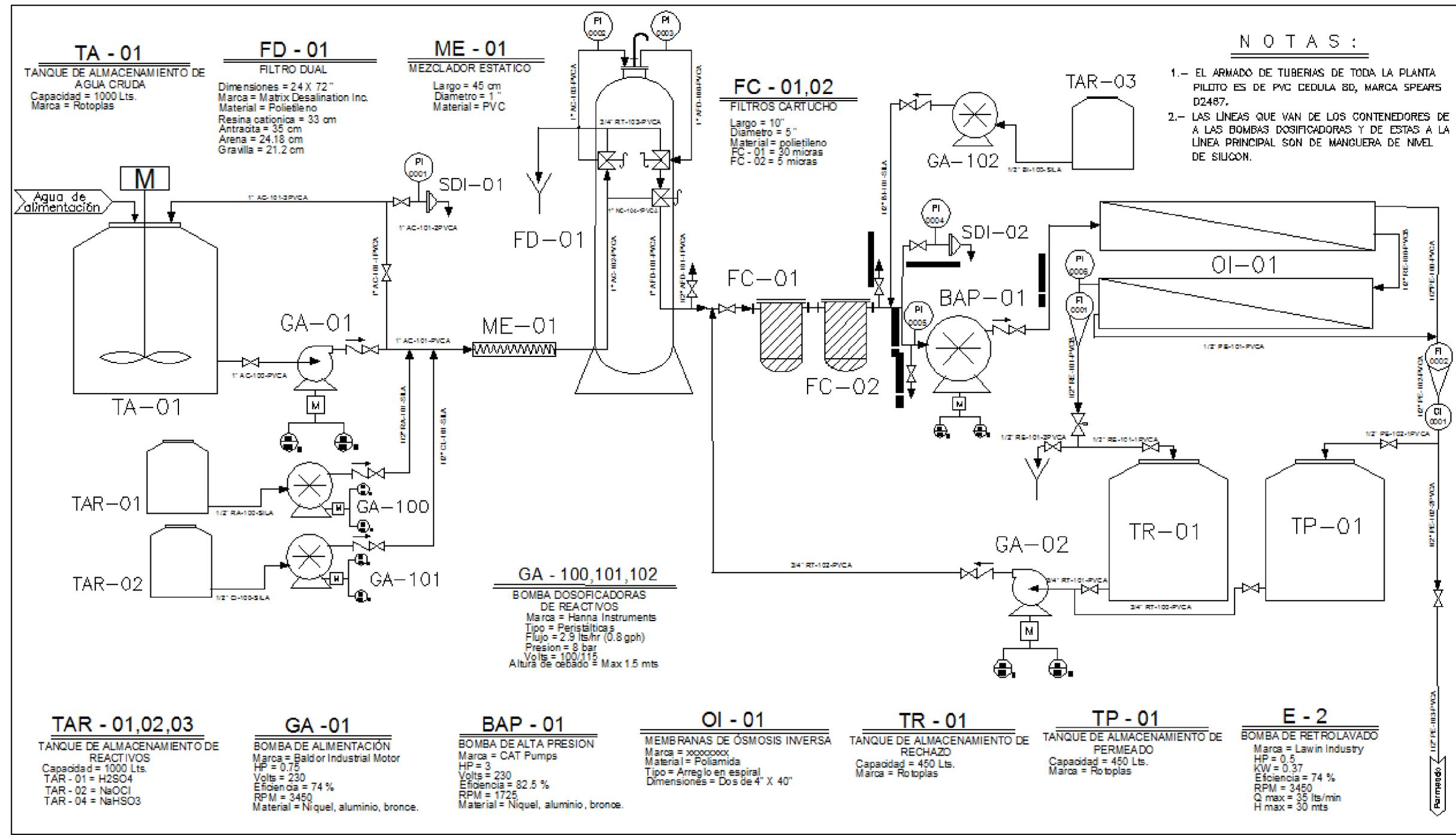
- 1.- Diagrama de flujo de proceso de planta piloto de ósmosis inversa con pre-tratamiento de filtración directa.
- 2.- Diagrama de tuberías e instrumentación de planta piloto de ósmosis inversa con pre-tratamiento de filtración directa.
- 3.- Isométrico de tuberías de planta piloto de ósmosis inversa con pre-tratamiento de filtración directa.
- 4.- Plano de localización general de planta piloto de ósmosis inversa con pre-tratamiento de filtración directa.



DIBUJOS DE REFERENCIA		DESCRIPCION		GARCIA ESTRADA WALTER		INSTITUTO DE INGENIERIA UNAM	
						DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE PLANTA PILOTO DE ÓSMOSIS INVERSA CON PRE-TRATAMIENTO DE FILTRACION DIRECTA	
						REV.0	

NOTAS:

- 1.- EL ARMADO DE TUBERIAS DE TODA LA PLANTA PILOTO ES DE PVC CEDULA 80, MARCA SPEARS D2487.
- 2.- LAS LINEAS QUE VAN DE LOS CONTENEDORES DE A LAS BOMBAS DOSIFICADORAS Y DE ESTAS A LA LINEA PRINCIPAL SON DE MANGUERA DE NIVEL DE SILICON.



TA - 01
 TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA CRUDA
 Capacidad = 1000 Lts.
 Marca = Rotoplas

FD - 01
 FILTRO DUAL
 Dimensiones = 24 X 72"
 Marca = Matrix Desalination Inc.
 Material = Polietileno
 Resina catiónica = 33 cm
 Antracita = 35 cm
 Arena = 24.18 cm
 Gravilla = 21.2 cm

ME - 01
 MEZCLADOR ESTÁTICO
 Largo = 45 cm
 Diámetro = 1"
 Material = PVC

FC - 01,02
 FILTROS CARTUCHO
 Largo = 10"
 Diámetro = 5"
 Material = polietileno
 FC - 01 = 30 micras
 FC - 02 = 5 micras

TA-01

TAR-01

TAR-02

GA-01

GA - 01

ME-01

BAP - 01

FC-01

OI - 01

FC-02

BAP-01

TR - 01

TAR-03

TP - 01

OI-01

E - 2

GA - 100,101,102
 BOMBA DOSIFICADORAS DE REACTIVOS
 Marca = Hanna Instruments
 Tipo = Peristálticas
 Flujo = 2.9 lts/hr (0.8 gph)
 Presion = 8 bar
 Volts = 100/115
 Altura de cebado = Max 1.5 mts

TAR - 01,02,03
 TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE REACTIVOS
 Capacidad = 1000 Lts.
 TAR - 01 = H2SO4
 TAR - 02 = NaOCl
 TAR - 04 = NaHSO3

BOMBA DE ALIMENTACIÓN
 Marca = Baldor Industrial Motor
 HP = 0.75
 Volts = 230
 Eficiencia = 74 %
 RPM = 3450
 Material = Niquel, aluminio, bronce.

BOMBA DE ALTA PRESION
 Marca = CAT Pumps
 HP = 3
 Volts = 230
 Eficiencia = 82.5 %
 RPM = 1725
 Material = Niquel, aluminio, bronce.

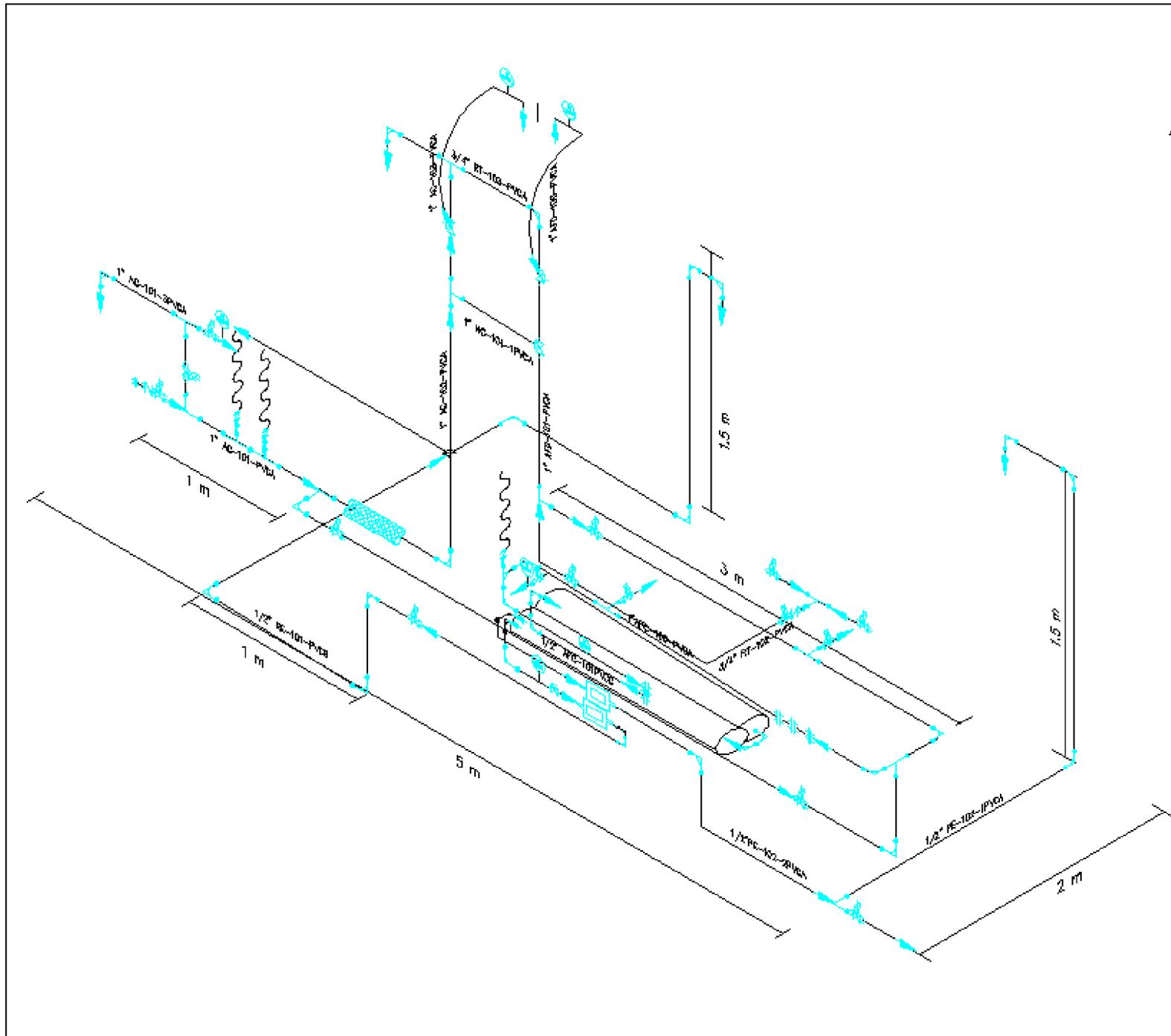
MEMBRANAS DE ÓSMOSIS INVERSA
 Marca = xxxxxxxx
 Material = Poliamida
 Tipo = Arreglo en espiral
 Dimensiones = Dos de 4' X 40'

TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE RECHAZO
 Capacidad = 450 Lts.
 Marca = Rotoplas

TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE PERMEADO
 Capacidad = 450 Lts.
 Marca = Rotoplas

BOMBA DE RETROLAVADO
 Marca = Lawin Industry
 HP = 0.5
 KW = 0.37
 Eficiencia = 74 %
 RPM = 3450
 Q max = 35 lts/min
 H max = 30 mts

DIBUJOS DE REFERENCIA		DESCRIPCION		GARCIA ESTRADA WALTER		INSTITUTO DE INGENIERIA UNAM	
ENERO 2010		INSTITUTO DE INGENIERIA		MEXICO D.F.		DIAGRAMA DE TUBERIAS E INSTRUMENTACION DE PLANTA PILOTO DE OSMOSIS INVERSA CON PRE-TRATAMIENTO DE FILTRACION DIRECTA	
						REV. 0	



- Lista de material: Todas las piezas son de PVC*
- * 1 tanque rotoplas de 1100 L
 - * 2 tanques rotoplas de 450 L
 - * 2 tramos de tubería de PVC (ced 80) de 1"
 - * 2 tramos de tubería de PVC (ced 80) de 3/4"
 - * 2 tramos de tubería de PVC (ced 80) de 1/2"
 - * 1 caja de codos de 90° (ced 80) de 1" roscado
 - * 1 caja de codos de 90° (ced 80) de 3/4" roscado
 - * 1 caja de codos de 90° (ced 80) de 1/2" roscado
 - * 1 caja de T (ced 80) de 1" roscado
 - * 1 caja de T (ced 80) de 3/4" roscado
 - * 1 caja de T (ced 80) de 1/2" roscado
 - * 1 caja de válvulas (ced 80) de 1" roscado
 - * 1 caja de válvulas (ced 80) de 3/4" roscado
 - * 1 caja de válvulas (ced 80) de 1/2" roscado
 - * 1 caja de tuercas unión (ced 80) de 1" roscado
 - * 1 caja de tuercas unión (ced 80) de 3/4" roscado
 - * 1 caja de tuercas unión (ced 80) de 1/2" roscado
 - * 2 Reducciones de 1" a 3/4"
 - * 2 Reducciones de 1 1/2" a 1"
 - * 3 Reducciones de 1" a 1/2"
 - * 1 Reducción bushing de 3/4" a 1/2", roscado (sensor de presión)
 - * 4 pzas tapón de 1"

DIBUJOS DE REFERENCIA		DESCRIPCION		AUTOR		INSTITUTO DE INGENIERÍA UNAM	
				GARCIA ESTRADA WALTER		ISOMETRICO DE TUBERIAS DE PLANTA PILOTO DE ÓSMOSIS INVERSA CON PRE-TRATAMIENTO DE FILTRACIÓN DIRECTA	
							REV. 0

Fotografías de armado y puesta en operación:



Fotografía 3.1 Equipos que componen la planta piloto de ósmosis inversa

En la fotografía 3.1 se observa el arreglo propuesto de los equipos y recipientes de la planta piloto mientras que en las fotografías 3.2 y 3.3 se observan las conexiones de la instalación y dos puestos de muestreo para la medición de los distintos parámetros a evaluar.



Fotografía 3.2 Conexión de filtros de cartucho de la planta piloto de ósmosis inversa



Fotografía 3.3 Instalación de sistema de retro lavado

Conexión al recipiente para el almacenamiento del agua de permeado y conexión de la bomba al mismo recipiente para el retrolavado del filtro dual y la limpieza de las membranas (Fotografía 3.3)



Fotografía 3.4 Dispositivo de medición de SDI

Dispositivo de medición de SDI instalado en la tubería de la planta para calcular el índice de densidad de ensuciamiento del agua cruda o de alimentación al pre-tratamiento y después del pre-tratamiento (Fotografía 3.4).



Fotografía 3.5 Bombas dosificadoras de reactivos

Fotografías de la instalación completa de la planta piloto de desalinización por ósmosis inversa con pre-tratamiento de filtración directa (Fotografía 3.5 y 3.6). En estas fotos se observan las bombas dosificadoras, el filtro dual, las membranas de ósmosis inversa y el recipiente de agua de alimentación.



Fotografía 3.6 Instalación completa de ósmosis inversa

Las conexiones, válvulas y tuberías utilizadas son de PVC marca SPEARS, cedula 80, para una presión de trabajo de 320 psi (22.4 Kg/cm²).

Diámetro de tuberías:

- Alimentación y pre tratamiento 1”
- Retro lavado $\frac{3}{4}$ “
- Permeado y rechazo $\frac{1}{2}$ ”

3.2.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

El proceso de desalinización por ósmosis inversa comienza con el pre tratamiento en la que la bomba centrífuga de alimentación GA-01 succiona el agua salada cruda del tanque de alimentación TA-01 y la lleva a través de la tubería donde se adiciona en línea H_2SO_4 0.1 N con la bomba dosificadora GA-100, con la finalidad de ajustar el pH para trabajar dentro de los parámetros de operación de las membranas, disminuir la precipitación de carbonatos y estar cerca de donde se tiene la mayor eficiencia del rechazo de sales. Después se adiciona NaOCl tomado del recipiente TAR-02 que se encuentra a una concentración de 1000 ppm con la bomba GA-101, con la finalidad de oxidar la materia orgánica y prevenir la contaminación biológica dentro de los filtros y su llegada a las membranas de OI.

La línea del agua de alimentación tiene antes de la dosificación de los reactivos, una recirculación al mismo tanque de alimentación, que sirve para controlar por medio de la apertura o cierre de la válvula la presión del filtro dual, y un puerto donde se encuentra el aparato de medición de SDI.

El agua salada cruda con ácido y cloro pasa inmediatamente a través de un mezclador estático ME-01 que crea turbulencia dentro de la tubería para obtener un mejor mezclado de los reactivos. La línea de alimentación continúa hasta el filtro dual FD-01 operado a presión, en el cual se alimenta por la parte superior donde pasa a través de los medios filtrantes y es recolectada por boquillas en la parte inferior de este para introducirse por un tubo concéntrico y llevar el agua hasta la parte superior para la salida, el filtro dual a presión que está constituido por arena, gravilla y antracita, tiene la finalidad de retener los sólidos suspendidos en el agua y mejorar la calidad del agua antes de su llegada a las membranas. La línea de salida del filtro tiene un puerto para la toma de muestra de agua antes de su llegada a los filtros de cartucho FC-01 y FC-02 de 20 y 10 μm respectivamente.

A la salida de los filtros de cartucho existe un puerto de muestra antes de la adición de bisulfito de sodio ($NaHSO_3$) con una concentración de 3000 ppm con la bomba dosificadora GA-102, este reactivo se dosifica para evitar el daño a las membranas por el ataque químico del cloro. La tubería que conduce el agua después tiene dos puertos, uno para muestra y otro donde se encuentra el aparato medidor de SDI.

La línea del agua pre-tratada continúa hasta su llegada a la bomba de alta presión BAP-01 para introducirla a las membranas de OI de poliamida en espiral de 4 X 40”, donde el agua fluye del diámetro exterior hacia el interior por efecto de la presión aplicada, el permeado es recogido por la parte interna y luego es llevado hacia fuera de ésta por medio de un conducto ubicado en el centro del módulo. El rechazo que se encuentra en la parte externa de la membrana continúa su camino hasta otra línea

que lo introduce al siguiente módulo de membranas de OI donde atraviesa por el mismo proceso que en el modulo anterior, el permeado de cada modulo es llevado por medio de una tubería hasta donde se combinan para salir como un sólo producto para ser recolectado en el tanque de almacenamiento TP-01. El rechazo que sale del modulo de membranas también es llevado por tubería hasta el tanque de almacenamiento TR-01.

El retro lavado del filtro dual puede ser realizado con la misma agua de permeado y rechazo o una combinación de éstas, provenientes de la planta piloto ya que es un agua que ya ha sido filtrada y es de alta calidad. La bomba GA-02 succiona el agua de cualquiera de los tanque de almacenamiento TP-01 y TP-02, para llevarla por una tubería diferente a la de proceso hasta conectarse a la válvula de entrada del filtro dual a presión. El agua se introduce por un tubo concéntrico al filtro hasta la parte inferior interna de éste para atravesar el lecho filtrante ascendentemente y ser recolectada por la parte superior para después se descargada al drenaje.

3.3 REALIZACIÓN DE PRUEBAS DE PRE-TRATAMIENTO CON UNA PLANTA PILOTO DE ÓSMOSIS INVERSA

3.3.1 DETERMINACIÓN DEL FLUJO DE PERMEADO DE DISEÑO DE SISTEMA

Se determinó la presión de operación con base en el porcentaje de recuperación de permeado de diseño del sistema (16% para un agua salada de 35,000 ppm de SDT). La presión en el sistema se incrementaba de 50 en 50 psi y se iba midiendo el flujo de permeado que se obtenía, la presión máxima a la que se aumento la presión en el sistema fue de 750 psi. Este valor se fijó por seguridad ya que la tubería y accesorios instalados podrían fracturarse o desprenderse. Este valor se encuentra dentro de las presiones de trabajo en las plantas desalinizadoras por ósmosis inversa y no se aumento más la presión para no provocar daño en las membranas como es la compactación y ruptura. Además como se muestra en la figura 3.5 realizada con los datos que se obtuvieron en la planta piloto, se observa que aun aumentando la presión en el sistema (500 a 750 psi), el % de recuperación de permeado no aumenta significativamente, y el aumento que se llega a dar obliga a que una mayor cantidad de sales atraviesen las membranas disminuyendo la calidad del permeado.

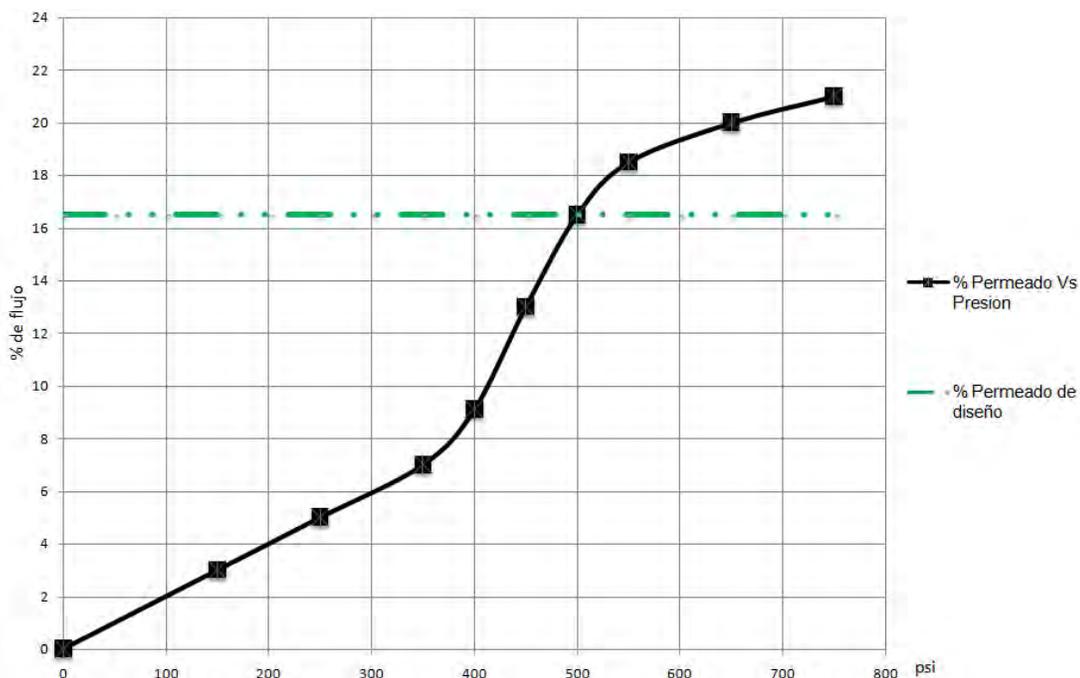


Figura 3.1 Presión de operación contra % de recuperación del sistema

3.3.2 PRUEBAS DEL TREN DE PRE-TRATAMIENTO DE FILTRACIÓN DIRECTA

El Índice de densidad de ensuciamiento (SDI), es un parámetro ampliamente aceptado para la estimación del potencial de ensuciamiento de las membranas de ósmosis inversa principalmente por materia coloidal y en este trabajo se asume como principal parámetro para determinar la eficiencia del pre-tratamiento aplicado.

Tabla 3.2 Resultados de los parámetros evaluados en la determinación de la eficiencia del pre-tratamiento de filtración directa en la planta piloto de ósmosis inversa

Características	Antes del pre tratamiento	Después de filtración dual	Después de filtración por cartucho (20 y 10 μm) fin de pre tratamiento	Promedio % de remoción
SDI	6.5	n.d.	6.2	4.62
Turbiedad (NTU)	7	4.75	1	86
Color (Pt-Co)	74	58	40	46

El promedio de disminución del SDI por filtración directa fue de 4.62 % con filtración dual y filtración cartucho de 10 y 20 μm , no pudiéndose realizar las pruebas con filtración sobre cartucho de 5 μm como recomiendan los fabricantes de membranas, ya que el tiempo de operación con estos filtros era en promedio de 15 minutos por el exceso de contaminación presente en el agua y no era tiempo suficiente para encender la bomba de alta presión, comenzar la dosificación de reactivos ni su estabilización, así como para la medición de los parámetros al agua.

Para descartar que la contaminación agregada (sedimentos de presa) fuera excesiva, se hicieron pruebas sólo con agua salada a 35000 ppm.

Obteniéndose valores de SDI iniciales 6.01 en promedio con turbiedad y color de (2.42-2.69 NTU) y (30-31 Pt-Co) respectivamente, algunas veces puede llegarse a asociar la turbiedad del agua con el SDI (Medina, 2000). En este estudio no es el caso y puede ser debido a la mayor presencia de material en solución que aquella presente en suspensión.

Se realizaron también pruebas que permitieron determinar el SDI del agua de trabajo, sin lodos y sin sal que sirvieron para comprobar el origen de la saturación de los filtros de cartucho.

Los valores obtenidos de SDI, turbiedad y color medidos en las pruebas de agua "limpia" sin sal, sin sedimentos de la presa Madín, fueron los siguientes:

SDI: 5.8-5.56

Turbiedad (NTU): 0.08-0.01

Color: 9-10

Como se puede observar en los resultados, el color y la turbiedad se encuentran dentro de los parámetros establecidos por la NOM-127-SSA1-1994 que son de 20 unidades Pt-Co y 5 NTU respectivamente aunque existe una gran presencia de partículas coloidales que no pueden ser retenidos por los filtros (dual y los filtros de cartucho). Los filtros arena están diseñados para remover las partículas suspendidas mayores a 30 μm y reducir el SDI por debajo de 4, para cuando se trabaja con agua de mar y el arreglo del filtro es eficiente (Durham *et al.*, 1997). Ya que no era posible reducir la obstrucción de los filtros de cartucho rápidamente (5 h), nada comparado con los datos reportados de tiempo de vida en las instalaciones industriales de 2 a 8 semanas (Kim *et al.*, 2009), se optó por probar la sedimentación del agua de trabajo.

El agua se dejaba sedimentar durante un tiempo de 24 h. Después de colocarle los 35,000 ppm de sal y subirle la turbiedad a 7 por medio de contaminación orgánica. Obteniéndose en promedio los siguientes resultados (tabla 3.4).

Con este procedimiento se obtuvo un periodo de vida de los filtros cartucho (20 y 10 μm) de 15-16 hrs y el porcentaje de disminución del SDI se aumento al 10% (Tabla 3.3). No pudiendo de nuevo obtener resultados de SDI con los filtros de 5 μm ya que la contaminación presente no era sedimentable en ese período de tiempo (Tabla 3.4).

Tabla 3.3 Resultados promedio de pre-tratamiento sedimentación-filtración directa en la planta de ósmosis inversa

Características	Antes del pre tratamiento	Después de filtración dual	Después de filtración sobre cartucho (20 y 10 μm) fin de pre tratamiento	Promedio % de remoción
SDI	6.32-6.06	n.d.	6.05-5.46	10
Turbiedad (NTU)	7	4.71	1	86
Color (Pt-Co)	76	56	40	47

Tabla 3.4 Tiempo de sedimentación de partículas de diferente tamaño (Powell, 1954)

Diámetro de las partículas		Orden de tamaño	Tiempo necesario para su sedimentación
10 mm	10000 μm	Grava	0.3 s
1 mm	1000 μm	Arena gruesa	3 s
0.1 mm	100 μm	Arena fina	38 s
0.01 mm	10 μm	Limo	33 min
0.001 mm	1 μm	Bacterias	55 h
0.0001 mm	0.1 μm	Partículas coloidales	230 días

La grafica 3.6 realizada con los valores registrados de la pérdida de carga del filtro dual y de los filtros de cartucho durante la operación y pruebas, muestra los tiempos de vida de los filtros, tanto del periodo en el que se tiene hacer el retro lavado del filtro dual como cambio de filtros de cartucho.

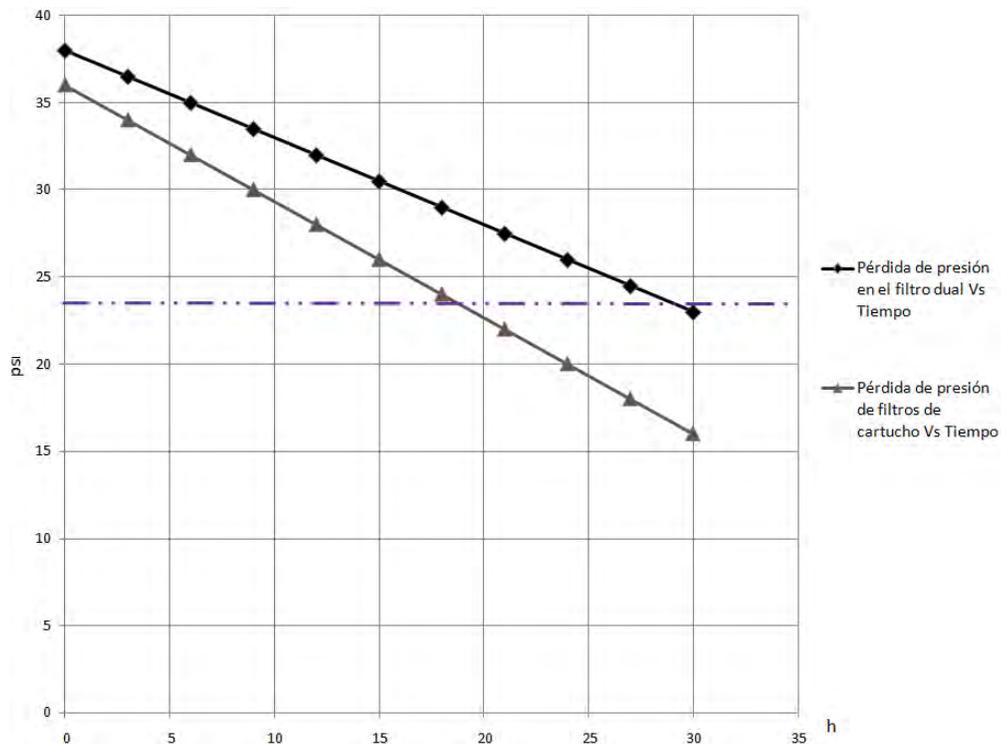


Figura 3.2 Gráfica de caídas de presión de filtros y tiempos de vida media

Los valores de la gráfica anterior muestran que los filtros cartucho tenían que ser reemplazados después de 16 h de trabajo y el retrolavado del filtro dual es de alrededor de 25 h, la línea punteada indica la presión mínima a la cual debe llegar el agua a la bomba de alta presión ya que de lo contrario esta se apagaba automáticamente.

No es recomendable realizar el cambio de los filtros de cartucho ni el retro lavado del filtro dual hasta su total obstrucción, ya que empeora la calidad del filtrado, aumenta el consumo energético para continuar operando a las mismas condiciones y será necesaria más tiempo para su limpieza en el caso del filtro dual.

Tabla 3.5 Valores reportados de pre-tratamiento en otras plantas de desalinización por ósmosis inversa

Referencia	SDI de alimentación	SDI con pre-tratamiento	Turbiedad de alimentación (NTU)	Turbiedad con pre-tratamiento (NTU)
Singapur (Chua <i>et al.</i> , 2003)	6.1	4.2	n.r	n.r.
UK (Durham, <i>et al.</i> , 2001)	>6	5-6	2-5	1
AL Fujairah, EAU (Fritzmann <i>et al.</i> , 2007).	14.6	3.4	0.368	0.157
Planta piloto (IINGEN, 2009)	6.32-6.06	6.05-5.46	7	1

Con esta agua se realizaron las pruebas en planta piloto para determinar el efecto de este ensuciamiento en las membranas y el tiempo de trabajo antes de ser necesario realizar la operación de lavado.

3.3.3 PRUEBAS DE OPERACIÓN DE LA PLANTA PILOTO DE ÓSMOSIS INVERSA CON PRE-TRATAMIENTO DE SEDIMENTACIÓN-FILTRACIÓN DIRECTA

Se realizó la operación de la planta piloto de ósmosis inversa y durante la cual también se hizo el monitoreo de los distintos parámetros, color, turbiedad, SDI, conductividad y pH (figura 3.3 y 3.4). Estos parámetros eran registrados cada 15 minutos de operación y la realización de todas las pruebas de trabajo en la planta piloto de ósmosis inversa se hizo a una presión de 500 psi. A continuación se muestran la gráficas más representativas de las pruebas realizadas en la planta piloto, el resto de los resultados los cuales muestran el mismo comportamiento que los discutidos en esta sección se muestran en el anexo E.

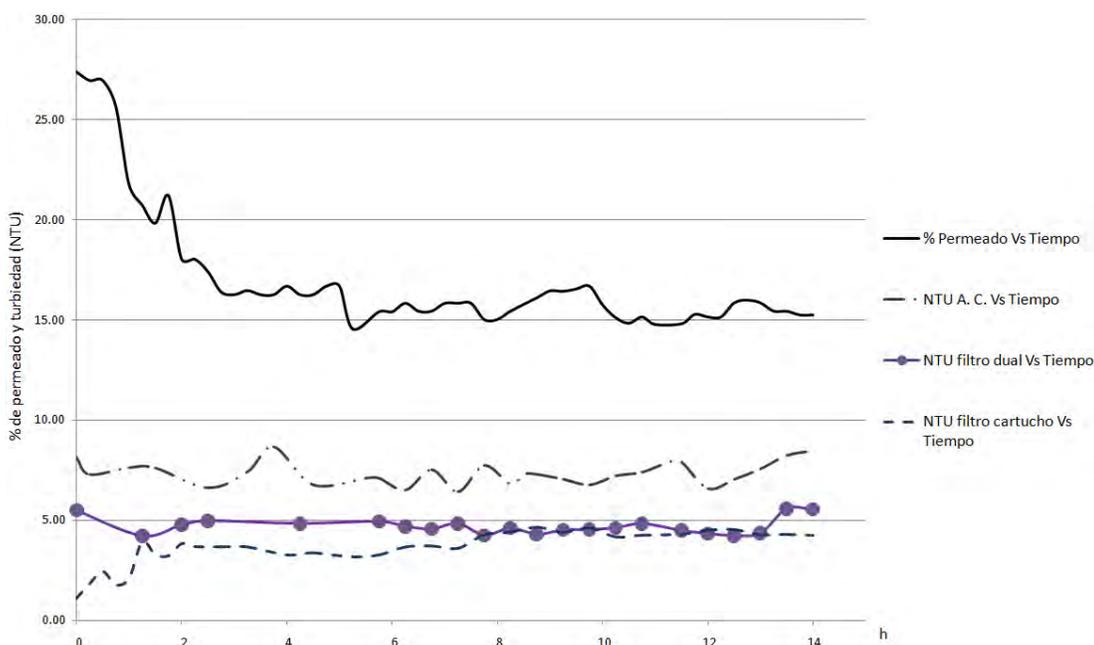


Figura 3.3 Datos obtenidos durante la operación de la planta piloto de ósmosis inversa a 500 psi

Como se observa en la figura 3.6, los valores de turbiedad de filtro de cartucho y filtro dual a la salida se igualan en un periodo de 14 a 15 h. Aunque el flujo de permeado sigue siendo constante hace falta reemplazar los filtros cartucho ya que su eficiencia de filtrado va disminuyendo y su pérdida de presión va aumentando. Al momento de realizar el cambio de filtros de cartucho es necesario parar la planta piloto, con esto se tiene que hacer el procedimiento de cierre de todas las válvulas para evitar que el agua abandone las tuberías dejando a las membranas sin agua e induciendo la deposición de las sales sobre su superficie.

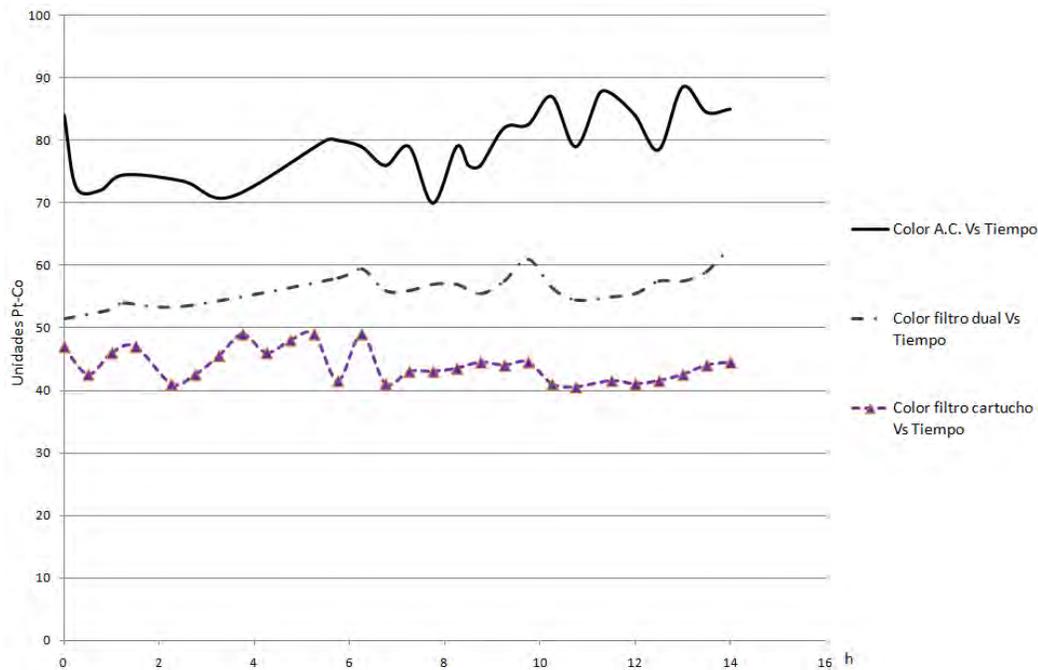


Figura 3.4 Datos obtenidos durante la operación de la planta piloto de ósmosis inversa

La calidad del agua respecto a los valores de color se mantienen constantes, mientras que los de la turbiedad comienza a elevarse, esto quiere decir que la mayor parte de materia en solución sigue atravesando los filtros y solo una pequeña parte pueden ser retenidos. En cuanto a la turbiedad, que está relacionada con la materia en suspensión, llega el momento en que ya no puede ser retenida más por los filtros y comienza a ser de nuevo introducida a la corriente que entra a las membranas.

3.3.4 CALIDAD DEL AGUA DE PERMEADO Y SU POS-TRATAMIENTO

Durante la operación de la planta piloto de desalinización por ósmosis inversa se registraron los valores de los parámetros de calidad como son: el pH, la conductividad eléctrica, color y turbiedad en tres diferentes puntos que son el influente de la planta de desalinización y los efluentes que son el permeado y el rechazo, siendo estos ilustrados en las graficas siguientes.

En las graficas 3.9 y 3.10 se pueden observar la diferencia de los valores de turbiedad y color de los efluentes de la planta de desalinización por ósmosis inversa que de acuerdo con la NOM-127-SSA1-1994 la turbiedad y el color del permeado se encuentran por debajo de los límites establecidos, mientras que para el rechazo la turbiedad sobrepasa este límite que es de 20 U Pt-Co y la turbiedad comienza a aumentar conforme pasa el tiempo.

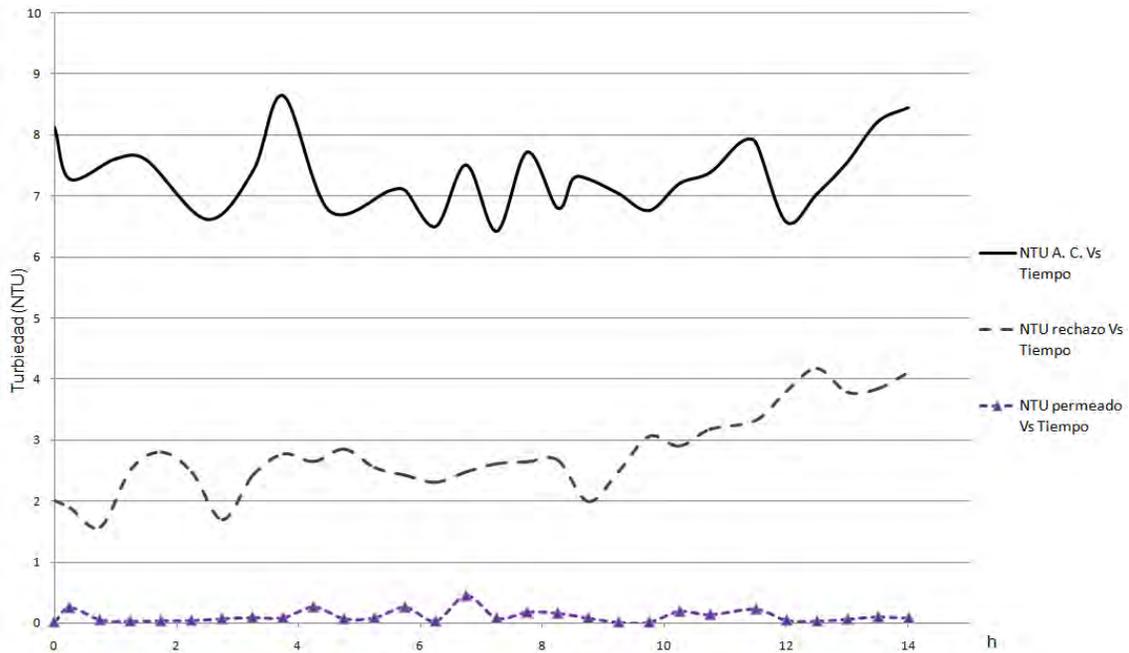


Figura 3.5 Valores de turbiedad en tres puntos de muestreo durante la operación de la planta piloto de ósmosis inversa con filtración directa como pre-tratamiento

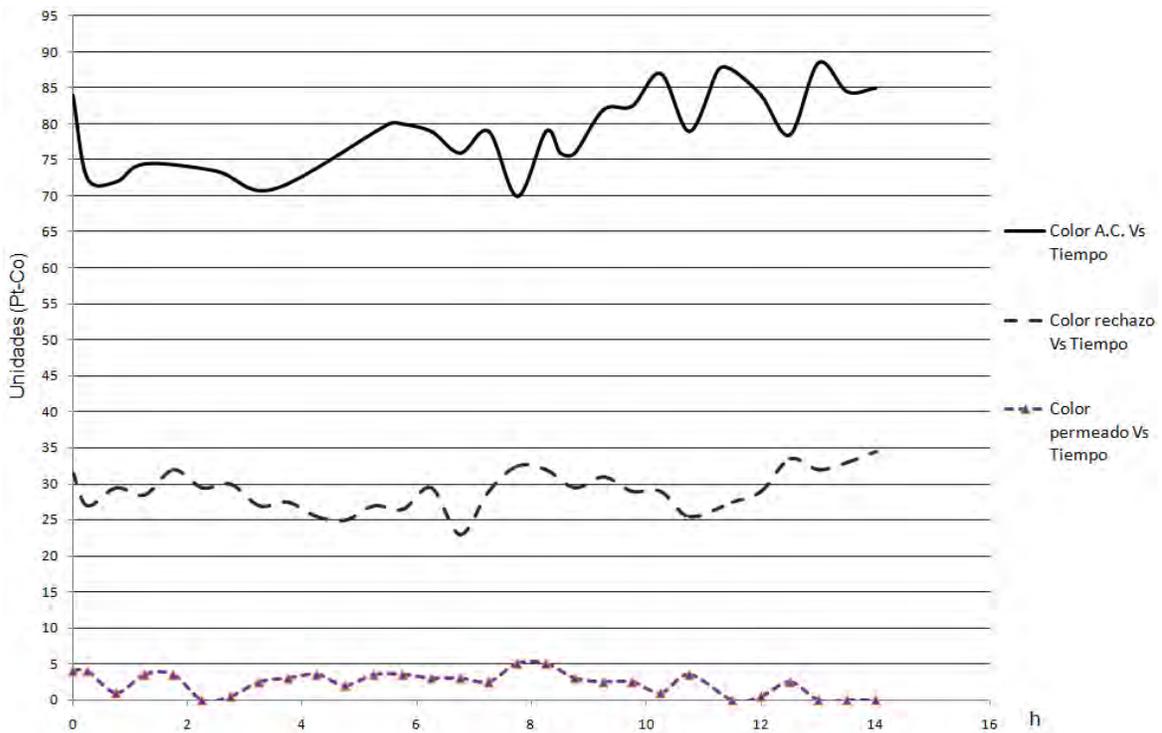


Figura 3.6 Valores de color en tres puntos de muestreo durante la operación de la planta piloto de ósmosis inversa con filtración directa como pre-tratamiento

Respecto a la conductividad y el pH del permeado, solo se encuentra dentro de la normatividad mexicana para agua potable la conductividad eléctrica, el cual el nivel máximo para agua potable es de 1055 mS/cm, su pH bajo se debe al elevado

rechazo de iones de calcio y magnesio y al desbalance calco carbónico por tal motivo se le denomina agua desequilibrada y es necesario que sea adecuada para su pretendida aplicación.

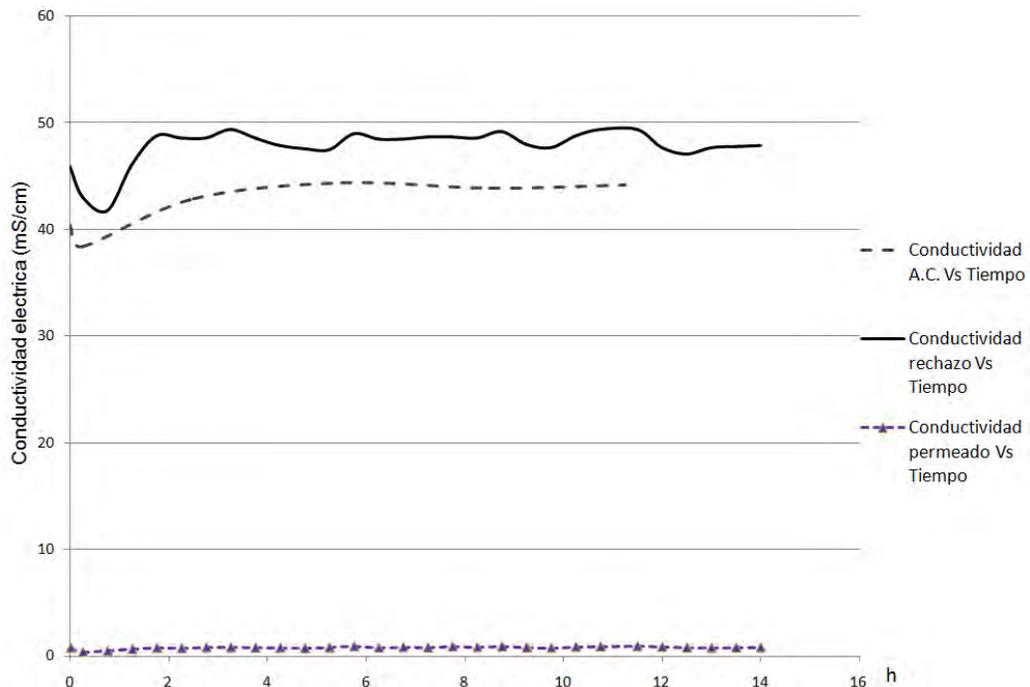


Figura 3.7 Valores de conductividad en tres puntos de muestreo durante la operación de la planta piloto de ósmosis inversa con filtración directa como pre-tratamiento

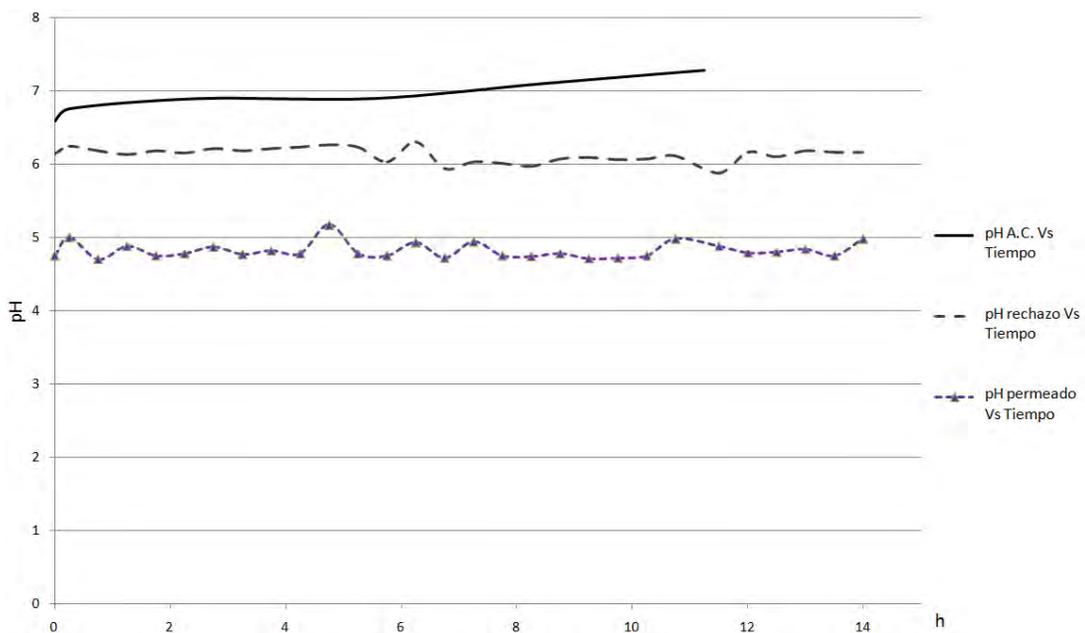


Figura 3.8 Valores de pH en tres puntos de muestreo durante la operación de la planta piloto de ósmosis inversa con filtración directa como pre-tratamiento

Su baja alcalinidad y la presencia de CO_2 la hacen corrosiva pudiendo disolver el material de las tuberías e incumplir con los valores de los parámetros de las normas técnico sanitarias además de atacar a las membranas.

3.3.4.1 POS-TRATAMIENTO PARA EL AGUA DE PERMEADO

Es necesario aplicar un pos-tratamiento al agua de permeado de acuerdo con los problemas antes mencionados. En el caso del ajuste del valor de pH se realizó una prueba con tres reactivos diferentes a la misma concentración de 250 ppm (NaOH , $\text{Ca}(\text{OH})_2$ y CaCO_3) para obtener un efluente que cumpla con los valores de calidad para agua potable mexicanas, estos compuestos se eligieron debido a que los dos primeros son bases fuertes y ayudan a aumentar el pH más eficientemente además de que ayudan a disminuir el efecto corrosivo a las tuberías y el segundo por su menor costo económico, estos compuestos son de los más empleados junto con el Na_2CO_3 . En la gráfica 3.9 solo se presentan 2 reactivos debido a que la prueba realizada con el CaCO_3 no aumentó el pH, en cambio el color y la turbiedad aumentaron drásticamente rebasando los límites para la calidad del agua de la NOM-127-SSA1-1994.

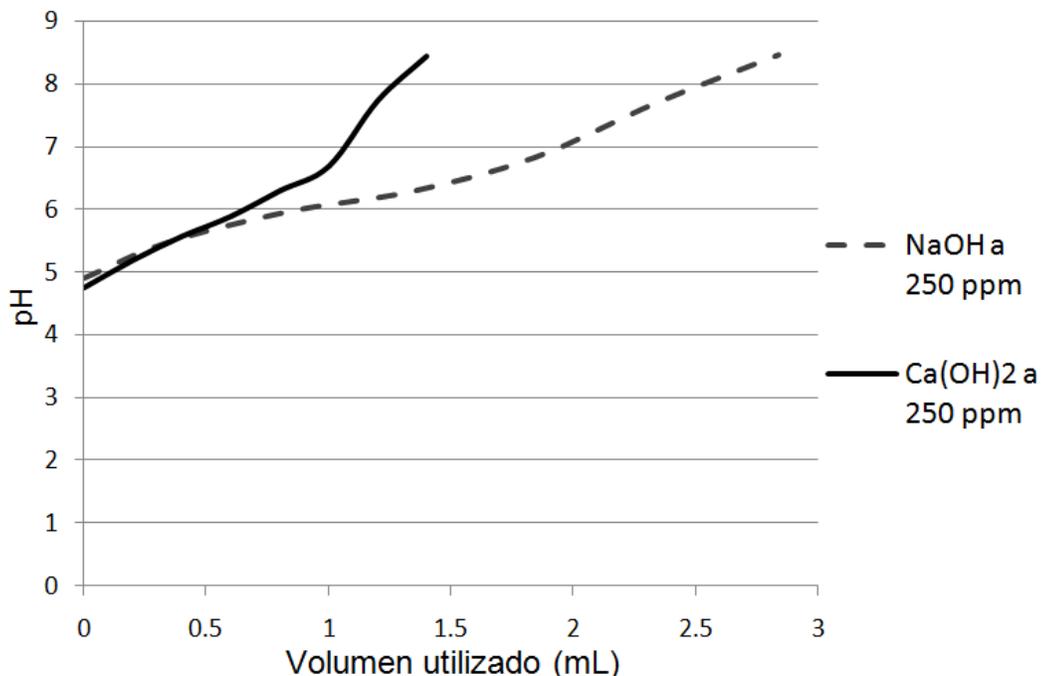


Figura 3.9 Curva de estabilización de pH para una muestra de permeado de 100 mL

Como se puede observar, el volumen necesario para obtener un pH neutro con $\text{Ca}(\text{OH})_2$ es de 1 mL mientras que para el NaOH es del doble, ya que el $\text{Ca}(\text{OH})_2$ tiene dos equivalentes OH, quiere decir que para estabilizar el pH del agua se requieren de 10 mL/L de agua de permeado igual a 0.025 g de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ /L de agua de permeado, esto corresponde a lo reportado en la literatura (Sadwani *et al.*, 2005 y Khawaji *et al.*, 2007), donde se utiliza mayor cantidad de NaOH que $\text{Ca}(\text{OH})_2$. La conductividad, el color ni la turbiedad aumentaron significativamente de manera que

no rebasaron los límites de la calidad del agua potable establecidos, terminando estos en promedio de 890 mS/cm, 2 U Pt-Co, y 0.5 NTU respectivamente.

Cloración o desinfección final: Como el agua que se va a desalar ha sido desprovista de sus características oxidantes mediante la dosificación de bisulfito de sodio, en el agua producto no existe rastro de cloro residual. Por ello el agua que tendrá uso potable es necesario volverla a clorar para cumplir con la normatividad sanitaria en cuanto a presencia de cloro residual en la red, para protegerla de la posible contaminación a lo largo de su distribución. De acuerdo a esto, al agua de permeado es necesario dosificarle 0.5 mg/L de NaOCl para estar dentro del margen de la norma aplicable en México (NOM-127-SSA1-1994).

3.4 PROCEDIMIENTOS DE LIMPIEZA

3.4.1 RETROLAVADO DE FILTRO DUAL

El retro lavado del filtro dual se hace por recomendación cuando las pérdidas de carga alcanzan 0.5-1 kg/cm² (7-14 psi) en los filtros a presión y 0.3-0.8 kg/cm² (4-12 psi) en los filtros abiertos (Medina, 2000) y para cuando la turbiedad excede 2 NTU (Miller, 1972).

El retro lavado se hace con agua a contra corriente con una velocidad tal, que permita la expansión del lecho filtrante en un 15-20 %, para que los sólidos se remuevan, se desprendan las partículas y puedan ser arrastradas por el agua (Medina, 2000).

El retro lavado dura de 15 a 60 minutos dependiendo de la calidad del agua cruda y el volumen de utilizado es aproximadamente el 10% del volumen de alimentación (Durham, 1997).

En el retro lavado del filtro dual de la planta piloto se hizo con una bomba centrífuga de 0.5 HP y un flujo de 35 l/min. La velocidad del flujo es de 0.13 m/min x m². El tiempo necesario para realizar el retro lavado del filtro se determinó con base en la disminución de las características del filtrado, y estas comenzaban a verse disminuidas alrededor de las 25 h de trabajo con la misma calidad de agua en el influente.

3.4.2 LIMPIEZA DE LAS MEMBRANAS

Como ya se mencionó en el capítulo 1, el mantenimiento de las membranas no sólo se realiza hasta que haya disminuido en un 10% el porcentaje de recuperación de permeado, sino que además en cada momento de paro de la planta debe realizarse el llamado "flushing" que no es más que el introducir agua de permeado dentro de las membranas para que esta desplace al agua salada, para disminuir así la concentración de sales y evitar de esta manera su precipitación durante el período que ésta no está operando.

Este procedimiento se realizó alimentando de nuevo agua de permeado, aproximadamente 2-3 veces el volumen que ocupa la tubería (Medina, 2000) y después cerrando las válvulas para evitar su fuga.

El procedimiento de limpieza química fue el siguiente: Se almacenaba en un tanque de 450 L agua de permeado al cual se le adicionaba ácido sulfúrico bajando el pH del agua hasta 2, esta agua era introducida por medio de la bomba de alimentación a la línea de tubería y durante unos 5 min se dejaba que el agua se fuera al drenaje, después de este tiempo el agua era recirculaba al mismo tanque para que fuera reintroducida a la red de tubería de alimentación de las membranas sin pasar por los filtros por medio del juego de valvulas. El tiempo de reciculación de agua ácida para la limpieza de las membranas fue de 2 h lo recomendado por la literatura (Lauren *et al.*, 2009).

3.5 ESTIMACIÓN ECONÓMICA DEL PRE TRATAMIENTO APLICADO

Se realizó la estimación del costo de los reactivos químicos utilizados en el pre tratamiento de filtración directa. La tabla 3.7 contiene los costos de adquisición de las sustancias utilizadas, las cuales fueron proporcionadas directamente de los distribuidores mediante su previa cotización.

Tabla 3.6 Costo de los reactivos utilizados en la operación de tratamiento

Etapas	Sustancia química	Costo (pesos + IVA)	Dosis a aplicar (gr/ m³)
Ajuste de pH	Acido sulfúrico 98%	\$ 1.46 Kg	29.2
Precloración	Hipoclorito de sodio	\$ 2.81 Kg	5.66
Decloración	Bisulfito de sodio	\$ 21.39 Kg	16.98
Pos-tratamiento	Hidróxido de calcio	\$ 8.79 Kg	2.5
Poscloración	Hipoclorito de sodio	\$ 2.81 Kg	0.5

Tomando como base de estimación del costo unitario de desalinización de agua, incluyendo los reactivos y costos energéticos, se incluirán los gastos para el lavado de membranas, retro lavado de filtro dual y cambio de filtros cartucho.

Para un período de trabajo de 50 hrs para incluir el lavado de membranas.

$$Q = 0.954 \text{ m}^3/\text{h} \times 50 \text{ h.} = 47.7 \text{ m}^3 \text{ de agua cruda a tratar}$$

- 1 lavado de membranas
- 2 lavados de filtro dual
- 2 veces el cambio de filtro de 20 μm
- 3 veces el cambio de filtro de 10 μm
- Reactivos
- Desalinización

Un lavado de membranas: Sólo se utiliza la bomba de alimentación para recirculación de la solución de limpieza (0.75 HP, 2 h). \$ 1.3 KWH tarifa general (CFE, 2010)

$$0.75\text{HP} = 0.559 \text{ KW} \times 2 \text{ h} = 1.118 \text{ kwh} \times \$1.3 = 1.534 \text{ pesos} / 47.7 \text{ m}^3 = \$ 0.321 \text{ m}^3$$

Dos lavados de filtro dual: 60 minutos por lavado, la bomba especifica que consume 0.37 KW

$$0.37 \text{ kw} \times 2 \text{ h} = 0.74 \text{ kwh} \times \$ 1.3 = 0.962 \text{ pesos} / 47.7 \text{ m}^3 = \$ 0.02 \text{ m}^3$$

Dos veces el cambio de filtro de 20 µm y tres veces el de 10 µm el costo de cada filtro es de \$ 210 pesos.

$$5 \times \$ 210 = 1050 \text{ pesos} / 47.7 \text{ m}^3 = \$22.01 \text{ m}^3$$

De acuerdo a la tabla anterior:

$$\text{Acido sulfúrico: } (\$ 1.46 / 1000 \text{ g}) \times (29.2 \text{ g} / \text{m}^3) = \$ 0.42 / \text{m}^3$$

$$\text{Cloro : } (\$ 2.81 / 1000 \text{ g}) \times (5.6 \text{ g} / \text{m}^3) = \$ 0.157 / \text{m}^3$$

$$\text{Bisulfito de sodio: } (\$ 21.39 / 1000 \text{ g}) \times (16.98 \text{ g} / \text{m}^3) = \$0.36 / \text{m}^3$$

$$\text{Hidróxido de calcio: } (\$ 8.79 / 1000 \text{ g}) \times (2.5 \text{ g} / \text{m}^3) = \$ 0.219 / \text{m}^3$$

$$\text{Pos cloración o desinfección final: } (\$ 2.81 / 1000 \text{ g}) \times (0.5 \text{ g} / \text{m}^3) = \$ 0.0014 / \text{m}^3$$

Desalinización: 50 h de operación de la bomba de alimentación más 50 h de operación de la bomba de alta presión:

$$\text{Bomba de alimentación: } 0.559 \text{ kw} \times 50 \text{ h} = 27.95 \times \$ 1.3 = \$ 36.33 / 47.7 \text{ m}^3 = \$ 0.76 \text{ m}^3$$

Bomba de alta presión:

$$3 \text{ HP} = 2.236 \text{ kw} \times 50 \text{ h} = 111.8 \text{ kwh} \times \$ 1.3 = \$ 145.34 / 47.7 \text{ m}^3 = \$ 3.04 \text{ m}^3$$

Una vez calculados los costos de los reactivos utilizados y el costo energético de lo establecido a partir de los datos obtenidos durante la operación de la planta piloto de desalinización por ósmosis inversa con pre-tratamiento de filtración directa, se sumaron y se condensaron en la tabla 3.7 que muestra el costo específico estimado y el porcentaje del costo total.

Tabla 3.7 Resultados de la estimación del costo por metro cúbico de agua a tratar en la planta piloto de ósmosis inversa

	Costo unitario m³ Planta piloto IINGEN (pesos MXN/m³)	% de costo total
Reactivos	0.796	3.78
Pre tratamiento (reactivos + bombeo)	1.55	7.37
Proceso de OI (pre tratamiento reactivos + bombeos)	5.037	23.97
Pos tratamiento (reactivos)	0.219	1.041
Operación y Mantenimiento (lavado de membranas, retro lavado de filtro dual, cambio de filtros cartucho)	16.06	76.43
TOTAL	22.32	100 %

Con base en este costo por m³ de agua a tratar, se puede determinar el costo por m³ para obtener agua potable calculado a partir del porcentaje de recuperación obtenido.

Tabla 3.8 Relación del volumen de agua a tratar y el volumen de agua potable obtenida

Volumen de agua a tratar	% de recuperación del sistema	Volumen de agua potable obtenido
1 m ³	16 %	0.16 m ³
6.25 m ³	16 %	1 m ³

De acuerdo a la tabla anterior el costo para obtener 1 m³ de agua potable es de **139.5 pesos**, el costo obtenido en el proceso de desalinización en la planta piloto de ósmosis inversa es 10 veces mayor al costo reportado en diversas plantas de desalinización por ósmosis inversa (anexo F). Lo cual se puede atribuir a la recuperación tan baja de la planta piloto utilizada (16%).

Según (Shahalam *et al*, 2002), del 80 al 90 % del costo del agua en las grandes plantas desalinizadoras, se debe a la aplicación de presión al agua de alimentación y éste está directamente relacionado con el pre tratamiento aplicado que en promedio representa el 25 % del costo total y alrededor del 15% es el costo del pos tratamiento.

CAPÍTULO 4 CONCLUSIONES

En este trabajo se determinó en una planta piloto y utilizando un agua preparada artificialmente, que el tren de pre-tratamiento de filtración directa (ajuste de pH, desinfección, filtración dual, inhibición del desinfectante y filtración sobre cartucho), no fue eficiente para la remoción de contaminantes que influyen en la vida útil de las membranas del proceso de ósmosis inversa para la desalinización de un agua salada con alta contaminación.

Lo anterior se concluyó con base en los valores del SDI de calidad del efluente del tren de pre-tratamiento (SDI_{15} 6.05~5.46) y la vida de los filtros cartucho (~16 h).

De manera adicional, con base en los resultados obtenidos en este trabajo se concluye de manera particular lo siguiente:

1.- Se realizó el diseño y la instalación de la planta piloto de desalinización por ósmosis inversa compuesta por el pre-tratamiento de filtración directa, con base en información reportada en literatura que permitió determinar las principales etapas y reactivos que comprenden el pre-tratamiento.

2.- Se efectuó el arranque y operación de la planta piloto de desalinización por ósmosis inversa compuesta por el tren de pre-tratamiento de filtración directa, determinando las condiciones de operación: flujo (0.265 L/s), presión (500 psi), altura de los lechos de filtrado (arena 24.18 cm, gravilla 21.2 cm y antracita 35 cm), pH (6.5) y porcentaje de recuperación de permeado (16 %).

3.- Se realizó el monitoreo de la planta piloto mediante la medición de los valores de tres parámetros fisicoquímicos de la calidad del efluente pre tratado (SDI, color y turbiedad) y dos parámetros adicionales para los efluentes de la desalinización por ósmosis inversa (pH y conductividad eléctrica). El promedio de disminución del SDI del influente fue de 10%, la reducción promedio del color y la turbiedad fue de 46 y 87% respectivamente, con una duración del ciclo de filtrado de 16 h debido a la limitación impuesta por la saturación de los filtros de cartucho ya que el tiempo de vida del filtro dual es de 25 h.

4.- Se realizó la estimación del costo del tren de pre tratamiento, así como del proceso completo de desalinización, mediante el cual se aprecia que el costo es 10 veces mayor (139.5 pesos/m³ de agua potable) comparado con los costos reportados en el anexo F.

Las recomendaciones que se sugieren para ser consideradas posteriormente son:

1.- Determinar la eficiencia de este tren de pre-tratamiento con otra calidad de agua o procedente de otra fuente para evaluar su eficiencia en otras condiciones menos adversas que las evaluadas en este estudio.

2.- Determinar la posibilidad de la implementación de otro tamaño de filtros de cartucho, por unos que tengan mayor superficie de filtrado, para que duren más tiempo y el costo se reduzca debido al menor remplazo de filtros, ya que éstos son los que encarecieron el proceso debido a su elevado costo.

3.- Probar diferentes materiales y alturas de lechos para llegar a un arreglo más eficiente que pueda aumentar la calidad del agua tratada.

BIBLIOGRAFÍA

1. - Abdel-Jawad, M., Ebrahim S., Al-Atram F., Al-Shammari S., 1997. Pretreatment of the municipal wastewater feed for reverse osmosis plants, *Desalination* 109, 211-223.
2. - Abdessemed, D., Nezzal, G., 2008. Coupling softening – ultrafiltration like pretreatment of seawater case of study of the Corso plant desalination (Algiers). *Desalination* 221, 107-113.
3. - Aboabboud, M., Elmasallati, S., 2007. Potable water production from seawater by reverse osmosis technique in Libya, *Desalination* 203, 119-133.
4. - Alawadhi, A. Ali, 1997. Pretreatment plant design – Key to a successful reverse osmosis desalination plant, *Desalination* 110, 1-10.
5. - Al- Shammiri M., Safar M., Al-Dawas M., 2000. Evaluation of two different antiscalants in real operation at the Doha research plant, *Desalination* 128, 1-16.
6. - Amiri, M.C., Samiei, M., 2007. Enhancing permeate flux in RO plant by controlling membrane fouling, *Desalination* 207, 361-369.
7. - AWWA, 2004. Introduction to water treatment: principles and practices of water supply operations. Denver : American Water Works Association, C-89867-189.
8. - AWWA, 1998. Tratamiento del agua por procesos de membrana. USA : McGraw-Hill International.
9. - AWWA, 2004. Water Desalting. Planning guide for water utilities. American Water Works Association. Wiley & sons. United States of America. Pp. 198
10. - Bonnelye V., Sanz M. Angel, Durand Jean-Pierre, Plasse L., Gueguen F., Mazounie P., 2004. Reverse osmosis on open intake seawater: pre-treatment strategy, *Desalination* 167, 191-200.
11. - Botero, E., 2000. Valoración exergética de los recursos naturales. Tesis Doctoral. Departamento de Ingeniería Mecánica. Universidad de Zaragoza.
12. - Brown, T.J., M.B., Emelko, 2009. Chitosan and metal salt coagulant impacts on Cryptosporidium and microsphere removal by filtration, *Water Research* 43, 331-338.
13. - Cardona E., Piacentino A., Marchese F., 2005. Energy saving in two-stage reverse osmosis system coupled with ultrafiltration processes, *Desalination* 184, 125-137.
14. - Cerón Alfaro O., 2010, Pretratamiento del proceso de ósmosis inversa para la desalación de agua de mar con una planta piloto, Tesis de maestría, Instituto de Ingeniería UNAM, México D.F.

15. - Chua K.T., Hawlader M.N.A., Malek A., 2003. Pretreatment of seawater: Results of pilot trials in Singapore, *Desalination* 159, 225-243.
16. - Dudley L.Y. and Darton E.G., 1997. Pretreatment procedures to control biogrowth and scale formation in membrane systems, *Desalination* 110, 11-20.
17. - Durham B., Bourbigot M. Marguerite, Pankratz Tom, 2001. Membranes as pretreatment to desalination in wastewater reuse: operating experience in the municipal and industrial sectors, *Desalination* 138, 83-90.
18. - Durham Bruce, 1997. Membrane pretreatment of reverse osmosis – Long term experience on difficult waters, *Desalination* 110, 49-58.
19. - Ebrahim, S.; Abdel-Jawad, M.; Bou-Hamad, S.; Safar, M., 2001. Fifteen years of R&D program in seawater desalination at KISR part I. pretreatment technologies for RO systems. *Desalination* 135, 141-153.
20. - EPA, 1996. Reverse Osmosis Process, Capsule Report, United States Environmental Protection Agency, Office of Research and Development, September 1996, EPA/625/R-96/009.
21. - El-Sayed, Y.M., Silver, R.S., 1980. Fundamentals of distillation. Academic Press Inc.
22. - Flaten, Peder Trond, 2001. Aluminium as risk in Alzheimer's disease, with emphasis on drinking water. *Brain Research Bullent* 55, 187-196.
23. - Fritzmann, C., Löwenberg, J., Wintengs, T., Melin, T., 2007. State-of-the-art of reverse osmosis desalination. *Desalination* 216, 1-76.
24. - Fuentes y Ramírez, 2003. Desalación del Agua: Una Alternativa para Resolver la Demanda de Agua Potable en el Sur de la República Mexicana. *Agua Latinoamericana*, Septiembre/Octubre. Pp.6.
25. - Gabelich J. Christopher, Yun I. Tae, Coffey M. Bradley, Suffet "Mel" I.H., 2003. Pilot-scale testing of reverse osmosis using conventional treatment and microfiltration, *Desalination* 154, 207-223.
26. - Glueckstern P., Priel M. Wilf Mark, 2002. Field evaluation of capillary UF technology as a pretreatment for large seawater RO systems, *Desalination* 147, 55-62.
27. - Hoek van der J.P., Hofman J.A.M.H., Bonn  P.A.C., Nederlof M.M., Vrouwenvelder H.S., 2000. RO treatment: selection of a pretreatment scheme based on fouling characteristics and operating conditions based on environmental impact, *Desalination* 127, 89-101.
28. - Hu Y. J., Song L.F., Ong S.L., Phua E.T. Ng W.J., 2005. Biofiltration pretreatment for reverse osmosis (RO) membrane in a water reclamation system, *Chemosphere* 59, 127-133.

29. - Ives, J. K., 1970. REVIEW PAPER RAPID FILTRATION, *Water Research Press*, Department of civil and Municipal Engineering, University College, London. Vol. 4 , 201-223.
30. - Johir A.H., Khorshed C., Vignarwan S., Shon H.K., 2009. In-line Flocculation-filtration as pre-treatment to reverse osmosis desalination, *Desalination* 247, 85-93.
31. - John A, 2006. A Desalination Database for Texas Water Development Board The University of Texas at Austin Austin, Texas. PP 133.
32. - Kelle, Peter R., 1976. Membrane technology and Industrial separation techniques. Noyes Data Corporation.
33. - Khawaji D. Akili, Kutubkhanah K. Ibrahim, Wie Jong-Mihn, 2007. A 13.3 MGD seawater RO desalination plant for Yanbu Industrial City, *Desalination* 203, 176-188.
34. - Kim M. Young, Kim J. Seung, Kim S. Yong, Lee Sangho, Kim S. In, Kim Ha Joon, 2009. Overview of systems engineering approaches for a large-scale seawater desalination plant with a reverse osmosis network. *Desalination* 238, 312-332.
35. - Lauren F. G., Greenlee, Desmond F., Lawer, Benny D., Freeman, Benoit Marrot, Philippe Moulin, 2009. Reverse osmosis desalination: Water sources, technology, and today's challenges, *Water research* 43, 2317-2348.
36. - Leparc, J.; Rapenne, S.; Courties, C.; Lebaron, P., 2007. Water quality and performance evaluation at seawater reverse osmosis plants through the use of advanced analytical tools. *Desalination* 203, 243-255.
37. - López Ramírez Juan Antonio, Márquez Sales Diego, Quiroga Alonso José María, 2002. Comparison studies of feedwater pre-treatment in a reverse osmosis pilot plant, *Desalination* 144, 347-352.
38. - Lorain Oliver, Hersant Berengère, Françoise Persin, Grasmick Alain, Brunard Nathalie, Espenan Jean Michel, 2007. Ultrafiltration membrane pre-treatment benefits for reverse osmosis process in seawater desalting. Quantification in terms of capital investment cost and operating cost reduction, *Desalination* 203, 277-285.
39. - Mavrov V., Chmiel H., Rögener F., 1996. Desalination of surface water to industrial water with lower impact on the environment. Part 1: New technological concept, *Desalination* 108, 159-166.
40. - Medina, J. A., 2000. "Desalación de aguas salobres y de mar". Ed. Mundi-Prensa.

41. - Miller G. Derek, 1972. FILTRACION CON ANTRACITA Y ARENA CASO PRACTICO EN EL REINO UNIDO, Asociación de Investigación sobre el agua, Medmeham, Marlow, Inglaterra, 299-307.
42. - Mitrouli, S.T., Yiantsiosa, S.G., Karabelasa, A.J., Mitrakasb, M., Follesdal, M., Kjolseth, P.A., 2008. Pretreatment for desalination of seawater from an open intake by dual-media filtration: Pilot testing and comparasion of two different media. *Desalination* 222, 24-37.
43. - Mourato, D., Applications of Immersed Membranes in the Drinking Water Field, AWWA, 1995.
44. - Muñoz A. Elguera, Perez Baez S.O., 2005. Development of the most adequate pre-treatment for high capacity seawater desalination plants with open intake, *Desalination* 184, 173-183.
45. - Nicos P. Isaias, 2001. Experience in reverse osmosis pretreatment, *Desalination* 139, 57-64.
46. - NOM-127-SSA1-1994. "Salud Ambiental, agua para uso y consumo humano-límites permisibles de calidad y tratamientos a que debe someterse el agua para su potabilización. Norma oficial mexicana, Mexico.
47. - Ortiz V. Alejandro, 2009. Selección del pretratamiento a aplicar al proceso de ósmosis inversa para la desalación de agua de mar, Tesis de licenciatura, Facultad de Química UNAM. México D.F.
48. - Perry, R.H., Green, D.W. (eds.), 1997. Perry's Chemical Engineers' Handbook. McGraw Hill, New York.
49. - Petry Marc, Sanz Miguel Angel, Langlsis Chrystelle, Bonnelye Véronique, Durand Jean-Pierre, Guevara Daniel, Mantovan Nardes Walter, Homma Saemi Cintia, 2007. The El Coloso (Chile) reverse osmosis plant. *Desalination* 203, 141-152.
50. - Prihasto Noka, Liu Qi-Feng, Kim Seuung-Hyun, 2009. Pre-treatment strategies for seawater desalination by reverse osmosis system, *Desalination* 249, 308-316.
51. - Rautenbach R., Linn T., and D.M.K. Al-Gobaisi, 1997. Present and future pretreatment concepts – Strategies for reliable and low-maintenance reverse osmosis seawater desalination. *Desalination* 110, 97-106.
52. - Reverberi, F., Gorenflo, A., 2007. Three year operational experience of a spiral-wound SWRO system with a high fouling potential feed water. *Desalination* 203, 100-106.
53. - Sadhwani J. Jaime, Veza M. Jose, Santana Carmelo, 2005, Case studies on enviromental impact of seawater desalination, *Desalination* 185, 1-8.

54. - Shahalam M. Abulbasher, Al-Harthy Ali, Al-Zawhry Alaa, 2002. Feed water pretreatment in RO systems: unit process in the Middle East, *Desalination* 150, 235-245.
55. - Shon H.K., Vigneswaran S. Cho J., 2008. Comparison of physic-chemical pretreatment methods to seawater reverse osmosis: Detailed analyses of molecular weight distribution of organic matter in initial stage, *Journal of Membrane Science* 320, 151-158.
56. - Torres, M., Medina, J. A. 1999. Desalination in Spain, a race for Lowering Power Consumption. IDA World Congress on Desalination and Water Reuse. San Diego, USA.
57. - Wangnick/GWI. 2005 Worldwide Desalting Plants Inventory. Oxford, England: Global Water Intelligence, Data provided to the pacific Institute.
58. - Wangnick, K. 2002. 2002 IDA Worldwide Desalting Plants Inventory. Report No. 17. Gnarrenburg, Germany: Wangnick Consulting GMBH.
59. - WHO, 2001 Upgrading Water Treatment Plants, Return to water, sanitation and health web site.
60. - Withers, A., 2005. Options for recarbonation, remineralisation and disinfection for desalination plants. *Desalination* 179, 11-24.
61. - Xu, J.; Ruan, G.; Gau, X.; Pan, X.; Su, B.; Gao, C., 2008. "Pilot study of inside-out and outside-in hollow fiber UF modules as direct pretreatment of seawater at low temperature for reverse osmosis". *Desalination* 219, 179-189.
62. - Young M., Kim J. Kim, Young S. Kim, Sangho Lee, In S. Kim, Joon Ha Kim, 2009. Overview of system engineering approaches for a large-scale seawater desalination plant with a reverse osmosis network. *Desalination* 238, 312-332.
63. - 19th IDA (International Desalting Association) Worldwide Desalting Plants Inventory, 2006.

Páginas web

64. - Fuentes, 2007. Gaceta del IMTA: Desalación de agua de mar. Número 6, [en línea] [sin edición], <http://www.imta.gob.mx/gaceta/anteriores/g06-10-2007/desalacion.html>
65. – CFE, Comisión Federal de Electricidad. Tarifas para el suministro y ventas de energía eléctrica 2009-2010. Consultado en diciembre de 2010 en la dirección electrónica www.cfe.gob.mx

66. - CNA, Comisión Nacional del Agua. Estadísticas del agua en México, Edición 2008. Versión digital consultada en diciembre de 2009 en la dirección electrónica www.conagua.gob.mx
66. - Cooley, h., P. H. Gleick, and G. Wolff. 2006. Desalination, with a grain of salt. A California perspective. Pacific Institute for Studies in Development, Environment and Security 2009. [en línea] [sin edición]. www.pacinst.org
68. - Gleick, 2009. The world's water 2008–2009 The Biennial Report on Freshwater Resources. Washington D.C. Pp. 373. [en línea] [sin edición] <http://www.worldwater.org/data20082009/FM.pdf>
69. - Hoyos, R. Proceso de la filtración en América latina, 2003. [En línea] [sin edición], <http://www.agualatinoamerica.com/docs/pdf/1-2-02hoyos.pdf>.
70. - IMPULSA, 2009. Desalación de agua con energías renovables, Proyecto para desalación de agua de mar con fuentes geotérmicas [en línea] [sin edición], <http://www.impulsa4.unam.mx/>
71. - Lenntech: Water Treatment, 2008. [en línea] [sin edición], <http://www.lenntech.com/espanol/Desalacion/desalacion.htm>
72. - NAP, 2004. Review of the Desalination and Water Purification Technology Roadmap Committee to Review the Desalination and Water Purification Technology Roadmap, National Research Council. Washington, D.C. [en línea], <http://www.nap.edu/catalog/10912.html>
73. - Valero Antonio, UCHE Javier, SERRA Luis,. 2001. La desalación como alternativa al PHN. CIRCE- Centro de Investigación de Recursos y Consumos Energéticos. Universidad de Zaragoza, [sin edición] [en línea], www.circe.cps.unizar.es

ABREVIATURAS

A.C.	Agua cruda
APHA	The American Public Health Association (Asociación Americana de Salud Pública)
ASTM	American Society for Testing Materials (Sociedad Americana de Pruebas de Materiales)
BAP	Bomba de Alta Presión
BWRO	Brackish Water Reverse Osmosis (Desalación de agua salobre por osmosis inversa)
CE	Conductividad Eléctrica
Cl _{dos}	Cloro dosificado
Cl _{res}	Cloro residual
COD	Carbono Orgánico Disuelto
CONAGUA	Comisión Nacional del Agua
CV	Compresión de vapor
ED	Electrodialisis
EPA	Environmental Protection Agency (Agencia de Protección Ambiental)
FC	Filtro Cartucho
FD	Filtro Dual
h	horas
KWh/m ³	Kilowatt hora/ metro cúbico
m	metro
m ³	metro cúbico
m ³ / d	metro cúbico por día
MGD	millones de galones por día
mg/l	miligramos por litro
mS	Mili siemens
n.d.	No determinado
NEMA	National Electrical Manufacturers Association (Asociación Nacional de Fabricantes Eléctricos)
n.r.	No reportado
NTU	Unidades de Turbiedad Nefelométricas
OI	Ósmosis Inversa
PI	Indicador de presión
ppm	Partes por millón
psi	Libra sobre pulgada cuadrada
SDI ₁₅	Índice de Densidad de Ensuciamiento (Silt density index) medido a 15 minutos
SWRO	Seawater Reverse Osmosis (Desalación de agua de mar por Ósmosis inversa)
TI	Indicador de temperatura
µS	Micro siemens
U	Unidades
TA	Tanque de almacenamiento
SDT	Sólidos Disueltos Totales

TFC	Membrana de poliamida compuesta
TOC	Carbono orgánico total
UF	Ultrafiltración

ANEXOS

ANEXO A. NORMATIVIDAD APLICABLE EN MATERIA DE AGUA EN MEXICO

La Ley de Aguas Nacionales (LAN) establece que la explotación, uso o aprovechamiento de las aguas nacionales se realizara mediante concesión o asignación otorgada por el Ejecutivo Federal a través de la Comisión Nacional del Agua (CONAGUA), por medio, de los Organismos de Cuenca o directamente por ésta cuando así le competa, de acuerdo con las reglas y condiciones que dispone la LAN y su reglamento.

A continuación se presentan las normas ambientales mexicanas relacionadas con el tema del agua.

Normas Oficiales Mexicanas de la Secretaria de Salud

Para el abastecimiento de agua para uso y consumo humano se requiere de una adecuada calidad, para prevenir y evitar la transmisión de enfermedades gastrointestinales entre otras. Es por esto que se requirió establecer límites permisibles en cuanto a características microbiológicas, físicas, organolépticas, químicas y radioactivas del agua. La norma que establece los límites permisibles de calidad del agua se describe en el anexo siguiente (CNA, 2008).

NOM-127-SSA1-1994 Salud Ambiental. Agua para uso y consumo humano. Límites permisibles de calidad y tratamientos a que debe someterse el agua para su potabilización. Se publicó en el DOF el día 18 de enero de 1994 y entro en vigor al siguiente día. El 22 de noviembre de 2000 se publicó en el DOF una modificación que entró en vigor a los noventa días naturales posteriores a su publicación.

Esta norma establece: Los límites permisibles de características bacteriológicas (coliformes fecales y coliformes totales), límites permisibles de características físicas y organolépticas (color, olor, sabor y turbiedad), límites permisibles de características químicas (lo cual comprende 34 parámetros, tales como aluminio, arsénico, bario, entre otros), límites permisibles para constituyentes radioactivos y los métodos de pre tratamiento que se deben aplicar según los contaminantes encontrados.

NOM-013-SSA-1993 Requisitos sanitarios que debe cumplir la cisterna de un vehículo para el transporte y distribución de agua para uso y consumo humano. Se publicó en el DOF el 12 de agosto de 1994. Entró en vigor al día siguiente.

NOM-014-SSA1-1993 Procedimientos sanitarios para el muestreo de agua para uso y consumo humano en sistemas de abastecimiento públicos y privados. Se publicó en el DOF el 12 de agosto de 1994. Entró en vigor al día siguiente.

NOM-179-SSA1-1998 Vigilancia y evaluación del control de calidad del agua para uso y consumo humano, distribuida por sistemas de abastecimiento público. Se publicó en el DOF el día 24 de septiembre de 2001. Entró en vigor al día siguiente.

NOM-230-SSA1-2002 Salud ambiental. Agua para uso y consumo humano, requisitos sanitarios que se deben cumplir en los sistemas de abastecimiento públicos y privados durante el manejo del agua. Procedimientos sanitarios para el muestreo. Se publicó en el DOF el día 12 de julio de 2005. Entró en vigor a los setenta días naturales posteriores a su publicación.

ANEXO B. DIVERSOS LÍMITES PARA ALGUNOS PARÁMETROS DE AGUA POTABLE

La tabla siguiente presenta los constituyentes principales del agua potable y sus límites máximos permisibles con respecto a la NOM-127-SSA1-1994 para uso y consumo humano.

Tabla B. 1 Diversos límites para algunos parámetros para agua potable (Fritzmann et al., 2007 y NOM-127-SSA-1994)

Parámetro	Estándares para agua potable del Golfo	Estándares para agua potable de la OMS	Estándares para agua potable de la Unión Europea	Estándares para agua potable en México
Color (U Pt-Co)	15	15	n.r.	20
Turbiedad NTU	5	<1	n.r.	5
Sabor	Aceptable	Aceptable	n.r.	Agradable
Olor	Aceptable	Aceptable	n.r.	Agradable
pH	6.5-8.5	8	6.5-9.5	6.5-8.5
SDT (mg/L)	100-1000	1000	n.r.	1000
Conductividad (µS/cm)	160-1000	n.r.	2500	n.r.
Aluminio (mg/L)	0.2	0.2	n.r.	0.2
Boro (mg/L)	n.r.	0.5	n.r.	n.r.
Calcio (mg/L)	200	n.r.	n.r.	n.r.
Cloro residual (mg/L)	0.2-0.5	0.6-1.0	n.r.	0.2-1.5
Cloruro (mg/L)	250	250	250	250
Cobre (mg/L)	1.0	1.0	n.r.	2.0
Dureza total (mg/l CaCO ₃)	500	n.r.	n.r.	500
Hierro (mg/L)	0.3	0.3	n.r.	0.3
Magnesio (mg/L)	150	n.r.	n.r.	n.r.
Manganeso (mg/L)	0.1	0.1	n.r.	0.15
Sodio (mg/L)	200	200	200	200
Sulfatos (mg/L)	n.r.	250	250	400
Zinc (mg/L)	5.0	3.0	n.r.	5.0

ANEXO C. METODOLOGÍA DE MEDICIÓN DE PARÁMETROS EVALUADOS

Determinación de la turbiedad

Esta técnica se realizó con un turbidímetro Merck^R modelo turbiquant 1000 IR. Para realizar esta prueba se enciende el turbidímetro y se calibra con las soluciones estándar. Se tomaron las muestras de los diversos puertos de muestreo ubicados en la instalación hidráulica de la panta piloto, se limpia la celda de cualquier escurrimiento y se coloca dentro del equipo, la lectura que se da es en unidades nefelométricas (NTU), este procedimiento se hacía cada 15 min de cada uno de los puertos de muestreo.

Medición de color U (Pt-Co)

Se realizó esta medición mediante un espectrofotómetro HACH^{MR} modelo DR/5000, el cual es encendido y seleccionado el programa pre cargado para la determinación de color en esta escala, por un método estandarizado de la APHA. La longitud de onda para la prueba fue de 455 nm. Posteriormente se lleva a cero la medición introduciendo agua destilada como blanco en una celda HACH^R de 25 ml. Para realizar la lectura de la muestra se coloca en otra celda igual a la anterior dentro del aparato, se cierra y se toma la lectura. El resultado aparece inmediatamente en unidades de color Pt-Co.

Medición de cloro libre residual

La medición de cloro libre residual se realizó mediante el método DPD 10069 de HACH^R mediante el espectrofotómetro HACH^{MR} modelo DR/5000 y el reactivo para cloro libre DPD HACH^R cat. 14070-99. El método fue el siguiente:

- Se enciende el espectrofotómetro y se selecciona el programa pre cargado para la medición de cloro libre, en un rango de 0.1-10 mg/l, la longitud de onda de 530 nm se selecciona automáticamente.
- Se llena la celda de 5 ml con la muestra problema, se tapa, se limpia la celda y se introduce dentro del aparato para la medición.
- Después se remueve la celda y se le vacía el contenido de un sobre de reactivo DPD para cloro libre residual, se tapa y se agita para disolver y se vuelve a introducir la celda en el contenedor para su medición. Un color rosa, que dependiendo de la concentración de cloro, se hace más o menos intenso.
- Se toma la lectura mostrada en la pantalla del espectrofotómetro de concentración de cloro en mg/l de cloro (en la forma de Cl₂).

Medición de pH y conductividad

La medición de estos dos parámetros se realiza mediante el aparato de medición Orion^{MR} 4 Star Plus Portable, que cuenta con electrodo de vidrio para la medición de pH y electrodo de medición de conductividad. Antes de encender el aparato se

conecta el electrodo de pH o el electrodo de conductividad, los cuales deben de ser calibrados previamente antes de realizar la medición. Se enjuagan cuidadosamente con agua y se sumergen en la muestra del agua problema durante aproximadamente un minuto, cuando la lectura se estabiliza es mostrada en la pantalla, el electrodo se retira, se enjuaga y seca para después apagar el aparato.

ANEXO D. PREPARACIÓN DE LAS SOLUCIONES EMPLEADAS

Acido sulfúrico

Para la preparación de la solución de ácido sulfúrico 1 N para bajar el pH del agua de alimentación a 6.5 cuando sea necesario, se tiene ácido sulfúrico al 97.7 % de pureza y una densidad de 1.84 g/ml para preparar 10 litros se hizo según la siguiente ecuación:

$$10 \text{ L} \left(\frac{1 \text{ eq}}{1 \text{ L}} \right) \times \left(\frac{1 \text{ mol}}{2 \text{ eq}} \right) \times \left(\frac{98 \text{ g}}{1 \text{ mol}} \right) \times \left(\frac{1 \text{ ml}}{1.84 \text{ g}} \right) \times \left(\frac{100 \text{ ml}}{97.7 \text{ ml de H}_2\text{SO}_4} \right) = 272 \text{ ml}$$

Por lo que se tomaron 272 ml de acido y se agregaron a 10 L de agua destilada, se agitaron y se coloco dentro de un bidón para su dosificación por la bomba dosificadora.

Desinfectante

Para preparar una solución de 1000 ppm de Cl₂ para la cloración de agua en el pre-tratamiento, se tiene cloro al 5.3 % p/p y una densidad de 0.94 gr/ L, se prepararon 10 L a 1000 ppm = 1 gr/ L siguiendo la siguiente ecuación:

$$10 \text{ L} \left(\frac{1 \text{ g Cl}_2}{1 \text{ L}} \right) \times \left(\frac{100 \text{ g solución}}{5.3 \text{ g Cl}_2} \right) \times \left(\frac{1 \text{ ml}}{0.94 \text{ g solución}} \right) = 200.7 \text{ ml}$$

Bisulfito de sodio

Para preparar una solución de bisulfito de sodio a 3000 ppm para la etapa de dechloración se tiene bisulfito a 58.82 % p/p, y se realizó siguiendo la siguiente ecuación:

$$10 \text{ L} \left(\frac{3 \text{ g}}{1 \text{ L}} \right) \times \left(\frac{100 \text{ g}}{58.82 \text{ g NaHSO}_3} \right) = 51 \text{ g}$$

ANEXO E. RESULTADOS DE PRUEBAS EN LA PLANTA PILOTO

Se realizaron dos pruebas diferentes en la planta piloto de OI, donde a continuación se muestran las graficas realizadas con los datos de calidad de influentes y efluentes junto con el porcentaje de flujo de cada uno de ellos.

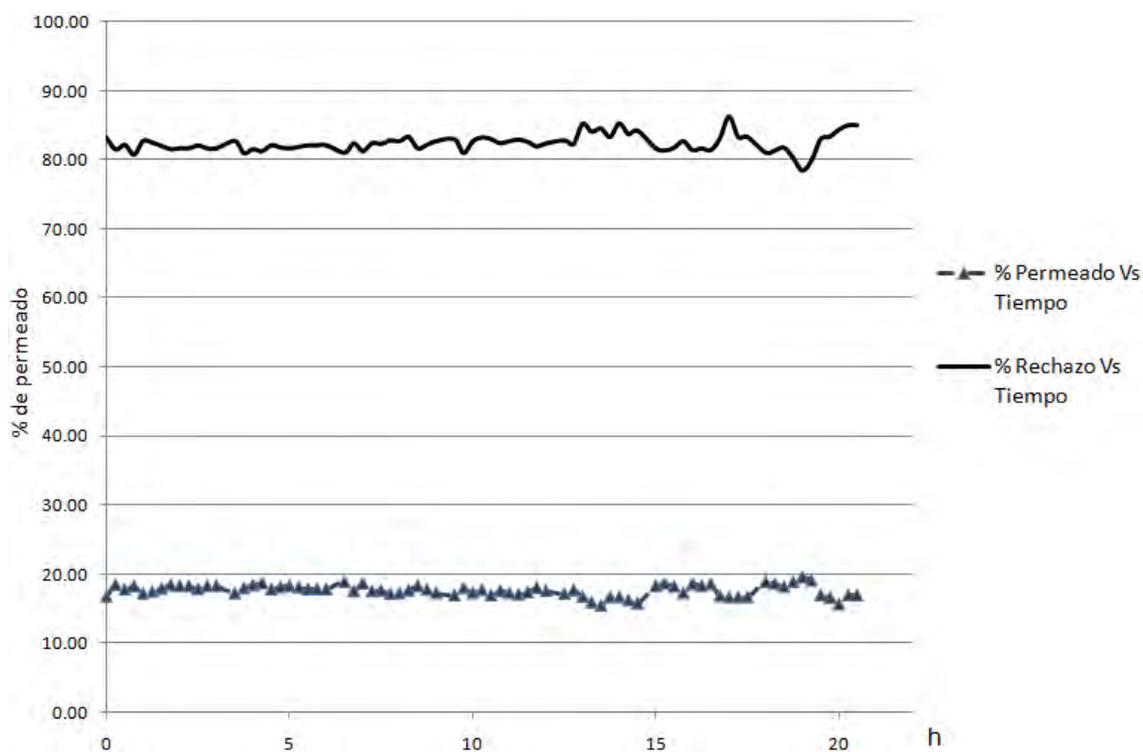


Figura E. 1 Valores de los porcentajes de los flujos de los efluentes de la planta de desalinización de ósmosis inversa con pre-tratamiento de filtración directa

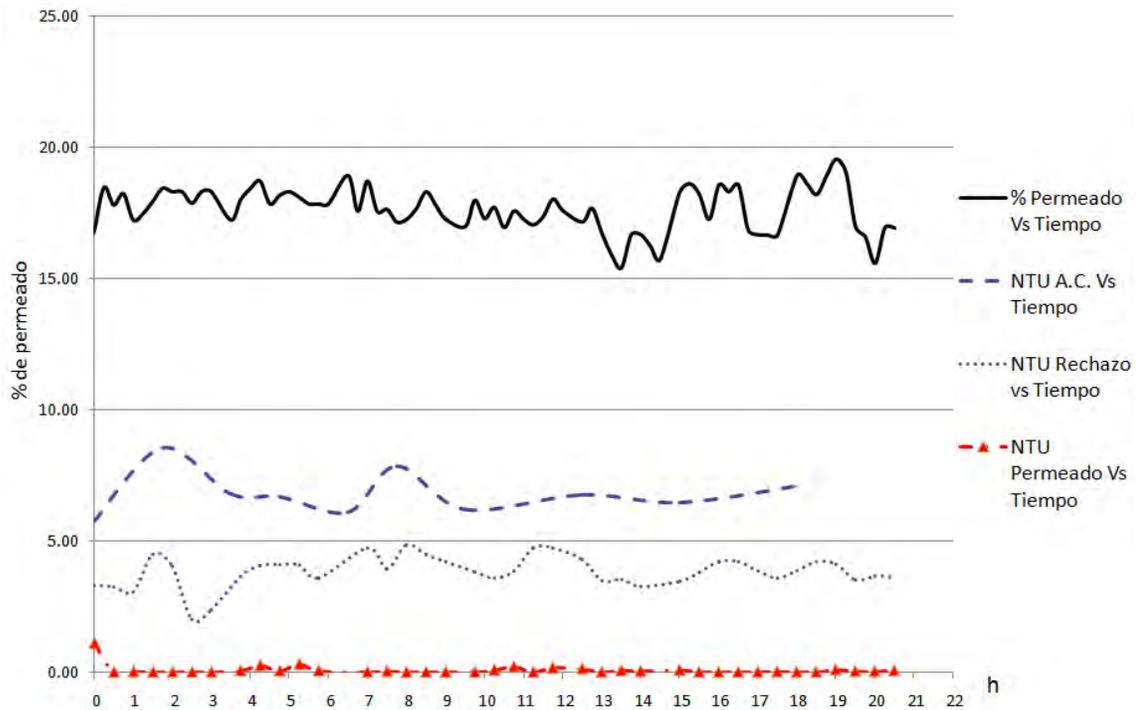


Figura E. 2 Unidades de turbiedad de los efluentes de la planta piloto de ósmosis inversa

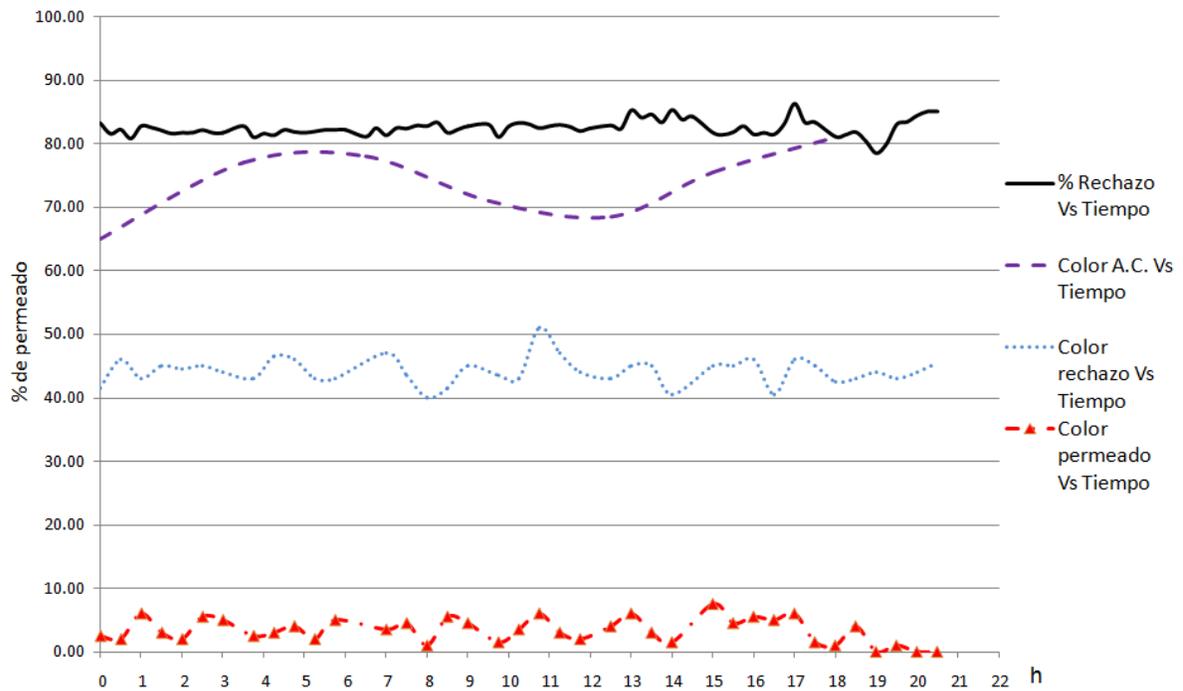


Figura E. 3 Color de los efluentes de la planta piloto de ósmosis inversa

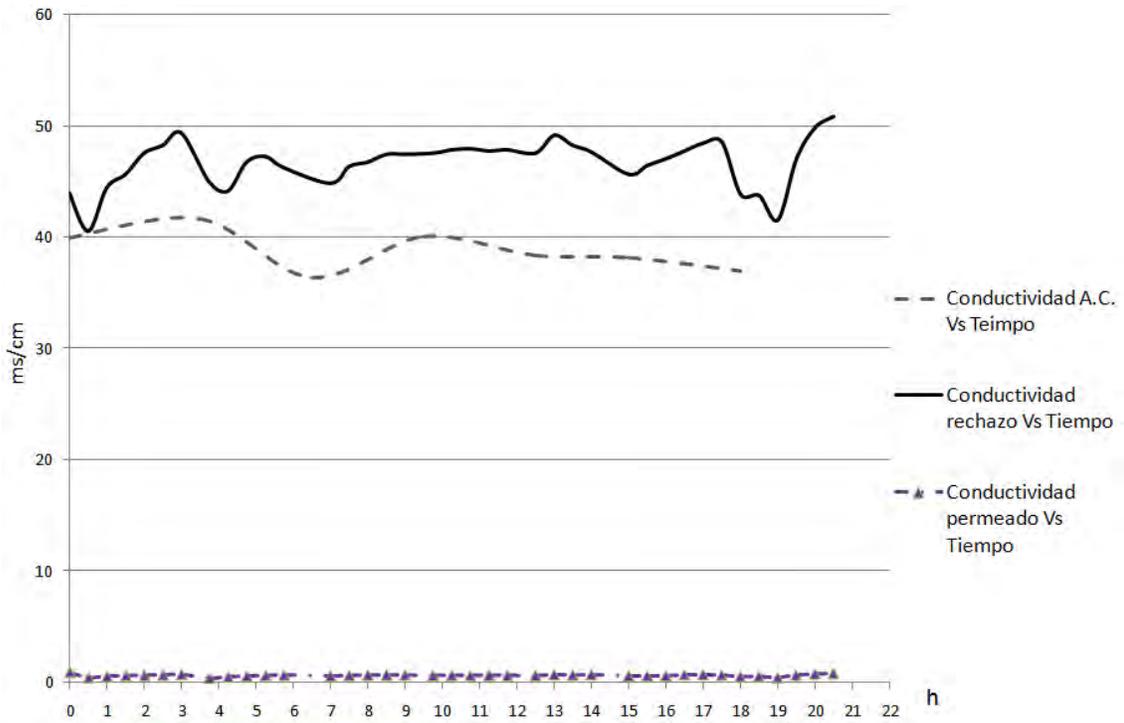


Figura E. 4 Conductividad de los efluentes de la planta piloto de ósmosis inversa

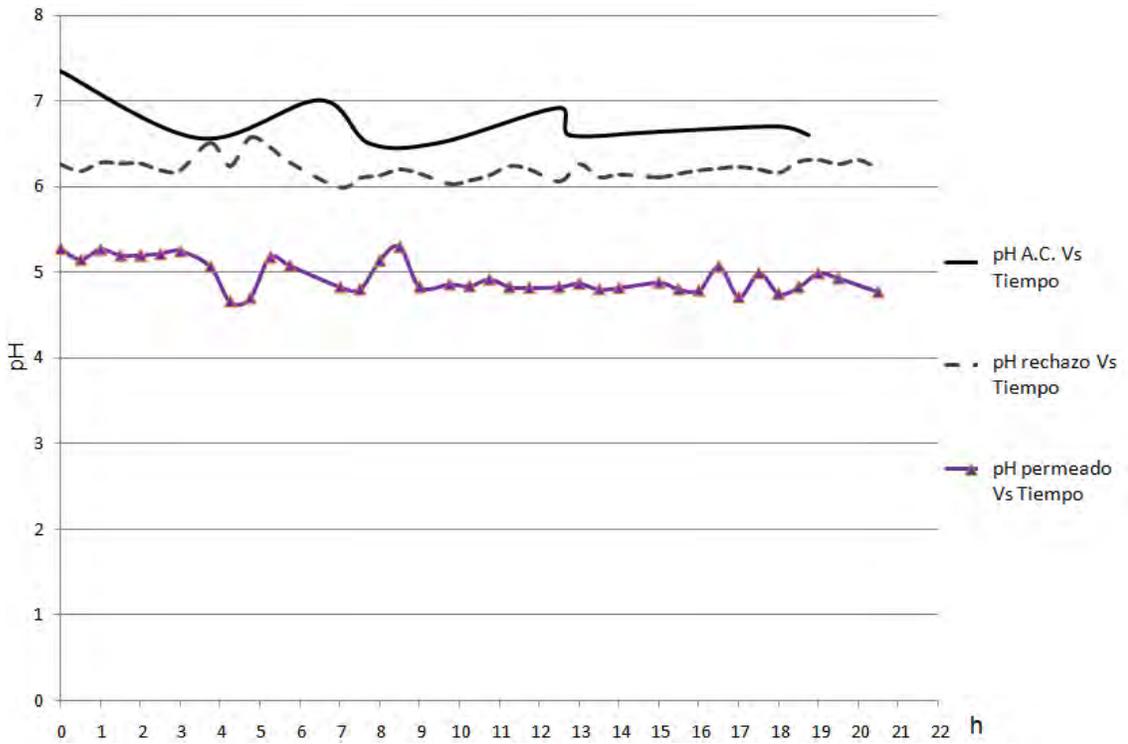


Figura E. 5 pH de los efluentes de la planta piloto de ósmosis inversa

ANEXO F. TABLA DE COSTOS DE DESALINIZACIÓN POR ÓSMOSIS INVERSA REPORTADOS EN LA BIBLIOGRAFÍA

Tabla F. 1 Costo unitario promedio de pre tratamiento convencional para ósmosis inversa (Shahamal et al., 2002)

Desalinización agua de mar		Capacidad	Costo del agua
Costo del agua	Plantas grandes	> 1000 m ³ /día	0.7-1.5 dls/ 1000 lts
	Plantas pequeñas	< 100 m ³ /día	2.0-3.0 dls/ 1000lts
Agua salobre			
	Plantas grandes	> 1000 m ³ /día	0.35-0.75 dls/1000lts
	Plantas pequeñas	< 100 m ³ /día	1.0-1.5 dls/ 1000 lts

Tabla F. 2 Costo del agua producida a gran escala (Lauren et al., 2009)

Localización de la planta	Capacidad de producción (m ³ /día)	Precio del agua (dls/m ³)
Galder-agaete, España	3500	1.94
Jeddag, Arabia Saudita	23000	1.31
Ad Dur, Bahrain	45000	1.3
Lanzarote III Y Agragua, España	20000	1.62-1.34
Santa Barbará California, USA	25000	1.51
Dhkelia, Chipre	4000	1.46
Mallorca y Marbella, España	42000 / 56400	1.3/ 1.0
Eolat, Israel	10000	0.72
Larnarca, Chipre	56000	0.83
Tampa Bay Florida, USA	946000	0.55
Fujairah, Emiratos Arabes Unidos	170500	0.87
Askelon, Israel	320000	0.53

ANEXO G. ENERGIA MINIMA DE DESALACIÓN

La presión osmótica de una disolución se puede calcular por la ley de van't Hoff (El-Sayed y Silver, 1980):

$$P_o = i * M * R * T$$

Donde:

P_o: es la presión osmótica que se pretende calcular, expresada en atmósferas.

i: es el "factor de van't Hoff" y expresa el grado de disociación del soluto.

M: es la concentración molar de la disolución, expresada en moles/L.

R: es la constante de los gases, igual a 0,082 atm * L / mol / °K.

T: es la temperatura en grados Kelvin.

Para un agua de mar con una salinidad de 35.000 ppm a 25°C, el valor del factor de van 't Hoff es de 1,82. Teniendo en cuenta que la densidad de un agua de mar con 35.000 ppm de salinidad a 25°C es de 1,0233 kg/L, y que el peso molecular del cloruro de sodio es 58,44 la concentración molar de esa agua de mar será:

$$M = 35 \text{ gr sal/kg agua} \times 1,0233 \text{ kg agua/L} / 58,44 \text{ gr sal/mol} = 0,613 \text{ mol /L}$$

En consecuencia, la presión osmótica del agua de mar con 35.000 ppm a 25 °C es de:

$$1,82 \times 0,613 \text{ mol/L} \cdot 0,082 \text{ atm} \cdot \text{L/mol}^\circ\text{K} \cdot 298,15 \text{ }^\circ\text{K} = 27,31 \text{ atm}$$

Aplicando al agua de mar una presión superior a su presión osmótica, se iniciará el proceso de ósmosis inversa, y un caudal de agua pura comenzará a atravesar la membrana. El mantenimiento de esa presión será la única aportación de energía necesaria para obtener un flujo de agua pura en el sistema considerado.

Si en un dispositivo ideal de ósmosis inversa presuriza una disolución salina a una cierta presión **P** igual o superior a su presión osmótica, y se la pone en contacto a través de una membrana semipermeable con una masa de agua pura a la presión atmosférica, al cabo de cierto tiempo de funcionamiento, por el solo efecto de la presión aplicada, un volumen de agua **V** procedente de la disolución habrá atravesado la membrana y se encontrará en el lado del agua pura.

La energía necesaria para presurizar un volumen **V** de cualquier fluido incompresible a la presión **P** equivale al producto de la presión por el volumen:

$$W = P * V$$

Puesto que la presión en el lado del agua pura es nula, esta será la energía consumida por el volumen de agua V al atravesar la membrana impulsado por la presión P .

Si el volumen osmotizado es 1 m^3 , el consumo de energía será:

$$W = P \text{ atm} \times 1 \text{ m}^3 = P \text{ atm} \times \text{m}^3 \times 0,02815 \text{ kWh/atm} \times \text{m}^3 = 0,02815 \times P \text{ kWh}$$

Esta expresión es generalizable a cualquier proceso de ósmosis inversa desarrollado en condiciones ideales: la energía consumida por 1 m^3 de agua al atravesar una membrana de ósmosis inversa, expresada en kWh/m^3 , equivale a la presión de trabajo P expresada en atmósferas, multiplicada por el factor de conversión de la unidad de energía atmósferas $\times \text{m}^3$ a la unidad kWh que es 0,02815.

Dado que la presión osmótica P_o de una disolución es aquella a la que se pone en marcha el proceso de ósmosis inversa, la energía mínima necesaria para extraer 1 m^3 de agua pura a partir de una disolución mediante un dispositivo ideal de ósmosis inversa será, según:

$$W_{min} = 0,02815 \times P_o \text{ kWh}$$

Para el agua de mar en las condiciones descritas en el apartado anterior, la presión osmótica es de 27,31 atmósferas. Por consiguiente, la mínima energía necesaria para desalar 1 m^3 de agua de mar con 35.000 ppm de salinidad a 25°C mediante un dispositivo de ósmosis inversa, en condiciones ideales, es de:

$$W_{min} = 0,02815 \times 27,31 = 0,769 \text{ kWh}$$

Esta sería la energía mínima necesaria para extraer agua pura de un agua de mar con 35.000 ppm de salinidad a 25°C . Conviene señalar que las condiciones ideales incluyen la necesidad de que el volumen de agua marina presurizado sea suficiente para que su presión osmótica no se vea alterada por la extracción de agua pura.